



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

FACULTAD DE INGENIERÍA

**DIVISIÓN DE INGENIERÍA EN CIENCIAS DE LA TIERRA
DEPARTAMENTO DE EXPLOTACION DEL PETRÓLEO**

**“SEPARACIÓN Y ESTABILIZACIÓN
DE ACEITE CRUDO”**

**TESIS PARA OBTENER EL
TÍTULO DE INGENIERA PETROLERA**

**PRESENTA
CINTHYA ADRIANA REDONDA GODOY**

DIRECTOR DE TESIS: M. EN I. JOSÉ ÁNGEL GÓMEZ CABRERA



MEXICO D.F. CD. UNIVERSITARIA, 2008



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.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE INGENIERÍA
DIVISIÓN DE INGENIERÍA EN CIENCIAS DE LA TIERRA
DEPARTAMENTO DE EXPLOTACION DEL PETRÓLEO

“SEPARACIÓN Y ESTABILIZACIÓN DE ACEITE CRUDO”

TESIS PRESENTADA POR:

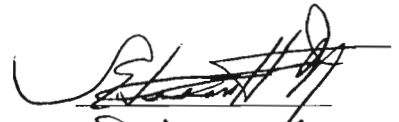
CINTHYA ADRIANA REDONDA GODOY

DIRIGIDA POR:

M. EN I. JOSÉ ÁNGEL GÓMEZ CABRERA

JURADO DEL EXAMEN PROFESIONAL

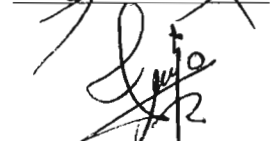
PRESIDENTE: ING. EDUARDO G. LORETO MENDOZA



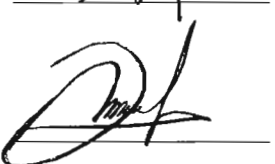
VOCAL: M. EN I. JOSÉ ÁNGEL GÓMEZ CABRERA




SECRETARIO: ING. GUILLERMO TREJO REYES



1ER SUPLENTE: ING. MARÍA ISABEL VILLEGAS JAVIER



2DO SUPLENTE: M. EN I. TOMAS PÉREZ GARCÍA





UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA
DIRECCIÓN
60-I-723

SRITA. CINTHYA ADRIANA REDONDA GODOY
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor M.I. José Ángel Gómez Cabrera y que aprobó esta Dirección para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero:

SEPARACIÓN Y ESTABILIZACIÓN DE ACEITE CRUDO

INTRODUCCIÓN

- I CARACTERIZACIÓN DE ACEITE CRUDO
 - II COMPORTAMIENTO DE FASES
 - III PROCESAMIENTO DE CAMPO DE ACEITE CRUDO
 - IV SEPARACIÓN DE LOS FLUIDOS PRODUCIDOS
 - V ESTABILIZACIÓN DEL ACEITE CRUDO
- CONCLUSIONES
BIBLIOGRAFÍA

Ruego a usted cumplir con la disposición de la Dirección General de la Administración Escolar en el sentido de que se imprima en lugar visible de cada ejemplar de la tesis el título de ésta.

Asimismo, le recuerdo que la Ley de Profesiones estipula que se deberá prestar servicio social durante un tiempo mínimo de seis meses como requisito para sustentar examen profesional.

Atentamente

“POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU”

d.C. Universitaria, D. F. a 23 de junio de 2008

EL DIRECTOR

MTRO. JOSÉ GONZÁLO GUERRERO ZEPEDA

RJPYS*srs

AGRADECIMIENTOS

Doy gracias a **Dios**, por todo lo que me ha dado y por reconfortarme cada vez que lo necesito.

A mi **mamá** Susana Godoy Avalos, por estar siempre conmigo, por darme todo su amor, su cariño, su comprensión y su apoyo en las decisiones que tome, **TE AMO**.

A mi abuela Margarita Avalos[†] y mi tía Lourdes Godoy[†], porque siempre están en mi pensamiento, las extraño.

A mi tía Rosa Godoy, mi primo David Hernández, mi primo Daniel López, mi sobrino Jair Hernández, y mi tío José López, por creer en mí.

A Susana Galicia Muñoz, por ser mi amiga y un ejemplo a seguir. A Lucero Jiménez Díaz, por ser mi amiga y mi conciencia.

En memoria de Lillian López Juárez [†], mi amiga.

A mis amigos de la "Prepa 2" Gabriela García Berdeja, Abraham Hernández Onofre y Alejandra Castillo Alanis, por estar en las buenas en las malas y en las peores conmigo.

A todos mis compañeros de la Facultad, ya que hicieron más amena la estancia en las clases.

A mis profesores, que me instruyeron en el conocimiento de la carrera así como de la vida.

Al Ing. José Ángel Gómez Cabrera, por su guía y apoyo.

Susana Coria Vera, por aparecer en el momento justo de mi vida.

Al amor de mi vida Pedro Almaguer, porque hemos vivido muchas cosas y aprendido de ellas, gracias por todo lo que me has enseñado, aunque no lo creas ha sido mucho.

Una noche soñé que caminando por la playa con DIOS, se proyectaba en el firmamento mucha escenas de mi vida. En cada cuadro veía huellas de pisadas en la arena; a veces las de dos personas, y otras las de una.

Observé que durante los períodos más difíciles de mí existencia se veían las huellas de una sola persona y dije:

Me prometiste, Señor, que siempre caminarías a mí lado. ¿Por qué cuando más te necesité, no estabas conmigo?

Él respondió:

-Cuando viste que las huellas de una sola persona, hija mía fue cuando tuve que cargarte-.

ANN LANDERS.

SEPARACIÓN Y ESTABILIZACIÓN DE ACEITE CRUDO

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1 CARACTERIZACIÓN DE ACEITE CRUDO	3
1.1 Introducción	3
1.1.1 Apariencia de los hidrocarburos producidos	3
1.1.2 Componentes del aceite crudo	6
1.2 Muestreo y análisis del aceite crudo	18
1.2.1 Muestreo	18
1.2.2 Análisis del aceite crudo	19
1.3 Especificaciones del producto	21
CAPÍTULO 2 COMPORTAMIENTO DE FASES	25
2.1 Introducción	25
2.2 Comportamiento de las fases del fluido	25
2.3 Cálculo de equilibrio	28
2.3.1 Cálculo del punto de burbuja	29
2.3.2 Cálculo del punto de rocío	30
2.3.3 Cálculo del equilibrio de la vaporización instantánea (flash)	30
2.3.4 Modelo aplicable	31
2.4 Equilibrio termodinámico vapor-líquido	31
2.4.1 Ecuaciones de estado	33
CAPÍTULO 3 PROCESAMIENTO EN CAMPO DE ACEITE CRUDO	45
3.1 Introducción	45
3.2 Bases de diseño	46
3.3 Operaciones de procesamiento	47
3.3.1 Procesamiento de gas	47
3.3.2 Procesamiento de aceite	47
3.3.3 Procesamiento de agua	48
3.3.4 Tratamiento de arena	48
3.3.5 Equipo auxiliar	48
3.4 Alcance del procesamiento	49
3.4.1 Corriente natural del pozo	49
3.4.1.1 Bombeo neumático	49
3.4.1.2 Aceite con baja RGA	49
3.4.1.3 Gas dulce y seco	50
3.4.1.4 Aceite con alta RGA	51
3.4.2 Localización del campo	51

CAPÍTULO 4 SEPARACIÓN DE LOS FLUIDOS PRODUCIDOS	55
4.1 Introducción	55
4.2 Descripción física	55
4.3 Comparación de separadores	57
4.3.1 Separadores verticales	57
4.3.2 Separadores horizontales	58
4.3.3 Separadores esféricos	58
4.3.4 Separadores de tres fases	58
4.4 Fundamentos de la separación de mezclas gas-líquido	61
4.5 Principales factores que afectan la eficiencia de separación de gas y líquido	65
4.6 Método API Especificaciones de separadores de gas y aceite	68
4.6.1. Ejemplo	78
4.7 Método Nolasco Cálculo de la capacidad de tratamiento de los separadores de 2 fases.	80
4.7.1 Cálculo de la capacidad de tratamiento de separadores verticales.	80
4.7.1.1 Capacidad de separación de gas.	80
4.7.1.1.1 Ejemplo	81
4.7.1.2 Capacidad de separación de líquido.	83
4.7.1.2.1 Ejemplo	84
4.7.2 Cálculo de la capacidad de tratamiento de separadores horizontales	84
4.7.2.1 Capacidad de separación de gas	84
4.7.2.1.1 Ejemplo	86
4.7.2.2 Capacidad de separación de líquido	87
4.7.2.2.1 Ejemplo	87
4.8 Método Ken Arnold	88
4.8.1 Separadores verticales bifásicos	88
4.8.1.1 Metodología para dimensionamiento de separadores verticales bifásicos	90
4.8.1.1.1 Ejemplo	91
4.8.2 Separadores horizontales bifásicos	93
4.8.2.1 Metodología para dimensionamiento de separadores horizontales bifásico	93
4.8.2.1.1 Ejemplo	95
4.8.3 Separadores trifásicos	96
4.8.3.1 Separadores verticales trifásicos	96
4.8.3.1.1 Metodología para dimensionamiento de separadores verticales trifásicos	98
4.8.3.1.1.1 Ejemplo	99
4.8.3.2 Separadores horizontales trifásicos	100
4.8.3.2.1 Metodología para dimensionamiento de separadores horizontales trifásicos	102
4.8.3.1.2.1 Ejemplo	103
4.9 Método Gráfico para determinar la capacidad de los separadores horizontales y verticales convencionales	105
4.9.1 Capacidad de líquido de un separador vertical	107
4.9.1.1 Ejemplo	107
4.9.2 Capacidad de gas de un separador vertical	107
4.9.2.1 Ejemplo	107
4.9.3 Capacidad de líquido de un separador horizontal	108

4.9.3.1 Ejemplo	108
4.9.4 Capacidad de gas de un separador horizontal	108
4.9.4.1 Ejemplo	108
4.10 Método empírico para calcular la presión de separación en un sistema de separación en etapas	113
4.10.1 Ejemplo	114
4.11 Método para determinar la presión óptima de separación en la segunda etapa en un sistema de 3 etapas	114
4.11.1 Ejemplo	116
4.12 Balance de materia en un proceso de separación gas-aceite	117
4.12.1 Ejemplo	120
4.13 Optimización por requerimientos de potencia para transportar el gas separado	125
4.13.1 Ejemplo	128
CAPÍTULO 5 ESTABILIZACIÓN DEL ACEITE CRUDO	132
5.1 Introducción	132
5.2 Separación multietapas	133
5.2.1 Máxima producción de líquidos	133
5.2.2 Mínimos requerimientos de compresión	133
5.3 Estabilización mediante la reducción de la presión de separación	134
5.3.1 Separación multietapa en el tanque de almacenamiento	134
5.3.2 Separación multietapa con estabilización de crudo en separador elevado	135
5.3.3 Separación multietapa con estabilización de crudo con vacío	136
5.4 Estabilización mediante el incremento de la temperatura	137
5.4.1 Separación multietapa con calentamiento de crudo y estabilización en separador elevado	137
5.4.2 Separación multietapa con estabilizador tipo torre	139
5.4.3 Separación multietapa con estabilización elevada por ultrasónico	141
CONCLUSIONES	142
BIBLIOGRAFÍA	143

INTRODUCCIÓN

Tal como son producidos, los fluidos de la cabeza del pozo -aceite crudo, gas natural y salmuera- deben ser procesados para su venta, transporte, re-inyección o disposición.

El procesamiento en campo petrolero es definido como el procesamiento del aceite y/o gas para un seguro y económico almacenaje y/o transporte por ducto, tanque o camión, también incluye el tratamiento de agua, ya sea del agua producida para su reinyección o disposición o agua adicional inyectada usada para empuje de agua o mantenimiento de la presión.

La “Separación”, “deshidratación”, “desalación”, “endulzamiento” y “estabilización” describen operaciones específicas como sigue:

- Separación: Disociación de las fases vapor, aceite y agua que son producidas en la cabeza del pozo.
- Deshidratación: Remover los sedimentos y agua o sedimentos y salmuera.
- Desalación: Reducir el contenido de sal en el aceite diluyendo el agua contenida en el aceite y luego deshidratando de nuevo.
- Endulzamiento: Remoción de el H₂S y otros compuestos de sulfuro.
- Estabilización: Remover los componentes mas volátiles del aceite para reducir la presión de vapor Reid (PVR) o más correctamente la presión de burbujeo.

La selección y operación del equipo para el procesamiento en campo depende del volumen y las características de las corrientes producidas en las cabezas de los pozos. En cada situación el procesamiento no solo depende de la corriente en la cabeza del pozo si no también de las especificaciones de entrega del producto.

Este trabajo consta de cinco capítulos, el primero explica la caracterización de aceite crudo, entendiendo que es lo que se produce en un pozo, como hidrocarburos y no hidrocarburos su clasificación con respecto a diferentes parámetros, así como el muestreo y análisis necesarios para tener el producto con las especificaciones y seguridad adecuadas para su transporte y venta, también cumpliendo con las normas ambientales.

El capítulo dos trata sobre el comportamiento de aceite, gas y agua, debido a que es importante conocer las variables a controlar y los cambios que va teniendo el fluido en el pozo como en superficie, siendo necesario esto para poder realizar el diseño de las instalaciones superficiales con el fin de aprovechar el mismo comportamiento del fluido y así minimizar costos.

El capítulo tres versa en el procesamiento de campo del aceite, el criterio para la selección, construcción y operación para ser separados los hidrocarburos, para su almacenaje y transporte, así como los no hidrocarburos que deben ser eliminados o reinyectados. Es necesario conocer todos los procesos y parámetros para el diseño de las instalaciones, la composición del fluido, el mecanismo de empuje, el sistema artificial de producción y los métodos de recuperación.

El capítulo cuatro hace énfasis de la importancia de la separación de los fluidos producidos, siendo esta una las razones principales a tomar en cuenta porque es la parte básica para el desarrollo de un campo, ya que hay lugares donde no se cuenta con el equipo de separación adecuado y el gas que se quema arrastra una cantidad considerable de aceite ligero que también es quemado, ocasionando grandes pérdidas

siendo el aceite ligero el de más alto valor comercial. En este capítulo además se explican diferentes métodos para el diseño de separadores en base a la norma API y de diversos autores, métodos para obtener presiones óptimas a diferentes etapas, balance de materias para determinar las cantidades de gas y líquidos separados. Las presiones de separación de un sistema en etapas deben optimizarse a fin de minimizar la potencia de compresión requerida para transportar el gas separado. Todo esto repercute en los costos finales de operación.

El objetivo técnico de la estabilización es remover los componentes ligeros, tan completamente como sea posible mientras se permite la maximización de las cantidades de C_4 , C_5 y pesados en el aceite crudo, por eso es necesario seleccionar un sistema de estabilización adecuado para el tipo de fluido que se reciba. Una vez alcanzada la estabilidad está en condiciones de ser puesto en el mercado, el cual se detallado en el capítulo cinco.

CAPÍTULO 1

CARACTERIZACIÓN DE ACEITE CRUDO

1.1 INTRODUCCIÓN

El tratamiento de aceite crudo para el almacenamiento, la transportación y la venta, involucra tres procesos:

- Separación de aceite crudo, agua libre y emulsificada o salmuera y sedimentos arrastrados (arenas).
- Estabilización de aceite crudo (remoción de gas natural disuelto, hasta el grado requerido, para vender, transportar y manejar un aceite seguro).
- Remoción de impurezas del aceite crudo y gas para satisfacer especificaciones de venta/transporte/reinyección, además de cumplir con todas las regulaciones de seguridad y ambientales.

Las especificaciones de venta para el aceite crudo son pocas y legales e involucran pruebas simples. Los aceites crudos son usualmente descritos por los hidrocarburos presentes, las características totales se miden por las pruebas tradicionales. La selección, el diseño y la operación de procesos usados para separar el aceite del agua, sedimentos y el gas disuelto además de quitar impurezas, dependen de las características del estrangulador. Sin embargo, la caracterización del aceite crudo ha sido discutida por apariencia de los hidrocarburos producidos, componentes del aceite crudo, muestreo, análisis y especificaciones de producto.

1.1.1 Apariencia de los hidrocarburos producidos

Los componentes deseables del gas natural y del aceite crudo son los hidrocarburos. Éstos se extienden desde metano hasta parafinas o alcanos con 33 átomos de carbono e hidrocarburos aromáticos polinucleares con 20 o más átomos de carbono.

El gas natural es sobre todo metano. El aceite crudo principalmente líquido tiene cuatro o más átomos de carbono, hay una tendencia para referirse al aceite como un líquido y al gas natural como gas y considerar la producción de las dos fases como operaciones separadas.

Sin embargo, el aceite en el yacimiento contiene casi siempre metano disuelto y otros hidrocarburos ligeros que son liberados como gas cuando la presión en el aceite se reduce. Como el gas se expande, el volumen de líquido restante del aceite disminuye; este fenómeno se conoce como encogimiento.

El gas que se produce se llama gas en solución, gas asociado al aceite o gas liberado. El encogimiento es expresado en términos de barriles de aceite en el tanque por barril de fluido del yacimiento (factor de encogimiento SF). El encogimiento del aceite crudo es el recíproco del factor de volumen de la formación (FVF o Bo).

El gas natural producido en un yacimiento de gas puede contener cantidades pequeñas de hidrocarburos más pesados que se separan como líquidos llamados condensados. El gas natural contiene hidrocarburos condensados llamado gas húmedo.

Si no están en su forma condensada cuando el gas es producido a la superficie, el gas es llamado seco. Los términos mojado y seco pueden referirse al agua líquida o hidrocarburos líquidos.

El gas condensado de yacimiento es un tipo intermedio de líquido (es decir, entre el aceite crudo y el gas natural). El líquido condensado contiene una cantidad considerable de hidrocarburos licuables y es muy rico en condensados.

En la figura 1-1 se muestra una secuencia típica de la separación del gas-aceite que incluye generalmente el agua y el retiro del sedimento. Cuando el aceite crudo se separa de un gas asociado durante la producción, el total del gas liberado mientras que se reduce la presión del aceite a la atmosférica dividida por el volumen del aceite crudo remanente se llama relación gas-aceite o RGA.

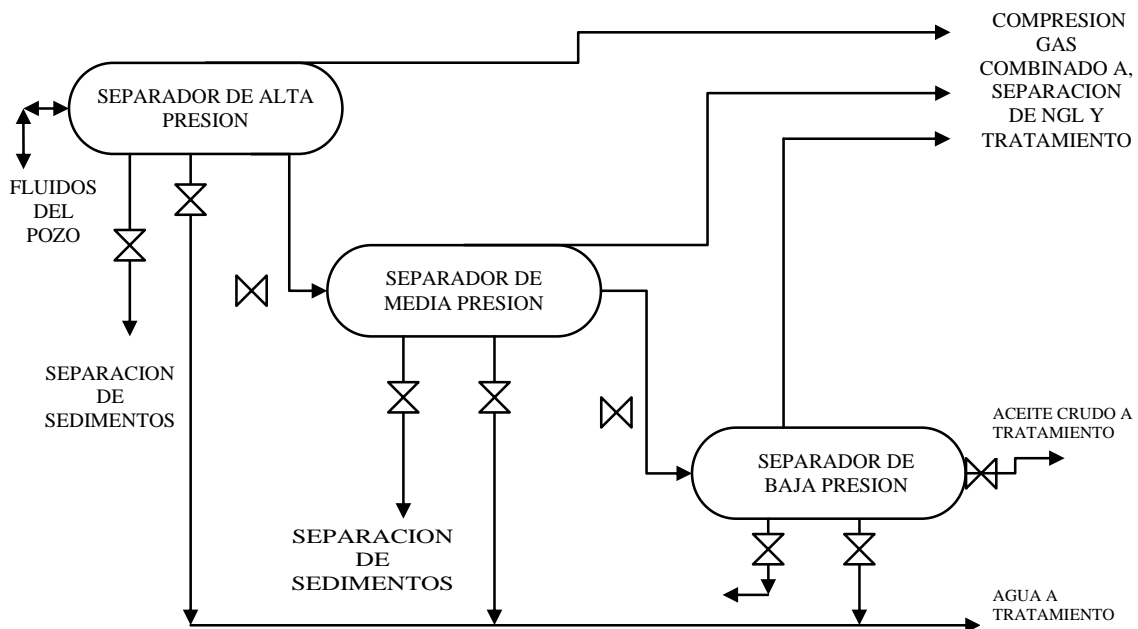


Figura 1-1. Tren de separación de aceite-gas

La RGA esta dada en pies cúbicos de gas a 60 °F por barril en el tanque a la presión atmosférica ($\text{pie}^3/\text{barril}$) en unidades inglesas; y metros cúbicos de gas por metro cúbico de aceite almacenado a 15 °C o alternativamente, metros cúbicos estándar de gas por tonelada métrica de aceite a 15 °C en el SI o unidades métricas.

Las condiciones estándar para el gas natural son 60 °F a una atmósfera estándar (14.696 psia en unidades inglesas de ingeniería) y 15 °C a una atmósfera estándar (101.325 kPa en el SI o unidades métricas).

La RGA total depende del número de etapas usadas en la de separación, así como la presión de operación de cada etapa. Para tres o más etapas, la RGA se acerca a un valor límite. La optimización de la separación implica generalmente maximizar el tiempo de residencia del líquido en la vasija o minimizar los requerimiento de compresión.

Si no se produce ningún gas cuando el aceite crudo se reduce a la presión atmosférica, se dice que se trata de un aceite muerto. Si la cantidad de gas disuelto no es grande (hasta cerca de 2.000 (pie³/barril) se dice que el aceite presenta un punto de bajo encogimiento o aceite negro. Si la RGA está entre 2000 a 3300, se dice que el aceite tiene un alto encogimiento o es un aceite volátil (figura 1-2).

La tabla 1-1 muestra las clasificaciones para el gas y aceite del yacimiento, el aceite crudo se puede clasificar como pesado convencional, pesado y extra pesado como sigue:

Crudo convencional	Viscosidad < 10,000 cp, °API > 20
Crudo pesado	Viscosidad < 10,000 cp, °API < 20
Extra pesado	°API < 10

Tabla 1-1. Caracterización del aceite.

Tipo de fluido	CONDICIONES INICIALES		CONDICIONES ESTÁNDAR	
	Separación (bl @c.s./bl @c.y.)	Relación gas aceite (pies cúbicos @ c.s./ bl @ c.s)	°API	Color
Aceite de bajo encogimiento (baja RGA, aceite negro)	> 0.5	< 2000	< 45	oscuro
Aceite de alto encogimiento (alta RGA o volátil)	< 0.5	2000 - 3300	>40	ligeramente oscuro
Gas y condensado	-	3300 - 50000	50 - 60	ligeramente oscuro
Gas húmedo	-	> 5000	> 50	casi transparente
Gas seco	-	-	-	transparente

Dowd y Kuskra (1988) determinan su clasificación de hidrocarburos definiendo el bitumen natural y lutitas:

Bitumen Natural	(aceite, arena, asfalto natural)	Viscosidad > 10,000 cp.
Lutitas	más de 10 gal/ton en destilación destructiva.	

Tales clasificaciones solamente son significativas porque proporcionan información útil al ingeniero. En el caso del proceso en los campos de aceite crudo, la caracterización del aceite debe ser suficientemente buena para proporcionar estimaciones exactas razonables del flujo de gas-aceite y las composiciones en el separador del aceite.

Según lo demostrado en la tabla 1-2, indica la visión general o la tendencia que se tiene generalmente con respecto a la composición del aceite y a la RGA (figura 1-2).

Tabla 1-2. Constituyentes del aceite crudo

Parafínicos	-cadena recta -cadena ramificada
Nafténicos	-alquilo ciclopentanos -alquilo ciclohexanos -alquilo bencenos
Aromáticos	-nafténico-aromático -aromático polinucleares
Gases disueltos	-nitrógeno -dióxido de carbono
Sulfurosos	-sulfuro de hidrógeno -mercaptanos
Nitrógeno (componentes orgánicos)	
Oxígeno (componentes orgánicos)	
Componentes metálicos	
Partículas coloidales	-asfaltenos -resinas -parafinas solidas
Agua (S & W o BS & W)	-fresca o salmuera
Sólidos	-arenas -fragmentos de tuberías -productos corrosivos -lodos

1.1.2 Componentes del aceite crudo

El aceite contiene cientos de miles de compuestos químicos distintos; es una mezcla muy compleja que por necesidad, es descrita parcial o total por las características, tales como densidad ($^{\circ}$ API), curva de destilación, etc.

Los aceites crudos varían extensamente. Todas las variedades de los aceites pesados, casi sólidos, se hunden en agua, hasta crudos que se asemejan a la gasolina o al keroseno en aspecto, solo cambian a un color más oscuro.

El yacimiento contiene generalmente salmuera y aceite crudo formando emulsiones (es decir, algunas gotas de la salmuera siguen dispersas a través de la fase del aceite bruto continuo incluso después del proceso en campo). De igual manera en formaciones con poco o sin empuje de agua, el agua intersticial o congénita está presente y es producida.

El agua congénita es casi fresca saturada con sólidos disueltos (principalmente NaCl). Si el agua presenta contenido de sales, tiene poco valor comercial y esto contribuye a una caída excesiva de presión en las líneas de recolección y corrosión del equipo de acero en campo.

Después de la separación, la salmuera puede estar a disposición para un manejo ambiental aceptable; los costos de eliminación pueden ser considerables. El empuje por agua incrementará la producción de agua.

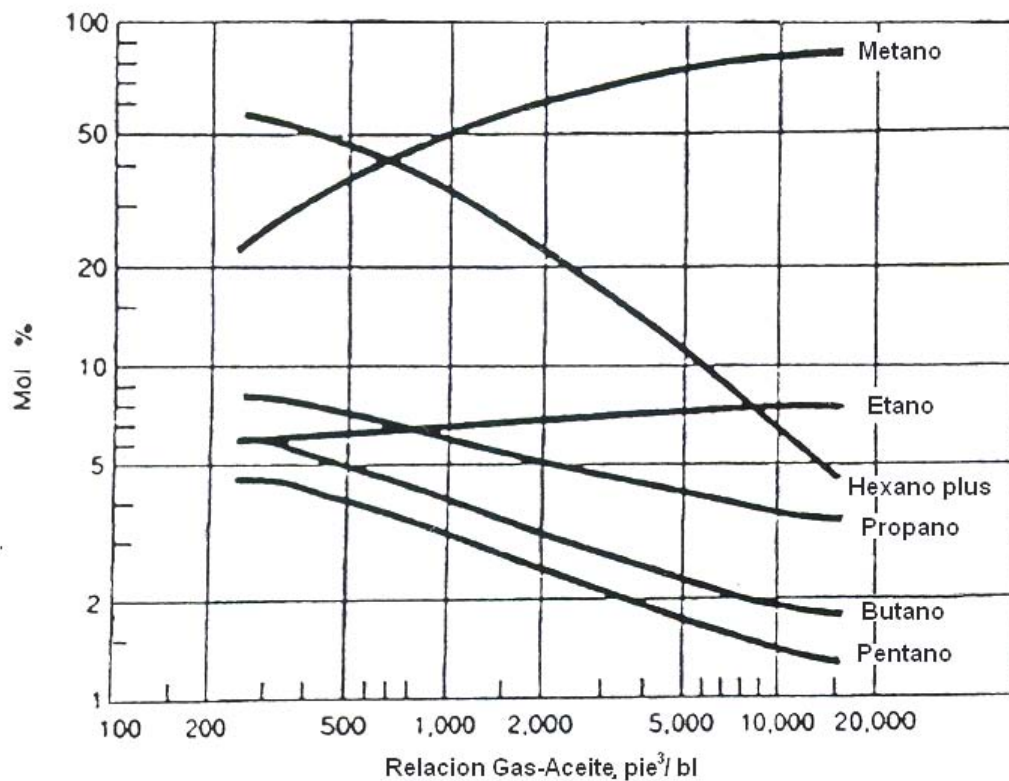


Figura 1-2. Composición típica de un fluido de yacimiento.

La tabla 1-2 es un resumen de los constituyentes del aceite crudo principalmente hidrocarburos, pero también incluye componentes contaminantes; sulfuros, nitrógeno, oxígeno y metales. Cada tipo de aceite crudo contiene casi la misma clase de componentes, pero en diferentes proporciones. El aceite crudo también contiene partículas coloidales, sedimentos y agua (S&W) o llamados formalmente, sedimentos básicos, agua y sólidos (BS&W).

Hidrocarburos. Los tres principales grupos de los hidrocarburos son; los alquilos o parafinas, anillo saturado (anillo nafténico) y anillos aromáticos (tabla 1-3). Casi todos los componentes del aceite crudo están compuestos de estos tres bloques, solos o en combinación. Las parafinas o hidrocarburos alifáticos están compuestos de cadenas rectas o ramificadas de átomos de carbono con hidrógenos teniendo la fórmula $C_n H_{2n+2}$. Un ejemplo es butano normal e iso-butano.

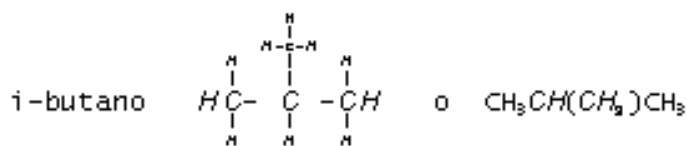
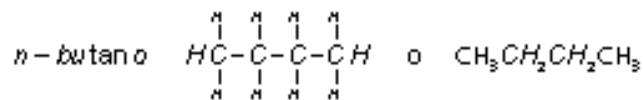
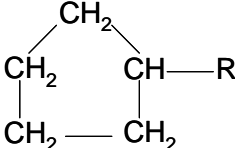
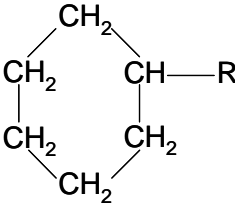
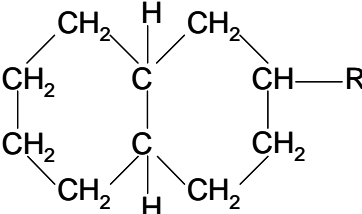
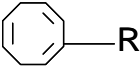
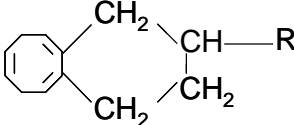
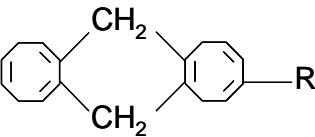
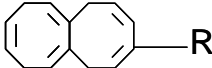


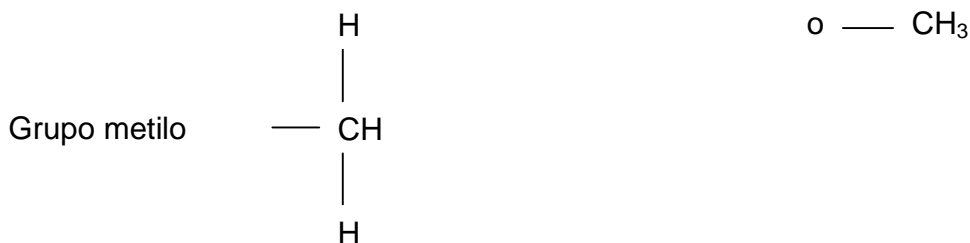
Tabla 1-3 Principales tipos de hidrocarburos aislados en el aceite crudo por la API

Tipo	Formula	Porcentaje
Hidrocarburos parafínicos (Alcanos) Normal	$\text{CH}_3\text{---CH}_2\text{---R}$	14
Iso	$\begin{array}{c} \text{CH}_3 \\ \\ \text{CH}_3\text{---CH---R} \end{array}$	18
Ramificados	$\begin{array}{c} \text{CH}_3 \\ \\ \text{CH}_3\text{---CH}_2\text{---CH---R} \end{array}$	18
Cicloparafinas (Nafténos) Alquilo Ciclopentanos		10
Alquilo Ciclohexanos		6
Bicicloparafinas		5
Aromáticos Alquibencenos		18
Cicloparafinas-aromáticas		5
Fluoruros		3
Aromáticos Binucleares		17
Aromáticos Polinucleares R es usualmente CH ₃ -	Como los Binucleares pero más anillos	4

El *n* e *iso*-butano tienen la misma fórmula empírica (C₄H₁₀) y el mismo peso molecular (58.123), siendo isómeros. La tabla 1-4 muestra como rápidamente el número de isómeros alifáticos incrementa con el aumento de números de carbonos. Este número dominante de posibles isómeros confirma la previa afirmación de que el aceite crudo contiene miles de componentes individuales. Obviamente, la identificación de cada uno de estos es técnicamente imposible y de alto costo. Los hidrocarburos parafínicos son también llamados alcanos (también el átomo de carbono puede ser afectado por otro carbono), es llamado grupo alquilo y está dado por el símbolo R. El grupo alquilo simple es el grupo metilo.

Tabla 1-4 Número posible de isómeros alcanos.

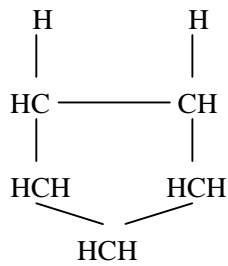
Número de átomos de carbono	Número de isómeros
1 ó 2 ó 3	1
4	2
5	3
6	5
7	9
8	18
9	35
12	355
15	4,347
18	60,523
25	36,797,588
40	62 x 10 ¹²



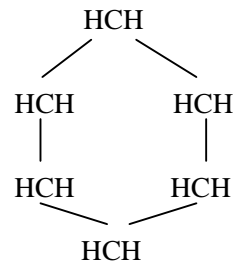
Las cadenas lineales o hidrocarburos parafínicos normales desde C1 hasta C33 son encontrados en el aceite crudo. Las llamadas ceras de parafinas consisten en alcanos del número 16 al 29. Las cadenas de hidrocarburos con ramificaciones son encontrados en el gas y en fracciones de gasolina (p. e., desde 4 a 10 carbonos).

El grupo metil es el más común en su cadena y es ramificado al segundo átomo de carbón en la primera cadena, entonces el tercer carbón al último. Las ramificaciones predominantes son las simples, después las dobles y las triples.

Los naftenos son similares a las parafinas excepto que la cadena tiene forma de anillo y está unido al final para formar cinco o seis miembros. Los miembros básicos de la familia son los ciclopentano y los ciclohexano.

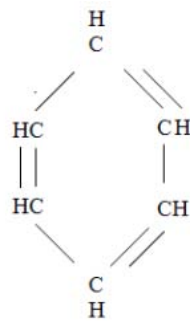


Ciclopentano



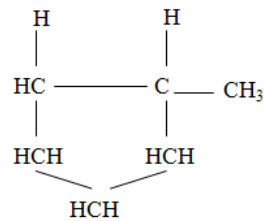
Ciclohexano

Las ramas del alquilo son unidas usualmente al grupo metil y menos frecuente al grupo alquilo. Los hidrocarburos aromáticos como miembro básico es el benceno.

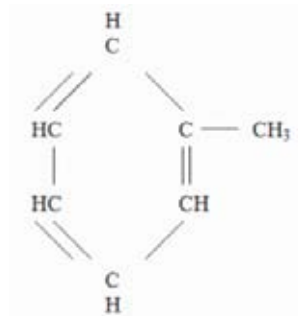


Benceno

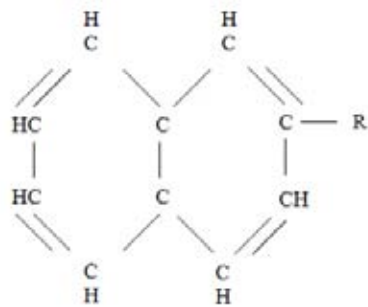
Todas las combinaciones posibles de naftanos, anillos aromáticos y grupo de alquilo se encuentran en el petróleo. Incluyendo las siguientes:



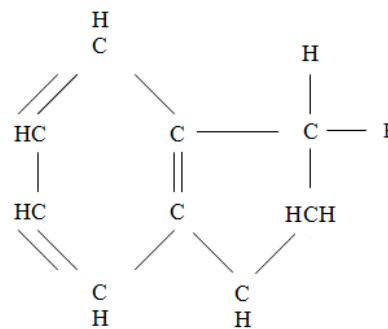
Metilciclopentano



Tolueno



Naftaleno



Indano

Los aromáticos tienen ocho miembros grandes pero causan problemas a la salud y al medio ambiente. Está documentado que el benceno es carcinógeno y un contaminante primordial. Los aromáticos tienen pocos puntos de humo (se queman con una pequeña flama). La tabla 1-3 resume los tipos de hidrocarburos de forma aislada desde una referencia de aceite crudo. La tabla confirma que las tres estructuras mayores ocurren solas y en todas las posibles combinaciones con las otras estructuras. Cada estructura aporta propiedades a los componentes individuales y a su vez al aceite crudo.

Nelson (1966) realizó una gráfica interesante del factor de caracterización contra los puntos de ebullición, mostrado en la figura 1-3. El factor de caracterización, UOP K, es definido como la raíz cúbica del punto de ebullición de un componente (en grados Rankin) dividido por la gravedad específica, SG, del líquido a 60 °F (referido al agua a 60°F).

$$CF = UOP K = (T_b + 459.67)^{1/3} / SG @ 60^\circ F / 60^\circ F$$

Donde: T_b = punto de ebullición normal.

El UOP K o factor de caracterización no puede ser confundido con el factor K usado en los cálculos de equilibrio vapor/líquido. Las dos K's son totalmente diferentes. Considerando los tres componentes C₆ n-hexano, ciclohexano y benceno. Los factores de caracterización se dan en la figura 1-3 y la tabla 1-5 como 12.81, 10.98 y 9.72. Las cadenas alquilo tienen el factor K alto, los anillos del nafteno tienen una K intermedia y finalmente compuestos aromáticos la K más baja.

Nelson también demostró en la figura 1-3, el efecto de entremezclar los grupos básicos. Por ejemplo, comparando la suma de un lado del grupo del alquilo (p. e. el metilo) a cada uno de los tres compuestos antes dichos de C₆. Las Ks para 1-metilhexano, metilciclohexano y tolueno es de 12.59, 11.11 y 9.86. El efecto de adición al grupo alquilo es un poco bajo el factor k de la parafina normal, pero aumenta las k's para el neptano y aromáticos. Observando particularmente que aunque el factor K disminuye, el primer punto de ebullición aumenta y en el aumento de los puntos de ebullición, el factor de K se invierte y comienza a incrementarse. Este comportamiento también se observa en los crudos.

Tabla 1-5 Caracterización de factores de hidrocarburos

Componente	$T_b, ^\circ F$	SG@60°F/60°F	UOP K
n-hexano	155.72	0.66383	12.81
Ciclohexano	177.29	0.78347	10.98
Benceno	176.18	0.88448	9.72
2-metilhexano	194.09	0.68310	12.59
Metilciclohexano	213.68	0.77400	11.11
Tolueno	231.13	0.87190	9.86

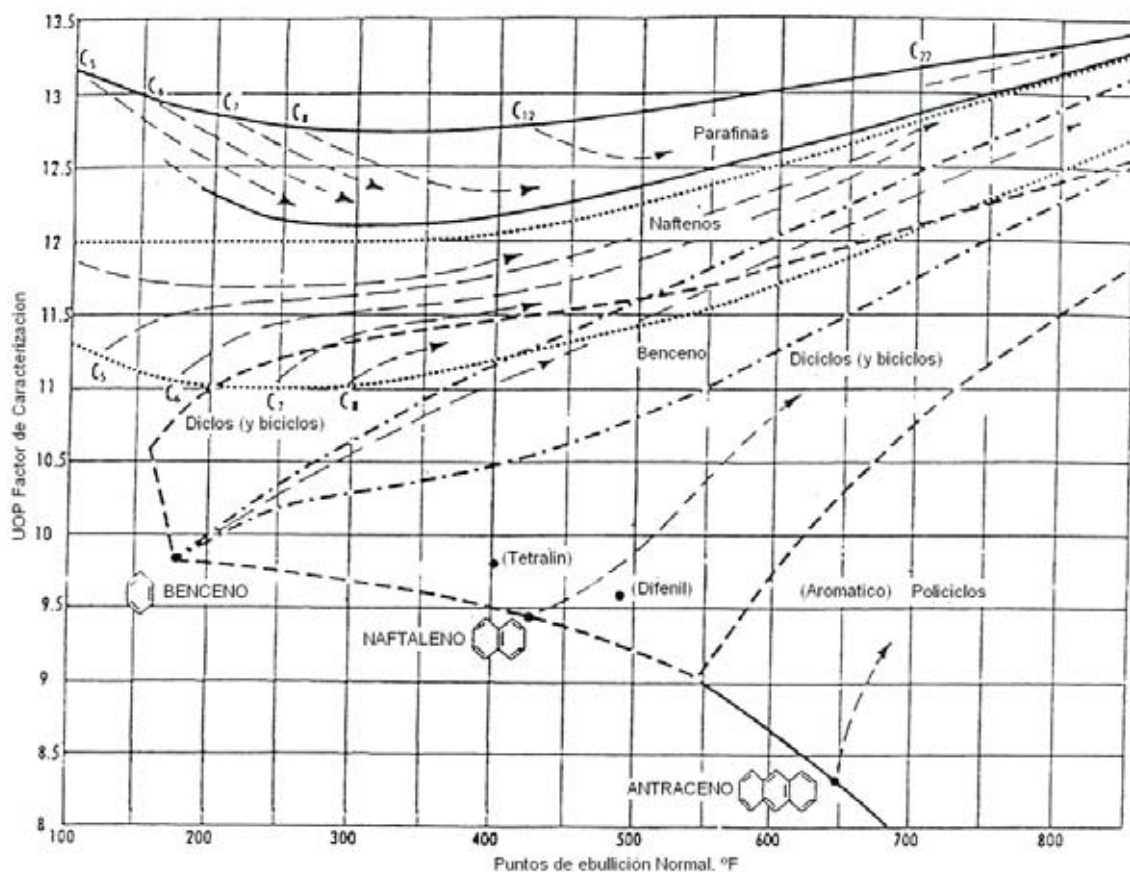


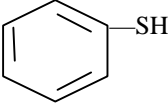
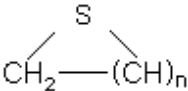
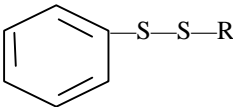
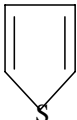
Figura 1-3 Factores de caracterización de los hidrocarburos.

Compuestos de Azufre. Los compuestos de azufre se producen en cierta medida en todos los aceites crudos, aunque algunos crudos contienen muy poca cantidad, estos compuestos de azufre son como “veneno” para la catalización de muchas refinерías y se oxidan en dióxido de azufre, el cual es un contaminante atmosférico. Los crudos con alto contenido de azufre son caros para refinar y procesar, así como peligrosos. Los problemas principales son el límite de azufre en los productos refinados y las regulaciones en la emisión ambiental. El ácido sulfhídrico contenido en esos crudos y/o producidos es altamente tóxico.

La tabla 1-6 muestran los tipos de compuestos de azufre en el crudo y sus productos. Un aceite crudo es llamado “amargo” si el H_2S se presenta en concentraciones mayores de 3700 ppmv (partes por millón de volumen). Sin embargo, el transporte en tuberías llama amargos a crudos con más de 0.5 de peso porcentual de azufre (tabla 1-10). Además, el contenido de azufre en un aceite crudo tiende a concentrarse en los puntos de máxima ebullición. Los componentes de azufre volátiles como el ácido sulfhídrico y mercaptanos de bajo peso molecular son removidos con los hidrocarburos volátiles en el proceso en campo.

Compuestos de Nitrógeno. Los compuestos de nitrógeno se producen en concentraciones pequeñas, usualmente menor que el 0.1 del peso porcentual de N_2 . Como los compuestos de azufre, el nitrógeno tiende a concentrarse en los puntos de máxima ebullición. La tabla 1-7 muestra los compuestos típicos de nitrógeno que son producidos en el aceite crudo, pueden corroer a metales nobles y afectan la catálisis de níquel en procesos de refinación.

Tabla 1-6 Compuestos de azufre en el aceite

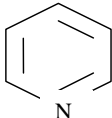
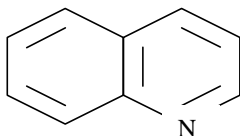
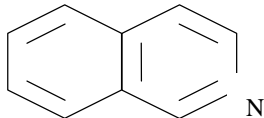
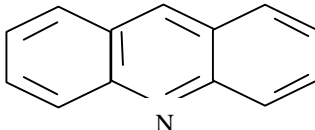
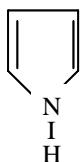
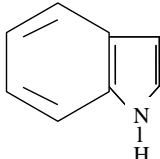
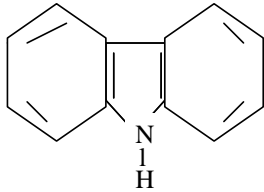
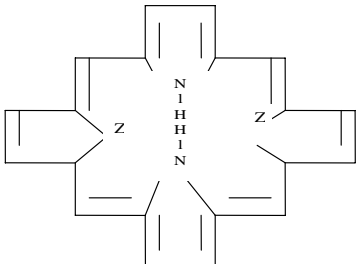
Tipo	Formula
Ácido sulfhídrico	H_2S
Mercaptantes Alifáticos	$R-SH$
Aromáticos	
Azufres alifáticos	$R-S-R$
Cíclico	
Bisulfuros alifáticos	$R-S-S-R$
Aromáticos	
Poli sulfuros	$R-S_n-R$
Tiofeno y homólogos	

Compuestos de oxígeno. Los tipos de compuestos de oxígeno que se producen en el aceite crudo son mostrados en la tabla 1-8. La mayoría de los compuestos de oxígeno son ácidos orgánicos, que por su acidez pueden ser removidos por medio de la neutralización, el fenol esta contenido en el aceite crudo. Los ácidos nafténicos presentes en el aceite crudo en cantidades apreciables son importantes en la producción de agentes activos superficiales (surfactantes).

Compuestos metálicos. Dos grupos de componentes metálicos son producidos en el aceite crudo. El primero son los metales ligeros, que son los cationes en la salmuera que acompañan la producción de aceite crudo, son principalmente sodio, en menor cantidad el calcio y el magnesio. Los metales jabonosos, contienen aniones orgánicos, también son producidos en el aceite crudo.

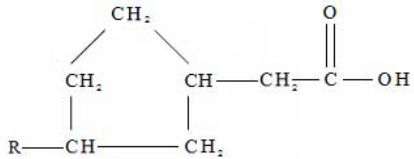
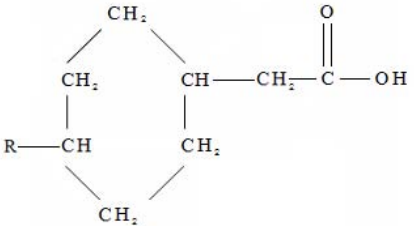
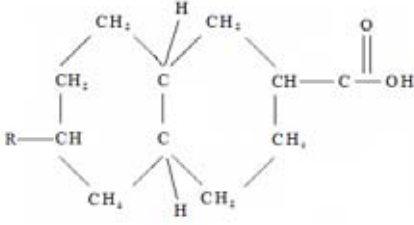
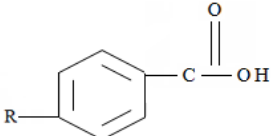
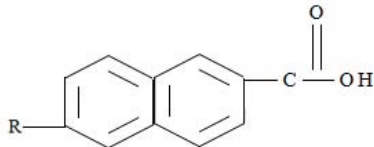
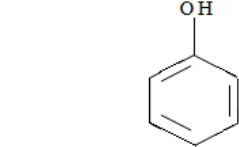
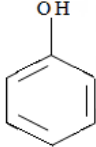
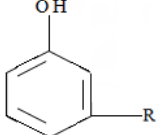
El segundo grupo de metales incluye el vanadio, níquel, hierro y cobalto los cuales se producen en los puntos más altos de ebullición del aceite crudo, aparentemente en la forma de metales porfíricos o compuestos similares. Una estructura porfírica es mostrada en la figura 1-3. En la combustión del componente vanadio forma el pentóxido de vanadio (V_2O_5), que cataliza la oxidación del componente sulfuro a SO_3 , entonces decrementa el punto de rocío del SO_3 . El veneno catalítico de vanadio y níquel se catalizan rompiéndose, causando pérdida de actividad e incremento de coque y formación de hidrógeno.

Tabla 1.7 Compuestos de Nitrógeno en el aceite

Tipo	Estructura
Componentes Nitrogenados Básicos	
Piridinas	
Quinolinas	
Isoquinolinas	
Acridinas	
Compuestos nitrogenados no básicos Piroles	
Indoles	
Carbazoles	
Porfirina.	

Muchos de estos pueden fijarse también al grupo alquilo

Tabla 1-8 Compuestos de oxígeno en el aceite

Tipo	Formula
Ácidos	
Ácidos Carboxílico Alifático	$\text{CH}_3-(\text{CH}_2)_n-\overset{\text{O}}{\parallel}{\text{C}}-\text{OH}$
Ácidos Carboxílico Alifático Branched	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_n-\overset{\text{R}}{\text{CH}}-\overset{\text{O}}{\parallel}{\text{C}}-\text{OH}$
Ácidos Nafténicos Monociclo	
Ácidos Nafténicos Biciclos	
Ácidos Nafténicos Polinuclear	
Acidos Aromáticos	
Acidos Aromáticos Binuclear	
Acidos Aromatico Polinuclear	
Fenol	
Cresoles	
R es usualmente CH ₃	

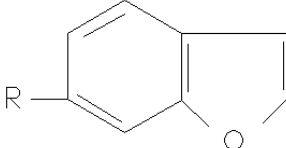
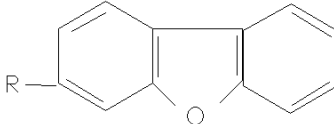
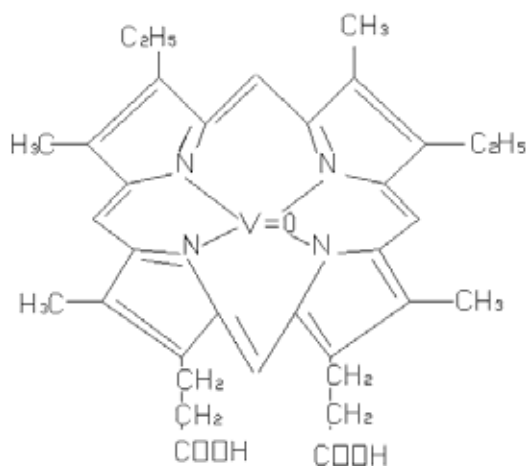
Tipo	Formula
No-ácidos	
Esteres	$\text{CH}_3 (\text{CH}_2)_n \text{---} \overset{\text{O}}{\underset{\text{ii}}{\text{C}}} \text{---} \text{O} (\text{CH}_2)_n \text{CH}_3$
Amidas	$\text{CH}_3 (\text{CH}_2)_n \text{---} \overset{\text{O}}{\underset{\text{ii}}{\text{C}}} \text{---} \text{NH} (\text{CH}_2)_n \text{CH}_3$
Kerones	$\text{CH}_3 (\text{CH}_2)_n \text{---} \overset{\text{O}}{\underset{\text{ii}}{\text{C}}} \text{---} (\text{CH}_2)_n \text{CH}_3$
Benzofuranos	
Dibenzofuranos	
R es usualmente CH ₃	

Figura 1-3 Estructura típica del porfirina



Porfirina de vanadio complejo

Partículas. El aceite crudo y el sistema coloidal, son soluciones bastante homogéneas. Las partículas sólidas son de dos tipos de materiales suspendidos en el líquido: asfalteno y resinas. Los asfaltenos se quedan suspendidos en el aceite porque son precipitadas las resinas. Los asfaltenos tienen anillos policíclicos que, por definición, son insolubles en solventes parafínicos, tal como *n*-pentano, pero son solubles en solventes aromáticos. El hidrocarburo parafínico normal flocculan asfalteno, las resinas también contienen componentes de anillos policíclicos que son insolubles en la mayor parte del aceite crudo pero son solubles en *n*-parafinas. Los asfalteno son partículas de masa grande, más que las

resinas, grandes en tamaño (10-35 nm) y contienen oxígeno y sulfuro, sales orgánicas e inorgánicas y porfirinas. Las resinas son pequeñas (<10 nm), ambos asfalteno y resinas se aglomeran individualmente o colectivamente en partículas en tamaño coloidal (cerca 1 µm).

Asfalteno y deposición de cera. Es necesario comentar acerca de los problemas operativos causados por los dos componentes de aceite crudo; los asfalteno y la cera parafínica. Ambos materiales pueden precipitarse como sólidos durante el manejo del aceite crudo en el campo o en el pozo. La deposición de cada uno de los sólidos puede ser tan significativa que pueden dañar el equipo superficial y (en el caso extremo) causar interrupción de flujo y / o dificultad al iniciar flujo.

Si por alguna razón las resinas son removidas, los asfalteno flocularán, agregarán y formarán un depósito. Los cambios en la temperatura y la presión del aceite crudo pueden dar como resultado vaporizaciones parciales del aceite crudo, cuando esto ocurre la composición de la fase líquida cambia y esto también puede provocar floculación. Aunque esta manifestación es rara, puede ser capaz de bloquear el flujo y puede causar muchos problemas operativos.

La parafina sólida consta de C16 a C20 n-parafinas que tienen los puntos de fusión por encima de las temperaturas ambientales. La cera pura es un sólido blanquecino, pero puede ser una pasta, según la composición o presencia de aceite líquido. La deposición de la cera causa excesivas caídas de presión en las líneas de flujo. Si suficiente cera está presente en un aceite y se cristaliza en una línea de flujo, la línea puede ser bloqueada siendo difícil o imposible regular el flujo.

Hay dos factores que pueden causar la deposición de la cera, la primera es simplemente el abatimiento de la temperatura de aceite crudo hasta que la cera aparezca en solución. Este fenómeno se puede predecir por la prueba en laboratorio "pour point test" (ANSI/ASTM D 97). El segundo, como en el caso de asfalteno, el flujo en baches del aceite puede producir la formación de ceras. Los hidrocarburos más ligeros ayudan a mantener en alto los puntos del líquido o de solubilidad de la cera, el empuje es preferentemente para la fase de vapor, esto cambia la composición líquida.

NORMA. Una reciente preocupación en el procesamiento del aceite es la *presencia natural de materiales radioactivos* o Norma (Gray, 1990,1993). El uranio y el torio están presentes en la mayoría de las tierras y rocas en la corteza terrestre, el uranio 238 decae radiactivamente a través de una serie de reacciones. Las aguas subterráneas pueden disolver sales solubles de radio (p.e., RaCl_2) y llevarlos a la superficie.

Los elementos generadores del radio son el U-238 y Th-232, los cuales son menos solubles y permanecen mucho más en la formación. Los precipitados del radio con bario y sulfatos de estroncio, están incorporados dentro de la escala, esta puede contaminar la tubería en el fondo del pozo, el equipo de procesamiento y transporte superficial incluyendo las instalaciones para la preparación de lodos. El gas radón es el gas natural principal contaminante de las presas de lodos, elementos de filtración, equipo inyector para eliminar sales, tierras y equipo para trasladar tuberías.

Arsénico y mercurio. El arsénico y el mercurio son dos elementos que se presentan naturalmente y que causan problemas en la industria del gas natural. Estos materiales

pueden también causar problemas en el procesamiento del aceite crudo como en el pozo, pueden causar corrosión y dañar los filtros y catalizadores.

1.2 MUESTREO Y ANÁLISIS DEL ACEITE CRUDO

La composición cuantitativa del aceite crudo es requerida, sin embargo se deberá recuperar una muestra representativa del aceite crudo, si la muestra analizada no es representativa del aceite crudo los resultados no serán útiles.

1.2.1 Muestreo

Se discuten dos tipos de muestreo, el primero es el muestreo de los fluidos del yacimiento para ser usados en los métodos de simulación matemática para predecir el comportamiento de los fluidos tanto en la superficie como en la formación. El segundo tipo es la rutina de muestreo del aceite producido por transferencia de custodia.

Moses (1986) establece el hecho de que una vez que la presión en el yacimiento cae por debajo de la presión de burbujeo o el punto de rocío, las muestras de fluido no son muy representativas del fluido original del yacimiento, por lo tanto, las muestras de fluido deben ser tomadas antes de que se haya presentado una significativa declinación de la presión del yacimiento.

Reudelhuber (1954a, 1954b, 1957) discute dos tipos de muestreo de yacimiento, llamándolos, superficiales y subsuperficiales. El muestreo subsuperficial involucra el uso de un contenedor de muestras colocado en la parte baja de la tubería, en la sección opuesta a las perforaciones (p.e., en la zona productora). El muestreo superficial consiste en separar las muestras de vapor y líquido y posteriormente recombinarlas en el laboratorio.

En cualquier tipo de muestreo las condiciones del yacimiento son muy importantes. Si el yacimiento es saturado entonces el flujo dentro del pozo, causa que la presión sea más baja que la de saturación y el gas se libere afuera. La diferencia de permeabilidades causa que el fluido dentro del pozo tienda a ser algo diferente al fluido original del yacimiento. Al presentarse este efecto, que no se puede evitar, Reudelhuber recomienda dejar producir el pozo a un ritmo muy bajo por un lapso de 24 a 72 horas, entonces cerrarlo por el mismo lapso antes de tomar la muestra subsuperficial.

La situación para yacimientos saturados con muestreo superficial es incluso más difícil. Si las muestras de gas y líquido son recombinadas en una proporción equivocada, la presión de burbuja de las muestras combinadas podría ser más alta que la presión del yacimiento, lo cual no puede ser cierto. Reudelhuber sugiere que la correcta RGA usada para recombinar las muestras es cuando la presión de burbuja sea igual a la presión del yacimiento. Para yacimientos bajosaturados es mejor, pero aun hay que tener cuidado dado que la presión dentro del pozo es suficientemente baja para prevenir caídas excesivas.

Parrot (1991) ha descrito una técnica automática para muestrear aceite crudo para transferencia de custodia. Pequeñas muestras son removidas de tiempo en tiempo en orden para obtener una muestra totalmente representativa del total del aceite transferido. La muestra debe ser analizada para obtener el contenido de agua. El contenido resultante de sal y agua permite el cálculo actual del flujo de aceite del total del flujo medido. El problema es

que el flujo en dos fases, agua-aceite no ocurre en medios homogéneos, incluso si toda el agua se encuentra en suspensión en forma de gotas. Parrot recomienda usar mezclador estático, seguido de un tubo deslizador del líquido, el muestreador se retira al final, bastante lleno (figura 1-5). Se puede usar una placa de orificio que proporcione una caída de presión que produzca flujo en el tubo deslizador, se puede usar una bomba. Algunas muestras a menudo no reflejan el flujo relativo de aceite al tiempo que la muestra se retira.

1.2.2 Análisis del aceite crudo

Para la determinación de la verdadera composición del aceite crudo se deben usar métodos simplificados para caracterizarla. Para los presentes propósitos, la composición del aceite crudo es discutida en términos de tres necesidades principales para caracterizar su composición:

- Valoración del crudo
- Simulación de yacimientos
- Procesamiento en superficie

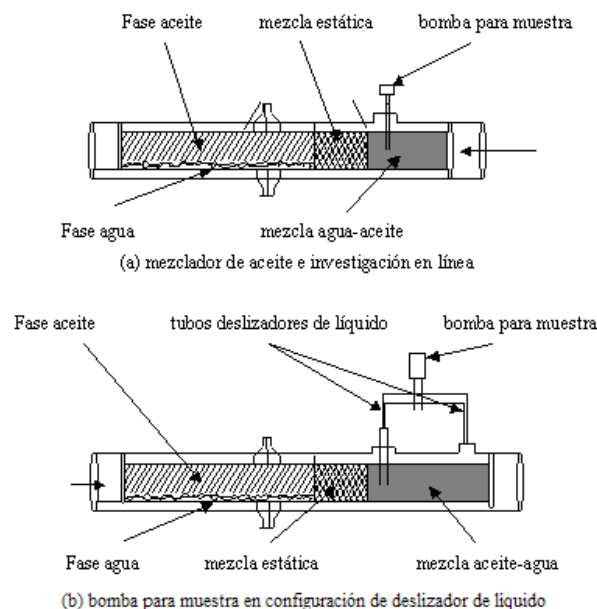


Figura 1-5 Sistema para muestras de aceite crudo.

Valoración del crudo. Los métodos analíticos usados para la estimación del rendimiento por varias compañías varían, pero la mayoría involucra una combinación de dos métodos; llamados cromatografía del gas y destilación del verdadero de punto de ebullición (TBP). La cromatografía es usada para determinar el contenido de hidrocarburos ligeros metano a pentanos o hexanos. La destilación es usada para definir los hidrocarburos pesados en términos de una grafica de temperatura de contra porcentaje de volumen destilado.

Un análisis TBP se desarrolla en un conjunto de destilación teniendo un gran número de estados teóricos como un alto radio de reflujo. La destilación se ha terminado en 15-5 destilaciones McNelis, porque el uso es aproximadamente 15 estados teóricos equivalentes y un radio de reflujo de 5:1 la carga de muestra es grande: 1 a 5 litros.

Una destilación TBP se describe en el método ASTM D 2892. La porción de la presión atmosférica debe ser discontinua cuando todavía la temperatura del recipiente se aproxima a la de rompimiento (aproximadamente a 590° F). Se enfría la mezcla y cuando se continúa la TBP a una presión reducida (de entre 2 a 10 mm de Hg) las temperaturas de vacío deben ser convertidas a 760 mm de Hg para extender la porción atmosférica de la TBP de 900-950° F.

La destilación en base al punto de ebullición resulta ser tardada y costosa aunque, esto se puede automatizar. Una prueba alternativa para determinar los rangos del punto de ebullición, es la distribución del cromatógrafo (ASTM D 2887). Este procedimiento requiere una muestra mucho más pequeña donde se inyecta, con una pequeña resolución, la temperatura programada del cromatógrafo. Los datos pico acumulados son guardados como una función del tiempo. Este resultado es convertido a temperatura contra por ciento de destilación, usando una calibración generada por hidrocarburos estándar. Los cálculos y los resultados son realizados por una microcomputadora conectada al cromatógrafo, imprimiendo los reportes inmediatamente, este análisis se realiza en pocos minutos.

Como habíamos visto, los gases e hidrocarburos del C5 o C6 o posiblemente C8 son determinados en análisis cromatográficos de gases por separado como compuestos individuales o componentes reales. El material con el mayor punto de ebullición es representado por rangos de puntos o pseudo-componentes. Por ejemplo el volumen de un material destilado de 300°F a 330°F es determinado por el punto de burbujeo y el componente es representado por su punto medio de ebullición 325°F. El volumen puede ser convertido a masa usando correlaciones estándar.

Una propiedad adicional como la gravedad específica es requerida para una mejor caracterización de los rangos de puntos de ebullición. La destilación TBP tienen una ventaja sobre el TBP cromatográfico simulado porque las muestras pueden ser recolectadas y su gravedad específica puede ser medida.

Simulación del yacimiento. Probablemente la representación más completa de la composición del aceite es necesaria para realizar los análisis del comportamiento de los yacimientos. En esencia, es requerido un análisis calidad assay. Una gran variedad de trabajos tiene que hacerse para representar a las fracciones precisas de C7+ para la relación de equilibrio de fase requeridas en la simulación de yacimientos que se han realizado.

Procesamiento en superficie. Un proceso de superficie tiene como objetivo dar la composición para calcular las propiedades termodinámicas, incluyendo la densidad, entalpía, entropía y las relaciones de equilibrio de fases (valores de K). Los cálculos de equilibrios de fase son usados para predecir las cantidades de gas y líquido que fluyen desde el separador o desde cualquier punto en una tubería para los cálculos de presión de goteo. Las densidades se necesitan para medir el tamaño de los separadores, tuberías y otros equipos. Las entalpías y entropías se necesitan para predecir los requerimientos de energía para los intercambiadores de calor y compresores.

El principal problema en los cálculos del proceso en campo es la representación de los materiales C7+. Para la mayoría de los cálculos de equilibrio de fase, el número de componentes de C7+ usado no es tan crítico para la simulación de yacimientos. En muchos

casos, un solo componente de C7+ es suficiente para obtener predicciones razonablemente buenas. Este punto es controversial, pero es basado en lo siguiente:

1. La representación de separadores; como separador de fase y tuberías perfectas tienen un flujo homogéneo erróneo.
2. En dos fases, los métodos para el cálculo de la presión de goteo son aproximadamente correctos (en un 90 o 80 por ciento).
3. El cálculo de la cantidad de vapor en un separador o el flujo en una tubería es principalmente dependiente de la composición de materiales con bajo punto de ebullición.
4. El fluido que fluye o fluirá en el equipo probablemente no tiene la composición que se uso en los cálculos.

Por lo tanto, para el procesamiento del aceite en campo, una representación medianamente exacta de un aceite crudo, es suficiente para la mayoría de los propósitos.

1.3 ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO.

Las especificaciones del aceite son relativamente simples y pocas. Los consignadores deben facilitar el análisis del aceite para los requerimientos de transportación. El análisis de laboratorio incluye gravedad API, presión de separación instantánea, presión de poro, contenido de agua y sedimentos, contenido de sal, contenido de sulfuros y sulfuros de hidrógeno. Claro, que una compañía que compra aceite debe tener toda la información necesaria para evaluar el crudo en sus modelos de simulación de refinación y esto requiere inicialmente un análisis de composición completo apropiado para el modelo. Sin embargo, la transferencia de custodia debe incluir especificaciones de gravedad API plus, agua y sedimentos. La tabla 1-10 resume las especificaciones típicas del aceite crudo en Texas y Oklahoma.

Si el aceite no es contabilizado desde un tanque de almacenamiento, la presión de vapor debe ser especificada. Si el aceite tiende a solidificarse (coagularse), un punto es requerido. También, si el contenido de agua es un factor crítico, una determinación más sofisticada de la cantidad de agua será requerida. La tabla 1-11 presenta una lista completa de las pruebas para los componentes potenciales o propiedades del aceite.

Tabla 1 -10. Especificaciones típicas de aceite crudo

S&W	< 1.0 %peso
punto de escurrimiento	< 50°F
aceite amargo	> 0.5 %peso asufre (ASTM D 1552 o D 129)
presión de vapor	< 9.5 psia (a 100°F)
aceite dulce	< 0.5 %peso asufre (ASTM D 1552 o D 129)
presión de vapor	< 8.0 a 10.0 psia (a 100°F)
Viscosidad	< 325 SSU a 60°F

Durante los comienzos del desarrollo de la industria del petróleo, la medición científica de los campos era muy primitiva. Todavía, los negocios del proceso de aceite tienen que progresar. Como resultado, las pruebas ideadas para caracterizar el aceite y sus productos son simples,

son empíricos y pueden ser llevados a cabo por personal no entrenado. Muchos de estos son usados todavía. Otros han sido reemplazados por métodos mas sofisticados.

Las pruebas son cuidadosamente especificadas y documentados por la (ASTM), el Instituto Americano del petróleo (API) y el Instituto Nacional Americano de Estándares (ANSI). Las cuatro pruebas para el manejo en el campo son: gravedad API, sedimentos y agua (S&W), presión de vapor Reid (RVP) y el punto de escurrimiento. La última referencia que se tiene fue hecha en versión de la ASTM o Manual de Mediciones Estándar del Petróleo API, manuales para procedimientos actuales.

Las pruebas ASTM son identificadas por números y por la letra D, seguida por un número que indica la prueba, un guión y un número que indica el último año de revisión de la prueba. Por ejemplo, ASTM 287-78 se refiere a la prueba de gravedad específica mediante un hidrómetro y la última revisión fue en 1978. En las siguientes descripciones, el año de revisión puede ser omitido porque este cambio siempre, que el procedimiento sea revisado o reafirmado, pero la designación principal es la misma.

Tabla 1-11 Test para componentes potenciales o propiedades comunes del petróleo.

Gravedad:

- ASTM D 287. API gravedad de petróleo y productos de petróleo. (API Estándar 2544).
- ASTM D 1298. Densidad, densidad relativa (Gravedad específica) o API gravedad de petróleo y productos líquidos de petróleo por el método hidrometro (API manual de mediciones estándar para el petróleo, Cáp. 9.1)
- ASTM D 4052. Densidad y densidad relativa para líquidos por Digital density meter.

Distribución de hidrocarburos:

- ASTM D 86. Destilación de productos de petróleo.
- ASTM 2892. Destilación e petróleo
- Cromatografía de gas: Destilación simulada.
- Cromatografía de gas: Análisis de gases ligeros

Compuestos organocloricos (hidrocarburos halogenados, solventes, PCB):

- ASTM D 4929. Determinación de contenido de cloro en aceite.
- EPA método 8080. Pesticidas organocloricos y PBC.
- Cromatografía de gas con o sin detección de captura de electrón.

Metales (acero, níquel vanadio, arsénico, mercurio, sodio, bario, calcio, litio, magnesio, molibdeno, fósforo, zinc):

- Espectroscopia de absorción atómica
- EPA método 3040
- Espectroscopia de emisión atómica
- Dispersión de fluorescencia de rayos X.

Numero de neutralización:

- ASTM D 664 Numero áidez de los productos de l petróleo por potenciometric titration.

Sedimentos y/o agua:

- ASTM D 96. Sedimentos y agua en aceite por el método de centrifugado (API manual de mediciones estándar, Cáp. 10.1).
- ASTM D 473. Sedimentos en aceite y combustible por el método de extracción (API manual de mediciones estándar, Cáp. 10.1).
- ASTM D 4006. Agua en aceite por destilación (API manual de mediciones estándar, Cáp. 10.2).
- ASTM D 4007. Sedimentos y agua en aceite por el método de centrifugado (método de laboratorio)(API manual de mediciones estándar, Cáp. 10.3).
- ASTM D 4928. Agua en aceite por Karl Fischer Tritation (API manual de mediciones estándar, cap. 10.8).

Sulfuros:

- ASTM D 129. Sulfuros en petróleo (método general de bomba).
- ASTM D 1552. Sulfuros en productos del petróleo (método de alta temperatura)
- ASTM D 2622. Sulfuros en petróleo (espectrometria rayos X).
- Energía dispersiva fluorescencia de rayos X, con un modo similar al ASTMD D 4294.

Surfactante:

- Espectrometria de masa
- Water uptake.

Presión de vapor:

- ASTM D 323. Presión de vapor para productos de petróleo (método Reid).
- API 1993

GRAVEDAD ESPECIFICA POR HIDROMETRO (ANSI / ASTM D 1298). La muestra de líquido (a una Presión de Vapor Reíd de 26 psia o menos) es colocada en un cilindro de vidrio y un hidrómetro con una escala de rango apropiado, la escala es leída y tomada hasta el menisco del líquido, se mide la temperatura de la muestra. La gravedad observada es reducida a 60° F por medio de tablas estándar. La escala leída a 60°F/ 60°F; llamada gravedad específica API y esta es relacionada a la actual gravedad específica por la ecuación (1-2).

$$^{\circ} API = \left(\frac{141.5}{SG @ 60^{\circ} F} \right) - 131.5 \dots\dots\dots (1 - 2)$$

Otro medio para determinar la gravedad específica directamente es en los laboratorios, para la gravedad específica del aceite crudo es usualmente reportado como gravedad API.

AGUA Y SEDIMENTOS EN EL ACEITE CRUDO (ANSI/ASTM D 96). La muestra de líquido es colocada en un tubo centrifugador estándar con un filtro de diámetro pequeño en la base inscrito con subdivisiones apropiadas. La utilización del solvente tolueno caliente o desmulsificador puede ser requerido, dependiendo de la naturaleza de la muestra. El tubo es colocado en una centrífuga y se hace girar a la velocidad requerida por 3 minutos. Se hace girar repetidamente por intervalos de 1 minuto, hasta que el volumen sea constante. Los sedimentos y el agua son reportados en por ciento de volumen.

Barrios (1989) discutió la obtención del contenido de agua por métodos más sofisticados que ASTM D 97 o D 4007, por que el contenido de agua es muy importante en la determinación del valor de ventas del aceite. El reportó que por 212 MMbbl de aceite vendido por LOOP Inc., el agua obtenida por el método de la centrífuga fue cero. El agua determinada por destilación (ASTM D 95 o D 4406) fue 0.111 %.

PRESION DE VAPOR DE PRODUCTOS DEL ACEITE (METODO REID) (ANSI/ASTM D 323). La muestra del líquido es colocada en un cilindro, este se coloca en agua a 100° F, se agita frecuentemente manteniendo la presión constante. El dato de la presión leída es el de la Presión de Vapor Reíd (PVR) en psi, la presión inicial leída es 0 psia o 1 atm. La PVR es un indicador del manejo seguro del aceite crudo. Si la PVR es suficientemente baja, entonces el aceite puede ser manejado y almacenado en forma segura a la presión atmosférica.

PUNTO DE ESCURRIMIENTO DEL ACEITE (ANSI/ASTM D 97). El punto de escurrimiento del aceite es la temperatura mas baja, lo más cercano a 5° F, observando el movimiento del aceite crudo. El aceite es colocado en un cilindro para el análisis, con un termómetro. El recipiente es colocado en una envoltura y el aparato se enfría a la temperatura prescrita. A una temperatura de 15° F por arriba del punto de escurrimiento, el cilindro es removido rápidamente, es inclinado para verificar el movimiento el menisco. El punto de escurrimiento es la temperatura a la cual el menisco no se mueve en un tiempo de 5 segundos.

CAPITULO 2

COMPORTAMIENTO DE FASES

2.1 INTRODUCCIÓN

La comprensión de las fases en equilibrio de los hidrocarburos es fundamental para el diseño y análisis del comportamiento de la mezcla de aceite y gas en el yacimiento, tanto en la tubería de producción como en el equipo de superficie.

Las fases del fluido de una mezcla de hidrocarburos son uniformes y extensas en todas sus propiedades; puede ser líquido o vapor. Los líquidos tienen volumen definido, sus moléculas son sostenidas por una distancia fijada por fuerzas de atracción intermoleculares. Si la energía suficiente es impartida a las moléculas, rompe la fuerza atractiva local haciendo que se separen, vaporicen o viajen al azar en estado vapor ocupando algún volumen disponible. Las moléculas de gas son similares a las moléculas de vapor, pero difieren en la temperatura donde la fase líquida puede ser formada.

La fase líquida y vapor pueden coexistir en un equipo de proceso, es importante predecir la presencia y propiedades de cada fase. Las medidas experimentales pueden ser hechas al establecer las condiciones necesarias para cada predicción, pero es costoso.

El agua o salmuera son usualmente producidas con los hidrocarburos desde el yacimiento. Las fases del hidrocarburo y el agua tienen un límite en la solubilidad entre ellas, en presencia del agua líquida y en vapor, se satura de hidrocarburo. Aunque, la concentración del vapor es relativamente baja, la presencia de agua no afecta al hidrocarburo cuando esta en equilibrio.

2.2 COMPORTAMIENTO DE LAS FASES DEL FLUIDO

La figura 2-1 describe un diagrama representativo de la fase de un fluido del yacimiento, es para un fluido con composición constante. La curva o envolvente de fase está en un plano dentro del cual está la región presión y temperatura. A la izquierda y sobre la envolvente, la presión es suficientemente alta manteniendo el fluido del yacimiento en estado líquido. Dentro de la envolvente la presión tiene caídas iguales que permiten la formación de vapor, existiendo en equilibrio con el líquido remanente. Las fases aunque estén en equilibrio tienen diferente composición, la fase que tiene más componentes volátiles es rica en vapor y con bajos componentes volátiles es rica en líquido. A la derecha y debajo de la envolvente, la presión es baja y solo existe vapor.

Una completa descripción del comportamiento de la fase de una mezcla incluye la consideración de la fase sólida. La mezcla de hidrocarburos se define en puntos que son generalmente bajos. El comportamiento del flujo de cada crudo cambia marcadamente en estos límites. Estos fenómenos son la cristalización de la cera o asfáltenos y no representa al aceite frío.

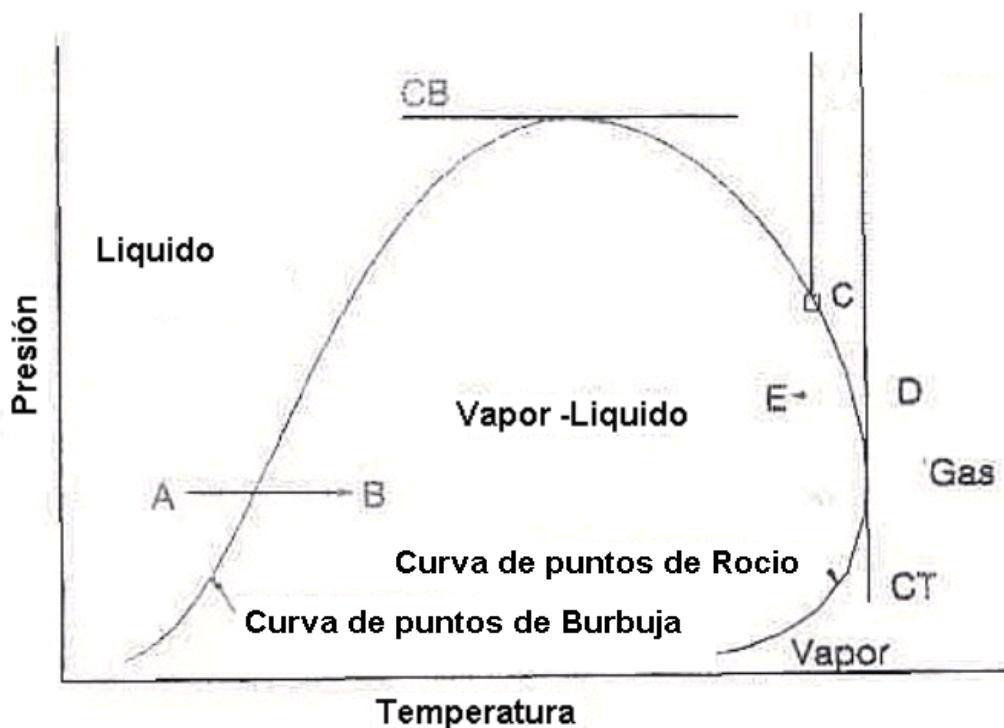


Figura 2-1 Diagrama de fase de un fluido de yacimiento

La línea entre las regiones de líquido y vapor-líquido es llamada línea de burbuja. Si el líquido en el punto A es calentado a presión constante, se forma la primera burbuja de vapor en la línea de burbuja. Como la mezcla se va calentando, el vapor es formado.

La línea entre las regiones de vapor-líquido y vapor es llamada línea de rocío. Si el vapor en el punto D es enfriado a presión constante, se forma la primera gota de líquido (o rocío) en la línea de rocío. Como la mezcla se va enfriando, el líquido es formado.

El punto C es un punto crítico de la mezcla, a esta temperatura y presión la fase líquido y de vapor son idénticas, por el hecho de que estos puntos representan el comienzo de ambas curvas de burbuja y rocío.

La asíntota vertical, CT, es llamada cricondenterma (temperatura de condensación crítica). Sobre esta temperatura las dos fases no pueden ser producidas a ninguna presión. A la derecha de la cricondenterma el estado del fluido es a menudo referido como un gas.

La asíntota horizontal, CB, es llamada cricondenbara (presión de condensación crítica). Sobre esta presión las dos fases no pueden ser producidas a ninguna temperatura. Por encima de esta presión y a la izquierda del punto crítico, el fluido es considerado como un líquido.

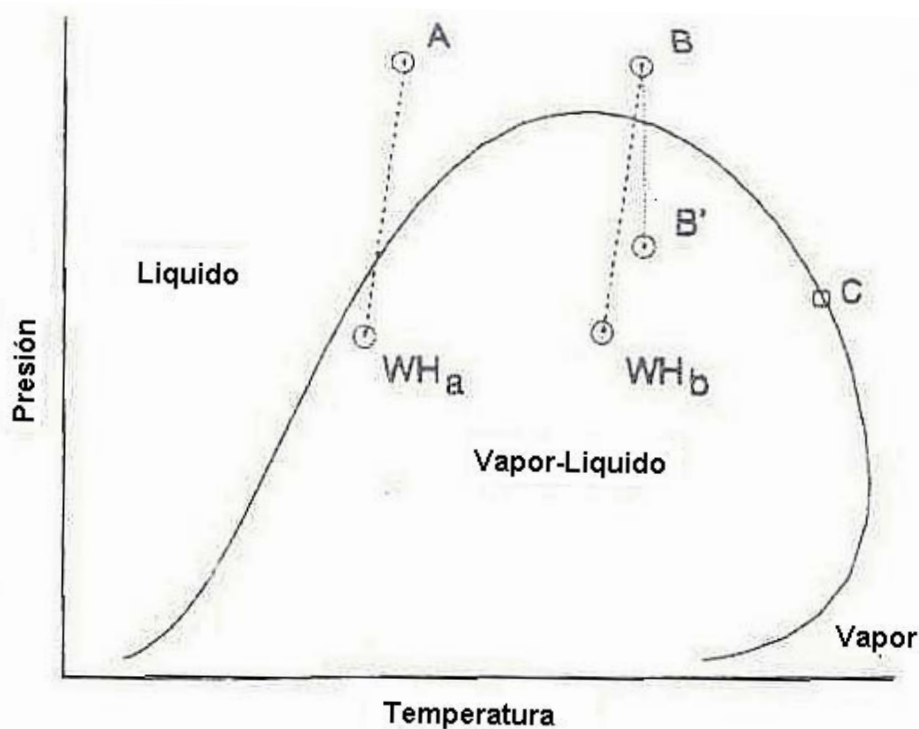


Figura 2-2 Relación de las condiciones del yacimiento en diagrama de fase de un aceite crudo

La figura 2-2 muestra un diagrama de fase pero acentúa las relaciones que existen en el yacimiento. El punto A indica la presión y la temperatura del fluido presente en el yacimiento. Claramente, el fluido es un líquido por lo tanto es un yacimiento de aceite.

Si el aceite es producido desde las condiciones de yacimiento en el punto A, entonces la temperatura y la presión del aceite caerán durante la trayectoria del aceite por la tubería. Las caídas de presión son por las pérdidas de presión hidrostática en la cabeza y más por pérdidas de fricción en la tubería. Las caídas de temperatura son debidas por la transferencia de calor del aceite a la roca fría y después a la tubería. Si ocurre vaporización, las caídas de temperatura son regularmente porque la energía requerida viene del mismo líquido.

En la figura 2-2 la línea punteada finaliza en el punto WH_a representando el comportamiento de la P-T, así como el flujo del aceite. El punto WH_a representa las condiciones en la cabeza del pozo, se ve que se forman pequeñas cantidades de vapor y esto se refiere a un aceite con baja RGA. Si el aceite es producido desde el yacimiento en el punto B a la cabeza del pozo en el punto WH_b , se forma más vapor, esto es un aceite con alta RGA.

El yacimiento de aceite a condiciones del punto B es llamado aceite bajosaturado, si la presión en el yacimiento decae al punto B', se forman dos fases en el yacimiento. Esta condición no es deseable porque las fases de vapor y líquido no tienen la misma permeabilidad en la roca del yacimiento; las dos fases viajan a diferentes ritmos a través de los poros de la roca, el resultado son pérdidas en la producción del fluido total si se conserva la presión en el punto B, por esta razón la inyección de agua es frecuentemente practicada desde que empieza la producción de aceite con el propósito de mantener la presión.

Los diagramas de fases son medidos en el laboratorio u obtenidos por cálculos de equilibrio, las medidas experimentales determinan en la envolvente el lugar de los puntos de rocío y de burbuja de una celda donde varía el volumen. La determinación puede ser de forma visual, por una ventana en la celda o basados en los puntos de ruptura de los datos de presión y volumen.

Las medidas experimentales son extremadamente tardadas y caras, cada dato tiene que ser usado para desarrollar métodos para predecir el comportamiento de la fase. Los cálculos de equilibrio de fase a mano pueden ser usados pero no son muy precisos y son tardados. Para gas natural son satisfactorios pero son difíciles e imprácticos para aceite crudo.

2.3 CÁLCULO DE EQUILIBRIO

Hay dos métodos básicos para el cálculo de equilibrio-fase:

1. Diagramas de fase.
2. Equilibrio instantáneo (flash).

El primero determina la envolvente de fase por cálculos de los puntos de burbuja y de rocío, obteniendo las temperaturas y presiones a las cuales la mezcla comienza a presentar vaporizaciones o condensados. En general, los cálculos del punto de burbuja son útiles para estimar las condiciones de reserva, pero no son usadas para cálculos de operaciones en superficie excepto para recalentar, estabilizar y fraccionar. Los cálculos del punto de rocío no son útiles para el estudio del proceso del aceite.

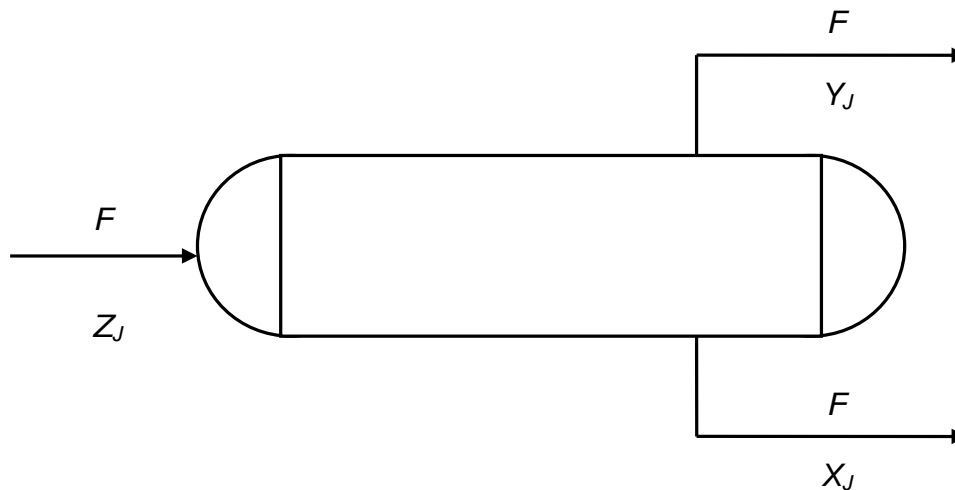
El segundo estima los porcentajes vaporizados y la composición de la fase-equilibrio para mezclas que son particularmente vaporizadas o condensadas, como en un separador de fase. Estos cálculos son importantes en la simulación de los trenes de separación usados para estabilizar el crudo.

La nomenclatura para el cálculo de equilibrio-fase se muestra en la figura 2-3, la K_i es llamada relación de equilibrio vapor-líquido o comúnmente, valores de K .

$$K_i = y_i/x_i \qquad 2-1$$

En el Engineering Data Book en la sección 25, es la mejor fuente de los valores de K_i para los componentes del gas natural. Estas K_i son satisfactorias en el cálculo a mano para el aceite crudo. Otra fuente es el API Data Book – Petroleum Refining (American Petroleum Institute, 1983). Sin embargo, los cálculos a mano no son prácticos para el aceite crudo, aunque las ecuaciones básicas que se solucionarán son iguales, sin importar la herramienta usada.

Para simplificar, el subíndice i es omitido para la x , y , z y K . Cada componente tiene su propio valor para cada uno de estas variables y la sumatoria refiere a la suma para todos los componentes presentes.



- F = Alimentación, mol / hr
- F_L = Producción líquido, mol / hr
- F_V = Producción vapor, mol / hr
- Z_i = Fracción mol del componente en la alimentación
- X_i = Fracción mol del componente en la fase líquida
- Y_i = Fracción mol del componente en la fase vapor
- P = Presión
- T = Temperatura

2.3.1 Cálculo del punto de burbuja

Considerando la mezcla líquida de la composición z a presión P , la fracción mol z es usada como la alimentación. La z juega la parte de x , porque la alimentación es líquida. Los cálculos son basados en el concepto de que la primera burbuja de vapor que se formó no hace que cambie de forma apreciable la composición de la alimentación y están en equilibrio. La composición de la burbuja de vapor es, por la definición anterior:

$$y = Kz \tag{2-2}$$

para cada componente. La suma de las fracciones de los moles de alguna fase debe ser idéntica a 1.

$$\sum y = \sum Kz = 1.0 \tag{2-3}$$

Entonces, la tarea es encontrar la temperatura T de modo que cuando las K 's se obtienen para esa T y la P dada, la suma de Kz 's, son efectivamente iguales a uno, dentro de una aceptable tolerancia, el procedimiento es a ensayo y error.

Si la temperatura es dada en lugar de la presión, la presión de burbuja es calculada en forma similar. Una presión se asume para una T dada, las K 's estimada en le ecuación 2-3 es comprobada.

2.3.2 Cálculo del punto de rocío

Para el cálculo del punto de rocío, la alimentación es dada por el vapor. Cuando la primera gota de líquido es condensada, la alimentación de vapor no cambia y el líquido esta en equilibrio con el gas. La fracción mol de líquido de cada componente es:

$$x = z/k \quad 2-4$$

Como antes, la suma de las x 's debe ser igual a uno.

$$\sum x = \sum z/k = 1.0 \quad 2-5$$

El cálculo de ensayo y error es requerido; una temperatura es supuesta y se encuentran las correspondientes K 's. La temperatura es ajustada cuando sea necesario para satisfacer el requisito del punto de condensación, ecuación 2-5. Una presión de rocío puede ser calculada similarmente, si la temperatura es especificada en lugar de la presión.

2.3.3 Cálculo del equilibrio de la vaporización instantánea (flash)

Los cálculos instantáneos combinan el balance de materia de la corriente total, el componente del balance de materia y la relación de equilibrio.

$$\text{Balance total de la corriente } F = F_L + F_V \quad 2-6$$

$$\text{Balance de los componentes } F_Z = F_{Lx} + F_{Vv} \quad 2-7$$

$$\text{Relación de equilibrio } y = Kx \quad 2-1$$

Eliminando y resolviendo las ecuaciones 2-7 y 2-1 para x es:

$$x = \frac{F_Z}{F_L + F_V K} \quad 2-8$$

Haciendo a F igual a uno, entonces

$$x = \frac{Z}{F_L + F_V K} \quad 2-9$$

$$\text{donde } F_V = 1.0 - F_L \quad 2-10$$

Finalmente, la suma de la ecuación para x debe aplicarse.

$$\sum x = 1.0 \quad 2-5$$

La composición de vapor es entonces obtenida por la ecuación 2-1.

El cálculo usual para el equilibrio instantáneo es el llamado equilibrio isotérmico instantáneo. Se puede encontrar las correspondientes K 's. Las z 's son conocidas, pero las F_L son desconocidas, suponemos F_L , calculamos F_V con la ecuación 2-10, el de las x 's por cada componente con la ecuación 2-9. La suma de las x 's debe estar dentro de una tolerancia específica y si no es así, F_L es ajustada y se repite el cálculo.

En los cálculos de equilibrio instantáneo, se comprueba que la temperatura de la mezcla esta arriba del punto de burbuja o debajo del punto de rocío, usando las siguientes relaciones:

$$\sum Kz > 1.0 \text{ (todo vapor o gas)} \quad 2-11$$

$$\sum z/K > 1.0 \text{ (todo líquido)} \quad 2-12$$

Si ambas sumas son mayores a uno, se procederá con el equilibrio instantáneo; de lo contrario, solo una fase esta presente. Si la suma de la relación 2-11 es menor o igual a uno, solo el líquido esta presente. Si la suma de la relación 2-12 es menor o igual a uno, solo el vapor esta presente.

2.3.4 Modelo aplicable

En general, el vapor y el líquido en un separador real se acercan al equilibrio cada uno. El arrastre de las gotas de líquido puede causar pequeñas desviaciones, mientras el tiempo de contacto es proporcional y el arrastre no es excesivo, los productos del separador están esencialmente en equilibrio. Este modelo es usado rutinariamente en los cálculos de los procesos y proporciona resultados razonables.

El líquido que sale de un recalentamiento está levemente sobrecalentado comparado con el vapor, pero el modelo es aun aplicable mientras el patrón de flujo coincide con el modelo. Los mismos comentarios se aplican al reflujo de condensados en fracciones y equipos con proceso similar.

2.4 EQUILIBRIO TERMODINAMICO VAPOR-LÍQUIDO

Los requerimientos para el equilibrio entre dos fases contienen más que un componente químico. La temperatura y la presión en las dos fases deben ser iguales, el potencial químico es igual para cada componente en cada una de las dos fases. Identificamos las dos fases como vapor V y líquido L .

$$T_L = T_V \quad 2-13$$

$$P_L = P_V \quad 2-14$$

$$\mu_{iL} = \mu_{iV} \quad (i = 1, \dots, C) \quad 2-15$$

donde T = Temperatura absoluta

P = Presión absoluta

μ_i = Potencial químico del componente i

C = Numero total de componentes presentes

Gibas (1961) definió una función llamada energía libre, la cual fue una combinación de las propiedades fundamentales: la temperatura, la presión, el volumen, la energía interna y la entropía.

$$G = U + PV - TS \quad 2-16$$

donde G = Energía libre
 U = Energía interna
 S = Entropía
 V = Volumen total de n moles de fluido

Esta energía tiene una temperatura debido a una sustancia y su estructura molecular, la energía interna no se puede ver, mientras que la energía externa es visible, como una posición en campo gravitacional, eléctrico o magnético o la velocidad.

La entropía esta definida matemáticamente como la cantidad de termodinámica y es difícil conceputar; se puede pensar como una medida aleatoria de un sistema. Si el sistema fue perfectamente ordenado, la entropía podría ser cero. Un incremento en la temperatura o un decremento en la presión ambos aumentan el movimiento aleatoriamente de las moléculas en una sustancia y por lo tanto esto es entropía. Desde un punto de vista práctico, la entropía es un concepto útil; es matemáticamente definida y puede ser calculada, sin tener en cuenta este significado.

La energía libre, G , es una función de la presión, temperatura y del número de moles de cada componente presente en la mezcla constituida en una fase. En la notación matemática,

$$G = G(P, T, n_1, n_2, \dots, n_C) \quad 2-17$$

Una importante contribución de Gibbs fue que demostró que las ecuaciones 2-13, 2-14 y 2-15 son correctas. Además demostró que:

$$\mu_i = \left(\frac{\partial G}{\partial n_i} \right) \quad 2-18$$

donde el símbolo de la derivada parcial muestra que la derivada es con respecto a la variable indicada, n_i , todas las otras variables independientes ($P, T, n_j, j \neq i$) tienden a ser constantes.

El problema general en el cálculo termodinámico es para expresarla de forma cuantitativa para calcularla en términos de propiedades medibles (p. e. presión, temperatura y volumen). Para calcular el equilibrio de la fase con las ecuaciones 2-13, 2-14 y 2-15, necesitamos μ_i . Gibbs demostró que:

$$d\mu_i = \left(\frac{\partial V}{\partial n_i} \right) dP \quad (\text{constante } T) \quad 2-18a$$

Lewis (1901) definió de una función llamada fugacidad que es fácil como el potencial químico desde un punto de vista computacional, también fue análoga para la presión y fue determinada la tendencia de fuga. Uno puede considerar fugacidad como una definición conveniente para los cálculos de equilibrio:

$$d\mu_i = RTd\ln(f_i) \quad 2-17$$

donde f = Componente i de fugacidad en la mezcla
 R = Constante universal de gas

Prausnitz (1969) demostró que las ecuaciones 2-15 y 2-19 están en equilibrio

$$f_{iL} = f_{iV} \quad 2-20$$

Esto puede mostrar que la siguiente ecuación relacione la fugacidad a las propiedades medibles de P , V y T .

$$\ln[f_i/(Px_i)] = \int_{\infty}^v \left\{ (1/v) - [(\partial P/\partial n_i)/(RT)] \right\} dV - \ln(z) \quad 2-21$$

donde x_i = Fracción mol del componente i en la mezcla
 Z = Factor de compresibilidad

Suponiendo que se puede evaluar la ecuación 2-21 para ambas fases, líquida y vapor de una mezcla en equilibrio. Dentro de los corchetes las relaciones de los términos de lado izquierdo de la ecuación 2-21 para dos fases será:

$$[f_i/(Px_i)]/[f_{iV}/(Py_i)]$$

x_i = Fracción mol en la fase líquida
 y_i = Fracción mol en la fase gaseosa

Con las ecuaciones 2-14 y 2-20, las anteriores relaciones se simplifican como y_i/x_i , que son de la familia de los valores de K , usados en los cálculos de equilibrio de las fases.

$$[f_i/(Px_i)]/[f_{iV}/(Py_i)] = y_i/x_i = K_i \quad 2-22$$

Necesitamos una relación entre las variables P , V , T y la composición para resolver la ecuación 2-21 y 2-22, cada relación es llamada ecuaciones de estado.

2.4.1 Ecuaciones de estado

La vieja y simple ecuación de estado es la ley de los gases ideales.

$$v = RT/P \quad 2-23$$

La ecuación 2-23 es razonable solo para bajas presiones y relativamente altas temperaturas. Los científicos desarrollaron mejoras en las ecuaciones de estado por muchos años y formularon cientos de términos.

Muchos son apropiados para limitar condiciones o sustancias y algunas contienen dos o tres constantes arbitrarias, la modificación de la ecuación Benedict-Webb-Rubin tienen siete constantes.

La ecuación de estado más usada para hidrocarburos es la ecuación cúbica de estado.

Ecuación de Van der Waals. Van der Waals en 1873 hizo la teoría de la ley del gas ideal, no considero el volumen de las moléculas del fluido y la atracción molecular entre ellas. Propuso para mejorar la ley del gas ideal la introducción de dos parámetros a y b .

$$p = RT/(v - b) - a/v^2 \quad 2-24$$

donde a y b son constantes.

Si v se aproxima a b , el primer término a la derecha de la ecuación llega a ser muy grande. En otras palabras, la presión debe ser muy alta para que v se aproxime a b . Y v no puede ser menor que b o la presión podría ser negativa. Por lo tanto, b puede ser considerada como el tamaño de las moléculas pero v no lo puede ser.

El segundo término de la derecha de la ecuación 2-24 es interpretado como la medida de atracción entre las moléculas. Donde v es pequeño (p. e. las moléculas están muy juntas), el segundo término es muy importante y la presión se hace pequeña, en otros términos las moléculas no atacan la pared que las contienen tan fuerte como si no hubiera interacción entre ellas.

Si v comienza a ser muy grande y P correspondientemente baja, v es mucho más grande que b y el último llega a ser insignificante. Los términos de atracción comienza siendo muy pequeños y la ley del gas ideal se aproxima. La ecuación 2-24 y las otras ecuaciones de estado que siguen son explícitas en la presión. El caso usual en el cálculo de equilibrio es que la presión y la temperatura son especificadas y el volumen específico es desconocido y es el que se obtendrá. Si la ecuación 2-24 es multiplicado por un mínimo común denominador, el resultado es el siguiente.

$$v^3 - (b + RT/P)v^2 + (a/P)v - ab/P = 0 \quad 2-25$$

La ecuación 2-25 es una ecuación cúbica donde la incógnita es v .

El volumen específico como una variable tiene una desventaja ya que varía desde valores muy pequeños a muy grandes. Una variable manejable es el factor de compresibilidad Z , definido en la ecuación 2-26.

$$Z = PV/(nRT) = Pv/RT \quad 2-26$$

donde la ecuación 2-25 puede ser escrita en términos de Z como se muestra:

$$Z^3 - (B + 1)Z^2 + AZ - AB = 0 \quad 2-27$$

donde $A = aP/(RT)^2$
 $B = aP/(RT)$

En la mayoría de cálculos de los valores de Z tienden en un rango de 0 a 1 y es adimensional, habrá tres valores de Z que satisfacen la ecuación 2-27. Si solo uno de estos valores es real y los otros son complejos, el real será el usado. Si se obtiene tres valores reales uno se usará dependiendo la situación. Si la mezcla es líquida, el pequeño de los tres será seleccionado. Si la mezcla es vapor el valor más grande es el que se utilizará. Los valores intermedios no tienen significado físico.

Los parámetros a y b son evaluados para aplicar la ecuación 2-27 en el punto crítico, para la cual las siguientes relaciones son asumidas para aplicar.

$$(\partial P / \partial v) = 0 \quad 2-28a$$

$$(\partial^2 P / \partial v^2) = 0 \quad 2-28b$$

Aplicando la ecuación 2-28a y 2-28b con la ecuación 2-24:

$$a = 27R^2T_c^2 / (64P_c) \quad 2-29a$$

$$b = RT_c / (8P_c) \quad 2-29b$$

Estas expresiones proporcionar los siguientes valores para A y B

$$A = aP / (RT)^2 = 27P_r^2 / (64T_r) \quad 2-30a$$

$$B = bP / RT = P_r / (8P_r) \quad 2-30b$$

donde $T_r = T / T_c$ (*Temperatura reducida*)

$P_r = P / P_c$ (*Presión reducida*)

La ecuaciones 2-30a y 2-30b muestran que el factor de compresibilidad de la ecuación 2-27 esta en función de la temperatura reducida y la presión reducida. Este es un ejemplo de los teoremas de estados correspondientes, que son, propiedades expresadas en términos adimensionales (Z), son las mismas para diferentes sustancias a la misma presión y temperatura reducidas.

Aunque los conceptos fundamentales de la ecuación de van der Waals son importantes, desgraciadamente las ecuaciones no tiene buenos datos que se ajusten experimentalmente.

Ecuación Redlich-Kwong. Redlich y Kwong demostraron que la ecuación de van der Waals podría ser mejorada considerando el numerador del segundo término de la derecha una función de la temperatura en lugar de una constante y cambiando el denominador v^2 a $v(v+b)$.

$$P = RT / (v - b) - aT^{0.5} / [v(v + b)] \quad 2-31$$

Estos cambios simples hicieron la ecuación razonablemente exacta para los gases (p. e. fluidos sobre su punto crítico de temperatura). Redlich y Kwong también amplió su ecuación para mezclas. La ecuación 2-31 es llamada ecuación RK

El procedimiento para obtener una forma de la ecuación RK en términos de Z con coeficientes que son funciones de la temperatura y presión reducidas fue aplicado obteniendo:

$$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2)Z - AB = 0 \quad 2-32$$

$$\text{donde: } A = 0.4278P_r/T_r^{2.5} \quad 2-33$$

$$B = 0.0867P_r/T_r \quad 2-34$$

Redlich y Kwong aplicaron su ecuación para mezclas así como para componentes puros y para cálculos de fugacidad para los componentes de una mezcla.

Ecuación SRK. Soave desarrolló el uso de la ecuación Redlich-Kwong para líquido y vapor (líquidos de la fase de gas debajo de su temperatura crítica) con un simple, pero elegante procedimiento. Soave eliminó el término de la temperatura de la ecuación 2-31 $a/T^{0.5}$ y la reemplazo por el término $a_c\alpha(T)$.

$$P = RT/(v - b) - a_c\alpha(T)/[v(v + b)] \quad 2-35$$

La ecuación 2-35 es llamada ecuación de estado de Soave Redlich-Kwong o simplemente ecuación SRK. Soave hizo sustituciones para a y b desarrolladas de la misma manera para la ecuación de van der Waals y RK.

$$A = 0.4274\alpha(T)P_r/T_r^2 \quad 2-36$$

$$B = 0.08664P_r/T_r \quad 2-37$$

Estas sustituciones conducen a la siguiente forma de ecuación

$$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2)Z - AB = 0 \quad 2-38$$

La ecuación 2-21 es aplicada para la ecuación 2-38 para sustancias puras para obtener la siguiente relación.

$$\ln(f/P) = (Z - 1) - \ln(Z - B) - (A/B)\ln(1 + B/Z) \quad 2-39$$

Para sustancias puras a presiones de vapor, $f_{iL}=f_{iV}$ Soave aplicó la ecuación 2-38 y encontró valores de Z_L y Z_V , a la temperatura dada y presión de vapor en términos de $\alpha(T)$. Estos valores de Z son sustituidos dentro de la ecuación 2-39 para tener términos de fugacidad de líquido y vapor en términos de $\alpha(T)$. La fugacidad del vapor y líquido son iguales a $\alpha(T)$, estos valores encontrados fueron trazados para cada hidrocarburo.

Pitzer y colaboradores (1955) ajustaron datos de Z para sustancias puras en tablas y gráficas en función de presiones reducidas, temperaturas reducidas y un tercer parámetro sin dimensiones llamado factor acéntrico, ω . La adición de este tercer parámetro resultó una mejor forma, que obtenerla solo con presión y temperatura reducidas. Pitzer y colaboradores adecuaron las fugacidades y otras funciones termodinámicas con P_r , T_r y ω . El factor acéntrico es definido como sigue.

$$\omega = -\log_{10}(P_s/P_c)T_r = 0.7^{-1.000} \quad 2-40$$

donde P_s = Presión reducida a vapor saturado
 Temperatura de saturación 0.7

El factor acéntrico esta relacionado con la inclinación de varias curvas de presión de vapor reducida desde cero para moléculas simples (Ar, Kr y Xe) a valores positivos pequeños para moléculas acéntricas. La figura 2-4 es una gráfica logarítmica de presión de vapor reducido contra el recíproco de la temperatura reducida, el cual es muy cercano a la línea recta para fluidos reales. El valor del $\log_{10}(P_s/P_c)$ es leído para $T_s/T_c = 0.7$ o $T_s/T_c = 1/0.7 = 1.4286$. Donde ω es calculada con la ecuación 2-40.

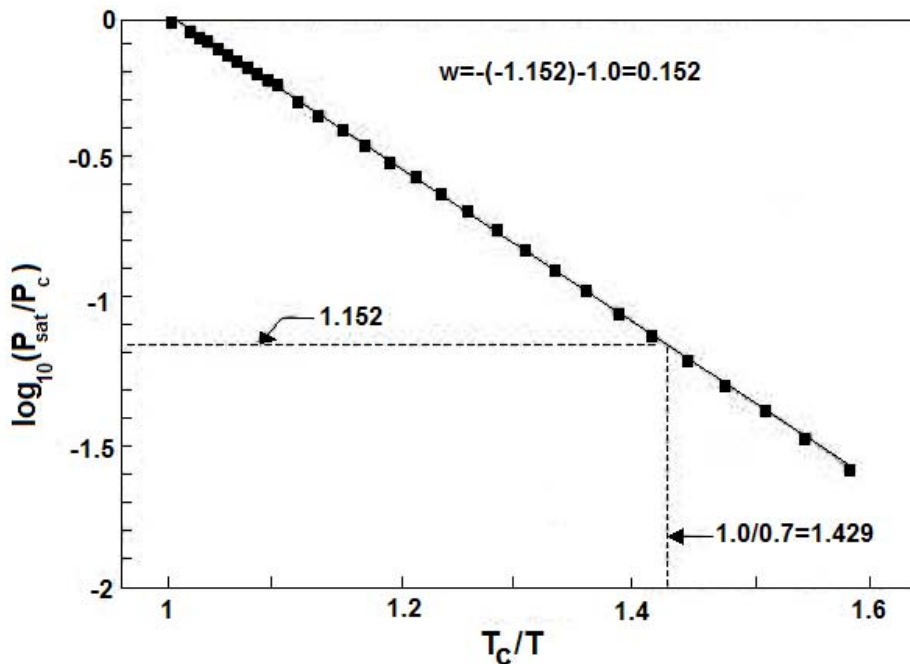


Figura 2-4 Evaluación del factor acéntrico para propano

Después de lo realizado por Pitzer et al., Soave ajusto su término $\alpha(T)$ como una función del factor acéntrico.

$$\alpha(T) = [1 + m(1 - T_r^{0.5})]^2 \quad 2-41$$

donde $m = 0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2$

Con esta mejora sobre la ecuación RK, Soave obtuvo una excelente adecuación para datos de presiones de vapor. Después amplió la ecuación para las mezclas y obtuvo la predicción excelente de los valores del equilibrio K del vapor-líquido de los hidrocarburos.

Ecuación Peng-Robinson. Peng y Robinson presentaron variaciones similares a la ecuación RK donde aparece una forma de dato para CO₂ y H₂S mejor que en la SRK.

$$P = RT/(v-b) - a\alpha(T)/[v(v+b) + b(v-b)] \quad 2-42$$

Ecuación UMSRK. Ambas ecuaciones SRK y Peng-Robinson son usadas ampliamente. Aunque, ambas trabajan mejor para mezclas cuando las cantidades utilizadas son los coeficientes de interacción. Usdin y McAuliffe notaron que la ecuación SRK no proporcionó buenas predicciones para las densidades de los líquidos, la dificultad principal tiende en el uso de la constante b en ambos términos de la derecha de la ecuación SRK, ecuación 2-35, intentaron mejorar la situación con la introducción de un término d en el término de atracción en lugar de b desde el primer término.

$$P = RT/(v-b) - a\alpha(T)/[v(v+d)] \quad 2-43$$

donde a , b y d son constantes y α es una función de la temperatura.

De la ecuación 2-43 no es posible hacer todavía cálculos. Usdin y McAuliffe hicieron las siguientes sustituciones.

$$\begin{aligned} v &= ZRT/P \\ a\alpha(T) &= AR^2T^2/P \\ b &= BRT/P \\ d &= DRT/P \end{aligned}$$

Estas sustituciones reducen la ecuación 2-43 a una ecuación cúbica en Z

$$Z^3 - (D - B - 1)Z^2 + (A - D - BD)Z - AB = 0 \quad 2-44$$

donde $A = A_c\alpha(T)P_r/T_r^2$

$$B = B_cP_r/T_r$$

$$D = D_cP_r/T_r$$

Usdin y McAuliffe encontraron los valores de A_c , B_c y D_c relacionados al parámetro de compresibilidad crítico Z_c^* a través de una quinta variable θ , como sigue:

$$Z_c^* = (1 + \theta + \theta^2)/(1 + \theta)^3 \quad 2-45$$

$$A_c = [(1 + \theta + \theta^2)/(1 + \theta^2)]^3 \quad 2-46$$

$$B_c = 1/(1 + \theta)^3 \quad 2-47$$

$$D_c = (\theta^3 - 1)/(1 + \theta)^3 \quad 2-48$$

Dando los valores de Z_c^* , θ puede ser obtenido con la ecuación 2-45. Entonces la ecuación 2-46 y 2-48 son usadas para conseguir A_c , B_c y D_c . Los valores del parámetro de la compresibilidad crítica Z_c^* , fueron encontrados para hidrógeno, nitrógeno, CO₂, H₂S e hidrocarburos parafínicos, metano hasta tetradecano, por Usdin y McAuliffe tales que las densidades de los líquidos para estos compuestos fueron obtenidos a 60 °F y 1 atm o al punto de ebullición normal. Estos valores fueron tabulados por los autores a lo largo de propiedades críticas y del factor acéntrico.

En el gas natural y aceite crudo los valores para los componentes hipotéticos C6+ o los componentes del punto de ebullición son necesarios. Por esta razón Buthod y otros derivaron valores del parámetro de compresibilidad crítica para anillos de hidrocarburos parafínicos, 8+ isoparafinas, 8 naftenos y 8 aromáticos. Los valores derivados de Z_c^* fueron ajustado a la curva con el punto de ebullición y el factor de caracterización UOP. El factor de caracterización UOP esta relacionado al punto de ebullición y a la gravedad específica del líquido a 60 °F con la siguiente relación.

$$K_{uop} = \left[(t_b + 459.67)^{1/3} / S_L \right] \quad 2-49$$

donde K_{uop} = Factor de caracterización UOP

t_b = Punto de burbuja normal, °F

S_L = Gravedad relativa especifica de líquido a 60°F a 60°F de agua

Usdin y McAuliffe usaron la misma forma como Soave para el factor $\alpha(T)$.

$$\alpha(T) = \left[1 + m(1 - T_r^{0.5}) \right]^2 \quad 2-41$$

Aunque, la derivó de diferente forma para m como función del componente de factor acéntrico

$$m = 0.48049 + 4.516\omega Z_c^* + [0.67713(\omega - 0.35) - 0.02](T_r - 0.7) \quad \text{para } T_r \leq 0.7 \quad 2-50$$

$$m = 0.48049 + 4.516\omega Z_c^* + [37.7846 Z_c^{*3} + 0.78662](T_r - 0.7)^2 \quad \text{para } T_r < 0.7 \quad 2-51$$

Para $T_r > 1.0$ usar $m = m(T_r^{-1})$ arriba de 1.429. Usar el valor de $T_r = 1.429$ para altos T_r .

Los valores de la mezcla de A , B y D son obtenidos de la siguiente forma.

$$A = \left[\sum x_i A_{Ci}^{1/2} \alpha_i(T)^{1/2} P_{ri}^{1/2} / T_{ri} \right]^2 \quad 2-52$$

$$B = \sum x_i B_{Ci} P_{ri} / T_{ri} \quad 2-53a$$

$$D = \sum x_i D_{Ci} P_{ri} / T_{ri} \quad 2-53b$$

La x_i se refiere a la composición en cualquiera de las dos fases, a una temperatura y presión dadas los valores de la mezcla A , B y D son calculados con la ecuación 2-44 para obtener el factor Z . Si hay tres raíces, la más grande será tomada para la fase vapor y la más pequeña para la fase líquida.

La ecuación 2-21 es resuelta con la ecuación UMSRK para obtener la fugacidad de un componente de una mezcla o cualquiera de las dos vapor o líquido.

$$\begin{aligned} \ln(f_i/Px_i) = & B_i[1/(Z-B)] - (D_i/D)[A/(Z+D)] \\ & + \ln[Z/(Z+D)](A/D)(2A_i^{1/2}/A_i^{1/2} - D_i/D) \\ & - \ln(Z-B) \end{aligned} \quad 2-54$$

Aquí también x_i se refiere a la composición en cualquier fase.

Valores-K UMSRK. La ecuación 2-22 es aplicada para obtener los valores de equilibrio de K para cada componente. Las cantidades requeridas son fugacidades molares parciales, f_i^L y f_i^V , desde la ecuación 2-54 aplicada para cada fase. La dificultad es que la composición de la fase debe ser conocida antes de la ecuación UMSRK para que se pueda aplicar, pero estas composiciones son obtenidas con el uso de los valores K en la ecuaciones de vaporización instantánea, ecuación 2-9 y 2-1. La ecuación de Canfield es obtenida por estimaciones iniciales de K 's, la cual se base en componentes puros con sus T_r y P_r .

La convergencia del procedimiento no es un problema trivial, la técnica es resistente pero ocasionalmente falla o llega a un resultado no razonable, como todas las K 's siendo 1.0. Una vez que la convergencia a la composición de la fase-equilibrio fue obtenida, los valores de K 's calculados con la ecuación 2-22 son conocidos, además de los factores Z en la fase individual. Las desviaciones de la entalpía y la entropía pueden también ser calculadas.

Entalpía UMSRK. Las entalpías son requeridas para el balance de energía, la técnica básica usada es mostrada en la figura 2-5. Primero, la entalpía del gas ideal de la mezcla es calculada. Para identificar los componente (C1-C6) la entalpía es dada por el Procedimiento 7A1.1 del API Technical Data Book - Petroleum Refining (American Petroleum Institute, 1970).

$$h_i^* = Ah_i + Bh_iT_R + Ch_iT_R^2 + Dh_iT_R^3 + Eh_iT_R^4 + F h_iT_R^5 \quad 2-55$$

donde h_i = Entalpía del gas ideal, Btu/lb

T_R = Temperatura absoluta, °R

y A_{hi} , B_{hi} , C_{hi} , D_{hi} , E_{hi} , F_{hi} , son constantes de los componentes

La entalpía molar es la entalpía específica por el peso molecular.

$$h_{mi}^* = h_i^* MW_i$$

donde h_i = Entalpía del gas ideal, Btu/lb

MW_i = Peso molecular del componente lb/lb mol

Para componentes hipotéticos, el método de Stevens y Thodos es basado en la extrapolación de las entalpías de n -parafinas. Para gas natural, muy pocas cantidades de los componentes hipotéticos están presentes y su aproximación no es muy importante. Para el aceite crudo la mayor parte del fluido está en estos rangos de ebullición altos.

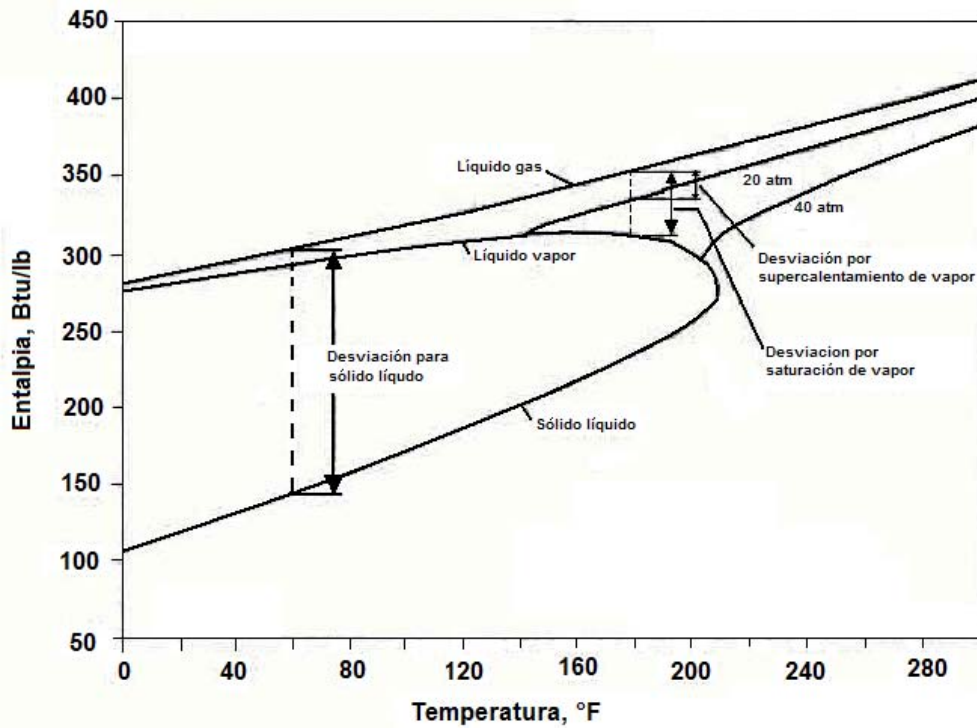


Figura 2-5 Diagrama de Entalpía – Temperatura para el propano.

$$\begin{aligned}
 h_{mi}^* &= (100MW + 800) + (32.15MW + 186.5)(t_f/100) \\
 &\quad + (3.708MW - 26.42)(t_f/100)^2 \\
 &\quad + (-0.0859MW + 0.4)(t_f/100)^3
 \end{aligned}
 \tag{2-56}$$

donde t_F = Temperatura, °F

La entalpía de la mezcla del gas ideal es el promedio de la entropía.

$$h_m^* = \sum x_i h_{mi}^*
 \tag{2-57}$$

El paso final es encontrar la desviación para idealizar la fase del fluido real, como se muestra en la figura 2-5, la relación termodinámica para esta corrección esta dada por:

$$h_{dep} = h_m^* - h_m(T, v) = \int_{\infty}^v [P - T(\partial P / \partial T)_v] dv - Pv + RT
 \tag{2-58}$$

La aplicación de la ecuación 2-58 a la ecuación UMSRK proporciona la siguiente relación.

$$h_{dep} = RT \left\{ (A/D) \gamma \ln[(Z + D)/Z] - Z + 1 \right\}
 \tag{2-59}$$

$$\text{donde } \gamma = 1 + \left(\sum x_i m_i A_{ci}^{1/2} P_{ri}^{1/2} / T_{ri}^{1/2} \right) / A^{1/2}
 \tag{2-60}$$

Finalmente, la entalpía del fluido real esta dada vapor o líquido por:

$$h_m(T, v) = h_m^* - h_{dep} \quad 2-61$$

Entropía UMSRK. Las entropías son requeridas para calcular la compresión y expansión, la técnica usada es similar a la que la figura 2-5, pero con entropías en vez de entalpías. Primero, la entropía del gas ideal de la mezcla es calculada. Para identificar los componentes la entropía es dada por el Procedimiento 7A1.1 del API Technical Data Book - Petroleum Refining (American Petroleum Institute, 1970).

$$s_i^* = B_{hi} \ln(T_R) + 2C_{hi} T_R + 1.5D_{hi} T_R^2 + (4/3)E_{hi} T_R^3 + 1.25F_{hi} T_R^4 + G_i \quad 2-62$$

donde S_i^* = Entropía del gas ideal, Btu/lb - °R
y G_i es una nueva constante

Para componentes hipotéticos, en la curva los coeficientes para hidrocarburos ligeros son extrapolados, este procedimiento es aproximado, pero el contenido de la fase gas de estos componente es bajo.

$$s_i^* = A_{si}(t_F/100) + B_{si}(t_F/100)^2 + D_{si}(t_F/100)^3 + E_{si} \log_{10}(t_F + 460) \quad 2-63$$

donde A_{hi} , B_{hi} , C_{hi} , D_{hi} y E_{hi} , son función de MW_i

La entropía molar del componente es encontrada por la multiplicación de la entropía específica por el peso molecular.

$$s_{mi}^* = s_i^* MW_i \quad 2-64$$

La entropía de la fase del gas ideal es el promedio molal de las entalpías de los componentes.

$$s_m^* = \sum x_i s_{mi}^* \quad 2-65$$

El siguiente paso es encontrar la desviación para idealizar la fase del fluido real, la relación termodinámica para esta corrección esta dada por la siguiente ecuación.

$$s_{dep} = s_m^* - s_m(T, v) = \int_v^\infty [(R/v) - (\partial P / \partial T)_v] dv + R \ln(RT/v) \quad 2-66$$

Aplicando la ecuación 2-66 a la ecuación UMSRK proporciona lo siguiente.

$$s_{dep} = R \{ (A/D)(\gamma - 1) [\ln(Z + D)/Z] - \ln[(Z - B)/P] \} \quad 2-67$$

Finalmente, la entropía del fluido real esta dada por

$$s_m(T, v) = s_m^* - s_{dep} \quad 2-68$$

Nomenclatura

A = constante de las ecuaciones de estado de van der Waals, SRK, PR y UMSRK.
 A_c = constante de la ecuación de estado de UMSRK.
 A_{hi} = componente de la constante de la entalpía en la ecuación para gas ideal.
 A_{si} = componente de la constante de la entropía en la ecuación para gas ideal.
 a = constante de las ecuaciones de estado de van der Waals, SRK, PR y UMSRK.
 B = constante de las ecuaciones de estado de van der Waals, SRK, PR y UMSRK.
 B_c = constante de la ecuación de estado de UMSRK.
 B_{hi} = componente de la constante de la entalpía en la ecuación para gas ideal.
 B_{si} = componente de la constante de la entropía en la ecuación para gas ideal.
 b = constante de las ecuaciones de estado de van der Waals, SRK, PR y UMSRK.
 C = número total de los componente presente en una fase o mezcla.
 C_{hi} = componente de la constante de la entalpía en la ecuación para gas ideal.
 C_{si} = componente de la constante de la entropía en la ecuación para gas ideal.
 D = constante de la ecuación de estado de UMSRK.
 D_c = constante de la ecuación de estado de UMSRK.
 D_{hi} = componente de la constante de la entalpía en la ecuación para gas ideal.
 D_{si} = componente de la constante de la entropía en la ecuación para gas ideal.
 d = constante de la ecuación de estado de UMSRK.
 E_{si} = componente de la constante de la entropía en la ecuación para gas ideal.
 F = alimentación (mol/tiempo).
 f_i = fugacidad de componente i en una mezcla.
 F_L = producción líquida (mol/tiempo).
 F_V = producción vapor (mol/tiempo).
 F_{hi} = componente de la constante de la entalpía en la ecuación para gas ideal.
 G = energía total libre de un fluido.
 G_i = componente de la constante de la entropía usada en la ecuación de gas ideal.
 h = entalpía específica (energía/masa).
 h^* = entalpía específica del gas ideal.
 h_{dep} = desviación de la entalpía o diferencia entre entalpía de gas ideal y entalpía de gas real.
 K_i = relación de equilibrio vapor- líquido ($=y_i/x_i$).
 $Kuop$ = factor de caracterización UOP, definido por la ecuación 2-49.
 m = parámetros usado en la ecuación de estado de SRK y UMSRK.
 MW = peso molecular.
 n = numero de moles de un fluido.
 n_i = numero de moles de componentes i de un fluido.
 P = presión absoluta
 P_c = presión crítica, unidades absolutas.
 P_r = Presión reducida = P/P_c .
 P_s = presión de vapor saturada.
 R = constante universal de gas (base molal).
 S = entropía total de un fluido.
 S_L = gravedad especifica de un líquido a 60 °F respecto al agua a 60 °F.
 s^* = entropía específica de gas ideal.
 s_{dep} = desviación de la entropía o diferencia entre entropía de gas ideal y entropía de gas real.
 SG = gravedad especifica de gas ($MW/ 28.9625$).
 T = temperatura absoluta.

T_c = temperatura crítica, unidades absolutas.
 T_r = temperatura reducida = T/T_c .
 t = temperatura relativa.
 t_b = punto de ebullición normal, °F.
 t_F = temperatura, °F.
 U = energía interna total de un fluido.
 V = volumen total de fluido.
 VP = presión de vapor.
 V = volumen específico (volumen/mol).
 x_i = fracción mol del componente i en la fase líquida o en otras fases.
 y_i = fracción mol del componente i en la fase vapor.
 Z = factor de compresibilidad = Pv/RT .
 z_i = fracción mol del componente i en la alimentación.
 Z_c^* = parámetro de compresibilidad crítica.

Letras griegas

$\alpha(T)$ = función de la temperatura en la ecuación de estado de SRK, PR y UMSRK.
 γ = parámetro usado en la ecuación UMSRK en los términos h_{dep} y S_{dep} .
 μ_i = potencial químico del componente i .
 ρ = densidad (masa por volumen).
 Σ = indica sumatoria sobre todos los componentes presentes.
 ω = factor acéntrico.

Subíndice

c = denota propiedades críticas.
 i = denota componentes i .
 m = denota propiedades molares.
 r = denota propiedades reducidas.

CAPITULO 3

PROCESAMIENTO EN CAMPO DE ACEITE CRUDO

3.1 INTRODUCCIÓN

Los hidrocarburos deben de ser separados en sus derivados para poder ser almacenados y transportados, los no hidrocarburos deben de ser removidos para ser almacenados, transportados, reinyectados o eliminarlos. La última eliminación de las pérdidas de corrientes depende de varios factores como la localización del campo y la aplicación de las regulaciones ambientales. El criterio para la selección del producto, construcción y operación depende de factores económicos. La figura 3-1 muestra el proceso en campo de forma simplificada.

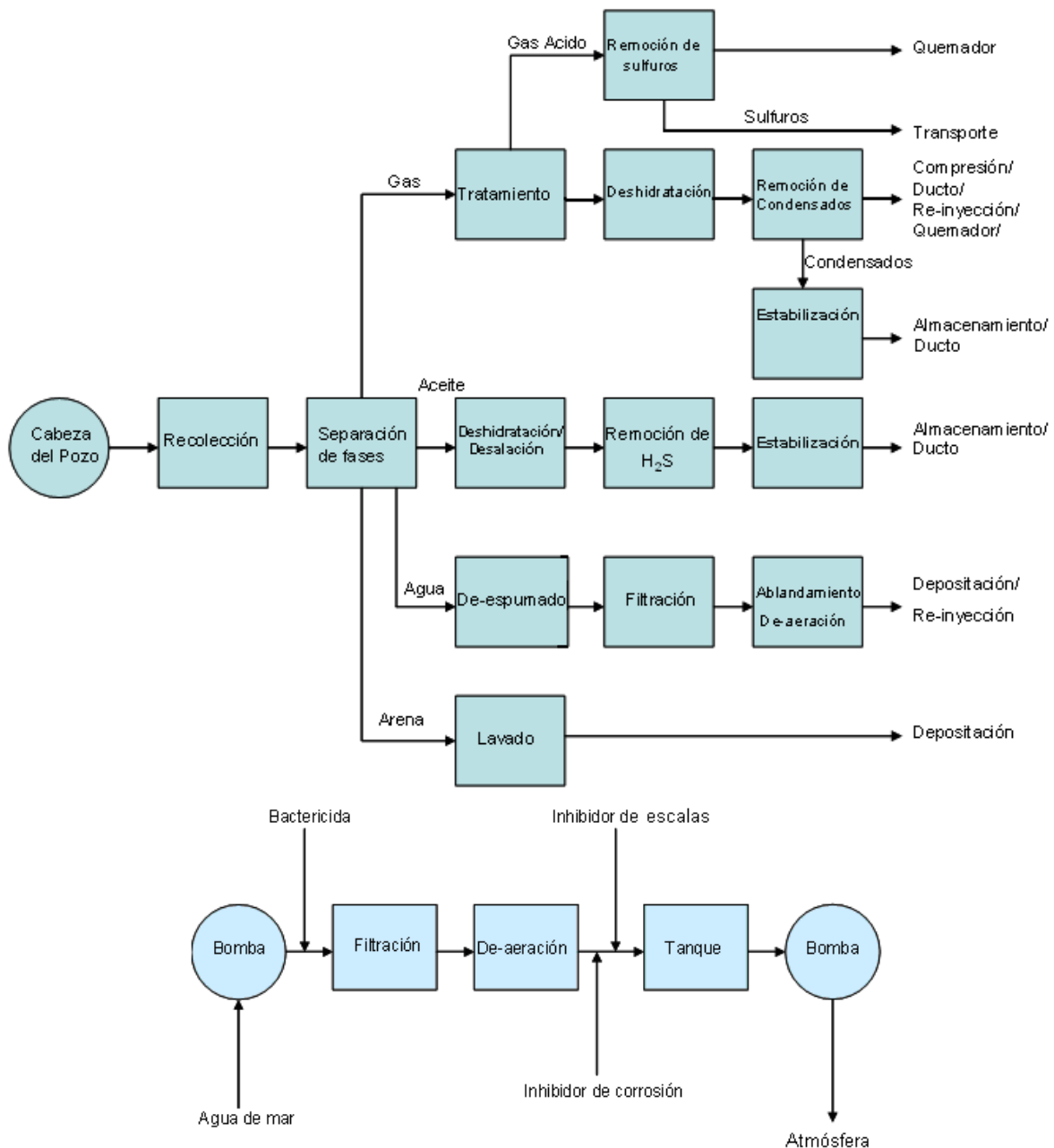


Figura 3-1. Procesamiento general de campo

3.2 BASES DE DISEÑO

Los parámetros importantes en el diseño incluye la composición de la alimentación, la presión, la temperatura y el gasto, estas propiedades cambian con el tiempo de manera que es difícil de predecir, pero es muy importante. El equipo seleccionado debe ser suficientemente flexible y/o de tamaño adecuado para operar el pozo a diferentes gastos y composiciones durante la vida del campo, por lo tanto la composición de la corriente es usada para el diseño.

La producción es usualmente la combinación de varios campos que tienen diferentes composiciones, estas también cambian mientras la presión del yacimiento este declinándose. La presión y la producción del yacimiento son difíciles de predecir porque el fluido no es uniforme y el yacimiento no tiene forma geométrica regular.

Otro factor importante para el procesamiento en campo es la forma en que se desplaza el aceite, hay tres tipos comunes que se muestran en la tabla 3-1 donde se muestra la relación gas-aceite (RGA), relación agua-aceite, la variación de la presión en el yacimiento y el porcentaje de recuperación de aceite.

Tabla 3-1 Mecanismos de desplazamiento en el yacimiento

Mecanismo de empuje	Relación Gas-Aceite	Relación Agua-Aceite	Presión de yacimiento	Porcentaje de recuperación de Aceite
Gas disuelto	Incrementa al máximo y después decrece	Cero	Decremento rápidamente y firmemente	5-30
Capa de gas	Constante hasta el rompimiento, después incrementa con el tiempo	Cero	Decremento lento	20-40
Agua	Aproximadamente constante	Al rompimiento, después incrementa	Constante	35-75

El bombeo neumático puede ser utilizado cuando la presión natural declina o es ausente, se introduce al pozo una bomba a la profundidad del aceite en la cual se inyecta gas dentro del pozo para que eleve el aceite. En caso de ser muy viscoso el aceite, se puede inyectar vapor para producir un flujo razonable.

Existen dos mecanismos de desplazamiento artificiales que son inyección de gas y de agua esto es llamado como recuperación mejorada que también puede ser llamada mantenimiento de presión. La inyección de agua provoca un continuo incremento de la relación aceite-agua. La inyección de gas o reinyección puede ser deseable para optimizar la recuperación del fluido. La recuperación mejorada puede ser practicada para incrementar la recuperación de aceite. El método más usado es la inyección de gas (dióxido de carbono o nitrógeno), químicos (polímeros, soluciones polimeras miscelares) o vapor (fluido caliente).

La presión y el gasto afectan el diseño de la explotación del campo incluyendo la selección del separador y las tuberías, así como los requerimientos de compresión. El diseño esta basado únicamente por las condiciones iniciales para decidir el tamaño, siendo con el tiempo inadecuado, ya que se omiten equipos vitales. Todos los factores precedentes son importantes para el manejo y la planeación de las instalaciones de producción de aceite del yacimiento.

3.3 OPERACIONES DE PROCESAMIENTO

La figura 3-1 muestra, las fases individuales (gas, aceite, agua y sólidos) que son separadas al momento en que sea práctico, entonces la corriente individual puede ser tratada con menos dificultad técnica. Hartley y Bin Jadid ilustraron como realizar pruebas de laboratorio y de campo antes de la construcción de las instalaciones para poder identificar futuras producciones y minimizar problemas como formación de espumas, emulsiones, ceras e hidratos.

3.3.1 Procesamiento de gas

Es necesario remover gases ácidos como el ácido sulfúrico y el dióxido de carbono, ambos gases son muy corrosivos cuando el agua esta presente, siendo el ácido sulfúrico el más tóxico, las regulaciones del medio ambiente prohíben la liberación significativa del ácido sulfúrico a los alrededores.

El endulzamiento de gas usualmente usa soluciones acuosas con varios químicos, este proceso precede la deshidratación. La deshidratación es necesaria para evitar la formación de hidratos de gas, los cuales pueden taponar las tuberías provocando la elevación de la presión en el equipo o en las tuberías, elevando también la temperatura considerablemente a 32 °F (0°C).

El gas que contiene cantidades considerables de hidrocarburos licuables (etano o propano y pesados) puede producir condensados en la compresión o en el enfriamiento. Los condensados pueden causar dificultades en las tuberías y por lo tanto en el proceso en campo, para la remoción del gas-líquido natural (NGL) es necesario obtener las especificaciones en el punto de rocío. Recuperando los condensados podemos tener una estabilización por remoción de los componentes gaseosos disueltos para tener un producto transportable.

Finalmente, la eliminación de la corriente de gas depende de la situación en la vida de un campo, el gas puede ser simplemente quemado. Volviéndose más común la conservación del gas con su compresión y utilizándolo para su reinyección dentro de la formación para mayor recuperación y/o ventas. La conservación es más demandada por la ley, permitiendo la quema en ciertas temporadas y/o solo durante el inicio de la producción. Las restricciones dictadas por la conservación del medio ambiente limpio no permiten la quema especialmente si el gas contiene algo de ácido sulfhídrico.

Los gasoductos tienen que estar operando a presión de 700-1000 psia para permitir el transporte económico con diámetros razonablemente pequeños.

3.3.2 Procesamiento de aceite

Después de la remoción del agua libre, el aceite producido frecuentemente contiene excesiva agua residual emulsionada. La deshidratación es requerida para reducir el contenido de agua para un valor aceptable para su transportación y venta, la deshidratación puede ser realizada usando la combinación de cuatro factores, que son el tiempo de residencia, la composición, el calor y el campo electroestático. La dilución del agua debe ser ocasionalmente hecha para reducir el contenido de sal en la emulsión residual para un nivel convenientemente bajo.

El ácido sulfhídrico en el aceite es limitado para reducir las dificultades en el manejo y la transportación porque es extremadamente tóxico y corrosivo. La estabilización del aceite se refiere a la disminución de la presión de vapor a valores que permiten el manejo seguro y un buen transporte. El control de la presión de vapor es obtenido por las etapas de separación y la destilación por recalentamiento o por la combinación de ambas. Durante la estabilización algunos de los hidrocarburos volátiles son removidos como vapor y la fase gaseosa entrado al tren de separación el ácido sulfhídrico y otros componentes sulfurados volátiles del aceite amargo.

3.3.3 Procesamiento de agua

El agua producida (usualmente salina) es material de desecho pero el proceso es frecuentemente necesario para hacerla adecuada para su eliminación. La remoción del aceite es el primer tratamiento para producir el agua, el aceite en el agua es difícil de limpiar debido al tamaño de las partículas, ya que son pequeñas, así como la presencia de agentes emulsificantes, los sólidos suspendidos también están presentes en el agua.

Antes de la reinyección, el agua producida es usualmente filtrada, desaerada si es necesario y tratada con biocidas. El principal objetivo es prevenir el taponamiento del yacimiento.

El agua de mar es la más comúnmente usada en la inyección del agua para mantener la presión ya que es más abundante. Desafortunadamente, la calidad del agua es pobre y tiene que ser tratada con biocidas para matar todos los organismos y después es filtrado. El oxígeno disuelto es removido ya sea con productos químicos, haciendo vacío o por reacciones catalíticas con hidrogeno. Esto reduce la corrosión del agua dramáticamente e inhibe el crecimiento de bacterias aeróbicas en el pozo, entonces el agua es esterilizada con radiación ultravioleta o con inyección de biocidas para matar las bacterias y otros organismos. Los microorganismos pueden causar corrosión, taponamiento de los ductos y de la formación rocosa, así como producción de H₂S. Los inhibidores son adicionados antes de la inyección en la formación.

En un gran flujo de agua (sobre 400,000 bpd) tratada para la inyección y producción de agua representa un costo mayor que frecuentemente excede el costo del tratamiento de aceite.

3.3.4 Tratamiento de arena

La arena y otros materiales sólidos se pueden recolectar con algunos equipos que se colocan en localidades donde la velocidad y la turbulencia de la corriente son bajas, así como en la entrada de los tanques. Su remoción por algún tipo de boquilla o un arreglo similar puede ser necesaria, esta a veces es transportada por un cono desarenador centrífugo y puede tener adherencia con el aceite o con las emulsiones que requieren ser limpiadas antes de descargarse.

3.3.5 Equipo auxiliar

Los separadores de prueba con medidores de flujo apropiados de gas y líquidos son frecuentemente utilizados para las mediciones periódicas de la producción, ya sea por pozo o varios pozos, estas pruebas son necesarias.

Los ductos, las válvulas y los colectores apropiados deben ser proveídos para que la corriente deseada pueda ser aislada y pasada a través del separador de prueba. Estos equipos pueden ser más detallados si son varios pozos.

Los sistemas de seguridad automáticos son necesarios y parte integral de las instalaciones. Una protección adecuada debe proporcionar condiciones contra inseguridades como la sobre presión, derramamiento de líquido, el sobrecalentamiento, fuentes de ignición no deseadas, etc.

3.4 ALCANCE DEL PROCESAMIENTO

El alcance del proceso depende de los fluidos naturales del pozo, la localización y el tamaño del campo, así como la disponibilidad de gas y electricidad, los precios de las ventas comparativos para el gas y el aceite crudo.

3.4.1 Corriente natural del pozo

Las variables importantes incluyen el mecanismo de empuje natural del yacimiento, la relación agua-aceite (RAA o WOR), la relación gas-aceite (RGA) o relación gas-líquido y la naturaleza del aceite (°API, punto de rocío, etc.). Como anteriormente se detalló, el tipo de mecanismo determina como las relaciones de gas, aceite y agua van variando durante la vida del campo. Si hay un gran incremento de producción de agua, entonces deben tomarse los pasos necesarios para el proceso.

3.4.1.1 Bombeo neumático. La presión en la cabeza del pozo será baja y la estabilización del aceite crudo no es una preocupación. La relación gas-aceite determina si hay suficiente gas para combustible a la presión deseada. Las turbinas de gas pueden requerir combustible a 200-400 psia. Las altas presiones, los crudo altos de °API requieren procesos diferentes, que los de bajo °API por empuje de vapor. Los gases con altos puntos de rocío no puede ser permitido para seguir el proceso

3.4.1.2 Aceite con baja RGA. Procesamiento que puede ser tan simple como el mostrado en la figura 3-2. El gas natural disuelto es liberado en una o más etapas de separación, seguido por tratamiento de emulsión y almacenamiento. El aceite es medido conforme es bombeado al tanque, al barco o a los ductos, el agua es limpiada para su descarga, el gas puede ser liberado o quemado si no hay instalaciones de compresión o gasoductos disponibles o económicos; sujetos a las condiciones de regulación para la protección del medio ambiente.

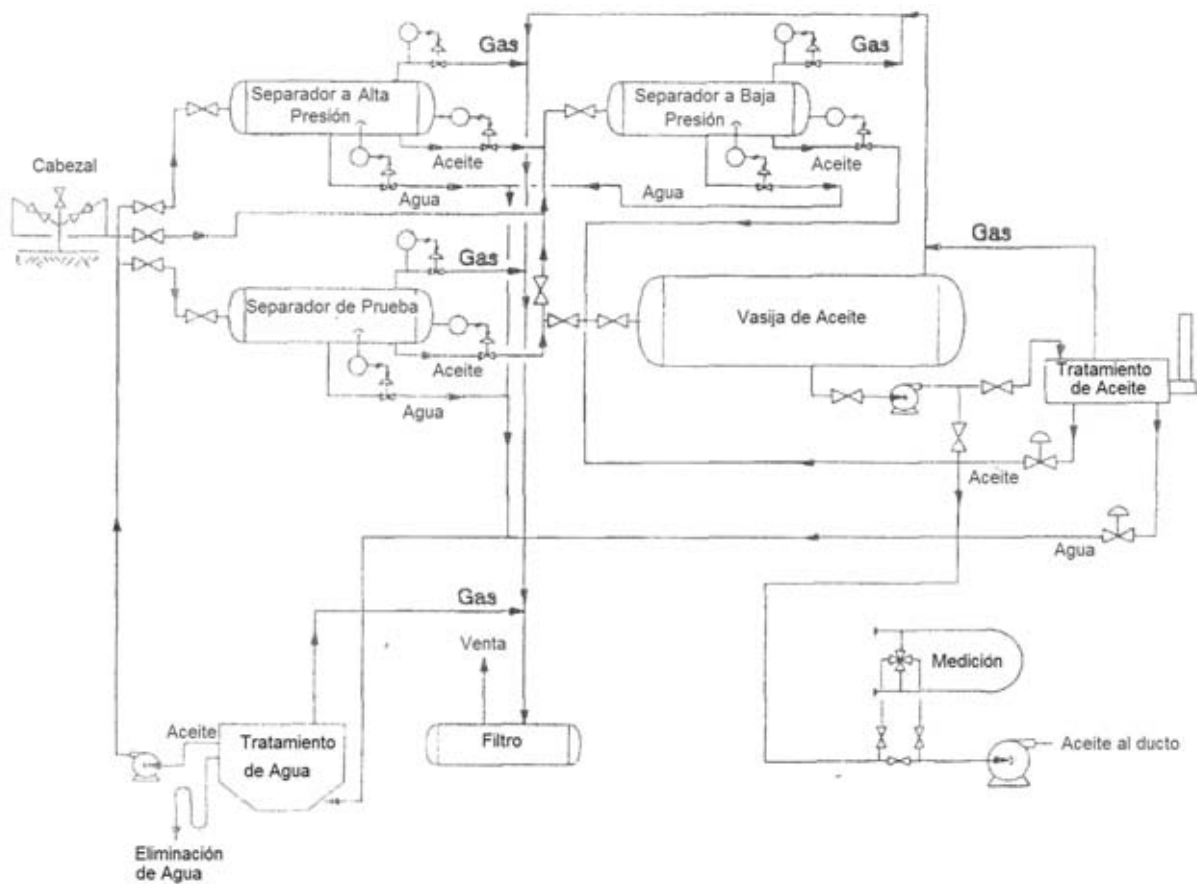


Figura 3-2. Esquema simple de un procesamiento de aceite

3.4.1.3 Gas dulce y seco. El proceso puede también ser muy simple como se muestra en la figura 3-3. Los condensados NGL son separados primero, seguido por la compresión (si es necesario), deshidratación por glicol, medición y envío por los ductos. Los condensados pueden ser inyectados en el gasoducto o transportados por separado.

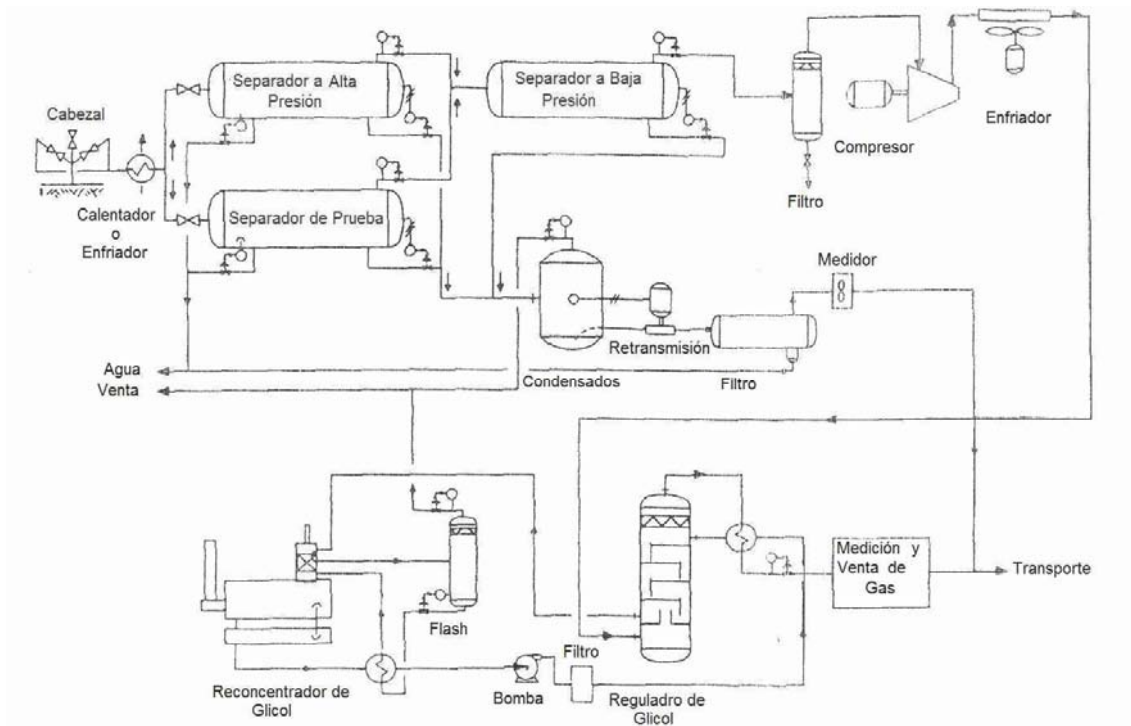


Figura 3-3. Procesamiento mínimo de gas

3.4.1.4 Aceite con alta RGA. El procesamiento es más complejo, porque grandes cantidades de gas y aceite requieren ser recuperadas para su venta. Un flujo típico laminar es mostrado en la figura 3-4, ambas corrientes pueden requerir de un proceso extenso antes de su venta, como remover el ácido sulfhídrico y agua. El aceite puede requerir tratamiento desemulsificante y/o desalación. Note que algunos condensados se forman en el enfriador después del compresor, siendo reciclados regresándolos a separadores apropiados. Esta figura muestra solo dos corrientes –aceite y gas natural– pero es considerable el incremento de la compresión de los reciclados.

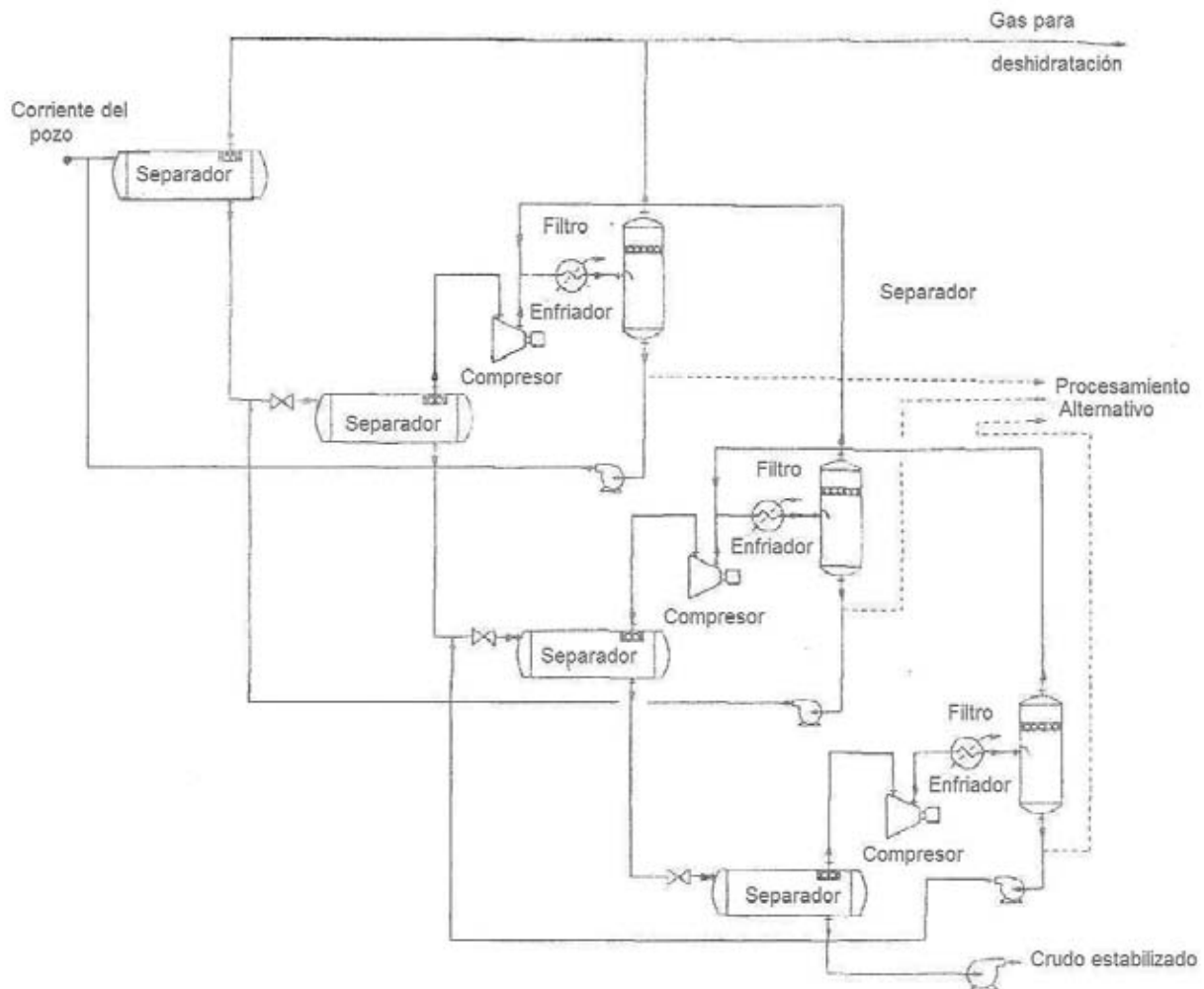


Figura 3-4. Separación con vapor recomprimido

3.4.2 LOCALIZACIÓN DEL CAMPO

La localización geográfica y la producción de aceite, gas y salmuera determinan el diseño y las operaciones para las instalaciones de tratamiento de aceite. Si hay solo algunos pozos aislados cada uno puede tener en su cabezal su instalación de procesamiento. Por otro lado, si hay muchos pozos, es ventajoso producirse a través de sistemas de recolección a la instalación central de procesamiento. Para RGA de moderadas a altas, donde el gas considerable es liberado, la planta es frecuentemente referida como PSAG (planta de separación de aceite gas), aunque otras operaciones importantes se llevan a cabo. Las figuras 3-5, 3-6 y 3-7 muestran tres esquemas que son usados en la industria. La figura 3-5 describe el procesamiento de campo mínimo con altas presiones de vapor en el ducto. Un ducto grande es requerido para el aceite de baja presión de vapor como se muestra en las figuras 3-6 y 3-7. Estas últimas figuras muestran el oleoducto a condiciones atmosféricas. El condensado es recuperado del gas y son separados en diferentes ductos (figura 3-6) o dos fases con gas (figura 3-7).

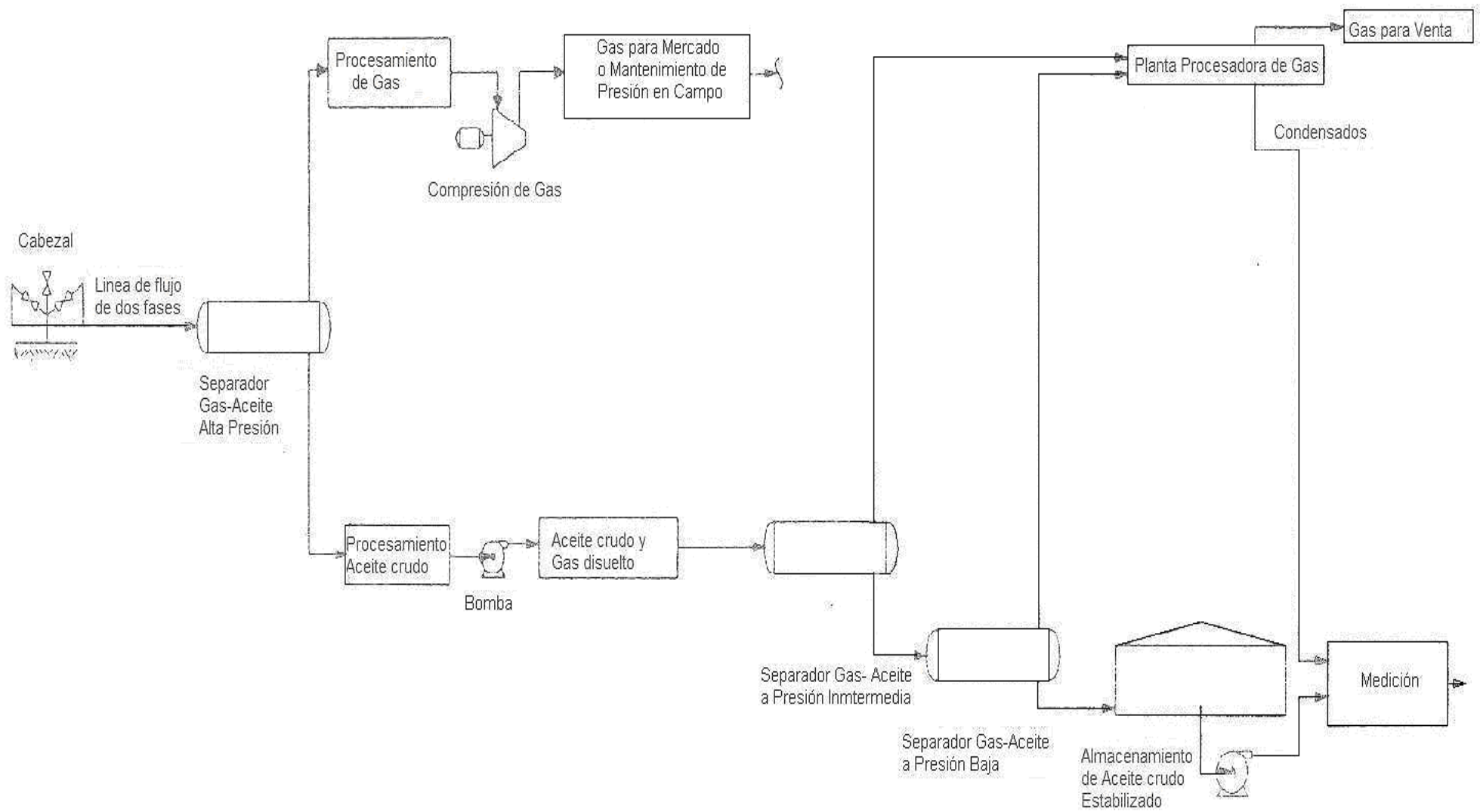


Figura 3-5. Procesamiento mínimo de aceite crudo

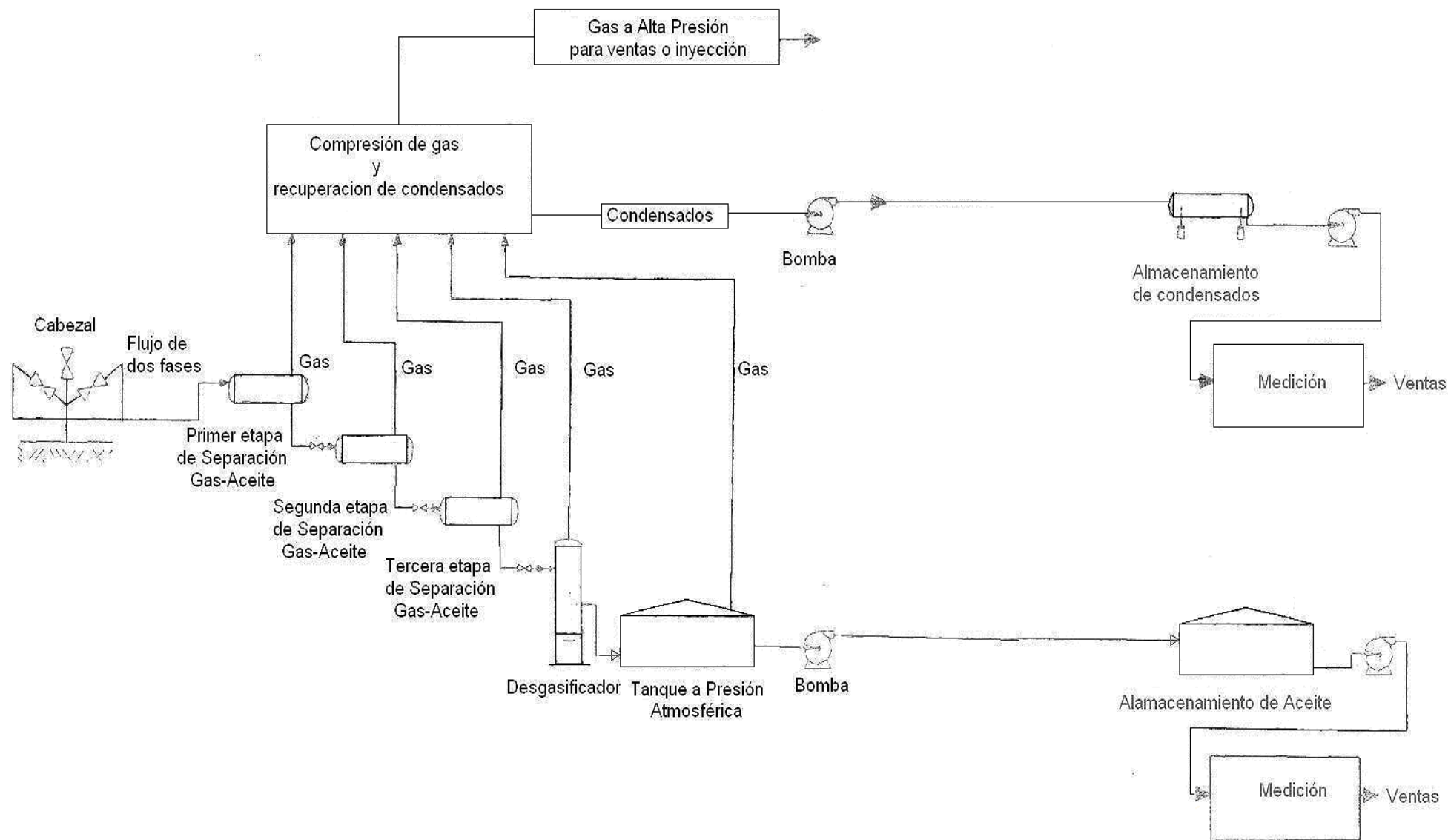


Figura 3-6. Procesamiento en campo de gas y aceite

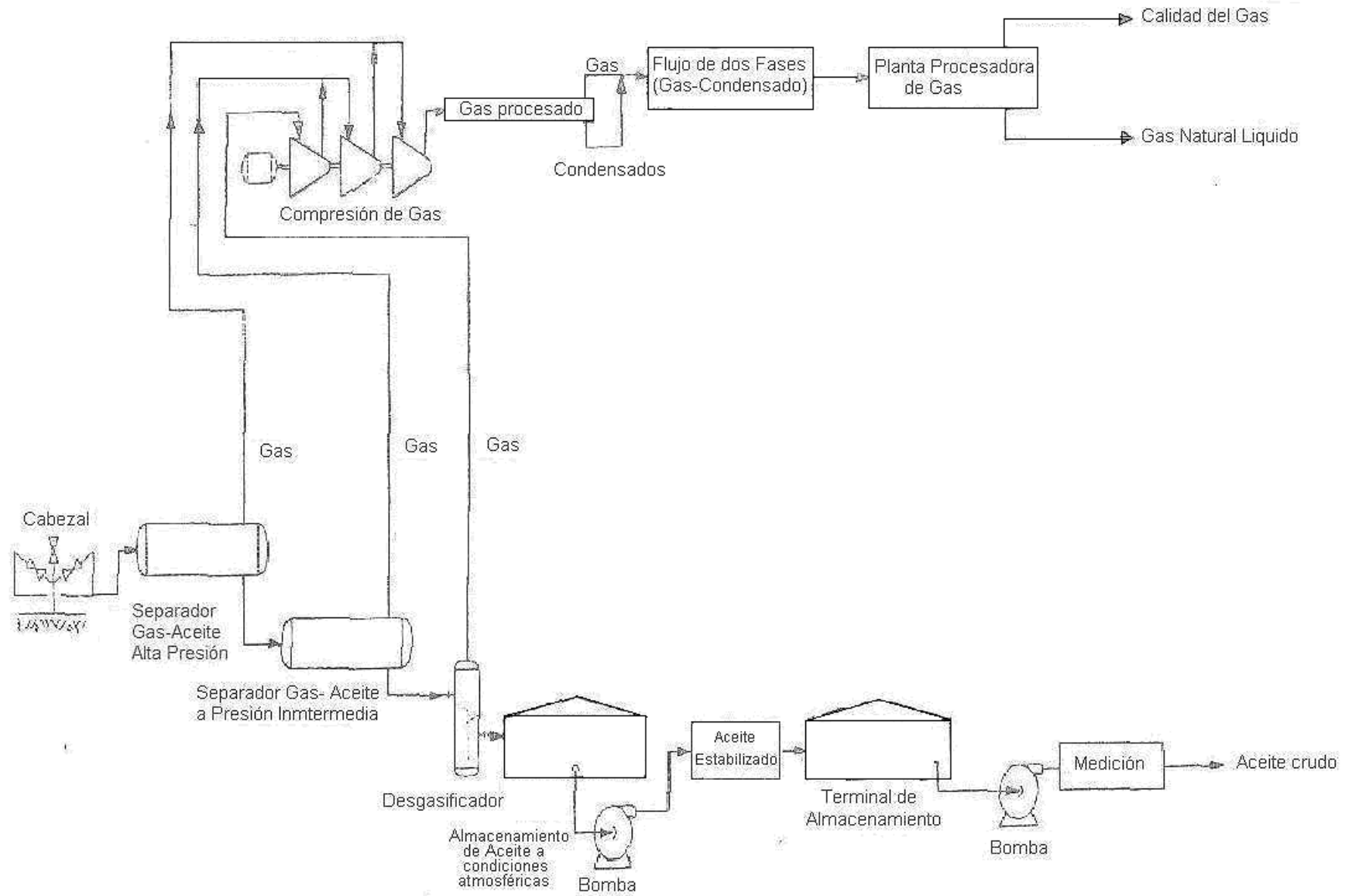


Figura 3-7. Estabilización del crudo/Transporte de gas húmedo

CAPITULO 4

SEPARACIÓN DE LOS FLUIDOS PRODUCIDOS

4.1 INTRODUCCIÓN

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

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

Las razones principales por las que es importante efectuar una separación adecuada de líquido y gas es porque hay lugares donde no se cuenta con el equipo de separación adecuado y además el gas que se quema arrastra una cantidad considerable de aceite ligero que también es quemado, ocasionando grandes pérdidas si se considera que el aceite ligero es el de más alto valor comercial. Aunque el gas se transporte a una cierta distancia para tratarlo, es conveniente eliminarle la mayor cantidad de agua, ya que este ocasiona problemas, tales como: corrosión y abrasión del equipo de transporte, Los hidrocarburos líquidos aumentan las caídas de presión y la reducción en la capacidad de transporte de las líneas.

4.2 DESCRIPCIÓN FÍSICA

Un separador consta de las siguientes secciones:

- Sección de separación primaria
- Sección de separación secundaria
- Sección de extracción de niebla
- Sección de almacenamiento de líquido
-

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

Sección de separación secundaria. Se separa la máxima cantidad de gotas de líquido de la corriente de gas. Las gotas se separan principalmente por la gravedad por lo que la turbulencia del flujo debe ser mínima. Para esto, el separador debe tener suficiente longitud. En algunos diseños se utilizan veletas o aspas alineadas para reducir aun más la turbulencia, sirviendo al mismo tiempo como superficies colectoras de gotas de líquido. La eficiencia de separación en esta sección, depende principalmente de las propiedades físicas del gas y del líquido, del tamaño de las gotas de líquido suspendidas en el flujo de gas y del grado de turbulencia.

Sección de extracción de niebla. En esta sección se separan del flujo de gas, las gotas pequeñas de líquido que no se lograron eliminar en las secciones primaria y secundaria del separador. En esta parte del separador se utilizan el efecto de choque y/o la fuerza centrífuga como mecanismos de separación. Mediante estos mecanismos se logra que las pequeñas gotas de líquido, se colecten sobre una superficie en donde se acumulan y forman gotas más grandes, que se drenan a través de un conducto a la sección de acumulación de líquidos o bien caen contra la corriente de gas a la sección de separación primaria. El dispositivo utilizado en esta sección, conocido como extractor de niebla, está constituido generalmente por un conjunto de veletas o aspas; por alambre entretejido o por tubos ciclónicos.

Sección de almacenamiento de líquidos. Se almacena y descarga el líquido separado de la corriente de gas, se debe tener la capacidad suficiente para manejar los posibles baches de líquido que se pueden presentar en una operación normal, además la instrumentación adecuada para controlar el nivel de líquido en el separador. Esta instrumentación está formada por un controlador y un indicador de nivel, un flotador y una válvula de descarga. Esta sección debe estar situada en el separador de tal forma que el líquido acumulado no sea arrastrado por la corriente de gas que fluye a través del separador.

Cuando se conocen los tipos de flujo de la mezcla de gas y líquido que va al separador, tal como la frecuencia de los baches de líquido en pozos de bombeo, se deben hacer cambios en el diseño y tamaño de las partes del separador. Sin embargo es recomendable que el separador se diseñe de la forma más simple posible, para facilitar su limpieza y mantenimiento (figura 4-1 y 4-2). Adicionalmente, el separador debe tener dispositivos de seguridad tales como: una válvula de seguridad, un tubo desviador de seguridad y controles de contra presión adecuados.

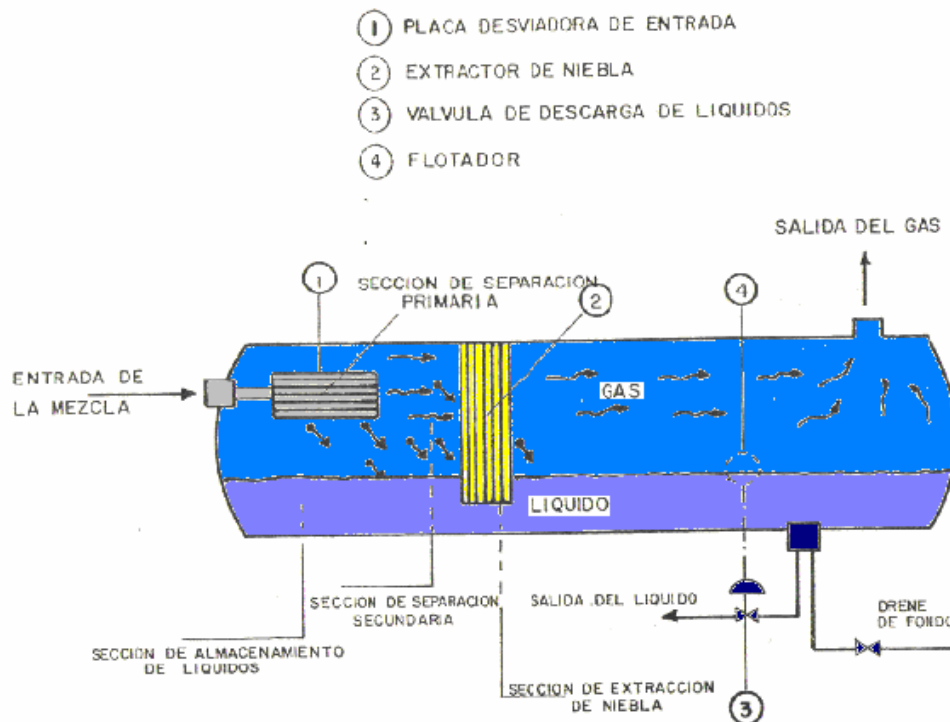


Figura 4-1 -Componentes de un separador horizontal

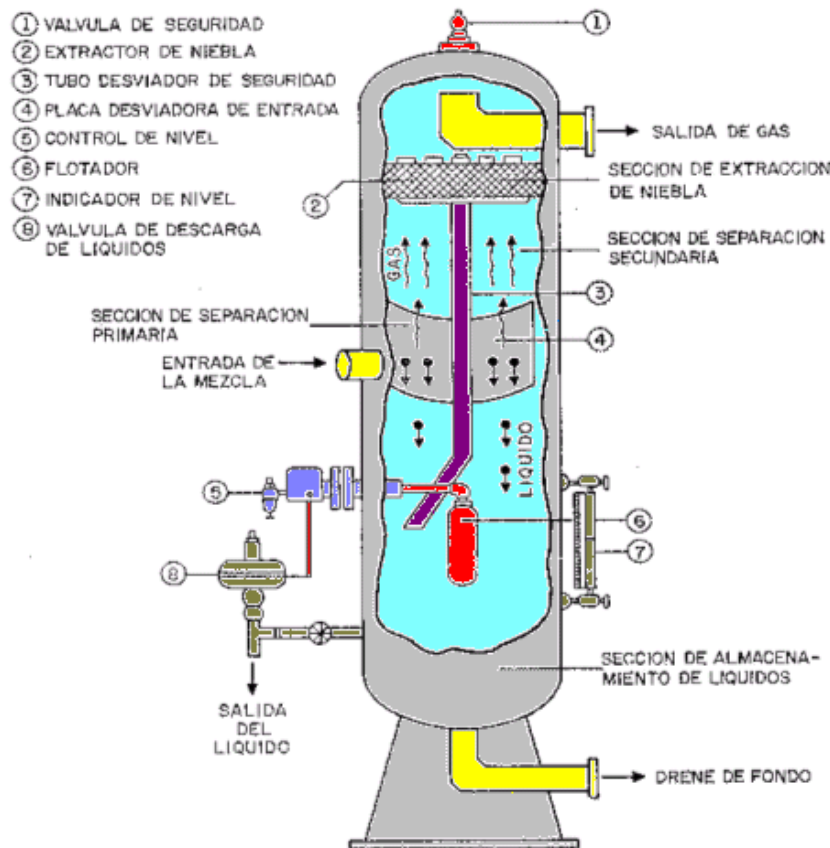


Figura 4-2 Partes de un separador vertical

4.3 COMPARACIÓN DE SEPARADORES

4.3.1 Separadores verticales

Ventajas:

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

Desventajas:

1. Son más costosos.
2. Son más difíciles de instalar.
3. Se necesita un diámetro mayor que el de los horizontales para manejar la misma cantidad de gas.

4.3.2 Separadores horizontales

Ventajas:

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

Desventajas:

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

4.3.3 Separadores esféricos

Ventajas:

1. Más baratos que los horizontales o verticales.
2. Más compactos que los horizontales o los verticales, por lo que se usan en plataformas costa afuera.
3. Son más fáciles de limpiar que los separadores verticales.
4. Los diferentes tamaños disponibles los hacen el tipo más económico para instalaciones individuales de pozos de alta presión.

Desventajas:

Tienen un espacio de separación muy limitado.

4.3.4 Separadores de tres fases.

Estos separadores, además de separar las fases líquida y gaseosa, separan el líquido en aceite y agua no emulsionada, tiene lugar por diferencia de densidades. Se proporciona al líquido suficiente tiempo de residencia y se deposita en un espacio donde no hay turbulencia.

Los separadores de tres fases pueden ser verticales, horizontales y esféricos. Además de las secciones y dispositivos con que cuentan los separadores de líquido y gas, el separador de 3 fases tiene las siguientes características y accesorios especiales:

- a) Una capacidad de líquidos suficiente para proporcionar el tiempo de retención necesario para que se separe el aceite y el agua.
- b) Un sistema de control para la interfase agua-aceite.
- c) Dispositivos de descarga independientes para el aceite y para el agua.

En las figuras 4-3 y 4-4 se muestran dos esquemas de separadores verticales de 3 fases, con las diferentes formas de control de nivel de líquidos. En la figura 4-3 se muestra un separador trifásico en que tanto el controlador del nivel total de líquidos, como el de la

interfase agua-aceite, son del tipo de desplazamiento. El primero regula la descarga del aceite y el segundo la del agua.

Las ventajas que tiene este control de nivel de líquidos, son:

- a) Diseño simple, con lo que se facilita el mantenimiento y la limpieza del separador.
- b) Los volúmenes para retención del aceite y del agua, se pueden variar fácilmente moviendo los controladores de nivel.
- c) El volumen de la sección de almacenamiento de líquidos disponible, es mayor que cuando se usa alguna de las otras formas de control.

Las desventajas que tiene la forma de control mostrada en la figura 4-3 son:

- a) En ocasiones falla el controlador de la interfase agua-aceite o la válvula de descarga del agua, ocasionando que el aceite y el agua sean descargados a través de la salida del agua.
- b) Se requiere experiencia para operar esta forma de control de nivel.

La forma de control de líquidos mostrada en la figura 4-3 también se puede utilizar en separadores horizontales y esféricos. Sin embargo, su aplicación más adecuada es en separadores verticales, pues la altura de las columnas de aceite y agua, permite que haya más separación entre los flotadores de los controladores de nivel.

En la figura 4-4, se muestra un control de nivel en la cual el controlador total de líquidos es un vertedero; mientras que, el de la interfase agua-aceite es del tipo de desplazamiento. La disposición de estos accesorios permite regular fácilmente la interfase agua-aceite.

Las desventajas que tiene la forma de control mostrada en la figura 4-4, son:

- a) Es difícil proporcionar mantenimiento y limpieza a los separadores.
- b) El volumen disponible de la sección de almacenamiento de líquidos, es substancialmente menor que cuando se emplea el tipo de control de nivel mostrado en la figura 4-3.

En la figura 4-5 se muestra un separador trifásico en donde tanto el controlador de nivel total de líquidos, como el de la interfase agua-aceite son vertederos. Las ventajas de esta forma de control son:

- a) Si las descargas del aceite o el agua fallan, únicamente sale a través de ellos el aceite o el agua, dependiendo de la que falle.
- b) Es fácil de operar.

Sus desventajas son:

- a) Es sumamente difícil proporcionar mantenimiento y limpieza a los separadores.
- b) El volumen disponible de la sección de almacenamiento de líquidos es menor que cuando se emplea el tipo de control de nivel de la figura 4-4.
- c) Aunque los vertederos del control de nivel son ajustables, su maniobra es difícil.

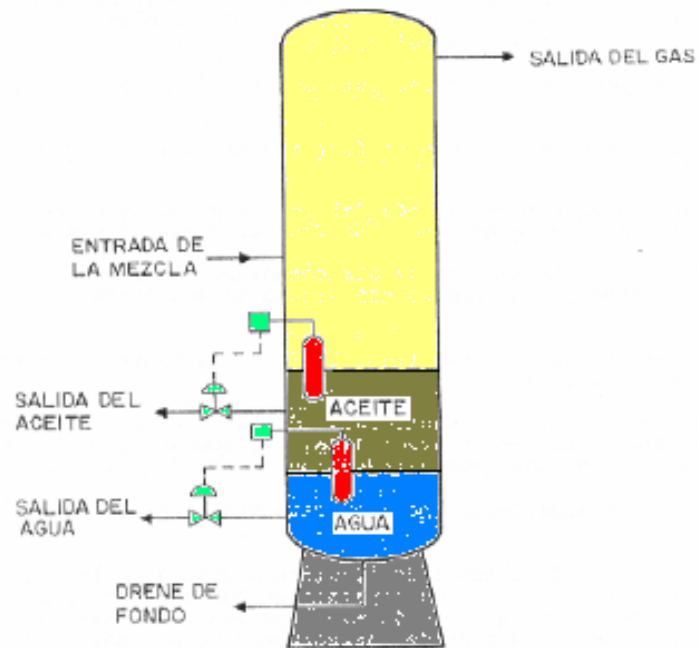


Figura 4-3 Esquema de un separador trifásico con controladores de nivel del tipo de desplazamiento

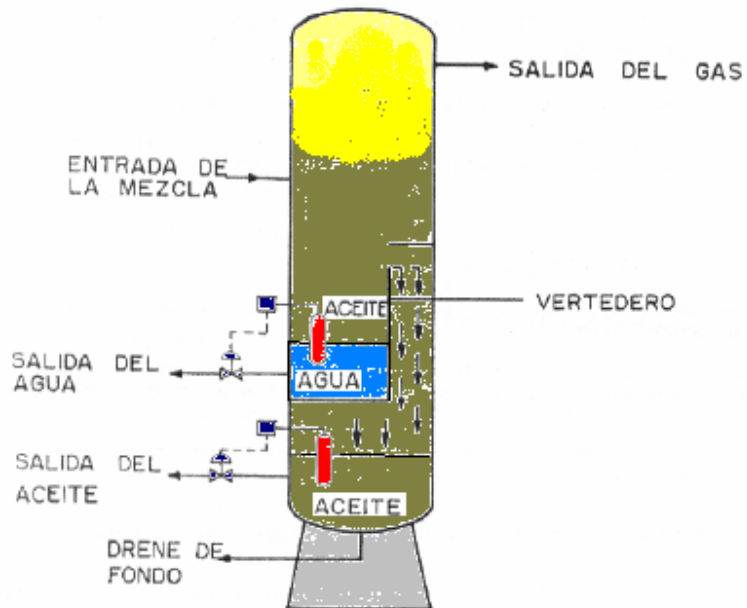


Figura 4-4 Esquema de un separador trifásico con un vertedero como controlador de nivel total de líquidos y uno de desplazamiento para interfase agua-aceite

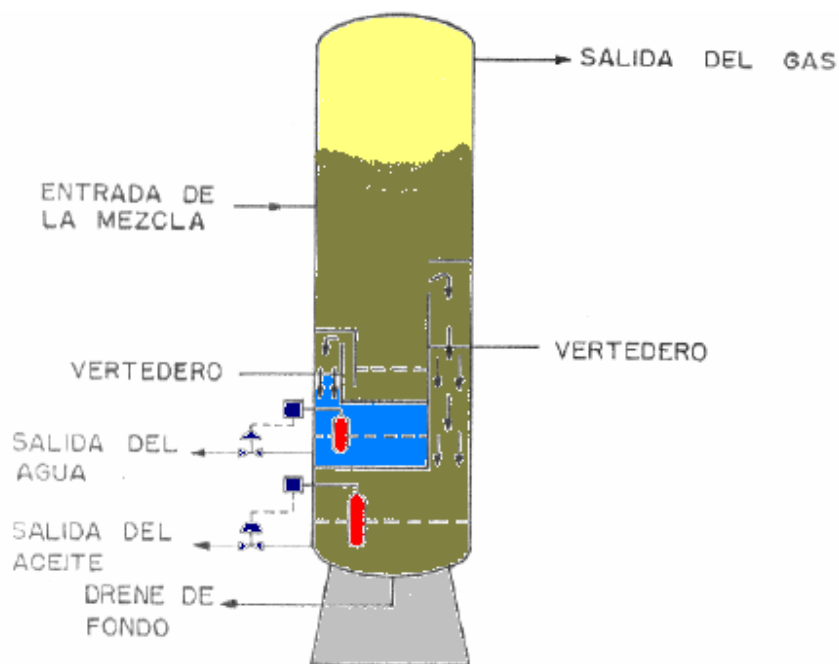


Figura 4-5 Esquema de un separador trifásico con vertederos como controladores de nivel.

4.4 FUNDAMENTOS DE LA SEPARACIÓN DE MEZCLAS GAS-LÍQUIDO.

Se discuten los diferentes factores que gobiernan la separación de mezclas de gas y líquido y la forma en que afectan la eficiencia de los separadores.

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

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

El asentamiento se debe a que se reduce la velocidad del flujo. En los separadores el asentamiento por gravedad tiene lugar principalmente en la sección secundaria, que se conoce también como sección de asentamiento por gravedad.

Si el flujo es vertical hacia arriba, como en los separadores verticales, las partículas de líquido caen a contra flujo del gas, 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 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, figura 4-6.

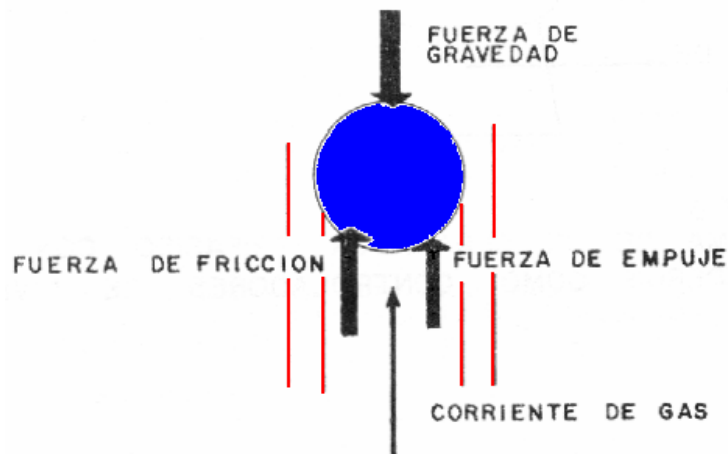


Figura 4-6 Fuerzas que actúan sobre una gota de líquido que cae contra una corriente de gas

$$[\text{fuerza total actuando sobre la partícula}] = [\text{fuerza de gravedad} - \text{fuerza de empuje} - \text{fuerza por fricción}]$$

Que es lo mismo, $F_t = F_g - F_e - F_f$

Substituyendo cada término por su valor, queda:

$$\frac{1}{g_c} \rho_p v_p \frac{dv_t}{dt} = \frac{\rho_p v_p g}{g_c} - \frac{\rho_g v_p g}{g_c} - \frac{f A_p \rho_g v_t^2}{2 g_c} \quad 4-1$$

Multiplicando por g_c , dividiendo entre v_p y agrupando la ecuación 4-1

$$\rho_p \frac{dv_t}{dt} = g(\rho_p - \rho_g) - \frac{f A_p \rho_g v_t^2}{2 v_p} \quad 4-2$$

Tomando en cuenta que la velocidad de asentamiento es constante, el primer miembro es cero. Despejando V_t

$$v_t^2 = \frac{2 v_p g (\rho_p - \rho_g)}{f A_p \rho_g} \quad 4-3$$

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

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

Sustituyendo en 4-3

$$v_t^2 = \frac{4d_p g (\rho_p - \rho_g)}{3f \rho_g} \quad 4-4$$

El coeficiente de arrastre f se puede calcular de la figura 4-7, donde se grafica contra el parámetro adimensional:

$$N Re = \frac{v_t d_p \rho_g}{\mu_g}$$

Para objeto de diseño de separadores se ha comprobado que:

$$f = \frac{24}{N Re}$$

Que corresponde a la sección recta de la figura 4-7. Combinando las expresiones anteriores, queda:

$$f = \frac{24 \mu_g}{v_t d_p \rho_g}$$

Al sustituir f en 4-4 esta ecuación toma la forma de la Ley de Stokes

$$v_t = \frac{d_p^2 g (\rho_p - \rho_g)}{18 \mu_g} \quad 4-5$$

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 se puede utilizar para determinar el tiempo de retención requerido para que una partícula de un tamaño dado, se deposite desde la parte superior al fondo de la sección de separación.

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

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 como en algunos tipos de extractor de niebla, por ejemplo en el extractor tipo ciclónico.

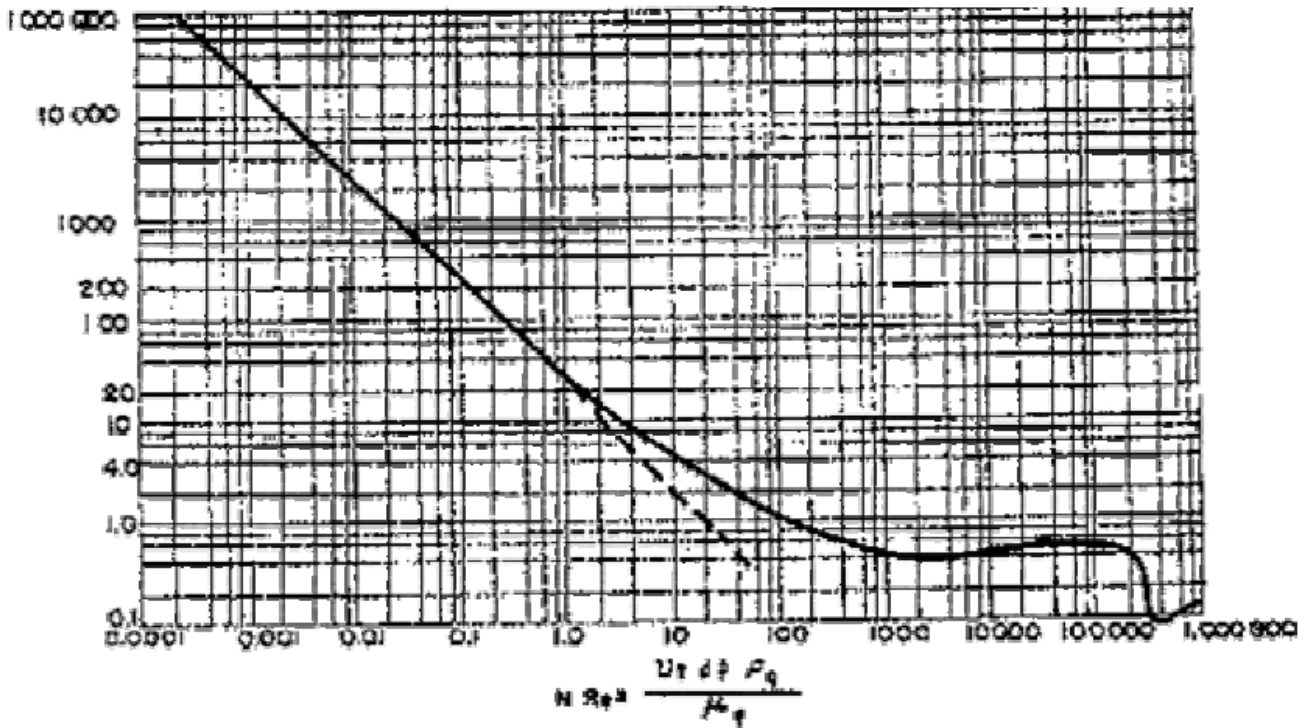


Figura 4-7 Gráfica para determinar el coeficiente de arrastre, f

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

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

La ley de Stokes se puede aplicar al proceso de separación centrífuga, sustituyendo g por la aceleración debida a la fuerza centrífuga (a), entonces:

$$v_t = \frac{ad_p^2(\rho_p - \rho_g)}{18\mu_g} \tag{4-6}$$

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

$$F_c = \frac{V_m^2 m_p}{r} \tag{4-7}$$

Combinando la ecuación anterior con las expresiones $F_c = m_p a$ y $S = 2\pi N$, resulta:

$$a = \frac{2\pi N V_m^2}{S} \tag{4-8}$$

Sustituyendo 4-6 y 4-8 y despejando dp

$$dp = \left[\frac{9\mu_g S}{\pi N V_m (\rho_p - \rho_g)} \right]^{\frac{1}{2}} \quad 4-9$$

Con la ecuación 4-9, se puede calcular el tamaño de las partículas de líquido que se pueden separar por fuerza centrífuga.

Separación por choque. Este mecanismo de separación es tal vez el que más se emplea en la eliminación de las partículas pequeñas de líquido suspendidas en una corriente de gas. Las partículas de líquido que viajan en el flujo de gas, chocan con obstrucciones donde quedan adheridas.

La separación por choque se emplea principalmente en los extractores de niebla tipo veleta y en los de malla de alambre entretejido. Se conoce como distancia de paro, a la distancia 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:

$$S_p = \frac{d_p^2 \rho_g v_t}{18\mu_g} \quad 4-10$$

Como se observa de la ecuación 4-10, la distancia de paro es proporcional al cuadrado del diámetro de la partícula de líquido. Esto significa que las partículas más pequeñas su distancia de paro es más corta y, por lo tanto, tienen mayor tendencia a desviarse alrededor de la obstrucción.

4.5 PRINCIPALES FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA DE SEPARACIÓN DE GAS Y LÍQUIDO.

A continuación se describen, en orden de importancia, los principales factores que afectan la eficiencia de la separación de gas y líquido.

Tamaño de las partículas de líquido. El tamaño de las partículas suspendidas en el flujo de gas, es un factor importante en la determinación de la velocidad de asentamiento en la separación por gravedad y en la separación por fuerza centrífuga. También es importante en la determinación de la distancia de paro, cuando la separación es por choque. La velocidad promedio del gas en la sección de separación secundaria, corresponde a la velocidad de asentamiento de una gota de líquido de cierto diámetro, que se puede considerar como el diámetro base.

Teóricamente todas las gotas con diámetro mayor que el de base deben ser eliminadas. En realidad lo que sucede es que se separan partículas más pequeñas que el diámetro base, mientras que algunas más grandes en diámetro no se separan. Lo anterior es debido a la turbulencia del flujo, ya 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.

Se observa que en un proceso de separación se separa, por ejemplo, un 50% de un tamaño X de partículas y que sólo se elimina un 22% de las partículas de tamaño X/2 mientras que se elimina un 90% de partículas de tamaño 3X. El tamaño de las partículas de líquido que se forman en el flujo de líquido y gas, cuando no hay agitaciones violentas, es lo suficientemente grande para lograr una buena eficiencia con los separadores. Generalmente se especifica en los equipos de separación que el arrastre no es mayor que 0.1 gal/MMpie³. Una partícula de 10 micras tiene tan poco volumen, que puede haber 720,000 partículas de líquido de este tamaño por cada pie cúbico de gas, sin que se exceda la especificación aludida.

La 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 la separación. Para ilustrarlo se pueden analizar las siguientes situaciones: Considérese que un separador se instala, para separar un volumen de líquido de 2000 galones por cada millón de pie cúbico 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 total será de casi 100%.

Sin embargo, si este mismo separador se utiliza en una corriente de gas, donde el contenido de líquido es de 20 galones por millón de pie cúbico, 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 el 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.

Velocidad del gas. Generalmente los separadores se diseñan de tal forma que las partículas de líquidos mayores de 100 micras, se deben separar del flujo de gas en la sección de separación secundaria, mientras que las partículas más pequeñas en la sección de extracción de niebla. Cuando se aumenta la velocidad del gas a través del separador, sobre un cierto valor establecido en su diseño, aunque se incremente el volumen de gas manejado no se separan totalmente las partículas de líquido mayores de 100 micras en la sección de separación secundaria. Con esto se ocasiona que se inunde el extractor de niebla y, como consecuencia, que haya arrastres repentinos de baches de líquido en el flujo de gas que sale del separador.

Presión de separación. Es uno de los factores más importantes en la separación, desde el punto de vista de la recuperación de líquidos. Siempre existe una presión óptima de separación para cada situación en particular. En ocasiones al disminuir la presión de separación, principalmente en la separación de gas y condensado, la recuperación de líquidos aumenta. Sin embargo, es necesario considerar el valor económico del incremento de volumen de líquidos, contra la compresión extra que puede necesitarse para transportar el gas. La capacidad de los separadores también es afectada por la presión de separación. Al aumentar la presión, aumenta la capacidad de separación de gas y viceversa.

Temperatura de separación. En cuanto a la recuperación de líquidos, la temperatura de separación interviene de la siguiente forma: a medida que disminuye la temperatura de separación, se incrementa la recuperación de líquidos en el separador. Una gráfica de temperatura de separación contra recuperación de líquidos, se muestra en la figura 4-8.

Se observa que a una temperatura de separación de 0°F, la recuperación de líquidos en el separador es de aproximadamente 5000 galones por millón de pie cúbico de gas, mientras que el volumen de líquidos que se recupera en el tanque de almacenamiento es del orden de 2000 galones por millón de pie cúbico.

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

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

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

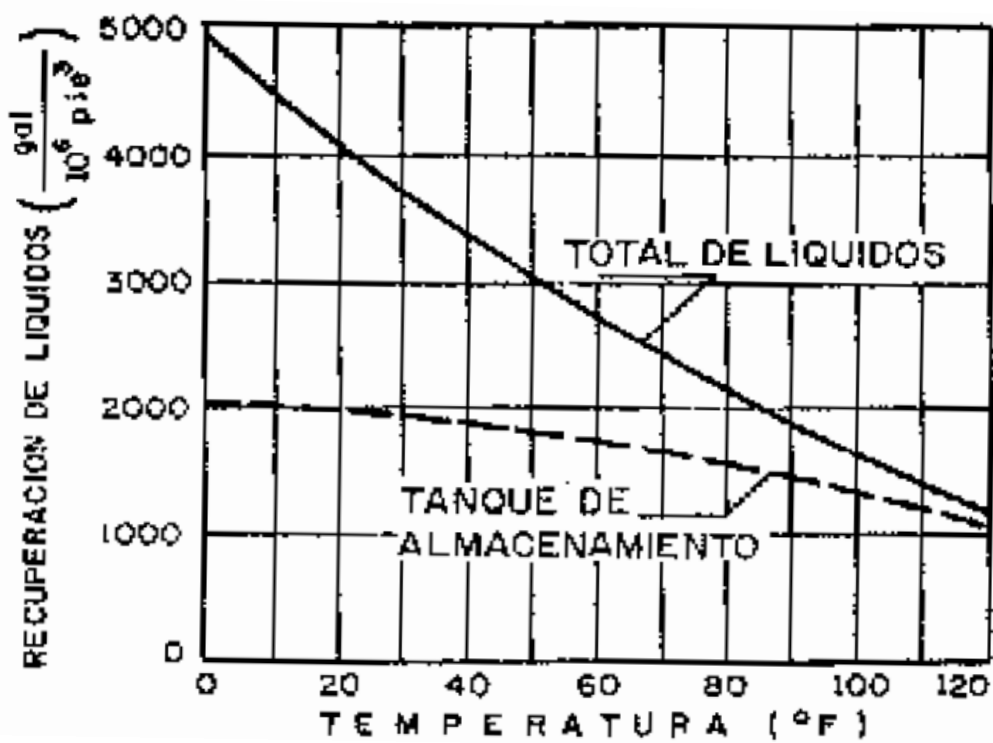


Figura 4-8 Gráfica de temperatura de separación vs recuperación de líquidos Pf=400 lb/pg² abs

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.

Densidades del líquido y del gas. 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.

Viscosidad del gas. El efecto de la viscosidad del gas en la separación, se puede observar de las fórmulas para determinar la velocidad del asentamiento de las partículas de líquido. La viscosidad del gas se utiliza en el parámetro NRE, 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.

4.6 MÉTODO API ESPECIFICACIONES DE SEPARADORES DE GAS Y ACEITE

ESPECIFICACIONES API 12J (SPEC 12J) SEPTIMA EDICION, OCTUBRE 1, 1989

SECCIÓN 1

Esta especificación cubre los requerimientos mínimos de diseño y fabricación de separadores de aceite y gas y/o aceite-gas-agua usados en la producción de aceite y/o gas, usualmente localizados ente la cabeza del pozo y los ductos. También esta especificación cubre separadores verticales, horizontales, esféricos u horizontales de doble barril.

SECCIÓN 2 DEFINICIONES

2.1 INTRODUCCION. La separación del gas y el líquido ocurre principalmente por las diferencias físicas que presentan las fases. Esta sección abarca la separación mecánica de líquidos y gases.

2.2 TERMINOLOGIA. Un separador puede ser referido como un deshidratador de gas, trampa, depurador de gas, cámara flash o vasijas de expansión. Esta terminología es aplicada sin tomar en cuenta la forma. Las siguientes definiciones son consideradas básicas:

2.2.1 Separador. Un separador es una vasija utilizada en el campo para eliminar de la corriente los líquidos de los componentes de gas. El separador puede ser de dos o tres fases. Los separadores de dos fases separan el total del líquido del gas, mientras que los de tres fases también separan el agua libre de los hidrocarburos líquidos.

2.2.2 Depurador de gas. Un depurador de gas es un tipo de separador el cual ha sido diseñado para manejar flujos con alta relación gas aceite. Comúnmente son usados en conjunto con deshidratadores, plantas de extracción, instrumentos y compresores para protección de la entrada de líquidos.

2.2.3 Deshidratador de gas. Un deshidratador de gas es un tipo de separador que se ubica dentro de una o dos categorías: agua libre y total de líquido deshidratados.

- a) En la categoría de agua libre el separador usado separa agua libre de una corriente de flujo de gas, aceite y agua. Usualmente el gas y el aceite dejan el separador a través

de la misma salida para ser procesados por otro equipo. El agua es eliminada por disposición

- b) El total de líquido deshidratado. Normalmente se usan para remover los líquidos combinados de una corriente de gas.

2.3 MAXIMA PRESIÓN DE TRABAJO PERMISIBLE. Es la máxima presión permisible por la norma ASME, en la parte alta del separador en operaciones normales para una temperatura establecida.

2.4 PRESIÓN DE OPERACIÓN. Es la presión en el separador durante una operación normal. Esta no excederá la presión de trabajo máxima permisible y normalmente se mantiene en un nivel conveniente debajo de la presión de los dispositivos de liberación de presión para prevenir su apertura frecuente.

2.5 CORROSIÓN. Es definida como la destrucción del metal química y electroquímica con el medioambiente.

SECCIÓN 3 MATERIAL

3.1 NORMA ASME. Los separadores considerados en esta especificación se conformarán con los requisitos de materiales estipulados en la última edición de la norma ASME

3.2 SELECCIÓN DEL MATERIAL. La selección del material para fluidos corrosivos debe ser basada en una revisión de relaciones API o publicaciones de NACE para materiales que se consideran en el párrafo 3.1. Las consideraciones deben darse a la selección del material cuando se relaciona a la pérdida de peso; los desgastes por sulfhídricos y clorhídricos u otras formas de corrosión. Es responsabilidad el usuario determinar que consideraciones por corrosión deben hacerse al separador durante su vida útil. (Norma ASME aplicable a corrosión). Los patrones de corrosión están dados en el APÉNDICE B.

3.3 CONSIDERACIONES POR CORROSIÓN. Las consideraciones por corrosión para separadores dados en esa especificación serán solo para las partes del separador expuestas a presión y puede ser identificada dentro de los requerimientos de las secciones aplicables a las normas ASME. Las consideraciones de corrosión para las partes internas del separador (partes de no-presión) se harán por mutuo acuerdo entre el comprador y el fabricante y no es parte de esta especificación.

SECCIÓN 4 DISEÑO

4.1 TIPO, TAMAÑO, PRESIÓN Y RANGO DE TEMPERATURA Los separadores considerados en esta especificación pueden ser verticales, horizontales o esféricos y están disponibles en tamaños y rangos de máxima presión de trabajo permisible, mostradas en las tablas 4.1, 4.2 y 4.3. Las siguientes tablas son estándares de la industria nominal. Los tamaños disponibles y las presiones de trabajo pueden variar en los rangos establecidos. Otros valores de tamaños, presiones y temperatura pueden ser designados por acuerdo entre el comprador y el fabricante.

4.2 PROCESOS TÍPICOS DE DISEÑO Y CÁLCULOS DE DIMENSIONAMIENTO SE MUESTRAN EN EL APÉNDICE C.

4.3 UN FORMATO SUGERIDO DE INFORMACION PARA EL DISEÑO DEL SEPARADOR SE INCLUYEN EN EL APÉNDICE E

4.4 EL APENDICE D MUESTRA UN EJEMPLO DE CÁLCULO PARA EL DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR

Tabla 4-1
Separadores horizontales
Dimensión y rangos de la presión de trabajo

Diámetro Nominal (in)	Máxima presión de trabajo permisible psia @130 °F						
12 ¾	230	600	1000	1200	1440	2000
16	230	600	1000	1200	1440	2000
20	125	230	600	1000	1200	1440	2000
24	125	230	600	1000	1200	1440	2000
30	125	230	600	1000	1200	1440	2000
36	125	230	600	1000	1200	1440	2000
42	125	230	600	1000	1200	1440	2000
48	125	230	600	1000	1200	1440	2000
54	125	230	600	1000	1200	1440	2000
60	125	230	600	1000	1200	1440	2000

- La longitud generalmente aumente cada 2½ pies, medidos de tapa, especialmente se tienen: 5, 7½ o 10 pies. Comúnmente la relación mínima diámetro-longitud es de 2.
- El diámetro generalmente aumenta cada 6 pulgadas, medido exterior o interiormente. El diámetro exterior de los separadores mas comunes son mayores a 24 pulgadas de diámetro. El diámetro del separador puede ser externo o interno.

Tabla 4-2
Separadores verticales
Dimensión y rangos de la presión de trabajo

Diámetro Nominal (in)	Máxima presión de trabajo permisible psia @130 °F						
16	230	600	1000	1200	1440	2000
20	125	230	600	1000	1200	1440	2000
24	125	230	600	1000	1200	1440	2000
30	125	230	600	1000	1200	1440	2000
36	125	230	600	1000	1200	1440	2000
42	125	230	600	1000	1200	1440	2000
48	125	230	600	1000	1200	1440	2000
54	125	230	600	1000	1200	1440	2000
60	125	230	600	1000	1200	1440	2000

- La longitud generalmente aumente cada 2 ½ pies, medidos de tapa, especialmente se tienen: 5, 7½ o 10 pies. Comúnmente la relación mínima diámetro-longitud es de 2.
- El diámetro generalmente aumenta cada 6 pulgadas, medido exterior o interiormente. El diámetro exterior de los separadores mas comunes son mayores a 24 pulgadas de diámetro. El diámetro del separador puede ser externo o interno.

Tabla 4-3
Separadores esféricos
Dimensión y rangos de la presión de trabajo

Diámetro Nominal (in)	Máxima presión de trabajo permisible psia @130 °F						
24	230	600	1000	1200	1440	2000
30	230	600	1000	1200	1440	2000
36	230	600	1000	1200	1440	2000
42	125	230	600	1000	1200	1440	2000
48	125	230	600	1000	1200	1440	2000
54	125	230	600	1000	1200	1440	2000
60	125	230	600	1000	1200	1440	2000

- a. La longitud generalmente aumente cada 2 ½ pies, medidos de tapa, especialmente se tienen: 5, 7½ o 10 pies. Comúnmente la relación mínima diámetro-longitud es de 2.
- b. El diámetro generalmente aumenta cada 6 pulgadas, medido exterior o interiormente. El diámetro exterior de los separadores mas comunes son mayores a 24 pulgadas de diámetro. El diámetro del separador puede ser externo o interno.

SECCIÓN 5 FABRICACION, PRUEBAS Y PINTADO

5.1 Los separadores serán construidos, probados y sellados de acuerdo con la última edición de las normas ASME. La prueba adicional para las fugas internas o externas será solicitada por acuerdo entre el comprador y el fabricante.

5.2 PINTADO. Antes del envío, los separadores se limpiaran de óxido, grasa, residuos y restos de soldadura y externamente se cubre con una aplicación de metal de buena calidad. Se cubrirá interior y exteriormente de acuerdo a lo convenido entre los compradores y los fabricantes. Puede exigirse una entrada especial para aplicar adecuadamente capas internas a los separadores de diámetros más pequeños.

5.3 CAPA INTERIOR. La capa interior es especificada por el comprador, todas las uniones interiores no-removibles serán selladas, soldadas y preparadas para cubrirse de acuerdo con las especificaciones del comprador. En al ausencia de las especificaciones del comprador, algunas practicas aceptables se enlista en el Apéndice B. Después de cubrir el separador se rotula en un lugar visible "INTERNAL COATING – DO NOT WELD". (Recubrimiento interno – no soldar).

5.4 PREPARACION PARA EL ENVIÓ. Antes del envió, todo el contenido (incluyendo el agua de la prueba) será retirado del separador interna y externamente. Todos los componentes serán protegidos con cubiertas o tapones.

SECCIÓN 6 MARCADO

6.1 PLACA API. Los separadores considerados en esta especificación serán identificados por una placa de material resistente a la corrosión, adherida adecuadamente por un soporte soldado al separador o bragada sobre una placa de acero. La placa llevara la información de los puntos 1 al 9 como lo muestra la siguiente figura 4-9 (En norma API es figura 6.1).

1. Spec 12J
2. Nombre del fabricante
3. Numero de serie del fabricante
4. Año de construcción
5. Peso vacío, libras
6. Tamaño, diámetro externo x longitud
7. Máxima presión de trabajo permisible, psi, máxima temperatura de diseño, °F. también temperatura mínima si es requerida por la norma ASME o especificada por el comprador.
8. Información adicional requerida por el Estado u otras políticas regulatorias.
9. Marcación adicional requerida por el comprador, no es restringida.

	FABRICANTE _____
	NUMERO DE SERIE _____
	AÑO DE CONSTRUCCION _____
	PESO VACIO, LBS _____
SPEC 12 J	TAMAÑO, OD x LONGITUD _____
	PRESION MAXIMA DE TRABAJO _____ PSI
	_____ °F _____

Figura 4-9 Formato de la placa del separador (Figura 6.1)

6.2 PLACA DE LA NORMA ASME. Los separadores considerados en estas especificaciones tendrán una placa pegada con lo requerimientos de la última edición de la norma ASME. En lugar de la placa API y a opción del fabricante, la información requerida por el punto 6.1 puede ser incluida debajo de la placa del marcaje requerida por la norma ASME.

6.3 MARCADO. El marcado directo sobre el separador puede ser dañino y debe ser evitado. Ver norma ASME para el marcado permisible.

APENDICE B PATRONES DE CORROSIÓN

B.1 CONSIDERACIONES. Los siguientes patrones son recomendados para determinar las consideraciones por corrosión aplicables a los separadores:

B.1.1 El flujo del pozo contiene agua en forma líquida y alguno o todos de los siguientes gases son considerados corrosivos y son contemplados en las siguientes especificaciones (API RP 14E, NACE MR-01-75 Y MR-05-75):

- a) Oxígeno O₂
- b) Dióxido de carbono CO₂
- c) Ácido sulfhídrico H₂S

B.1.2 Los siguientes patrones no son obligatorios, pero pueden ser usados en la evaluación de la corrosión del medio ambiente con respecto del acero al carbón.

a) Oxígeno

1. Menor a 0.005 ppm en salmueras naturales-no corrosivo.
2. De 0.005 ppm a 0.025 ppm requiere consideración
3. Mayor a 0.025 ppm en salmueras naturales es corrosivo.

b) Dióxido de carbono

1. Menor a 600 ppm en salmueras naturales-no corrosivo.
2. De 600 ppm a 1,200 ppm requiere consideración
3. Mayor a 1,200 ppm en salmueras naturales es corrosivo.

c) Ácido sulfhídrico

1. Menor al limite el ácido sulfhídrico ha sido identificado como no corrosivo. Con la presencia de este ácido el ambiente debe ser considerado corrosivo.
2. Los estándares NACE MR-01-75 (ultima edición) deben ser para todos los casos en los que se presente ácido sulfhídrico a juicio de la posibilidad de sulfide stress cracking (SSC) y es referido como sigue; "Los sistemas que operan debajo de los 65 psi de la presión total o por debajo de los 0.005 psi de la presión parcial el H₂S se encuentra fuera del alcance estándar".

B.1.3 Debe usarse una aleación de acero o acero inoxidable al considera otras forma de corrosión, pero no serán limitadas por clorhídricos.

B.1.4 Algunos otros factores que afectan la corrosión en el separador son la temperatura, la presión, la velocidad del fluido, los esfuerzos a los que se encuentran sometidos el metal, las condiciones en las que se encuentra el separador y el tiempo.

B.2 CORROSIÓN DEL MEDIO AMBIENTE

B.2.1 Si el medio ambiente es evaluado sujeto al SSC para el criterio de NACE MR-01-75 conforme a B.1.2, entonces, lo provisto en el estándar NACE aplicado a los materiales y construcción del separador serán seguidos.

B.2.2 si el medio ambiente es evaluado como corrosivo para cualquiera de los criterios establecidos en B.1.2 la intención de esta especificación será encontrar alguna combinación de las siguientes que son usadas en la práctica:

- a) La corrosión permisible en las partes del separador puede hacerse de acuerdo a la norma ASME, Apéndice E, "Practicas sugeridas para corrosión permisible".
- b) El uso de ánodos puede ser empleado en áreas con daño por corrosión (NACE ref. RP 05-75).
- c) Los efectos por corrosión pueden ser controlados con un recubrimiento interior de toda la superficie del metal expuesto. La norma estándar NACE RP-01-81 y RP-01-78, presenta los patrones y procedimientos para recubrimientos de separadores de aceite y gas.

- d) Los efectos por corrosión pueden despreciarse, verse disminuidos o eliminados totalmente. Sin embargo, el sistema debe ser monitoreado periódicamente por posibles corrosiones. (API 510).
- e) Los efectos de corrosión pueden ser controlados por tratamientos con inhibidores químicos.

B.2.3 El tratamiento al calor en el poste de la soldadura es recomendado en el uso de vasijas de acero de carbón para gases ácidos (contenido de H₂S y/o CO₂) este puede ser solicitado por el código ASME a pesar de las consideraciones de corrosión.

APÉNDICE C CÁLCULOS PARA EL DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO

C.1 DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADORES DE DOS FASES ACEITE-GAS. Los siguientes cálculos son presentados como una guía en el diseño y dimensionamiento de separadores de dos y tres fases. El dimensionamiento se base en el máximo bache de gasto esperado.

C.1.1 TEORÍA Y ECUACIONES. La capacidad de gas del separador puede ser determinada por una modificación de la ley de Stokes. Es basada en el principio del tamaño mínimo de la partícula que se separara de la corriente de gas a una velocidad dada. La velocidad máxima permisible del gas a condiciones de operación se calcula con la siguiente formula: (Ver apéndice D, ejemplo de cálculo del dimensionamiento de un separador).

$$V_a = K \sqrt{\frac{d_L - d_G}{d_G}} \quad \text{Ecuación C.1.1} \quad (4-11)$$

Donde:

V_a = Velocidad máxima permisible, ft/seg, en la sección secundaria del separador.

d_L = Densidad del líquido, lb/ft³, a condiciones de operación.

d_G = Densidad del gas, lb/ft³, a condiciones de operación.

K = Constante que depende del diseño y de las condiciones de operación.

Tabla C.1 (4-4)

Factor K para determinar la máxima velocidad permisible		
Tipo de separador	Altura o longitud (ft)	Rango del factor K
Vertical	5	0.12 a 0.24
	10	0.18 a 0.35
Horizontal	10	0.40 a 0.50
	Otras longitudes	0.40 a 0.50 x (L/10) ^{0.56}
Esférico	Todos	0.2 a 0.35

C.1.2 La velocidad máxima permisible calculada para los factores de la tabla, es para separadores que normalmente tiene un extractor de niebla de malla de alambre. Esta debe permitir que todas las gotas de líquido más grandes de 10 micrones se separen de la corriente de gas. La velocidad máxima permisible u otro criterio de diseño deber ser considerados para otros tipos de extractores de niebla. Los fabricantes de extractores de niebla recomiendan una altura mínima de la corriente de flujo a la malla del extractor, entre la entrada del gas y la salida.

C.1.3 La capacidad de aceite de un separador es una función del tiempo de residencia y del área de la interfase gas aceite. El requisito básico es retener al aceite lo suficiente y mantener un área conveniente de la interfase para que el gas se separe del aceite. La capacidad de separación de líquido se basa normalmente en un tiempo de residencia de un minuto para aceites no espumosos que se consideran con una densidad de 35° API y mayores. Aceites con una densidad inferior a 35° API requieren tiempos de residencia mayores.

C.1.4 Los crudos espumosos plantean un problema especial en el dimensionamiento de separadores. La espuma es una mezcla de gas disperso en el líquido y tiene pequeñas densidades, menores a las del líquido pero mayores a las del gas. Son necesarios para eliminar el gas del líquido grandes superficies de la interfase y mayores tiempos de residencia. Los separadores horizontales normalmente proporcionan áreas más grandes de la interfase. Los tiempos de residencia tan grandes como 15 minutos pueden ser necesarios. Sin embargo, un tiempo de residencia de 2 a 5 minutos es suficiente en la mayoría de los casos para separadores con manejo de crudo espumoso. Cuando el pozo puede muestrearse, se puede determinar una estimación más exacta del tiempo de residencia requerido. Diseños en separadores que consideran desespumar el aceite a menudo incluyen una variedad de configuraciones internas que mejoran la capacidad. Estas están más allá del alcance de esta especificación.

C.1.5 Además de las propiedades del flujo del pozo, la capacidad del gas es influenciada por lo siguiente:

- a) La temperatura de operación debe estar por encima de la temperatura de depositación de la parafina.
- b) La temperatura de operación debe estar por encima de la temperatura de formación de hidratos.
- c) Tendencia del líquido a formar espuma.
- d) Homogeneidad del flujo.
- e) Antiespumantes químicos, si se usan.

C.1.6 La capacidad de líquido de un separador depende principalmente del tiempo de retención del líquido en el separador. Una buena separación requiere tiempo suficiente para alcanzar las condiciones de equilibrio entre la fase líquida y la gaseosa a la temperatura y presión de separación. La capacidad de líquido de un separador o el volumen requerido basado en la retención, puede ser determinada por la siguiente ecuación:

$$W = \frac{1440(V)}{t} \quad \text{Ecuación C.1.6} \quad (4-12)$$

Donde:

W = Capacidad de líquido, bl/día a condiciones de flujo.

V = Volumen de líquido estabilizado, bl.

t = tiempo de residencia, minutos.

C.1.7 El criterio básico de diseño para el tiempo de residencia de líquido en separadores de dos fases es el siguiente:

Tabla 4-5

Densidad del aceite	minutos
Mayor a 35° API	1
20 – 30° API	1 a 2
10 – 20° API	2 a 4

C.1.8 Los volúmenes estabilizados pueden ser usados en la ecuación anterior para determinar la capacidad del líquido de un separador en particular. Para un dimensionamiento apropiado, deben de ser determinados la capacidad del líquido y la capacidad del gas. Puede notarse que a mayor presión de destilación del gas, la relación gas aceite es mayor y la capacidad de gas de un separador es normalmente el factor predominante. Sin embargo, ocurre lo contrario para baja presión de separación en la corriente de flujo con baja relación gas aceite. La descarga de líquido o la válvula de descarga de un separador, debe ser diseñada en base a la presión disponible, el gasto del líquido y su viscosidad.

C.2 DIMENSIONAMIENTO DE UN SEPARADOR DE TRES FASES GAS – ACEITE – AGUA.

Los principios básicos de la separación de aceite y gas se abarcaron en el dimensionamiento de separadores de dos fases aceite - gas. La siguiente parte comprende la separación de agua del aceite.

C.2.1 Todos los separadores (verticales, horizontales y esféricos) pueden usarse en la separación de tres fases. A pesar de la forma, todos los separadores deben reunir los siguientes requisitos:

- El líquido debe separarse del gas en una sección de separación primaria.
- La velocidad del gas debe ser disminuida para permitir la precipitación de las partículas líquidas.
- El gas debe pasar a través de un extractor de niebla.
- El agua y el aceite deben ser desviados a una sección sin turbulencia del separador.
- Los líquidos deben ser retenidos en el separador un tiempo grande para permitir la separación.
- El contacto agua – aceite debe ser mantenido.
- El agua y el aceite deben ser retirados del separador por sus respectivas salidas.

C.2.2 El dimensionamiento de un separador de tres fases para eliminar el agua es primordialmente función del tiempo de residencia, este se relaciona con el volumen del separador, la cantidad de líquido manejada y la gravedad específica del agua y del aceite. El volumen de retención efectivo en un separador es la porción del separador en la que el aceite y el agua permanecen en contacto entre si. Por lo que la separación agua aceite es de interés, una vez que cualquier sustancia deja la sección primaria, aunque puede permanecer en el separador en un compartimiento apartado, esto no puede ser considerado como una parte del volumen de retención. Hay dos consideraciones primarias en la especificación del tiempo de residencia:

- a) Tiempo de estabilización del aceite para permitir una eliminación adecuada del agua.
- b) Tiempo de estabilización del agua para permitir una adecuada separación del aceite.

Una aproximación usual en el diseño permite tiempos de residencia iguales para aceite y agua. Esto se logra en un amplio rango de control del nivel de la interfase o el vertedero de agua variable. El criterio básico de diseño para el tiempo de residencia en separadores de tres fases es generalmente:

Tabla 4-6

Densidad del aceite	minutos
Mayores a 35° API	3 a 5
Menores a 35° API	
100 + °F	5 a 10
80 + °F	10 a 20
60 + °F	20 a 30

C.3 SELECCIÓN DEL SEPARADOR. El siguiente procedimiento puede usarse al seleccionar un separador para una aplicación en particular:

C.3.1 Determine qué forma se adapta a la instalación en particular considerando el mejor espacio, soporte y la facilidad de acceso para el mantenimiento. Considerando las condiciones de operación presentes y futuras.

C.3.2 Determine si las condiciones de flujo son desfavorables (espumas, arena, etc.). Esto dificultaría la operación y mantenimiento del separador seleccionado.

C.3.3 Determine si la vida económica es afectada por la instalación o manejabilidad de la forma seleccionada.

C.3.4 Asegurar que todos los requerimientos de diseño como calentadores para parafina o hidratos y tres fases para eliminar el agua, estén consideradas y sean compatibles con la forma seleccionada.

C.3.5 Considere posibles baches de líquido en el separador.

APÉNDICE D

4.6.1 Ejemplo

Condiciones de diseño:

Gasto de gas	25 MMSCFD
Gasto de aceite	3,000 BPD
Presión de operación	800 psia
Temperatura de operación	80°F
Densidad del gas, d_g	3.40 lbs/ft ³ (para 20.3 mol. wt. gas)
Densidad del aceite, d_L	51.5 lbs/ft ³ (para 40° API del aceite)
Tipo de separador	Vertical, dos fases

Tentativamente se suponen 10 ft de altura, 30% de llenado de líquido y $K = 0.3$ (ver tabla C.1 y ecuación C.1.1 del apéndice C).

La velocidad máxima permisible del gas es:

$$V_a = K \sqrt{\frac{d_L - d_g}{d_g}} = 0.3 \sqrt{\frac{51.5 - 3.4}{3.4}} = 1.123 \text{ ft / seg}$$

$$\text{Gasto de gas actual} = \frac{25,000,000 \text{ SCF/día} \times 20.3 \text{ lbs/mol}}{379.0 \text{ SCF/día} \times 86,400 \text{ seg/día} \times 3.40 \text{ lbs/ft}^3} = 4.552 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}$$

$$\text{Area mínima del flujo del gas} = \frac{4.552 \text{ ft}^3/\text{seg}}{1.128 \text{ ft/seg}} = 4.035 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diámetro interno mínimo del separador} = \sqrt{\frac{4.035 \times 144}{0.7854}} = 27.2 \text{ pulg}$$

Se selecciona el diámetro interno próximo estándar del separador, en este caso es de 30 pulgadas (las 30 pulgadas pueden ser preferibles en el diámetro externo del separador, sin embargo se usa diámetro interno para simplificar el ejemplo). Se supone que no debe ser menor de 1 minuto el tiempo de residencia para diseños de dos fases con densidades de aceite que excedan los 35° API (ecuación C.1.6 y párrafo C.1.7 del apéndice C).

$$\text{Volumen de liquido} = \frac{(30)^2 \times 0.7854 \text{ in}^2 \times 3 \text{ pies}}{144 \text{ in}^2/\text{ft}^2 \times 5.615 \text{ ft}^3/\text{bbl}} = 2.62 \text{ Bbls}$$

La capacidad de líquido del separador es:

$$W = \frac{1440(V)}{t} = \frac{1440 \times 2.62}{1.0} = 3,772 \text{ BPD}$$

La capacidad de líquido es satisfactoria para un diseño basado en 30 pulgadas de diámetro interno y 10 pies de altura del separador vertical.

APÉNDICE E

INFORMACIÓN PARA EL DISEÑO DE UN SEPARADOR

- I. Condiciones de operación:
- A. Volúmenes de líquidos
1. Aceite / condensado: _____ BPD Densidad: _____ °API Viscosidad _____ cp
2. Agua: _____ BPD Grav. esp.: _____ (agua = 1)
- B. Aceite / condensado. Características.
1. Espuma: No presenta _____ Moderada _____ Severa _____
2. Problemas por parafinas: No _____ Si _____ (En este caso, punto de deposición) _____ °F
3. Flujo bache: No _____ Si _____ (En este caso, detallar cual es el máximo gasto del líquido, Volumen del bache, etc. o sugerir un factor) _____
-
- C. Gas: _____ MMSCFD Grav. esp.: _____ (aire = 1)
- D. Temperatura de operación (°F): Máxima _____ Mínima _____
- E. Presión de operación (psia): Máxima _____ Mínima _____
- F. Contenido de H₂S _____ Moles % Contenido de CO₂ _____ Moles %
- G. Localización geográfica: _____
- II. Requerimientos de diseño:
- A. Tipo: _____ Vertical _____ Horizontal _____ Esférico _____
- Recomendación del fabricante: _____
- _____ Dos fases _____ Tres fases.
- B. Presión de diseño: _____ psia y temperatura _____ °F
- C. Tipo de extractor de niebla (especificar): _____
- _____
- D. Tiempo de residencia de líquido: _____
- E. Corrosión permisible: _____ (in)
- F. Corrosión permisible para partes internas (no – presión): _____ (in)
- G. Se requiere, NACE MR – 01 – 75: No _____ Si _____
- H. Se requieren liberadores especiales de esfuerzos: No _____ Si _____
- Especificar si es Si: _____
- _____
- I. Sistemas de seguridad requeridos API RP 14C: No _____ Si _____
- III. Recubrimientos:
- A. Externo: Mfgr. Std _____ Otros _____
- B. Interno (especificar): _____
- C. Protección catódica (especificar): _____
- _____
- IV. Instrucciones especiales:
- A. Inspección radiográfica: Norma ASME _____ Otra _____
- Especificar si es Otra: _____
- _____
- B. Prueba de presión hidrostática: Norma ASME _____ Otra _____
- Especificar si es Otra: _____
- _____
- C. Requisitos de la prueba hardness (especificar): _____
- D. Lifting lugs (especificar): _____
- E. Arreglo de la base (Skid mounting): Especificar _____
- F. Requisitos de soldado: Norma ASME _____ Otra _____
- Especificar si es Otra: _____
- _____
- G. Sistemas de desarenamiento (especificar): _____
- _____
- H. Otros: _____
- _____
- _____

4.7 MÉTODO NOLASCO CÁLCULO DE LA CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE LOS SEPARADORES DE 2 FASES.

Los factores que intervienen de manera fundamental en la capacidad de los separadores de aceite y gas son:

- a) El diámetro y la longitud del separador.
- b) El diseño y arreglo de las partes internas del separador.
- c) Las características físicas y químicas del aceite y el gas que se van a separar. (La densidad del aceite y el gas, la viscosidad del gas, el equilibrio de las fases, etc.)
- d) La presión y la temperatura de operación del separador
- e) El numero de etapas de separación.
- f) El nivel del líquido en el separador.
- g) La tendencia del aceite a formar espuma.
- h) La cantidad de material sólido arrastrado por los fluidos que se van a separar.
- i) Las condiciones del separador y de sus componentes.

4.7.1 Cálculo de la capacidad de tratamiento de separadores verticales

4.7.1.1 Capacidad de separación de gas

De la ecuación de continuidad:

$$V_t = \frac{q_f}{A_f} \quad 4-13$$

$$A_f = \frac{\pi d^2}{4} \quad 4-14$$

Resulta

$$q_f = \frac{\pi d^2}{4} V_t \quad 4-15$$

De la ecuación general de los gases, para condiciones base y condiciones de operación del separador:

$$\frac{P_s q_{sg}}{RT_s} = \frac{P_f q_f}{Z_f RT_f} \quad 4-16$$

Despejando q_{sg}

$$q_{sg} = \frac{T_s P_f}{P_s Z_f T_f} q_f \quad 4-17$$

Sustituyendo 4-15 en 4-17, considerando $T_s=520^\circ R$, $P_s=14.7 \text{ lb/pg}^2$ abs. Y multiplicando el segundo miembro por 86400, para obtener q_{sg} en $\text{pies}^3/\text{día}$ a las condiciones estándar.

$$q_{sg} = 2.400 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} V_t d^2 \quad 4-18$$

La velocidad de asentamiento V_t ,

$$v_t = \frac{d_p^2 g (\rho_p - \rho_g)}{18 \mu_g} \quad 4-19$$

Sustituyendo 4-5 en 4-18:

$$q_{sg} = 2.400 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} V_t d^2 \quad 4-20$$

q_{sg} es el gasto de gas a condiciones estándar que puede manejar el separador, sin que partículas de diámetro mayor de d_p sean arrastradas por la corriente de gas. La capacidad de gas de un separador vertical, como puede observarse de la expresión 4-20 es independiente de la longitud del separador.

4.7.1.1.1 Ejemplo

En este ejemplo se hacen las siguientes consideraciones:

- El diámetro de las partículas de líquido que se separan por gravedad es de 100 micras o mayor.
- El flujo que entra al separador es permanente
- El aceite no tiene tendencia a formar espuma.
- La longitud del separador es de 10 pies.
- La temperatura de operación es mayor que la temperatura de formación de hidratos. Las temperaturas de operación consideradas de acuerdo a la presión de operación son:

$$T_f = 60^\circ F \text{ si } P_f < 500 \text{ lb/pg}^2$$

$$T_f = 75^\circ F \text{ si } P_f \geq 500 \text{ lb/pg}^2$$

- La densidad relativa del gas es 0.65
- La densidad de las gotas de líquido es de 35 °API
- El factor de compresibilidad del gas a las condiciones de operación del separador, Z_f , es igual a 1.

Cálculo de la capacidad de manejo de gas de un separador vertical bajo las siguientes condiciones:

$$\begin{aligned}
 d_o &= 16 \text{ pg} & \gamma_g &= 0.65 \\
 P_f &= 75 \text{ lb/ pg}^2 & \rho_L &= 35 \text{ }^\circ\text{AP1} \\
 T_f &= 60^\circ\text{F} & P_s &= 14.7 \text{ lb/ pg}^2 \\
 P_d &= 1000 \text{ lb/ pg}^2 & T_s &= 60^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

a) Considerando $Z_f = 1$ y suponiendo que el diámetro de las gotas de aceite es de 100 micras, la ecuación 4-18, toma la siguiente forma:

$$q_{zg} = 0.460 \frac{P_f (\rho_p - \rho_g)}{T_f \mu_g} d^2$$

b) Cálculo de ρ_g a P_f y T_f

Para un gas con las siguientes condiciones:

$$\begin{aligned}
 \gamma_g &= 0.65 \\
 P_f &= 75 + 14.7 = 89.7 \text{ lb/ pg}^2 \text{abs.}
 \end{aligned}$$

Se tiene un valor de $Z_f = 0.983$

$$\begin{aligned}
 \rho_g &= 2.7028 \times \gamma_g P_f / Z_f T_f = 2.7028 (0.65)(89.7/0.983 \cdot 520) \\
 \rho_g &= 0.3084 \text{ lbm/ pie}^3
 \end{aligned}$$

como ρ_g para aplicar la correlación de Lee debe estar gr/cm^3 ;

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

Cálculo de μ_g

Se calcula mediante la correlación de Lee

$$M_g = M_a \cdot \gamma_g = 28.97 \times 0.65 = 18.830$$

$$X = 3.5 + 986/T_f + 0.01 (M_g) = 3.5 + 986/520 + (0.01) (18.830)$$

$$X = 5.584$$

$$Y = 2.4 - 0.2 X = 2.4 - 0.2 (5.584) = 1.283$$

$$K = \frac{(9.4 + 0.02(M_g)T_f^{1.5})}{209 + 19(M_g) + T_f} = \frac{(9.4 + 0.02(18.830)(520)^{1.5})}{209 + 19(18.830) + 520} =$$

$$K = 106.672$$

$$\mu_g = 10^{-4} K e^{X \rho_g^Y} = 10^{-4} (106.672) e^{5.584 \cdot (0.00494)^{1.283}}$$

$$\mu_g = 107.333 \times 10^{-4} \text{ cp} = 7.212 \times 10^{-6} \text{ lbm/ pie-seg}$$

c) Cálculo de q_{sg}

Considerando que para d_o=16pg y Pd=1000 lb/ pg² el diámetro interior correspondiente es, d=1.1825 pies.

Transformando los datos a las unidades requeridas:

$$d_p = 100 \text{ micras} = 3.2808 \times 10^{-4} \text{ pies}$$

$$\rho_L = 35 \text{ °API por lo tanto } \rho_p = 53.03 \text{ lbm/ pie}^3$$

Sustituyendo valores en la ecuación:

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

$$q_{sg} = 0.815 \times 10^6 \text{ pies}^3 / \text{día a cs.}$$

4.7.1.2 Capacidad de separación de líquido.

Para calcular la capacidad de manejo de líquido un separador, ya sea vertical u horizontal, se deben considerar el diámetro del separador, el nivel del líquido arriba de la salida del aceite en el separador, el factor de volumen del aceite a las condiciones de operación del separador y el tiempo de retención del líquido.

Para separadores verticales se recomienda que el nivel máximo de líquido, este en el rango de uno a tres veces el diámetro del separador, dependiendo del diseño. El volumen disponible para manejo de líquido en un separador vertical es:

$$V_{lv} = \frac{\pi d^2}{4} h \tag{4-21}$$

Por lo tanto el gasto de líquido a las condiciones estándar que el separador puede manejar es:

$$q_{sL} = \frac{V_{lv}}{B_{otr}} = \frac{\pi d^2 h}{4 B_{otr}} \tag{4-22}$$

Donde:

q_{sL} en pie³/min

Para obtener q_{sL} en bl/día se multiplica la ecuación 4-21 por 1440/5.615, quedando

$$q_{sL} = 201.420 \frac{d^2 h}{Bo tr}$$

4-23

Se recomienda los siguientes tiempos mínimos de retención para que sus separadores operen eficientemente:

Tabla 4-7

RANGO DE PRESIÓN (lb/pg ²)	TIEMPO DE RETENCIÓN (seg.)
0-600	60
600-1000	50
>1100	30

4.7.1.2.1 Ejemplo

Calcular las capacidades de manejo de líquido en un separador vertical, a las presiones de operación de 125 y 1800 lb/pg² las dimensiones y condiciones de operación del separador son:

$$\begin{aligned} L &= 10 \text{ pie} \\ d &= 1.3088 \text{ pie} \\ h &= 1.3333 \text{ pie} \\ tr &= 1 \text{ min.} \end{aligned}$$

Aplicando la ecuación 4-23 para ambas presiones de operación:

caso a) Considerando para Pf=125 lb/pg², Bo = 1.0

$$q_{sL} = 201.420 \frac{(1.3088)^2 (1.3333)}{1 \times 1} = 460.02 \text{ bl / dia cs}$$

caso b) Considerando para Pf = 1800 lb/pg², Bo= 1.225

$$q_{sL} = 201.420 \frac{(1.3088)^2 (1.3333)}{1 \times 1.225} = 375.526 \text{ bl / dia cs}$$

4.7.2 Cálculo de la capacidad de tratamiento de separadores horizontales.

4.7.2.1 Capacidad de separación de gas.

Para establecer la ecuación con la que se obtiene la capacidad de manejo de gas de los separadores horizontales, se harán las siguientes consideraciones que dependen del diseño específico del separador:

- a) Las gotas de líquido caen en un ángulo de 45°, desde la entrada de los fluidos al separador, situada en su parte superior, a la interfase gas-líquido.
- b) El extractor de niebla está situado a una distancia de dos veces la diferencia de diámetro del separador menos el nivel de líquido.

De acuerdo con lo anterior, la velocidad de asentamiento de las gotas de líquido, V_t es:

$$V_t = \frac{\sqrt{(d-h)^2 + (d-h)^2}}{t_{rg}} = \frac{\sqrt{2}(d-h)}{t_{rg}} \quad 4-24$$

Despejando t_{rg} que es el tiempo de retención el gas necesario para que las gotas de líquido se depositen en la interfase gas-líquido:

$$t_{rg} = \frac{\sqrt{2}(d-h)}{V_t} \quad 4-25$$

De donde

$$V_g = \frac{2(d-h)}{t_{rg}} = \frac{2(d-h)}{\frac{\sqrt{2}(d-h)}{V_t}} = \frac{2}{\sqrt{2}} V_t = \sqrt{2} V_t \quad 4-26$$

De acuerdo a la ecuación de continuidad,

$$q_f = V_g A_f = \sqrt{2} V_t A_f \quad 4-27$$

Donde

$$A_f = \frac{\pi d^2}{4} \left[1 - \frac{\text{ang} \cos\left(1 - \frac{2h}{d}\right)}{180} \right] + (dh - h^2)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{d}{2} - h\right) \quad 4-28$$

De la ecuación general de los gases, para condiciones estándar y condiciones de operación del separador,

$$\frac{P_s q_{sg}}{RT_s} = \frac{P_f q_f}{Z_f RT_f} \quad 4-29$$

Despejando q_{sg}

$$q_{sg} = \frac{T_s P_f}{P_s Z_f T_f} q_f \quad 4-30$$

Sustituyendo 4-27 en 4-30, considerando $T_s=520$ °R, $P_s=14.7$ lb/pg² abs y multiplicando el segundo miembro por 86400, para obtener q_{sg} en pies³/día a las condiciones estándar.

$$q_{sg} = 4.322 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} V_t A_f \quad 4-31$$

En 4-31 V_t se puede calcular a partir de la ecuación 4-19

$$v_t = \frac{d_p^2 g (\rho_p - \rho_g)}{18 \mu_g} \quad 4-19$$

Sustituyendo V_t en la ecuación 4-31 queda:

$$q_{sg} = 7.725 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{\mu_g} A_f \quad 4-32$$

q_{sg} es el gasto de gas a condiciones estándar que puede manejar el separador, sin que partículas de diámetro mayor que d_p , sean arrastradas por la corriente de gas.

4.7.2.1.1 Ejemplo

Calcular la capacidad de manejo de gas, de un separador horizontal con las siguientes condiciones:

$$\begin{aligned} L &= 10 \text{ pie} \\ h &= 0.333 \text{ pie} \\ d_o &= 16 \text{ pg} \\ P_f &= 75 \text{ lb/pg}^2 \\ T_f &= 60 \text{ }^\circ\text{F} \\ P_d &= 1000 \text{ lb/pg}^2 \\ \gamma_g &= 0.65 \\ \rho_L &= 35 \text{ }^\circ \text{ API} \\ P_s &= 14.7 \text{ lb/pg}^2 \\ T_s &= 60 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Siendo $Z_f = 1$ y suponiendo que el diámetro de las gotas de líquido es de 100 micras, la ecuación 4-32 queda:

$$q_{sg} = 0.83 \frac{P_f (\rho_p - \rho_g)}{T_f \mu_g} A_f \quad 4-32 A$$

Del ejemplo de aplicación para separadores verticales, $Z_f = 0.983$, $\rho_g = 0.3084 \text{ lbm/pie}^3$ y $\mu_g = 7.212 \times 10^6 \text{ lbm/pie-seg}$

a) Cálculo de A_f .

De la ecuación 4-28 y considerando que para $d_o = 16 \text{ pg}$, $P_d = 1000 \text{ lb/pg}^2$ y el diámetro interior correspondiente $d = 1.1825 \text{ pies}$, entonces:

$$A_f = \frac{\pi(1.1825)^2}{4} \left[1 - \frac{\text{ang} \cos \left(1 - \frac{2(0.3333)}{1.1825} \right)}{180} \right] + \left[(1.1825)(0.3333) - (0.3333)^2 \right]^{\frac{1}{2}} \left[\frac{1.1825}{2} - 0.3333 \right]$$

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

b) Cálculo de q_{sg}

Sustituyendo valores en la ecuación 4-32 A

$$q_{sg} = 0.83 \frac{89.70 (53.03 - 0.3084)}{520 \cdot 7.2125 \times 10^{-6}} \cdot 0.8442$$

$$q_{sg} = 0.8835 \times 10^6$$

4.7.2.2 Capacidad de separación de líquido.

En separadores horizontales, se recomienda que el nivel máximo de líquido, sea menor que la mitad del diámetro interior del separador. El volumen disponible para manejo de líquido en un separador horizontal, es:

$$V_{Lh} = \left(\frac{\pi d^2}{4} - A_f \right) L \tag{4-33}$$

por lo tanto el gasto de líquido a las condiciones estándar, que el separador puede manejar es:

$$q_{sL} = \frac{V_{Lh}}{Botr} = \frac{\left(\frac{\pi d^2}{4} - A_f \right) L}{Botr} \tag{4-34}$$

Donde q_{sL} en pie^3/min . a c.s.

Para obtener q_{sL} en bl/dia se puede multiplicar la ecuación 4-34 por 1440/5.615, quedando:

$$q_{sL} = 256.474 \frac{\left(\frac{\pi d^2}{4} - A_f \right) L}{Botr} \tag{4-35}$$

4.7.2.2.1 Ejemplo

Calcular las capacidades de manejo de líquido de un separador a presiones de operación de 125 y 1800 lb/pg^2 . Las dimensiones y condiciones de operación del separador son:

$$\begin{aligned}
L &= 6 \text{ pie} \\
d &= 1.3088 \text{ pie} \\
h &= 0.4444 \text{ pie} \\
tr &= 1 \text{ min.}
\end{aligned}$$

Aplicando la ecuación 4-28 para calcular A_f de la ecuación 4-25

$$A_f = \frac{\pi(1.3088)^2}{4} \left[1 - \frac{\text{ang} \cos \left(1 - \frac{2(0.444)}{1.3088} \right)}{180} \right] + \left[(1.3088)(0.4444) - (0.444)^2 \right]^{\frac{1}{2}} * \left[\frac{1.3088}{2} - 0.4444 \right]$$

$$\mathbf{A_f = 0.9427 \text{ pies}^2}$$

Ahora utilizando la ecuación 4-35 para ambas presiones de operación:

caso a) Considerando para $P_f = 125 \text{ lb/pg}^2$, $Bo = 1.0$

$$q_{SL} = 256.474 \frac{\left[\frac{\pi(1.3088)^2}{4} - 0.9427 \right] 6}{1} = 619.625 \text{ bl / dia a.cs.}$$

caso b) Considerando para $P_f = 1800 \text{ lb/pg}^2$, $Bo = 1.225$

$$q_{SL} = 256.474 \frac{\left[\frac{\pi(1.3088)^2}{4} - 0.9427 \right] 6}{1.225} = 506.82 \text{ bl / dia a.cs.}$$

4.8 MÉTODO KEN ARNOLD

4.8.1 Separadores verticales bifásicos

Este tipo de separadores requiere de un diámetro mínimo para permitir que las gotas de líquido se separen del gas que presenta un movimiento vertical. El tiempo de residencia del líquido requiere de una combinación del diámetro con la altura del líquido. Puede elegirse cualquier diámetro mayor al mínimo requerido para la capacidad de gas.

Capacidad de gas:

$$D_i^2 = 504k \left(\frac{TzQ_g}{P} \right) \tag{4-36}$$

Donde:

D_i = diámetro interior de la vasija, en pulgadas.

T = temperatura, °R.

Q_g = gasto de gas, MMPCD.

P = presión, lb/pg².

Z =factor de desviación del gas.

K es una constante que está en función de las propiedades del gas y del líquido de la gota que será separada. K se define como:

$$k = \left[\frac{(C_d / d_m) \rho_g}{(\rho_L - \rho_g)} \right]^{1/2} \quad 4-37$$

Donde:

C_D = Coeficiente de arrastre.

d_m = gota de líquido a separar, micras

ρ_g = densidad del gas, lb/pie³.

ρ_L = densidad del líquido, lb/pie³.

$S_{g/o}$ = gravedad específica del aceite

Para una separación de gotas con tamaño de 100 micras, k puede ser aproximada utilizando la siguiente figura 4-10.

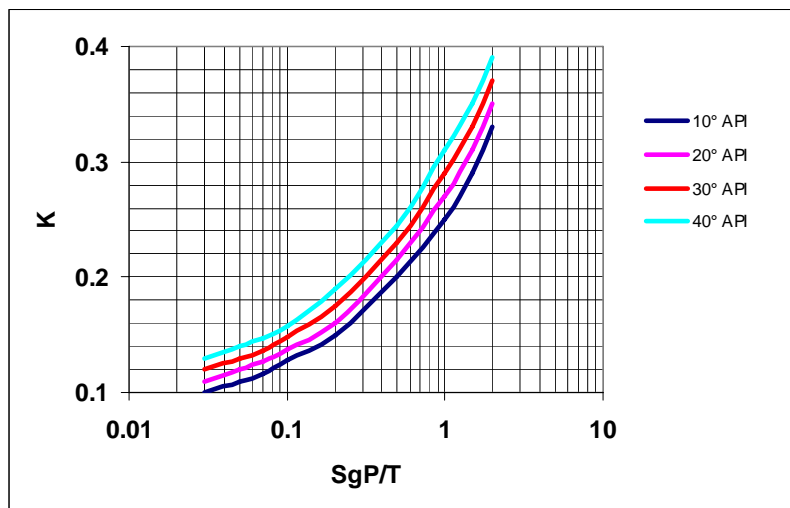


Figura 4-10 Valores de K

Capacidad de líquido:

$$D_i^2 h = \frac{T_r Q_L}{0.12} \quad 4-38$$

Donde:

h = altura del volumen de líquido, pulgadas.

T_r = Tiempo de residencia deseado para el líquido, minutos.

Q_L = gasto de líquido, BPD.

La longitud de tapa a tapa de la vasija debe determinarse por la geometría una vez que el diámetro y la altura del volumen de líquido sean conocidos.

4.8.1.1 Metodología para dimensionamiento de separadores verticales bifásicos

- Obtener $S_g P / T$.
- Con el valor de $S_g P / T$, se obtendrá k posteriormente por medio de la figura 4-10, la constante k también puede ser obtenida con la ecuación 4-37.
- Se deberá conocer el diámetro mínimo requerido para la capacidad de gas que el separador deberá manejar de acuerdo a las condiciones que se presentan en el problema. Para ello se utilizará la siguiente expresión:

$$D_i^2 = 504k \left(T_z Q_g / P \right)$$

El diámetro resultante es el mínimo valor de diámetro que permitirá manejar la cantidad de gas que nuestro ejercicio indica.

- A continuación, considerando el valor del diámetro mínimo obtenido en el inciso anterior para poder cumplir el manejo de gas, se propondrán diámetros variados por arriba del mínimo. Suponiéndose un tiempo de residencia de 3 minutos y un diámetro para la capacidad de líquido se obtendrá un valor de h al despejarla de la siguiente expresión:

$$D^2 h = \frac{(T_r Q_L)}{0.12}$$

- Posteriormente se obtendrá la longitud de tapa a tapa, sustituyendo el valor de h obtenido en el inciso anterior, por medio de la siguiente expresión:

$$L_{s-s} = \frac{h + 76}{12} \tag{4-39}$$

Donde:

L_{s-s} : Longitud de tapa a tapa.

h : altura del volumen de líquido, en pulgadas.

- Se procederá a obtener la Relación de Esbeltez (RE) característica del método de Arnold para dimensionar los separadores. De acuerdo a lo planteado por Arnold los diámetros que se encuentren dentro de este rango serán factibles de ser encontrados en los catálogos y cumplirán asimismo con las condiciones de manejo del gas para el problema. $3 < RE < 4$

$$RE = \frac{12L_{s-s}}{d}$$

4-40

Donde:

RE: relación de esbeltez, adimensional.

L_{s-s}: longitud de tapa a tapa, en pies.

d: diámetro interno de la vasija, en pulgadas.

- g) Repetir los incisos d al f para tiempos de residencia restantes de 1 y 2 minutos.
- h) Finalmente, se realizará una gráfica de *d* vs. *L_{s-s}*, para cada tiempo de residencia a fin de poder conocer los valores de diámetros que nos permitirán cumplir con la capacidad de gas.
- i) Graficar el diámetro mínimo para la capacidad de gas.
- j) Graficar las relaciones de esbeltez que se encuentren entre los valores de 3 y 4.
- k) Seleccionar el separador adecuado con diámetro mayor al mínimo, que cumpla con el tiempo de residencia requerido y las necesidades que se tengan.

4.8.1.1.1 Ejemplo

Dado que: La tasa de flujo es 10 MMscfd de gas de 0,6 de gravedad específica y 2.000 bpd de petróleo de 40 °API. La presión de operación es 1.000 psia y la temperatura de operación es 60°F.

- Calcule K

$$S_g P/T = (0.6)(1000)/(460 + 60) = 1.1538$$

De la figura de *K*, *K* = 0.303

- Limitación de densidad de gas

$$\begin{aligned} D^2 &= 504 z K (TQ_g/P) \\ &= (500)(0.303)[(520)(10)/(1.000)] \\ D &= 28.1 \text{ pg.} \end{aligned}$$

- Limitación de capacidad de líquido

$$D^2 h = (T_r Q_L)/0.12$$

Tabla 4-8 Limitación de capacidad de líquidos

T_r , min.	D, pulg.	h, pulg.	L_{s-s} , pies	(12) L_{s-s}/D_i
3	24	86.8	13.6	6.8
	30	55.6	11.0	4.4
	36	38.6	9.6	3.2
	42	28.3	8.7	2.5
	48	21.7	8.1	2.0
2	24	57.9	11.2	5.6
	30	37.0	9.4	3.8
	36	25.7	8.5	2.8
	42	18.9	7.9	2.5
1	24	28.9	8.7	4.4
	30	18.5	7.9	3.2
	36	12.9	7.4	2.5

SEPARADOR VERTICAL

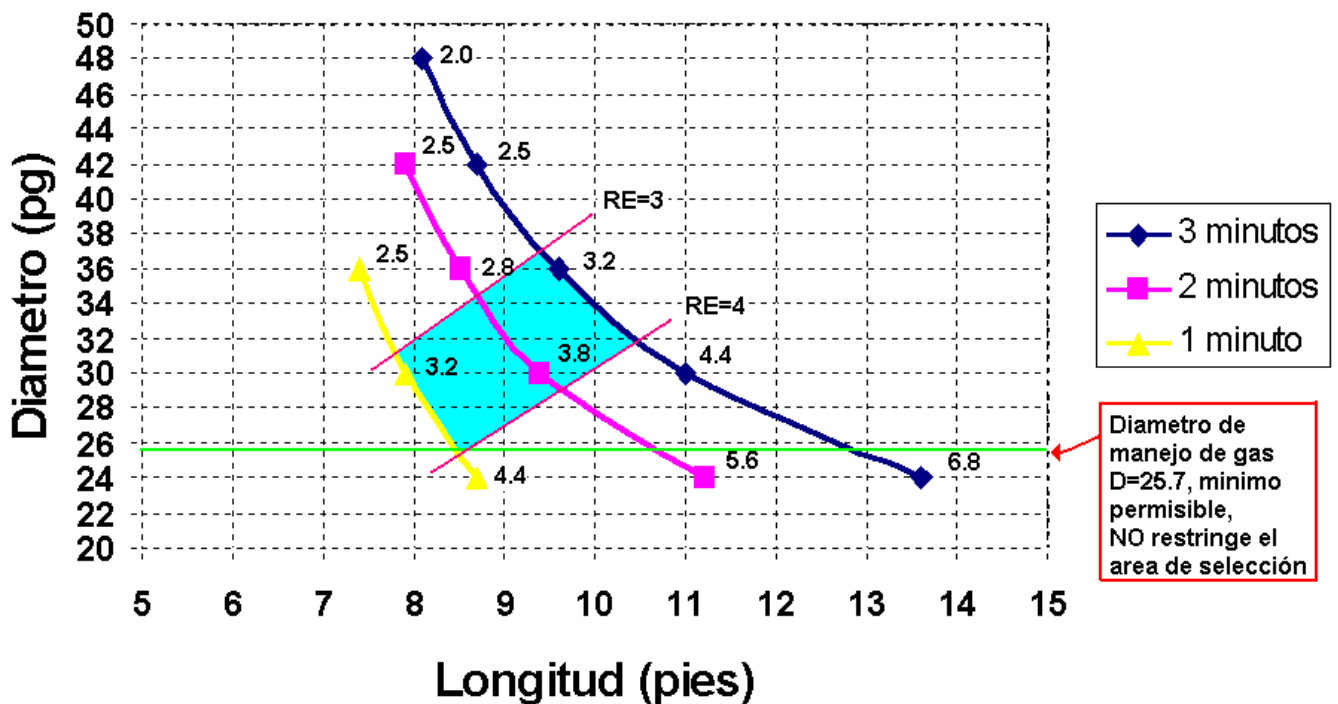


Figura 4-11 Gráfica del método para separador Vertical

En la figura 4-11 la parte achurada es nuestra solución, de ahí podemos escoger un separador con cualquier dimensión por ejemplo uno de longitud 10 pies y de diámetro 32 pulgadas.

4.8.2 Separadores horizontales bifásicos

Para dimensionar un separador horizontal es necesario seleccionar un diámetro y la longitud de tapa a tapa de la vasija. Esta elección debe satisfacer las condiciones para capacidad de gas que permita que las gotas de líquido pasen del volumen de gas al volumen de líquido mientras el gas atraviesa la longitud efectiva de la vasija. El diseño debe proporcionar el suficiente tiempo de retención para permitir que el líquido alcance el equilibrio. Para una separación de gotas de líquido del tamaño de 100 micras en una vasija al 50% de capacidad del líquido, se aplican las siguientes ecuaciones:

Capacidad de gas:

$$D_i L_{eff} = 42k \left(\frac{TzQ_g}{P} \right) \quad 4-41$$

Donde:

D_i = diámetro interior de la vasija, en pulgadas.

L_{eff} = longitud efectiva de la vasija donde la separación se lleva a cabo, pies. (Para permitir la turbulencia en la entrada y la colocación de la boquilla en la salida, la longitud efectiva puede aproximarse al valor de 0.75 veces la longitud de tapa a tapa, L_{s-s}).

T = temperatura, °R.

Q_g = gasto de gas, MMPCD.

P = presión, lb/pg².

Z = factor de desviación del gas.

k es una constante mencionada anteriormente figura (4-10)

$S_{g/o}$ = gravedad específica del aceite

Capacidad de líquido.

$$D_i^2 L_{eff} = T_r Q_L / 0.7 \quad 4-42$$

Donde:

T_r = tiempo de residencia deseado para el líquido, minutos.

Q_L = gasto de líquido, BPD.

4.8.2.1 Metodología para dimensionamiento de separadores horizontales bifásicos

a) Obtener $S_g P / T$.

b) Con el valor de $S_g P / T$, se obtendrá k de la figura 4-10 o la ecuación 4-37.

- c) Se deberá conocer el diámetro mínimo requerido para la capacidad de gas que el separador deberá manejar de acuerdo a las condiciones que se presentan en el problema. Para ello se utilizará la siguiente expresión:

$$D_i L_{eff} = 42k \left(\frac{TzQ_g}{P} \right)$$

- d) Obtener la longitud efectiva L_{eff} por medio de las siguientes expresiones, ya sea para el caso de líquido o para gas dependiendo de las condiciones dadas. Suponiendo un tiempo de residencia de 3 minutos para el caso de líquido.

$$d^2 L_{eff} = \frac{T_r q_o}{0.7}$$

- e) Obtener la longitud de tapa a tapa, L_{s-s} , sustituyendo el valor anterior de longitud efectiva en la siguiente expresión:

$$L_{s-s} = \frac{L_{eff}}{0.75} \quad 4-43$$

Donde:

L_{s-s} : Longitud de tapa a tapa, en pies.

L_{eff} : Longitud efectiva, en pies.

- f) Obtener la relación de esbeltez al sustituir el valor de L_{s-s} , en la siguiente expresión:

$$RE = \frac{12L_{s-s}}{d} \quad 4-40$$

Donde:

R : Relación de esbeltez, adimensional.

L_{s-s} : Longitud de tapa a tapa, en pies.

d : diámetro interior de la vasija supuesto, en pulgadas.

De acuerdo a lo planteado por Arnold los diámetros que se encuentren dentro de este rango serán factibles de ser encontrados en los catálogos y cumplirán asimismo con las condiciones de manejo del gas para el problema. $3 < RE < 4$

- g) Repetir los incisos d al f para tiempos de residencia restantes de 1 y 2 minutos para el caso de líquido.
- h) Finalmente, se realizará una gráfica de d vs L_{s-s} , para cada tiempo de residencia a fin de poder conocer los valores de diámetros que nos permitirán cumplir con la capacidad de gas.

- i) Graficar las relaciones de esbeltez de que se encuentren entre los valores de 3 y 4.
- j) Seleccionar el separador adecuado con diámetro mayor al mínimo, que cumpla con el tiempo de residencia requerido y las necesidades que se tengan.

4.8.2.1.1 Ejemplo

Dado que: la tasa de flujo es 10 MMscfd de gas de 0,6 de gravedad específica y 2.000 bopd de petróleo de 40 °API. La presión de operación es 1.000 psia y la temperatura de operación es 60°F.

- Calcule K

$$S_g P/T = (0,6)(1.000)/(460 + 60) = 1.1538$$

De la gráfica de K , $K = 0.303$

- Limitación de capacidad de gas

$$D_i L_{eff} = (42)(0,303)[(520)(10)/(1.000)] \\ = 66,18$$

Tabla 4-9 Limitación de capacidad de gas

D, pulg.	L_{eff}, pies	L_{s-s}, pies
16	4.14	5.51
20	3.03	4.04
24	2.76	3.67

Tabla 4-10 Limitación de capacidad de líquido

T_r, min.	D_i, pulg.	L_{eff}, pies	L_s, pies	(12) L_{s-s}/D_i
3	24	14.9	19.8	9.9
	30	9.5	12.7	5.1
	36	6.6	8.8	2.9
	42	4.8	6.5	1.8
2	24	9.9	13.2	6.6
	30	6.3	8.4	3.4
	36	4.4	5.9	2.0
1	24	5.0	6.6	3.3
	20	7.1	9.5	5.7

SEPARADOR HORIZONTAL

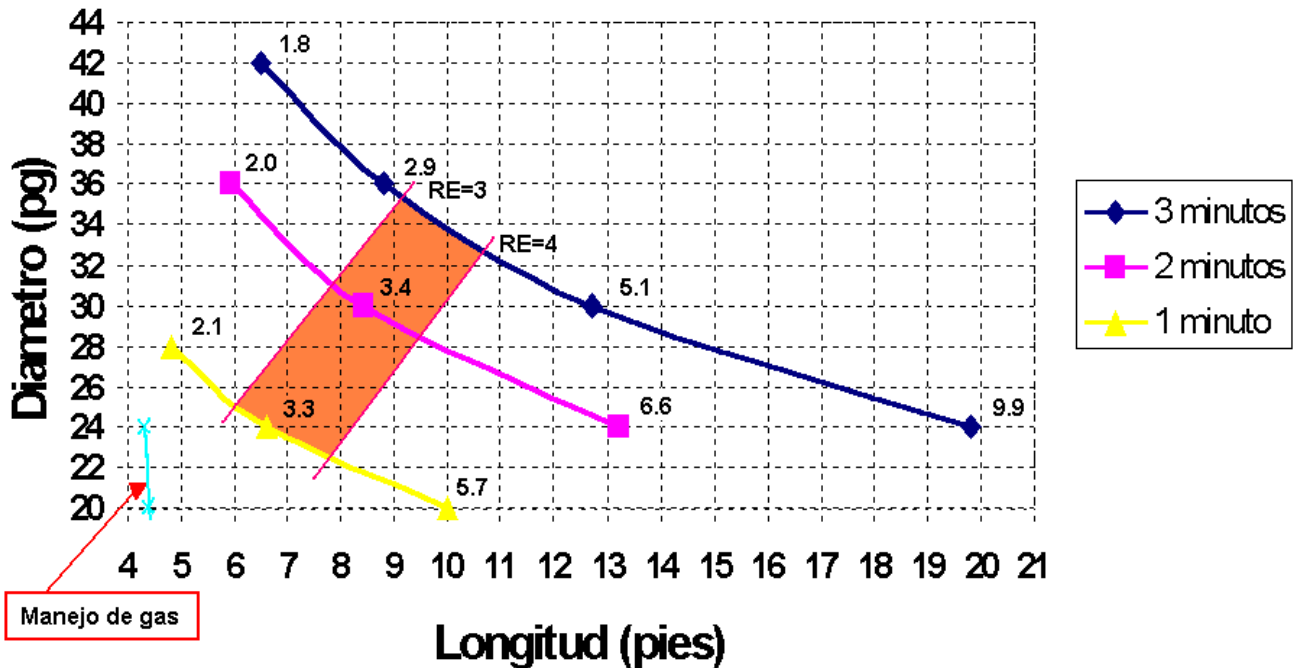


Figura 4-12 Gráfica del método para separador Horizontal

En la figura 4-12 la parte achurada es nuestra solución, de ahí podemos escoger un separador con cualquier dimensión por ejemplo uno de longitud 9 pies y de diámetro 30 pulgadas.

4.8.3 Separadores trifásicos

Los separadores de tres fases, comúnmente llamados eliminadores de agua libre, (se emplean para separar y eliminar la fase de agua libre que pueda presentarse en la corriente de fluidos proveniente del pozo, así como el aceite y gas). Los aspectos básicos del diseño de separadores trifásicos son similares a los separadores bifásicos. En los trifásicos se utilizan dispositivos adicionales para separar las fases líquidas y eliminar el agua libre.

La separación del agua es función de los métodos de control usados para mantener la separación y eliminarla del aceite, además se aplican diferentes mecanismos de control los cuales depende de la configuración y diámetro de la vasija.

4.8.3.1 Separadores verticales trifásicos

Los separadores verticales trifásicos al igual que los bifásicos, también deben tener un diámetro mínimo para permitir la depositación de gotas de agua de 500 micras o mayores. La altura del separador trifásico se determina de las condiciones del tiempo de retención.

Capacidad de gas:

$$D_{i\min}^2 = 504k \left(\frac{TzQ_g}{P} \right) \quad 4-44$$

Donde:

D_i = diámetro interior de la vasija, en pulgadas.
 T = temperatura, °R.
 Q_g = gasto de gas, MMPCD.
 P = presión, lb/pg².
 Z = factor de desviación del gas.
 K es una constante mencionada anteriormente figura (4-10)

Ecuación de asentamiento:

$$D_{i\min}^2 = 0.027 \left(\frac{\mu_o Q_g}{S_{g/o}} \right) \quad 4-45$$

Donde:

D_i = diámetro interior de la vasija, en pulgadas.
 μ_o = viscosidad del aceite
 Q_g = gasto de gas, MMPCD.
 $S_{g/o}$ = gravedad específica del aceite

Ecuación del tiempo de retención del líquido:

$$h_o = \frac{(tr)_o Q_o}{0.12D_i^2} \quad 4-46$$

$$h_o = \frac{(tr)_w Q_w}{0.12D_i^2} \quad 4-47$$

Donde:

h_o = altura de aceite, en pulgadas.
 h_w = altura del agua (de la salida a la interfase), en pulgadas.
 Q_o = gasto de aceite, bpd.
 Q_w = gasto de agua, bpd.
 tr = tiempo de residencia.

Una vez seleccionadas la altura de la capa de aceite (h_o) y la altura de la capa de agua (h_w), la longitud total del separador puede aproximarse en función de la distribución de sus parte externas. Para fines prácticos se supone que:

$$L = \frac{h_o + h_w + 76}{12}$$

4-48

Donde:

L = longitud total de la vasija

h_o = altura de aceite, en pulgadas.

h_w = altura del agua (de la salida a la interfase), en pulgadas.

Cualquier diámetro mayor que los calculados por las ecuaciones 4-44, 4-45 se acepta si satisface las ecuaciones 4-46 y 4-47.

4.8.3.1.1 Metodología para dimensionamiento de separadores verticales trifásicos

- a) Determinar la constante k con la figura 4-10.
- b) Determinar el diámetro mínimo requerido para la capacidad de gas con la ecuación 4-44.
- c) Calcular el diámetro mínimo para el asentamiento de las gotas de agua con la ecuación 4-45.
- d) Suponer un tiempo de retención de 10 minutos
- e) Suponer un diámetro mayor que el diámetro mínimo obtenido en el inciso c.
- f) Obtener la altura de la capa de aceite con la ecuación 4-46.
- g) Obtener la altura de la capa de agua con la ecuación 4-47.
- h) Calcular la longitud total del separador con la ecuación 4-48.
- i) Determinar la relación de esbeltez con la ecuación 4-40
- j) Tabular los valores de t_r , d_i , L y RE .
- k) Repetir del inciso e a la j para otros tiempos de retención.
- l) Finalmente, se realizará una gráfica de d vs. L , para cada tiempo de residencia a fin de poder conocer los valores de diámetros que nos permitirán cumplir con la capacidad de gas.
- m) Graficar las relaciones de esbeltez que se encuentren entre los valores de 1.5 y 3.
- n) Seleccionar el separador adecuado con diámetro mayor al mínimo, que cumpla con el tiempo de residencia requerido y las necesidades que se tengan.

4.8.3.1.1 Ejemplo

Dimensionar un separador trifásico vertical para que opere bajo las siguientes condiciones:

$Q_o = 5000$ bpd @ cs	$S_o = 30$ °API
$Q_w = 3000$ bpd @ cs	$S_w = 1.07$
$Q_g = 5$ MMpie ³ @ cs	$S_g = 0.6$
$P = 100$ psia	$tr_o = tr_w = 10$ minutos
$T = 90$ °F	$\mu = 10$ cp
$D_m = 100$ micras	$z=0.985$

-Cálculo del diámetro mínimo para manejo de gas

- Cálculo de la constante k

$$\frac{S_g P}{T} = \frac{(0.6)(100)}{550} = 0.11 \quad \text{y} \quad 30^\circ \text{API}$$

En la gráfica 4-10 de k ; $k=0.14$

$$D^2 = 504 \frac{TzQ_g}{P} k = 504 \frac{(550)(0.985)(5)}{100} 0.14 = 1911.3$$

-Cálculo del diámetro mínimo por asentamiento de gotas

$$S_{ro} = \frac{141.5}{131.5 + 30} = 0.876$$

$$D^2 = 0.027 \frac{Q_o \mu}{(S_w - S_{ro})} = 0.0267 \frac{(5000)(10)}{(1.07 - 0.876)} = 6881.44$$

$$D = 83 \text{ pg}$$

-Resolver para $h_o + h_w$

$$h_o + h_w = \frac{t_{ro} Q_o + t_{rw} Q_w}{0.12d^2} = \frac{10(5000 + 3000)}{0.12d^2} = \frac{80000}{0.12d^2}$$

-Tabla suponiendo valores de: $d > d_{\min}$

Tabla 4-11 Limitación de capacidad de líquidos

D, pg	h_o+h_w , pg	L_{ss}	RE
84	94.5	14.2	2
90	82.3	13.2	1.8
96	72.3	12.4	1.5
102	64.1	11.7	1.4

SEPARADOR VERTICAL TRIFASICO

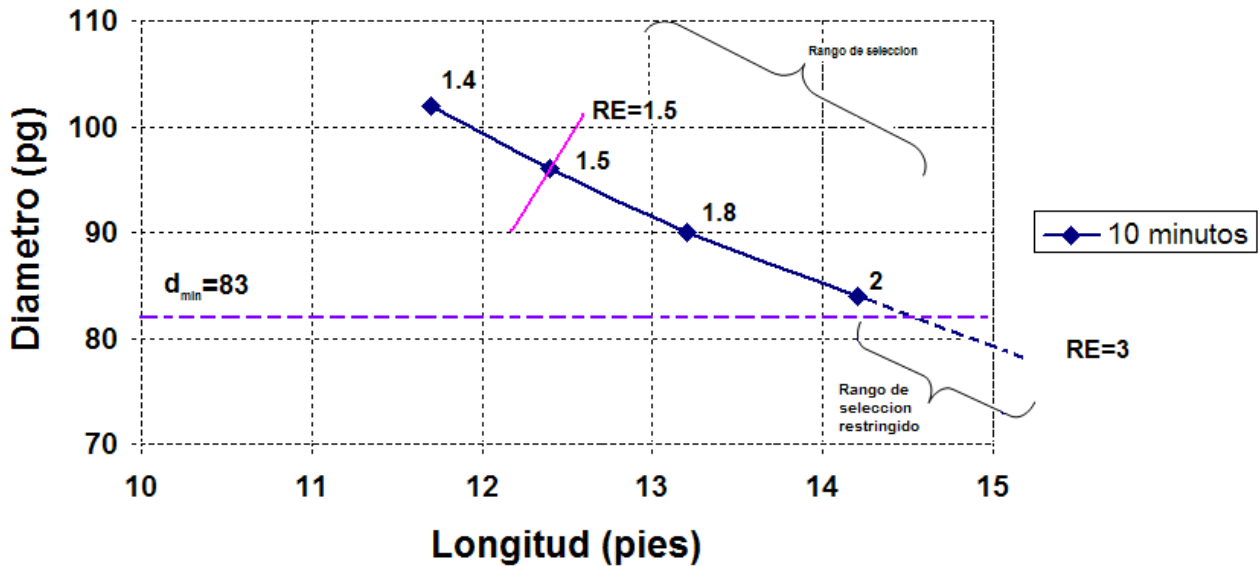


Figura 4-13 Gráfica del método para separador Horizontal Trifásico

En la figura 4-13 la parte seleccionada es nuestra solución, de ahí podemos escoger un separador con cualquier dimensión por ejemplo uno de longitud 13 pies y de diámetro 92 pulgadas.

4.8.3.2 Separadores horizontales trifásicos

El diámetro y la longitud son los parámetros esenciales en el dimensionamiento de un separador horizontal. Para su determinación, existen ecuaciones con las que se obtienen ciertas combinaciones aceptables.

Capacidad de gas:

$$D_i L_{eff} = 42k \left(\frac{TzQ_g}{P} \right) \quad 4-49$$

Donde:

D_i = diámetro interior de la vasija, en pulgadas.

L_{eff} = longitud efectiva de la vasija donde la separación se lleva a cabo, pies.

T = temperatura, °R.

Q_g = gasto de gas, MMPCD.

P = presión, lb/pg².

Z = factor de desviación del gas.

K constante, figura (4-10)

Para el tiempo de retención se tiene la siguiente formula que aporta combinaciones aceptables de D_i y L_{eff} .

$$D^2 L_{eff} = 1.42 [Q_w (tr)_w + Q_o (tr)_o] \quad 4-50$$

Donde:

Q_o = gasto de aceite, bpd.

Q_w = gasto de agua, bpd.

$(tr)_o$ = tiempo de residencia deseado para el aceite, minutos.

$(tr)_w$ = tiempo de residencia deseado para el agua, minutos.

Ecuación de asentamiento. Para separar gotas de agua de 500 micras de la capa de aceite, se debe obtener un diámetro máximo del separador de acuerdo con el siguiente procedimiento:

-Calcular $(h_o)_{max}$:

$$(h_o)_{max} = 320 (tr)_o \frac{(S_{gw} - S_{ro})}{\mu_o} \quad 4-51$$

h_o = altura de aceite, en pulgadas.

μ_o = altura del agua (de la salida a la interfase), en pulgadas.

S_{go} = gravedad especifica del aceite

S_{gw} = gravedad especifica del agua

-Calcular el área de la sección transversal del separador ocupada por la fase de agua:

$$\frac{A_w}{A} = \frac{0.5 Q_w (tr)_w}{Q_o (tr)_o + Q_w (tr)_o} \quad 4-52$$

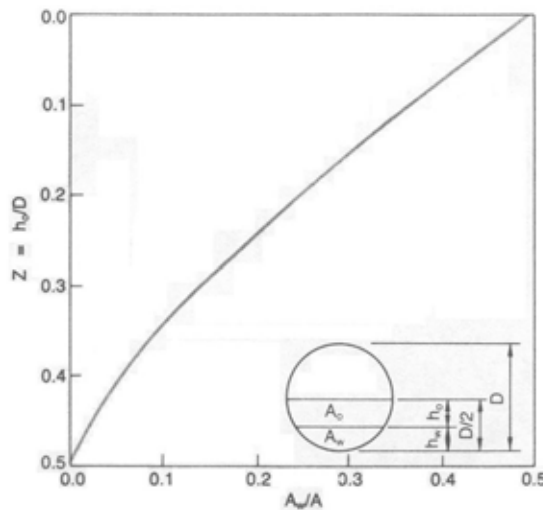


Figura 4-14 Gráfica para determinar el coeficiente Z

-Determinar el coeficiente z_1 de la siguiente ecuación ajustada de la figura 4-14

$$z_1 = 0.4943522 - 2.0063918 \left(\frac{A_w}{A} \right) + 6.4414867 \left(\frac{A_w}{A} \right)^2 - 18.3625254 \left(\frac{A_w}{A} \right)^3 + 26.5933776 \left(\frac{A_w}{A} \right)^4 \quad 4-53$$

-Calcular $(D_i)_{\max}$:

$$(D_i)_{\max} = \frac{(h_o)_{\max}}{z_1} \quad 4-54$$

4.8.3.2.1 Metodología para dimensionamiento de separadores horizontales trifásicos

- a) Determinar la constante k con la figura 4-10.
- b) Obtener la capacidad de gas con la ecuación 4-49.
- c) Suponer un diámetro para la capacidad de gas.
- d) Determinar la longitud efectiva de la ecuación 4-49
- e) Calcular la longitud total del separador con la ecuación 4-43.
- f) Tabular los valores de D_i , L_{eff} y L .
- g) Repetir el inciso d al f para diferentes diámetros.
- h) Suponer un tiempo de retención de 10 minutos.
- i) Calcular la altura máxima de la capa de aceite con la ecuación 4-51
- j) Determinar la relación $\frac{A_w}{A}$ con la ecuación 4-52
- k) Obtener el coeficiente z_1 de la figura 4-14 o de la ecuación 4-53.
- l) Calcular $D_i^2 L_{eff}$ de la ecuación 4-50
- m) Suponer un diámetro (d_s) para la capacidad de líquido.
- n) Calcular la longitud efectiva L_{eff} con la ecuación 4-49.
- o) Determinar la longitud total L con la ecuación 4-43.
- p) Determinar la relación de esbeltez con la ecuación 4-40.
- q) Tabular los valores de t_r , d_s , L_{eff} , L y RE .
- r) Repetir los incisos n a la q para otros diámetros.

- s) Repetir los incisos i al r para otros tiempos
- t) Finalmente, se realizará una gráfica de d vs L , para cada tiempo de residencia
- u) Graficar las relaciones de esbeltez de que se encuentren entre los valores de 3, 4 y 5.
- v) Seleccionar el separador adecuado con diámetro mayor al mínimo, que cumpla con el tiempo de residencia requerido y las necesidades que se tengan.

4.8.3.1.2.1Ejemplo

Dimensionar un separador trifásico horizontal para que opere bajo las siguientes condiciones:

$Q_o = 5000$ bpd @ cs	$S_o = 30$ °API
$Q_w = 3000$ bpd @ cs	$S_w = 1.07$
$Q_g = 5$ Mmpie ³ @ cs	$S_g = 0.6$
$P = 100$ psia	$tr_o = tr_w = 10$ minutos
$T = 90$ °F	$\mu = 10$ cp
$D_m = 100$ micras	

-Cálculo de manejo de líquido por asentamiento del agua

$$S_{ro} = \frac{141.5}{131.5 + 30} = 0.876$$

$$h_{o\max} = \frac{0.00128 t_{ro} (S_w - S_{ro}) d_m^2}{\mu} = \frac{0.00128(10)(1.07 - 0.876)(500)^2}{10}$$

$$h_{o\max} = 62.1 \text{ pg}$$

-Cálculo de la fracción de la sección transversal ocupada por el agua

$$\frac{A_w}{A} = \frac{0.5 Q_w (t_r)_w}{Q_o (t_r)_o + Q_w (t_r)_o} = \frac{0.5(3000)(10)}{10(5000 + 3000)} = 0.1875$$

-Determinación de la fracción (respecto al diámetro) de la altura de la capa de aceite con el valor de $\frac{A_w}{A} = 0.1875$ y la gráfica de $\frac{h_o}{D} = 0.257$

-Cálculo del diámetro máximo

$$D_{\max} = \frac{h_{o\max}}{\frac{h_o}{D}} = \frac{62.1}{0.257} = 241.6 \text{ (pg)}$$

-Capacidad de manejo de gas

- Cálculo del factor de compresibilidad (z)

$$T_{pc} = 167 + 316.67(0.6) = 357(^{\circ}R)$$

$$P_{pc} = 702.5 - 50(0.6) = 672.5 \text{ psia}$$

$$\left. \begin{aligned} T_{pr} &= \frac{90 + 460}{357} 1.54 \\ P_{pr} &= \frac{100}{672.5} 0.15 \end{aligned} \right\} z \approx 0.985$$

- Cálculo de la constante k

$$\frac{S_g P}{T} = \frac{(0.6)(100)}{550} = 0.11 \quad \text{y} \quad 30^{\circ} API$$

En la gráfica 4-10 de k; k=0.14

$$Dle_{ff} = 42 \frac{TzQ_s}{P} k = 42 \frac{(550)(0.985)(5)}{100} 0.14 = 159.3$$

-Tabla suponiendo valores de: $d \leq d_{max}$

Tabla 4-12 Limitación de capacidad de gas

D, pg	d _{Leff} , pie	L _{ss} , pie
60	2.65	7.65
72	2.21	8.21
84	1.90	8.90
96	1.66	9.66

-Capacidad de manejo de líquido por tiempo de retención

$$dle_{ff} = 1.42(t_{rw}Q_w + t_{ro}Q_o) = 1.42 \times 10(3000 + 5000) = 113600$$

-Tabla suponiendo valores de: $d \leq d_{max}$

Tabla 4-13 Limitación de capacidad de líquidos

D, pg	L _{eff} , pie	L _{ss}	RE
60	31.6	42.1	8.4
72	21.9	29.2	4.9
84	16.1	21.5	3.1
96	12.3	16.4	2.1
108	9.7	13.0	1.4

SEPARADOR HORIZONTAL TRIFASICO

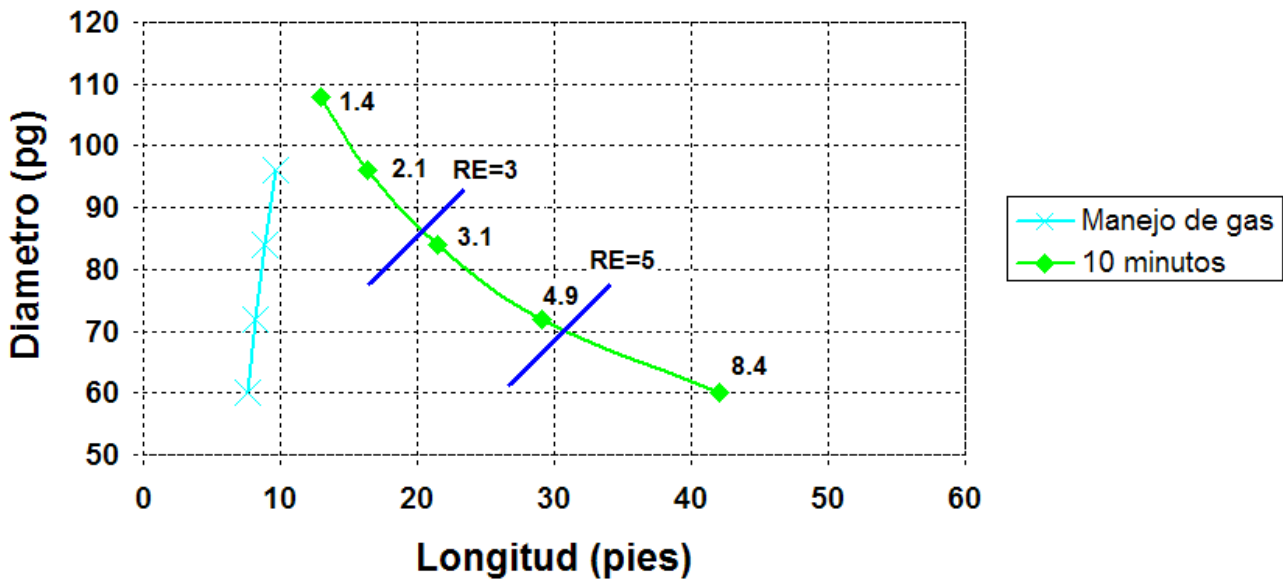


Figura 4-15 Gráfica del método para separador Horizontal Trifásico

En la figura 4-15 la parte seleccionada es nuestra solución, de ahí podemos escoger un separador con cualquier dimensión por ejemplo uno de longitud 25 pies y de diámetro 78 pulgadas.

4.9 MÉTODO GRÁFICO PARA DETERMINAR LA CAPACIDAD DE LOS SEPARADORES HORIZONTALES Y VERTICALES CONVENCIONALES.

Con el uso de las gráficas que se presentan a continuación se determinan las capacidades de separadores de aceite y gas, eliminando cálculos tediosos. Este método gráfico está realizado con el objeto de utilizarse en separadores cilíndricos de dos fases, horizontales o verticales y de una sola pieza. La confiabilidad de estas curvas, ha sido verificada mediante pruebas de campo y contemplan una amplia variedad de condiciones. Hasta hace poco, se hacía mayor énfasis en la separación de las gotas de líquidos del gas, que en la separación del gas del aceite. El manejo actual del aceite crudo, requiere de la medición de grandes cantidades de aceite, por lo tanto, es necesario remover todo el gas extraño y que no se encuentre en solución en el mismo para lograr una medición con la exactitud necesaria.

Para obtener un grado óptimo de separación, se requiere de un adecuado tiempo de retención. El tiempo de retención, es por lo tanto, de primordial importancia, cuando se seleccionan las dimensiones adecuadas del separador. Si se tienen aceites que producen espumas, el tiempo de retención requerido se incrementará de tres a seis veces en relación al que se requerirá para aceites no espumosos. El incremento en el tiempo de retención es proporcional a la tendencia de formar espuma del aceite. En la medición con aceite espumoso, la necesidad de incrementar el tiempo de retención, se elimina, cuando el separador usado mide el aceite tomando como base su densidad. Las capacidades de aceite y gas que se muestran en las curvas para separadores convencionales tanto verticales como

horizontales están basadas en una longitud de 10 pies, deberá hacerse una corrección para alcanzar la capacidad adecuada.

La capacidad de separación de gas de un separador vertical de aceite y gas es directamente proporcional al área de la sección transversal del separador e inversamente proporcional a la longitud del cuerpo. Por ejemplo, un incremento en la longitud del cuerpo del separador vertical convencional de 10 a 15 pies, incrementaría la capacidad de gas en menos del 5% y de un decremento en la longitud del cuerpo de 10 a 7 pies puede resultar un decremento inferior al 3% en la capacidad del gas. El cambio en la capacidad de separación depende de los líquidos producidos por el pozo y otras condiciones.

Por lo general, la capacidad de líquido de un separador vertical es directamente proporcional a la altura del nivel de líquido, en la sección de acumulación del recipiente. En separadores verticales de aceite y gas, es práctica normal que la altura del líquido no exceda de uno a tres veces, el diámetro del separador, dependiendo de la exactitud de su diseño. La capacidad de gas de un separador horizontal es proporcional al área de la sección transversal del recipiente disponible al flujo de gas. De esta manera, el diámetro de un separador horizontal y la altura del líquido controlan la capacidad de separación del gas. Al cambiar la longitud de los separadores horizontales con respecto a la longitud convencional de 10 pies, no afecta en gran medida la capacidad del gas de estos separadores, excepto en condiciones especiales, como el caso del aceite espumoso.

Las capacidades de los depuradores convencionales (scrubbers) de gas pueden ser determinadas de estas curvas. Si se usa una malla de alambre entretejida como extractor de niebla en los depuradores, las capacidades de gas serán aproximadamente nueve décimas de las capacidades obtenidas de las curvas para los tamaños de recipiente correspondiente. Esta reducción en la capacidad, es ocasionada por la carga de líquido sobre la malla de alambre entretejido.

Las curvas están elaboradas para que puedan ser utilizadas en ambos sentidos:

1. Para determinar las dimensiones del separador requerido para manejar un volumen dado de fluidos.
2. Para determinar el volumen de fluidos que se podrán manejar dadas las dimensiones del separador.

La capacidad de líquido de un separador horizontal depende de la capacidad volumétrica destinada al asentamiento del líquido de la sección de acumulación del separador. Esta capacidad volumétrica esta determinada por el diámetro interior del recipiente, la longitud del cuerpo y la altura del líquido.

Los cálculos de las capacidades de gas, están basados en la ley de Stokes, la cual puede ser escrita como sigue:

$$V = K_v d^2 \frac{(\rho_L - \rho_g)g}{\mu_g}$$

4-55

Donde:

v = velocidad relativa del líquido que cae en gotas provenientes del gas (pie/seg)

K_v = constante de resistencia a la viscosidad

d = diámetro de las gotas de líquido (pie)

ρ_L = densidad de las gotas de líquido (lb/pie³)

ρ_g = densidad del gas (lb/pie³)

μ_g = viscosidad del gas (lbm/pie-seg)

g = aceleración de la gravedad (pie/seg³)

Los cálculos suponen que la separación gas-líquido se efectúa por la diferencia de densidades entre el líquido y el gas mediante las velocidades adecuadas de ambas fases. Las velocidades relativas netas del gas fueron seleccionadas de manera que se realizará una separación de todas las partículas líquidas de 100 micras de diámetro o mayores.

4.9.1 Capacidad de líquido de un separador vertical

Las capacidades están basadas en las siguientes consideraciones:

1. Un parámetro, que indica el tiempo de retención.
2. Flujo estable, no hay cabeceo.
3. Aceite no espumoso.
4. La temperatura del aceite debe ser superior a la cual se forma la parafina.
5. La densidad relativa del aceite de 35 °API o mayor.
6. La viscosidad de 50 S.S.U. o menor.
7. El nivel del líquido en el separador no deberá exceder a tres veces el diámetro del separador.

4.9.1.1 Ejemplo

Un separador vertical de 30 pg de diámetro exterior, 10 pies de longitud, presión de diseño de 1000 lb/pg², con 30 pg de altura de líquido maneja 2700 bl/día con un tiempo de retención de 1 minuto. Figura 4-16.

4.9.2 Capacidad de gas de un separador vertical

Las capacidades están basadas en las siguientes consideraciones:

1. Volúmenes medidos a condiciones estándar (60 °F y 14.7 lb/pg²)
2. Flujo estable, no hay cabeceo.
3. Aceite no espumoso
4. Longitud del recipiente de 10 pies.
5. Temperatura de operación superior a la de formación de hidratos
6. La densidad relativa del gas de 0.65 (aire=1.0)
7. El gas deberá de acarrear menos de 0.1 gal. de líquido/MMPCD.

4.9.2.1 Ejemplo

Un separador vertical de aceite y gas de 20 pg. De diámetro exterior, 10 pie de longitud, presión de diseño de 1000 lb/pg² operando a 700 lb/pg² manométricas tiene una capacidad

de 8.2 MMPCD. Este problema puede ser resuelto en forma inversa si se conocen el gasto diario y la presión de trabajo. Figura 4-17.

4.9.3 Capacidad de líquido de un separador horizontal

Las capacidades están basadas en las siguientes consideraciones:

1. Un parámetro que indica el tiempo de retención
2. Flujo estable, no hay cabeceo.
3. Aceite no espumoso.
4. La temperatura del aceite debe ser superior a la cual se forma la parafina.
5. La densidad relativa del aceite de 35 °API o mayor.
6. La viscosidad de 50 S.S.U. o menor
7. La longitud del recipiente de 10 pies.

4.9.3.1 Ejemplo

Un separador horizontal de 24 pg de diámetro exterior, 10 pies de longitud, con una altura de líquido de 8 pg maneja 2400 bl/día con un tiempo de retención de 1 minuto. Con 2400 bl/día de aceite, un tiempo de retención de un minuto, 24 pg., de diámetro exterior, el separador horizontal de aceite y gas requiere una altura de líquido de 8 pg. Figura 4-18.

4.9.4 Capacidad de gas de un separador horizontal

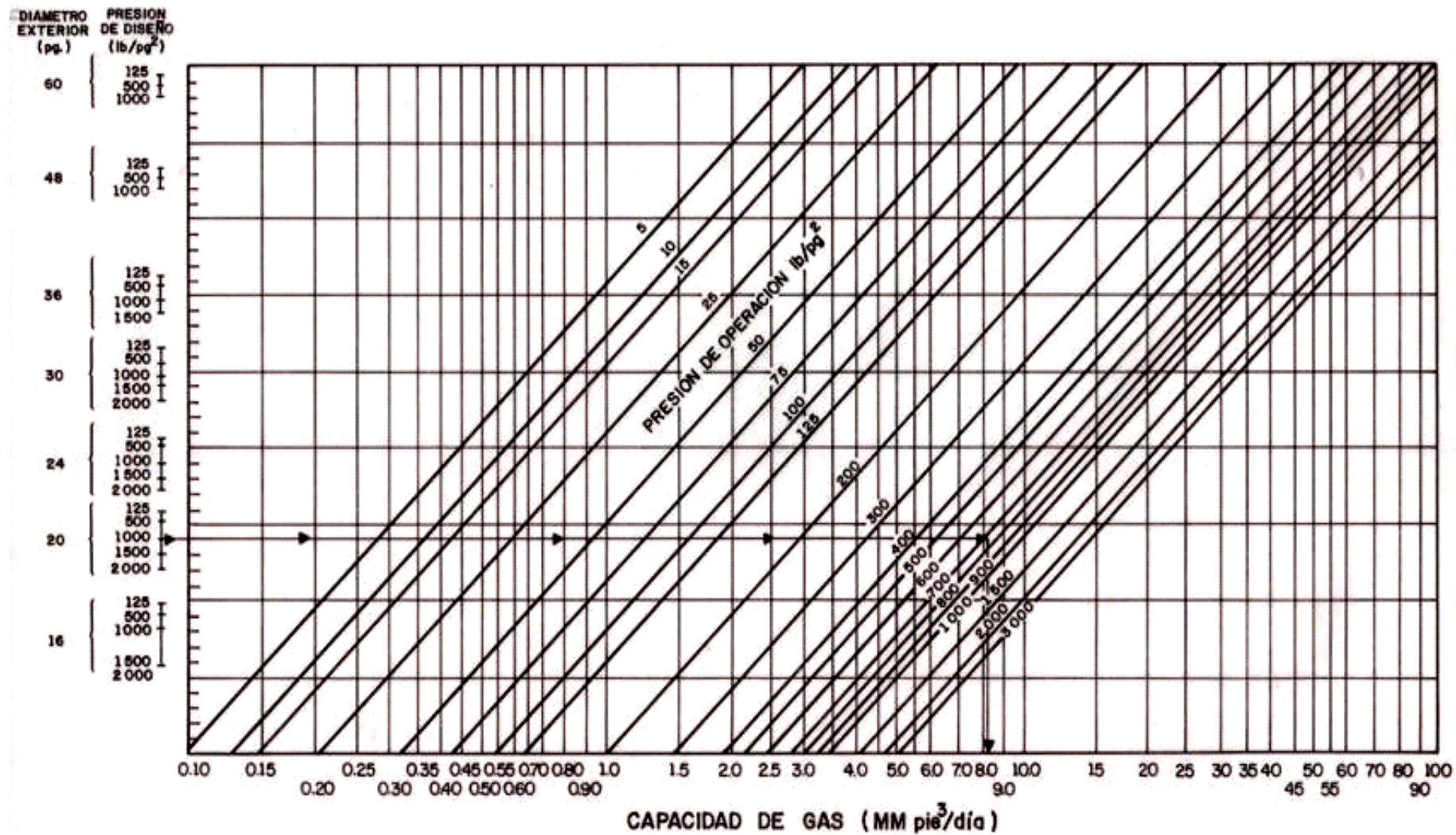
Las capacidades están basadas en las siguientes consideraciones:

1. Volúmenes medidos a condiciones estándar (60 °F, 14.7 lb/pg²).
2. Flujo estable, no hay cabeceo.
3. Aceite no espumoso.
4. Longitud del recipiente de 10 pies.

4.9.4.1 Ejemplo

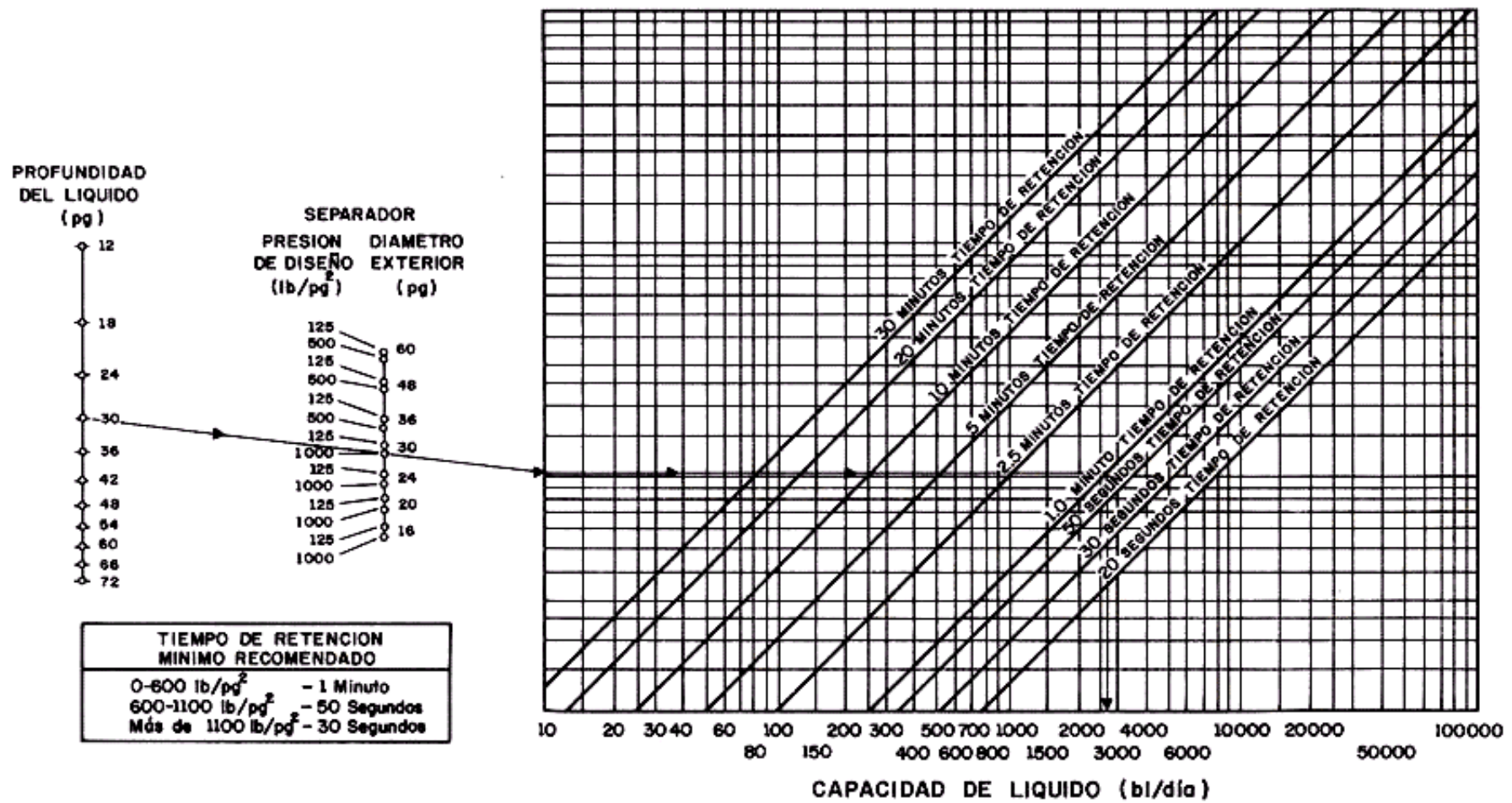
Un separador horizontal de aceite y gas de 24 pg. de diámetro exterior, 10 pies de longitud, con una altura de líquido de 8 pg. $P_{op}= 75 \text{ lb/pg}^2$ y una $P_d=125 \text{ lb/pg}^2$ y maneja 2.1 MMPCD. Figura 4-19.

Este problema puede ser resuelto en forma inversa si se conocen el volumen diario y la presión de trabajo.



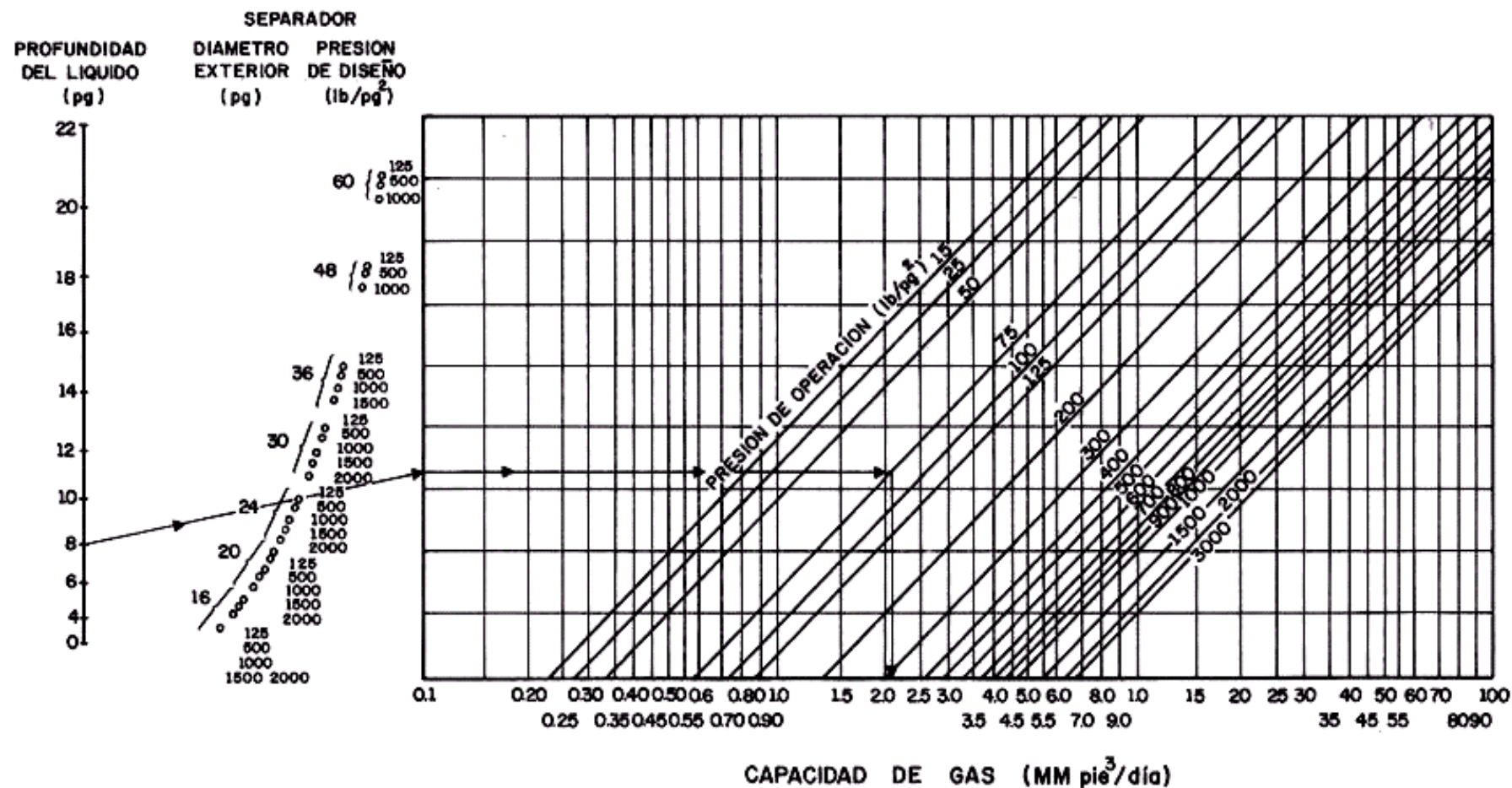
CAPACIDAD DE GAS DE UN SEPARADOR VERTICAL.

Figura 4-16 Capacidad de gas de un separador vertical



CAPACIDAD DE LIQUIDO DE UN SEPARADOR VERTICAL.

Figura 4-17 Capacidad de líquido de un separador vertical



CAPACIDAD DE GAS DE UN SEPARADOR HORIZONTAL.

Figura 4-18 Capacidad de gas de un separador horizontal

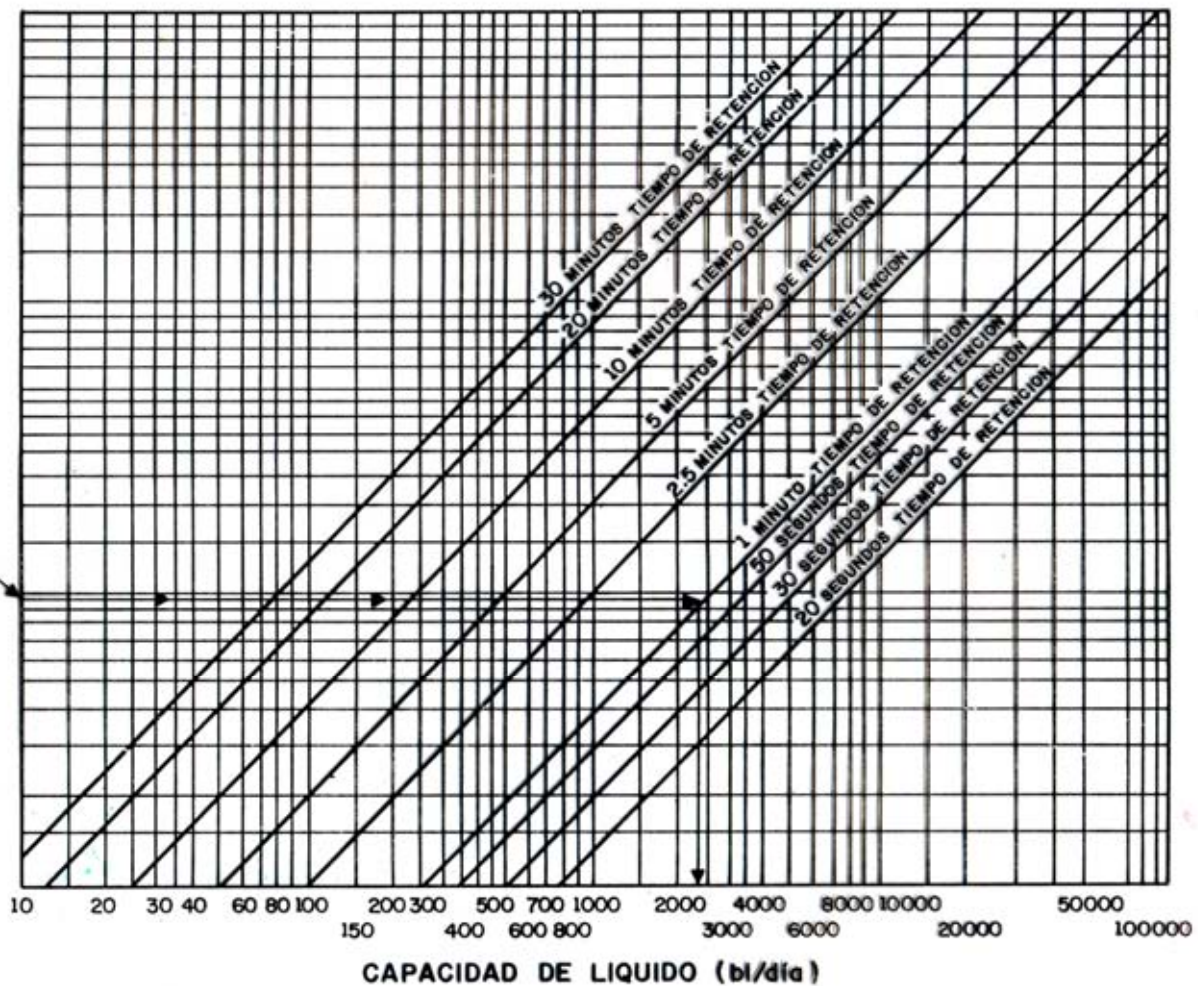
SEPARADOR
DIAMETRO EXTERIOR
(pg.)

o -16
o -20
24 -o
36 -o
o -30
o -48
60 -o
o -72
96 -o

PROFUNDIDAD
DEL LIQUIDO
(pg.)

96
72
60
48
42
36
30
24
22
18
16
14
12
10
8
6
4

TIEMPO DE RETENCION MINIMO RECOMENDADO	
0-600 lb/pg ²	- 1 Minuto
600-1100 lb/pg ²	- 50 Segundos
Más de 1100 lb/pg ²	- 30 Segundos



CAPACIDAD DE LIQUIDO DE UN SEPARADOR HORIZONTAL.

Figura 4-18 Capacidad de líquido de un separador horizontal

4.10 MÉTODO EMPÍRICO PARA CALCULAR LA PRESIÓN DE SEPARACIÓN EN UN SISTEMA DE SEPARACIÓN EN ETAPAS.

T. Frick, publicó una tabla que puede ser útil para formarse un criterio, respecto al número de etapas de separación, en una central de recolección (batería).

Tabla 4-14

No de etapas de Separación	% de aproximación a una separación diferencial
2	0
3	75
4	90
5	96
6	98.5

El número de etapas más económico se encuentra entre un rango de 3 a 4 etapas, aunque en algunos casos se han utilizado hasta 7 etapas de separación.

Las relaciones de presiones de operación entre etapas en una separación de múltiple-etapa pueden ser aproximadas de la siguiente ecuación.

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{P_2}{P_3} = \frac{P_3}{P_4} = R \quad 4-56$$

Los datos son: P_1 y P_4

$$P_3 = RP_4 \quad 4-57$$

$$P_2 = RP_3 \quad 4-58$$

Sustituyendo P_3 de 4-57 en 4-58

$$P_2 = RRP_4 = R^2P_4$$

$$P_1 = R^3P_4$$

$$P_1 = R^{n-1} P_n$$

Haciendo:

$$n-1=k$$

Se tiene:

$$R = \sqrt[k]{\frac{P_1}{P_N}} \quad 4-59$$

Donde:

n , número de etapas

P_1 , presión en la 1ª etapa (lb/pg² abs.)

P_2 , presión en la 2ª etapa (lb/pg² abs)

P_n , presión en el tanque de almacenamiento (lb/pg² abs)

Cálculos flash deben hacerse para diferentes condiciones supuestas de presión y temperatura para determinar el punto al cual se obtiene la mayor cantidad de líquidos. Sin embargo las ecuaciones expresadas anteriormente dan una aproximación práctica, que puede ser usada si no se tiene otra información disponible, para determinar la presión de la segunda etapa.

4.10.1 Ejemplo

Determinar la presión óptima de separación en la segunda etapa en un sistema de 3 etapas, con un presión de separación en la primera etapa de $P_1 = 800$ lb/pg² abs y las presión de la ultima etapa es de $P_1 = 14.7$ lb/pg² abs

-Cálculo de k

$$K=n-1=3-1=2 \quad k=2$$

-Cálculo de la R

$$R = \sqrt[k]{\frac{P_1}{P_N}} = \sqrt[2]{\frac{800}{14.7}} = 7.37$$

-Cálculo de P_2

$$\frac{P_1}{P_2} = R \quad \frac{P_1}{R} = P_2$$

$P_2 = 108.44$ lb/pg² abs que es la presión óptima en la segunda etapa.

4.11 MÉTODO PARA DETERMINAR LA PRESIÓN ÓPTIMA DE SEPARACIÓN EN LA SEGUNDA ETAPA EN UN SISTEMA DE 3 ETAPAS

En un sistema de separación de 3 etapas, como el que se muestra en la figura 4-19, la presión en la primera etapa (P_1) queda fija generalmente por los requerimientos de presión para transportar el gas a la planta de tratamiento. La presión en la tercera etapa (P_3), es la presión atmosférica. Entonces la presión que se puede optimizar, es la de la segunda etapa (P_2).

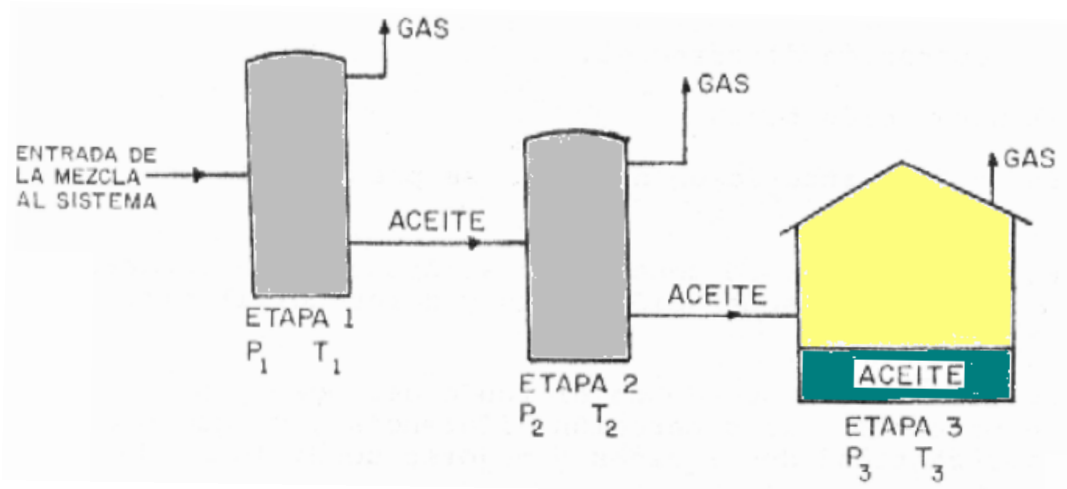


Figura 4-19 Esquema de un sistema de separación en tres etapas

La determinación de la presión óptima de la segunda etapa, se basa en una correlación que consta de 2 ecuaciones que son:

- a) Para mezclas que entran al sistema de separación con densidad relativa mayor que 1 respecto al aire:

$$P_2 = A(P_1)^{0.686} + C_1 \quad 4-60$$

Donde

$$C_1 = \frac{A + 0.057}{0.0233} \quad 4-61$$

- b) Para mezclas que entran al sistema de separación con densidad relativa menor que 1 respecto al aire:

$$P_2 = A(P_1)^{0.765} + C_2 \quad 4-62$$

Donde:

$$C_2 = \frac{A + 0.028}{0.012} \quad 4-63$$

En las ecuaciones 4-60 a 4-63 A , C_1 , C_2 , son funciones de la composición de los fluidos que entran al sistema: y P_1 y P_2 son presiones absolutas en lb/pg^2 .

La constante A se determina mediante la figura 4-20, utilizando la densidad relativa de la mezcla que entra al sistema de separación y el por ciento molar de metano, etano y propano en la mezcla.

Esta correlación da resultados con un error medio del 5%

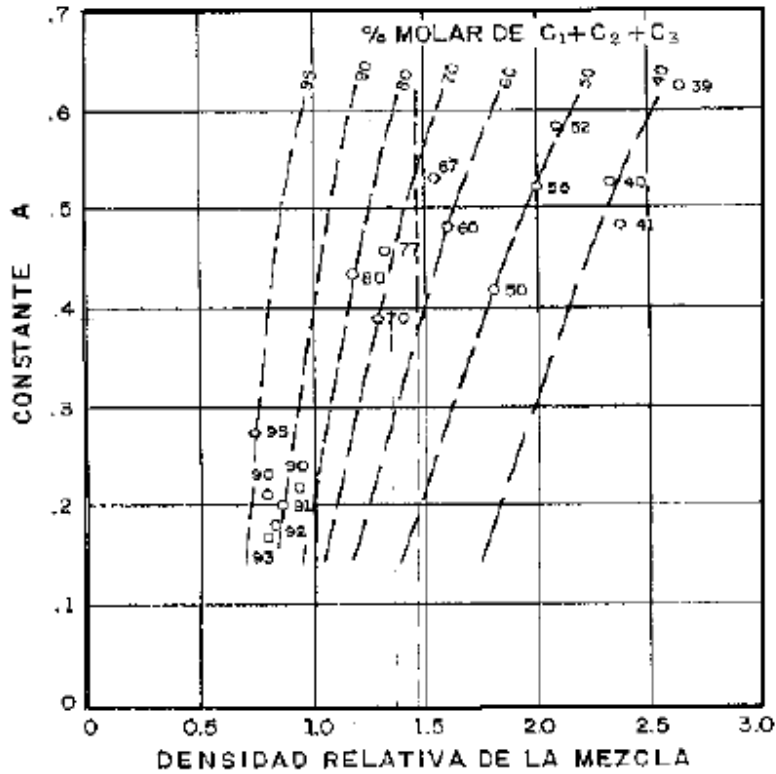


Figura 4-20 Gráfica para determinar la constante A

4.11.1 Ejemplo

Determinar la presión óptima de separación en la segunda etapa en un sistema de 3 etapas.

Datos: Presión de separación en la primera etapa, $P_1 = 800 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$

COMPONENTE	FRACCIÓN MOLAR	PESO MOLECULAR (TABLAS)	FRACCIÓN MOLAR * PESO MOLECULAR
C1	0.40	16.01	6.404
C2	0.10	30.07	3.007
C3	0.15	44.09	6.613
C4	0.15	58.12	8.718
C5	0.10	72.15	7.215
C6	0.05	86.17	4.309
C7	0.05	131.00	6.550
	1.00		42.816

De donde:

$$\text{Densidad relativa de la mezcla} = \frac{42.816}{M_a} = \frac{42.816}{28.97} = 1.4778$$

Como la densidad relativa de la mezcla es mayor que 1, se utiliza la ecuación 4-60

Como $C_1 + C_2 + C_3 = 40 + 10 + 15 = 65\%$

De la figura 4-20 , $A = 0.45$

$$C_1 = \frac{0.45 + 0.057}{0.0233} = 21.76$$

$$P_2 = A(P_1)^{0.686} + C_1 = 0.45(800)^{0.686} + 21.76$$

$P_2 = 65.90 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ que es la presión óptima en la segunda etapa.

4.12 BALANCE DE MATERIA EN UN PROCESO DE SEPARACIÓN GAS-ACEITE

El proceso de separación del gas y el aceite es realizado por una serie de etapas de separación. Una etapa de separación se define como la condición a la cual el aceite y el gas alcanzan el equilibrio, a la presión y temperatura existentes en el separador.

Para determinar las cantidades de gas y líquidos separados se llevan a cabo cálculos de balance de materia, estos se presentan a continuación:

Haciendo un balance de materia global en una etapa de separación, figura 4-21, se tiene que:

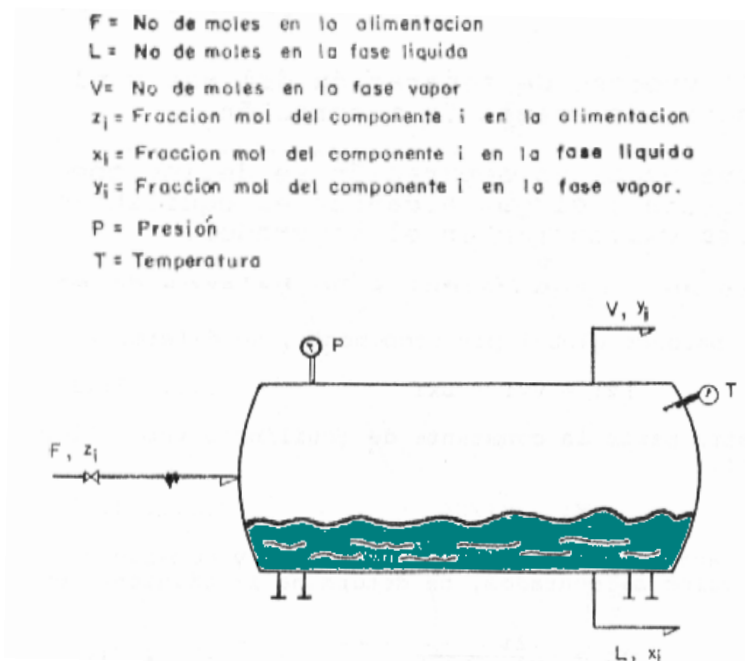


Figura 4-21 Etapa de separación.

$$F = V + L \quad 4-64$$

De un balance global por componente, se determina:

$$F_{zi} = V_{yi} + L_{xi} \quad 4-65$$

Por otra parte la constante de equilibrio vapor-líquido se define como:

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} \quad 4-66$$

Combinando las expresiones anteriores y considerando como unitario los moles alimentados, se determina la siguiente expresión:

$$X_i = \frac{Z_i}{(K_i - 1)V + 1} \quad 4-67$$

Para todo sistema definido se tiene que:

$$\sum_i X_i = 1 \quad 4-68$$

$$\sum_i Y_i = 1 \quad 4-69$$

Dado que es factible conocer la composición de alimentación al sistema y las condiciones de operación, es posible determinar la constante de equilibrio físico, K_i . Esta es determinada de diferentes formas, como son: correlaciones, gráficas, tabulaciones y ecuaciones de estado. Utilizaré la ecuación de estado de Peng-Robinson.

La solución de la ecuación 4-67 es de forma iterativa, se suponen diferentes valores de moles en la fase vapor V y la solución se encuentra cuando las composiciones en ambas fases son iguales a la unidad. (Ecuaciones 4-68 y 4-69). Un sistema de separación el cual está formado por varias etapas, es simulado realizando cálculos de balance de materia en cada etapa. De estos balances se pueden obtener factores tales como: la relación gas-aceite, la gravedad API del aceite residual, etc.

Si F_1 son los moles alimentados al sistema, los moles alimentados a la segunda etapa son:

$$F_2 = L_1 = l_1 F_1 \quad 4-70$$

y a la tercera:

$$F_3 = L_2 = l_2 L_1 = l_2 l_1 F_1 \quad 4-71$$

Los moles retenidos en el tanque de almacenamiento son:

$$L_3 = l_3 L_2 = l_1 l_2 l_3 F_1 \quad 4-72$$

Cuando se tiene un número m de etapas se tiene que:

$$L_m = l_m l_{m-1} \dots l_2 l_1 F_1 = F_1 \sum_{i=1}^m l_i \quad 4-73$$

Si $F_1 = 1.0$ los moles en el tanque de almacenamiento por mol de alimentación al sistema son:

$$n_t = \sum_{i=1}^m l_i \quad 4-74$$

De manera similar el número de moles de gas separado pueden ser calculadas; para la primera etapa se tiene:

$$V_1 = V_1 F_1 \quad 4-75$$

para la segunda etapa:

$$V_2 = V_2 F_2 = V_2 l_1 F_1 \quad 4-76$$

para la tercera etapa:

$$V_3 = V_3 F_3 = V_3 l_2 l_1 F_1 \quad 4-77$$

El volumen de aceite en el tanque de almacenamiento puede ser calculado a partir de la densidad y el peso molecular del aceite.

$$V_{ot} = \frac{n_t PM_t}{\rho_{ot}} \quad 4-78$$

El volumen de gas separado por etapa es calculado mediante los moles de gas liberado y el volumen molar del gas a condiciones estándar es:

$$VG_i = V_i VM_g \quad 4-79$$

La relación gas-aceite definida como volumen de gas a volumen de líquidos, a condiciones estándar, puede ser determinada por medio de la expresión.

$$RGAt = \frac{VG_i}{V_{ot}} = \frac{V_i VM_g}{\frac{n_t PM_t}{\rho_{ot}}} = \frac{V_i VM_g \rho_{ot}}{n_t PM_t} \quad 4-80$$

El peso molecular del aceite en el tanque de almacenamiento es calculado mediante la composición de la fase líquida y el peso molecular de cada componente:

$$PM_t = \sum_i X_i PM_i \quad 4-81$$

La relación gas-aceite total es la sumatoria de las relaciones gas-aceite por etapa.

$$RGA_t = \sum_{i=1}^m RGA_i \quad 4-82$$

La densidad del aceite a condiciones del tanque, ρ_{ot} se determina a partir de la composición de la fase líquida en el tanque de almacenamiento y la densidad de cada componente medido a condiciones estándar.

$$\rho_{ot} = \frac{\sum_i X_i \rho_i PM_i}{\sum_i X_i PM_i} \quad 4-83$$

Estas propiedades son una representación del funcionamiento de un sistema de separación gas-aceite.

4.12.1 Ejemplo

En una batería (figura 4-22) en la que el aceite y el gas se separan en tres etapas, las condiciones de operación para cada etapa son las siguientes:

ETAPA	PRESION (lb/pg ²)	TEMPERATURA (°F)
1	310.7	170.0
2	74.7	138.0
3	14.7	110.0

La composición de la alimentación al sistema que se utilizó es la siguiente:

Composición Alimentación

	%Mol
H₂S	0.530
CO₂	2.260
N₂	0.320
C₁	59.490
C₂	9.940
C₃	4.830
iC₄	0.870
nC₄	2.050
iC₅	0.700
nC₅	1.150
C₆	1.390
C₇⁺	16.470

La determinación de las propiedades se ilustra a continuación:

PRIMERA ETAPA

V		L =			
Separador	zj	KJ	XJ	YJ	
	0,769203				0,230797
H2S	0,53	2,680	0,231	0,620	
CO2	2,26	6,100	0,459	2,800	
N2	0,32	29,000	0,014	0,412	
C1	59,49	11,210	6,719	75,324	
C2	9,94	3,207	3,685	11,817	
C3	4,83	1,275	3,987	5,083	
i-C4	0,87	0,662	1,176	0,778	
n-C4	2,05	0,514	3,274	1,683	
i-C5	0,70	0,262	1,619	0,424	
n-C5	1,15	0,2153	2,901	0,625	
C6	1,39	0,093	4,598	0,428	
C7+	16,47	0,00003	71,354	0,002	

SEGUNDA ETAPA

V		L =			
Separador	zj	KJ	XJ	YJ	
	0,097023				0,902977
H2S	0,231	8,110	0,137	1,110	
CO2	0,459	20,170	0,161	3,238	
N2	0,014	145,000	0,001	0,138	
C1	6,719	41,523	1,362	56,575	
C2	3,685	9,801	1,988	19,480	
C3	3,987	3,429	3,226	11,063	
i-C4	1,176	1,565	1,115	1,744	
n-C4	3,274	1,173	3,220	3,777	
i-C5	1,619	0,547	1,694	0,926	
n-C5	2,901	0,428	3,072	1,315	
C6	4,598	0,160	5,006	0,801	
C7+	71,354	0,00001	79,021	0,001	

TERCERA ETAPA

TANQUE	V 0,055687	$L =$ 0,944313	XJ	YJ
	z_j	KJ		
H2S	0,137	32,680	0,049	1,618
CO2	0,161	86,300	0,028	2,409
N2	0,001	180,000	0,000	0,016
C1	1,362	192,900	0,117	22,490
C2	1,988	39,560	0,632	24,983
C3	3,226	12,291	1,981	24,347
i-C4	1,115	5,273	0,900	4,747
n-C4	3,220	3,841	2,780	10,678
i-C5	1,694	1,637	1,636	2,677
n-C5	3,072	1,258	3,028	3,809
C6	5,006	0,428	5,170	2,213
C7+	79,021	0,0003	83,680	0,025

El número de moles recuperados en la última etapa por mol de alimentación se calcula con la ecuación. 4-74

$$n_t = \sum_{i=1}^m l_i = l_1 l_2 l_3 = (0.230797)(0.902977)(0.944313) = 0.196799 \text{ mol de aceite}$$

Las moles de gas liberadas por mol de alimentación en cada etapa son:

$$n_t = \sum_{i=1}^m l_i = l_1 l_2 l_3 = (0.230797)(0.902977)(0.944313) = 0.196799 \text{ mol de aceite}$$

Las moles de gas liberadas por mol de alimentación en cada etapa son:

$$V_1 = V_1(1) = 0.769203 \text{ mol de gas}$$

$$V_2 = V_2 F_2 = V_2 l_1(1) = 0.02239 \text{ mol de gas}$$

$$V_3 = V_3 F_3 = V_3 l_2 l_1(1) = (0.055687)(0.902977)(0.230797) = 0.011605 \text{ mol de gas}$$

La densidad del aceite a las condiciones de almacenamiento, es obtenida con la ecuación. 4-83, resultando:

$$\rho_{ot} = \frac{\sum_i X_i \rho_i P M_i}{\sum_i X_i P M_i}$$

$$\rho_{ot} = \frac{(0.00049)(18.7)(34.076) + (0.00028)(23.6)(44.01)..... +}{(0.00049)(34.076) + (0.00028)(44.01)..... +} = 51.7667 \text{ lb/ pie}^3$$

El peso molecular de las mezclas es obtenida por la expresión 4-81:

$$PM_t = \sum_i X_i PM_i = (0.00049)(34.076) + (0.00028)(44.01) + = 186.7978$$

La relación gas-aceite para cada etapa de separación se determina con la ecuación 4-80. Los resultados para este ejemplo son:

$$RGA_1 = 2315 \text{ pie}^3/\text{bl}$$

$$RGA_2 = 67 \text{ pie}^3/\text{bl}$$

$$RGA_3 = 35 \text{ pie}^3/\text{bl}$$

La densidad del gas se determina con la ecuación de estado. Los valores obtenidos para este ejemplo son los siguientes:

$$\rho_{g,1} = 1.0598 \text{ lb/pie}^3$$

$$\rho_{g,2} = 0.3228 \text{ lb/pie}^3$$

$$\rho_{g,3} = 0.0949 \text{ lb/pie}^3$$

Las propiedades anteriores son importantes, ya que permiten determinar el funcionamiento de un sistema de separación gas-líquido.

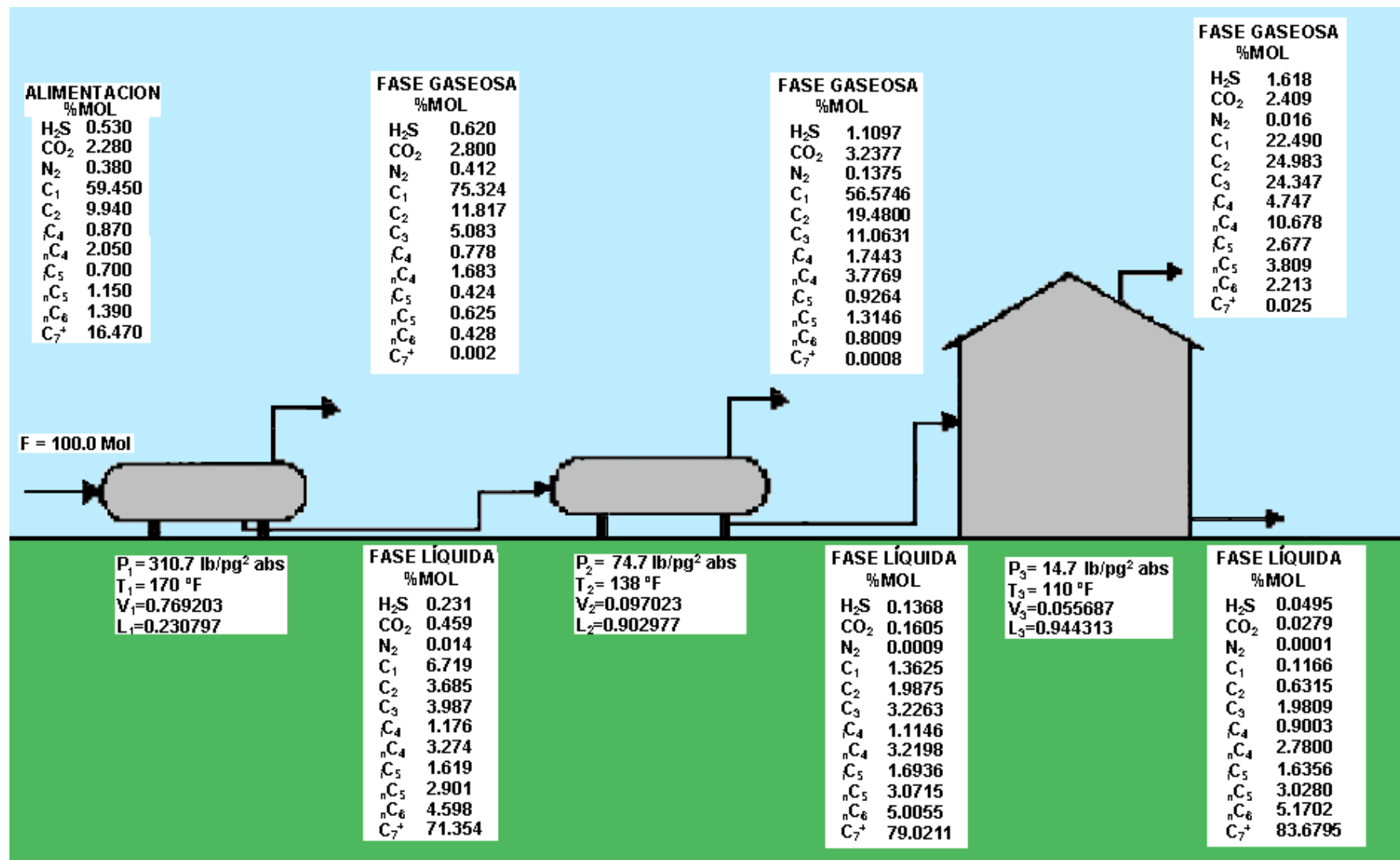


Figura 4-22 Simulación de un proceso de separación

4.13 OPTIMIZACIÓN POR REQUERIMIENTOS DE POTENCIA PARA TRANSPORTAR EL GAS SEPARADO

En general los costos para manejar el gas separado, resultan bastante significativos debido a los siguientes factores:

- Los volúmenes de gas que se separan en la central de recolección (Batería de Separación), son con frecuencia elevados, siendo esto más notable en las baterías donde se maneja aceite volátil, el cual se caracteriza por tener relaciones gas aceite mayores de 1000 pie³/bl
- Es frecuente que la presión con la que debe llegar el gas a las plantas de tratamiento es del orden de 1000 lb/pg², por especificaciones del diseño de las propias plantas.
- Generalmente las distancias entre las baterías de separación y las plantas de tratamiento son considerables, esto ocasiona la necesidad de cierta energía adicional para transportar el gas a la planta.

Por lo tanto, las presiones de separación de un sistema en etapas deben optimizarse a fin de minimizar la potencia de compresión requerida para transportar el gas separado.

En la aplicación del método es necesario disponer previamente de los siguientes datos:

1. El numero de etapas de separación
2. Las temperaturas de cada etapa
3. La composición de la corriente que se alimenta al sistema.
4. La presión de envío a la planta de tratamiento del gas (Presión de descarga de las compresoras).

El procedimiento utilizado es iterativo y en cada iteración se asignan valores de presión a cada una de las etapas intermedias, obteniéndose el volumen de gas separado y la potencia necesaria para comprimir el gas y poder enviarlo a la planta de tratamiento.

Las presiones en la primera y la última etapa por lo general, permanecen fijas, ya que la presión en la primera etapa será la de envío a la planta de tratamiento o a la que llegue la corriente de hidrocarburos a la batería de separación; para la última etapa la presión será la del tanque de almacenamiento, la cual equivale prácticamente a la especificada por las condiciones estándar. El proceso se repite para todos los posibles valores de presión en cada etapa, hasta encontrar aquellos con los que se obtenga la mínima potencia.

El gasto de gas liberado en la etapa j, se determina por la siguiente ecuación:

$$q_{gj} = RGA_j q_o / 10^6 \quad 4-84$$

Donde:

q_{gj} , gasto de gas liberado en la etapa j, en millones de pie cúbico por día a las c.s.

RGA_j , relación gas-aceite en la etapa j, pie³/bl

q_o , gasto de aceite de alimentación al sistema, en bl/día a las c.s.

La relación gas aceite liberado en la etapa j (RGA_j), se puede obtener por medio de cálculos de equilibrio vapor-líquido. Sin embargo, para fines más prácticos se pueden utilizar correlaciones tales como la de Vázquez, Standing, etc.

La potencia teórica para incrementar la presión del gas separado en cada etapa, se calcula mediante la siguiente expresión:

$$PT_j = 44.5N_c \left(R_c^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right) \left(\frac{k}{k-1} \right) \left(\frac{q_g}{10^6} \right) \quad 4-85$$

Donde:

PT_j , potencia teórica, en caballos de fuerza (HP).

N_c , número de pasos de compresión

R_c , relación de compresión, P_d/P_s

k , relación de calores específicos, C_p/C_v

q_{gj} gasto de gas liberado en la etapa j , en millones de pie cúbico por día a las c.s.

La presión de descarga de las compresoras (P_d) corresponde a la presión de envío, mientras que la presión de succión (P_s), corresponde a la de separación. La relación de compresión (R_c), que se define como la presión de descarga entre la de succión (P_d/P_s), se recomienda que su valor sea menor de cuatro.

Esta limitación es debida a que, al aumentar la relación de compresión, disminuye la eficiencia mecánica de las compresoras y se incrementan los esfuerzos a que se somete el equipo. Cuando el valor de la relación de compresión resulte mayor de cuatro, el proceso de compresión debe realizarse en varios pasos o etapas. Para calcular el número de pasos de compresión se utiliza la siguiente ecuación:

$$R_c = \left(\frac{P_d}{P_s} \right)^{\frac{1}{N_c}} \quad 4-86$$

Donde:

R_c , relación de compresión; debe ser menor que cuatro

P_d , presión de envío a la planta de tratamiento, en lb/pg² absoluta.

P_s , presión de separación, lb/pg², absoluta.

N_c , número de pasos de compresión

La relación de calores específicos (k), se ha determinado para hidrocarburos gaseosos de diferentes pesos moleculares a la temperatura de 150°F y se obtiene con la siguiente expresión:

$$K = \frac{1545.31 - [2387983 - 2328.4(1041.31 - PM_g)]^{1/2}}{1164.2} \quad 4-87$$

Donde:

k , relación de calores específicos medidos a 150 °F
 PM_g , peso molecular del gas

La potencia real requerida por etapa, se calcula dividiendo la potencia teórica (PT) entre la eficiencia de compresión (E_c). Este último valor se obtiene mediante una correlación empírica que esta en función de la relación de compresión y es:

$$E_c = 0.969882 - \frac{0.480065}{R_c} \quad 4-88$$

Donde:

E_c , eficiencia de compresión
 R_c , relación de compresión

Por lo tanto la potencia real de compresión es:

$$PR_j = PT_j / E_c$$

Donde:

PR_j , potencia real en la etapa j , (HP)
 PT_j , potencia teórica en la etapa j , (HP)

Una vez calculada la potencia real requerida para transportar el gas separado en cada etapa del sistema se suman para obtener la potencia real total, la cual se grafica respecto a las presiones asignadas a cada etapa.

Cuando la potencia alcance su valor mínimo, las presiones en cada etapa serán las óptimas para minimizar los costos por compresión del gas separado en el sistema. En la figura 4-23, se muestra una gráfica, de la potencia real total contra la presión de separación en la segunda etapa, para un sistema de tres etapas.

Por las características de los métodos descritos para optimizar las presiones de operación de un sistema en etapas, ya sea por recuperación de hidrocarburos líquidos o por requerimientos de compresión, se puede observar que estos procedimientos también permiten establecer el número más adecuado de etapas de separación realizando un análisis de tipo económico.

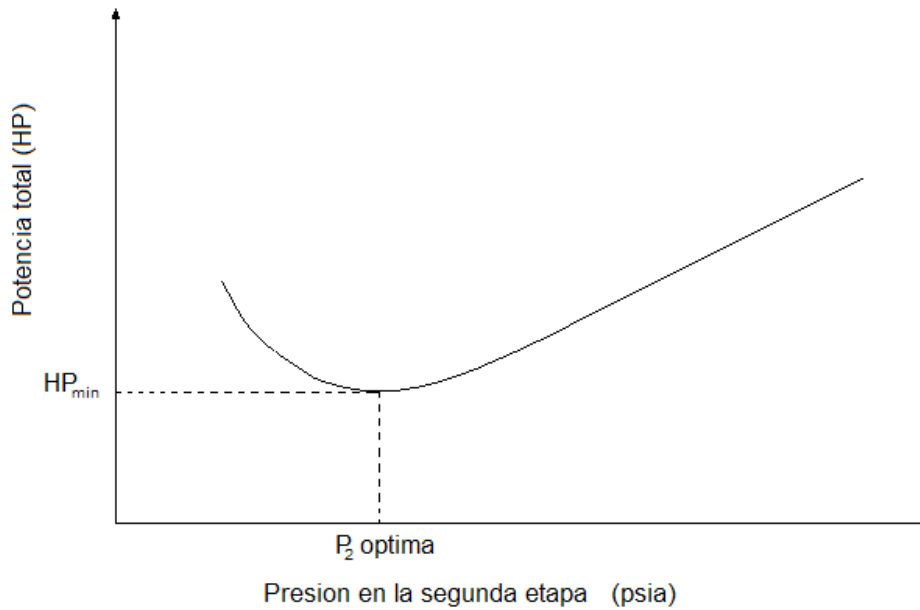


Figura 4-23 Optimización por requerimientos de compresión para un sistema de separación en tres etapas

4.13.1 Ejemplo

Obtener la presión óptima por mínimos requerimientos de compresión sabiendo que:

$Q_o = 1000$ bpd @ 80 °F	$\gamma_o = 35$ °API
$R_p = 1100$ bpd @ cs	$\gamma_g = 0.9$ @ 80 °F y 100 psia
$P_d = 800$ psia	$T_1 = 170$ °F
$P_2 = ?$ psia	$T_2 = 145$ °F
$P_3 = 14.7$ psia	$T_3 = 120$ °F

-Suponer una presión $P_2 = 750$ psia, obtener la γ_g con la correlación de Vázquez y Beggs

$$\gamma_g = \gamma_g \left[1 + 0.0000591 \gamma_{o,API} T_{\circ R} \log \left(\frac{P \gamma_g}{114.7} \right) \right]$$

$$\gamma_g = 0.9 \left[1 + 0.0000591 (35) (80 + 460) \log \left(\frac{100}{114.7} \right) \right] = 0.8401$$

-Obtener la R_s con la correlación de Vázquez y Beggs

COEFICIENTES	°API ≤ 30	°API > 30
C1	0.0362	0.0178
C2	1.0937	1.187
C3	25.7245	23.931

$$R_s = C_1 \gamma_g P_1^{C_2} \exp \left[C_3 \left(\frac{\gamma_{API}}{T_1 + 460} \right) \right]$$

$$R_{s1} = 0.0178(0.8401)(800)^{1.187} \exp \left[23.931 \left(\frac{35}{170 + 460} \right) \right] = 157.802 \text{ pie}^3 / \text{bl}$$

-Obtener Q_g

$$Q_g = (R_p - R_s) Q_o$$

$$Q_{g1} = (1100 - 157.802)1000 = 942197.49 \text{ bl} / \text{día}$$

-Repetir el proceso para la P_2 y P_3

$$R_{s1} = 0.0178(0.8401)(750)^{1.187} \exp \left[23.931 \left(\frac{35}{145 + 460} \right) \right] = 154.198 \text{ pie}^3 / \text{bl}$$

$$Q_{g1} = (157.802 - 154.1984)1000 = 3382.732 \text{ bl} / \text{día}$$

$$R_{s1} = 0.0178(0.8401)(14.7)^{1.187} \exp \left[23.931 \left(\frac{35}{120 + 460} \right) \right] = 1.5400 \text{ pie}^3 / \text{bl}$$

$$Q_{g1} = (154.1984 - 1.5400)1000 = 152879.82 \text{ bl} / \text{día}$$

-Obtener R_c para las 3 presiones

$$R_c = \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{1}{N_c}} \quad R_c \text{ debe ser menor a } 4$$

$$\text{➤ 1ra etapa} \quad N_c = 1 \quad R_c = \left(\frac{800}{800} \right)^{\frac{1}{1}} = 1$$

$$\text{➤ 2da etapa} \quad N_c = 1 \quad R_c = \left(\frac{800}{750} \right)^{\frac{1}{1}} = 1.066$$

$$\text{➤ 3ra etapa } N_c = 1 \quad R_c = \left(\frac{750}{14.7} \right)^{\frac{1}{i}} = 51.02104, \quad \text{si } N_c = 3 \quad R_c = 3.7089$$

-Obtener el PM_g

$$PM_g = 28.97(\gamma_g) = 28.97(0.9) = 26.073$$

-Obtener K

$$K = \frac{1545.31 - [2387983 - 2328.4(1041.31 - 26.073)]^{\frac{1}{2}}}{1164.2} = 1.1939$$

-Obtener PT, Ec y PR para cada etapa

$$\text{➤ 1era etapa } PT_j = 44.5(1) \left(1^{\frac{1.1939-1}{1.1939}} - 1 \right) \left(\frac{1.1939}{1.1939-1} \right) \left(\frac{942197.49}{10^6} \right) = 0 \text{ Hp}$$

$$Ec = 0.969882 - \frac{0.480065}{1} = 0.48917$$

$$PR_j = 0 / 0.48917 = 0 \text{ Hp}$$

$$\text{➤ 2da etapa } PT_j = 44.5(1) \left(1.066^{\frac{1.1939-1}{1.1939}} - 1 \right) \left(\frac{1.1939}{1.1939-1} \right) \left(\frac{3382.6732}{10^6} \right) = 0.00976 \text{ Hp}$$

$$Ec = 0.969882 - \frac{0.480065}{1.066} = 0.5198$$

$$PR_j = 0.00976 / 0.5198 = 0.01878 \text{ Hp}$$

$$\text{➤ 3ra etapa } PT_j = 44.5(3) \left(3.7089^{\frac{1.1939-1}{1.1939}} - 1 \right) \left(\frac{1.1939}{1.1939-1} \right) \left(\frac{152879.82}{10^6} \right) = 29.8135 \text{ Hp}$$

$$Ec = 0.969882 - \frac{0.480065}{3.7089} = 0.8404$$

$$PR_j = 29.8135 / 0.8404 = 35.4734 \text{ Hp}$$

-Obtener la PR_t

$$PR_t = 0 + 0.0187 + 35.4734 = 35.4921 \text{ Hp}$$

-Ahora se repite todo el procedimiento desde las R_s pero variando para diferentes la P_2 .

P_2	PR_{total}
750	35.4922538
650	19.2083557
550	15.6854415
450	13.0826019
350	11.5905455
250	12.5469781

-Graficando P_2 contra PR_{total}

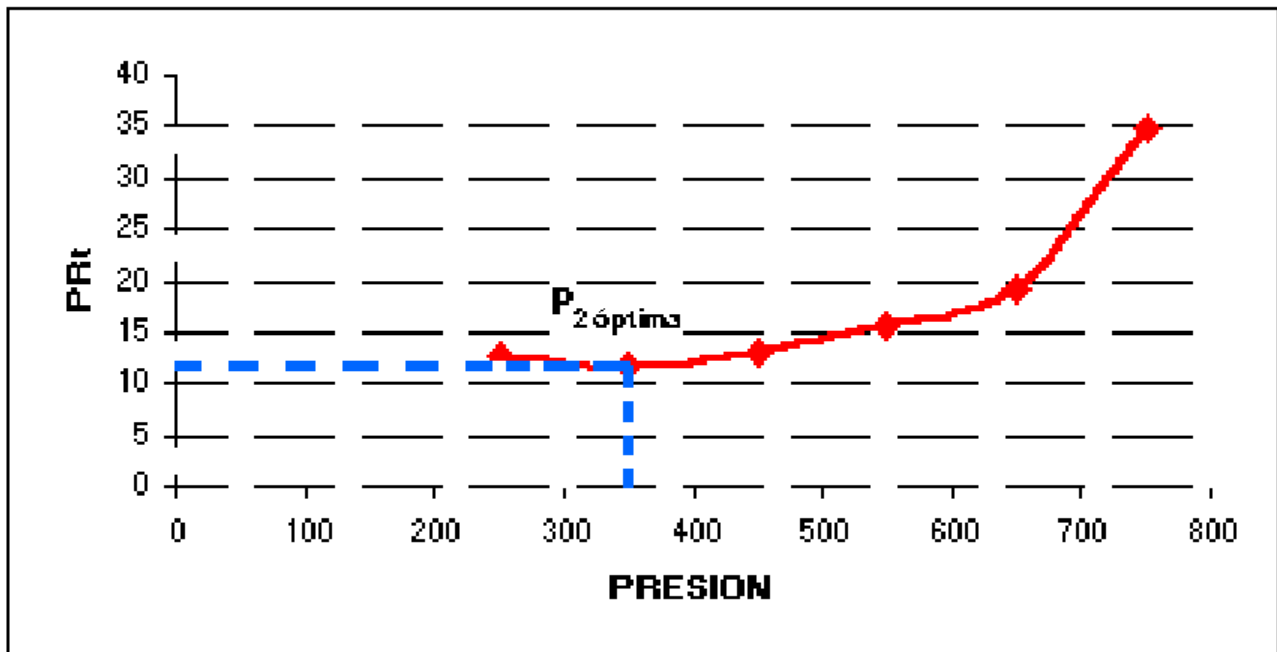


Figura 4-24 Presión óptima de la segunda etapa.

Como se muestra en la figura 4-24 la presión óptima para la segunda etapa es de 350 psi con un PR_{total} de 11.59 Hp

CAPITULO 5

ESTABILIZACIÓN DEL ACEITE CRUDO

5.1 INTRODUCCIÓN

El gas disuelto en el aceite en la cabeza del pozo debe ser removido para estar en la tubería, en almacenamiento o en tanque a las especificaciones de la presión de vapor Reid (PVR). Cuando el aceite es esencialmente libre del gas natural disuelto o aceite muerto puede ser almacenado en un tanque a condiciones atmosféricas, por supuesto, con emisiones reguladas. La presencia de hidrocarburos volátiles (C1, C2, C3, etc.) incrementa dramáticamente la PVR. La remoción del gas natural disuelto en el aceite se conoce como aceite crudo estabilizado.

La presión de vapor Reid es usualmente colocada en rangos de 10 - 12 psia, la cual generalmente proporciona la presión de vapor verdadera (PVV) o presión de burbuja a 100°F de 13 a 15 psia. Las especificaciones del ácido sulfhídrico están usualmente dentro de los rango de 10 a 60 ppm. Frecuentemente los hidrocarburos son usualmente valorados más como líquido, incluso cuando es gas asociado es usado para LNG o cuando el gas es vendido y los condensados son extraídos.

Un beneficio del aceite crudo con ligeros es el potencial para incrementar el precio debido al incremento de la gravedad API. Este incremento es usualmente pequeño –menos de un grado API– y el precio que se incrementa es también modesto.

Los crudo amargos contienen en general componentes sulfurosos y ácido sulfhídrico, una estabilización tiene que remover los componentes sulfurosos volátiles para ventas o especificaciones de transporte. El objetivo económico de la estabilización es maximizar la recuperación de aceite en el tanque mientras se encuentra en la presión de vapor y las especificaciones del contenido de H₂S, así como BS&W. Los butanos incrementa la presión de vapor del aceite crudo considerablemente, desde la presión de vapor verdadera de i-C4 y n-C4 son 72.6 y 52.1 psia, respectivamente. El control de los butanos satisface el control del PVR y PVV.

El objetivo técnico de la estabilización es remover el C1, C2 y C3 tanto como sea posible mientras se permite la maximización de las cantidades de C4, C5 y pesados en el aceite crudo. El aceite crudo puede ser estabilizado al pasar a través de una serie de baterías flash (instantánea) o separadores de vapor-líquido a presiones bajas sucesivamente, las torres con calentador, alternativamente o en conjunto.

La estabilización también puede endulzar el crudo porque el principal contaminante son los sulfuros o amargos, H₂S, teniendo un punto de burbuja a los -76 °F, a un nivel intermedio entre el etano y propano. El gas radon disuelto es también removido con los hidrocarburos ligeros, su punto de burbuja está a los -79 °F. La radiactividad del radon debe ser considerada con mucho cuidado.

5.2 SEPARACIÓN MULTITETAPAS

Hay dos casos interesantes, a saber, producción máxima de líquido y mínimos requerimientos de compresión, cada uno es discutido.

5.2.1 Máxima producción de líquidos

El método más común de remoción del gas disuelto en el aceite crudo es por una serie de separación con baterías flash (instantánea) o separadores de vapor-líquido a presiones bajas (o separación multitapas, MSS). La figura 5-1 muestra un tren de separación típico de tres etapas. Note la presión del ultimo separador es puesto a condiciones atmosféricas. La presión de 1,005 psia en el separador de alta presión está asignada por la presión de formación o por la inyección de gas en el ducto a una presión razonablemente alta. El aceite estabilizado tiene una gravedad API de 41.4 y una RGA total de aproximadamente 500 pie³/bl.

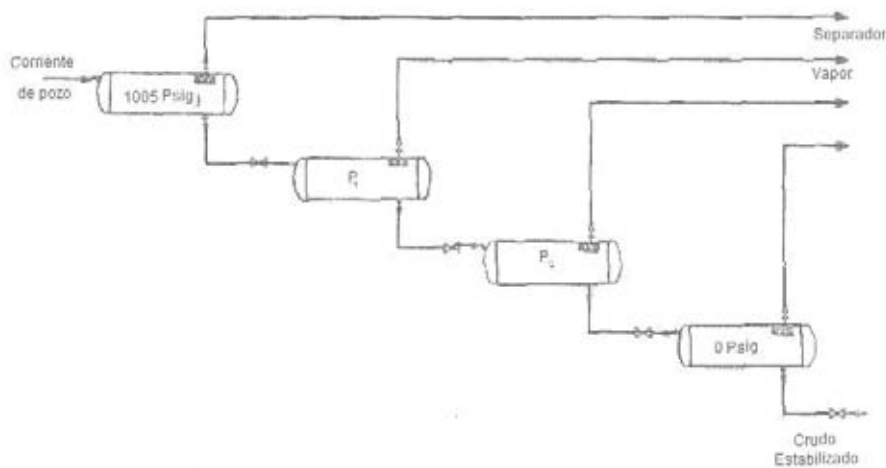


Figura 5-1 Esquema de separación multitapa básico

5.2.2 Mínimos requerimientos de compresión

El gas producido es quemado o ventilado cuando no hay subsidios para la recompresión del gas. Los precios de la corriente de gas y / o conservación de la energía y las regulaciones del medio ambiente usualmente prohíben la eliminación del gas asociado o separado. En este caso, el gas debe ser comprimido y enviado a un gasoducto o reinyectarlo dentro de la formación. Cuando producimos gas debe ser comprimido a las presiones del ducto, minimizando los requerimientos de compresión, se puede optar por la opción más económica, Penick y Thrasher señalan que minimizar los requerimientos de compresión o caballos de fuerza significa que bajan el peso para las plataformas.

Hay dos problemas potenciales, la formación de condensados y altas relaciones de compresión. Los líquidos no pueden entrar en el compresor sin causar daños severos, de manera que los condensados formados deben ser removidos antes de llegar al compresor. Si algún condensado se presenta debe de ser separado en la succión del compresor, en el eliminador.

Una relación de compresión muy grande en un compresor recíprocante puede resultar altas temperaturas en las descargas de gas y/o una carga excesiva en la carrera del pistón. El gas liberado tiene una temperatura alta y puede causar coque. La adición de un calentador antes de entrar al último separador podría proporcionar una aceptable PVV. Un enfriador puede ser entonces necesario para la estabilización del crudo. Los mínimos requerimientos de compresión son calculados para maximizar el líquido recuperado.

5.3 ESTABILIZACIÓN MEDIANTE LA REDUCCIÓN DE LA PRESIÓN DE SEPARACION

5.3.1 Separación multietapa en el tanque de almacenamiento

Es el método habitual usado en la mayoría de las instalaciones de producción, este proceso es sencillo, fácil de operar y de bajo costo. La figura 5-2 muestra esquemáticamente el proceso, el cual consiste en hacer llegar la producción de la mezcla de gas y líquido desde los pozos a la batería de separación a través de ductos, hacerla pasar por una primera etapa de separación en alta presión (AP), esta etapa de separación será manejada la producción de los pozos que cuenten con energía suficiente para que logre entrar sin problemas. El gas separado de la etapa de alta presión, generalmente es enviado directamente a la planta petroquímica para su procesamiento y el líquido separado ingresa al separador de presión intermedia (SPI) conjuntamente con la producción de los pozos que cuentan con energía para que los fluidos entre a esta etapa, el gas es enviado a un sistema de compresión, mismo que le incrementa la presión para poderlo incorporar a la corriente de gas de alta presión, el líquido separado entra a la etapa de separación de baja presión junto con la producción de los pozos que no cuentan con la energía suficiente. El gas de este separador se comprime hasta alcanzar un valor de presión ligeramente superior al de la corriente de gas de alta presión, para incorporarlo y enviarlo a la planta petroquímica; el crudo separado de la tercera etapa de separación, es transportado al tanque que almacenamiento, el cual funciona como la última etapa de separación, debido a que el crudo aún cuenta con una cantidad pequeña de gas disuelto mismo que por la reducción de presión se libera a la atmósfera, esto no deja de ser significativa tanto económicamente, como en materia de seguridad y de protección al medio ambiente.

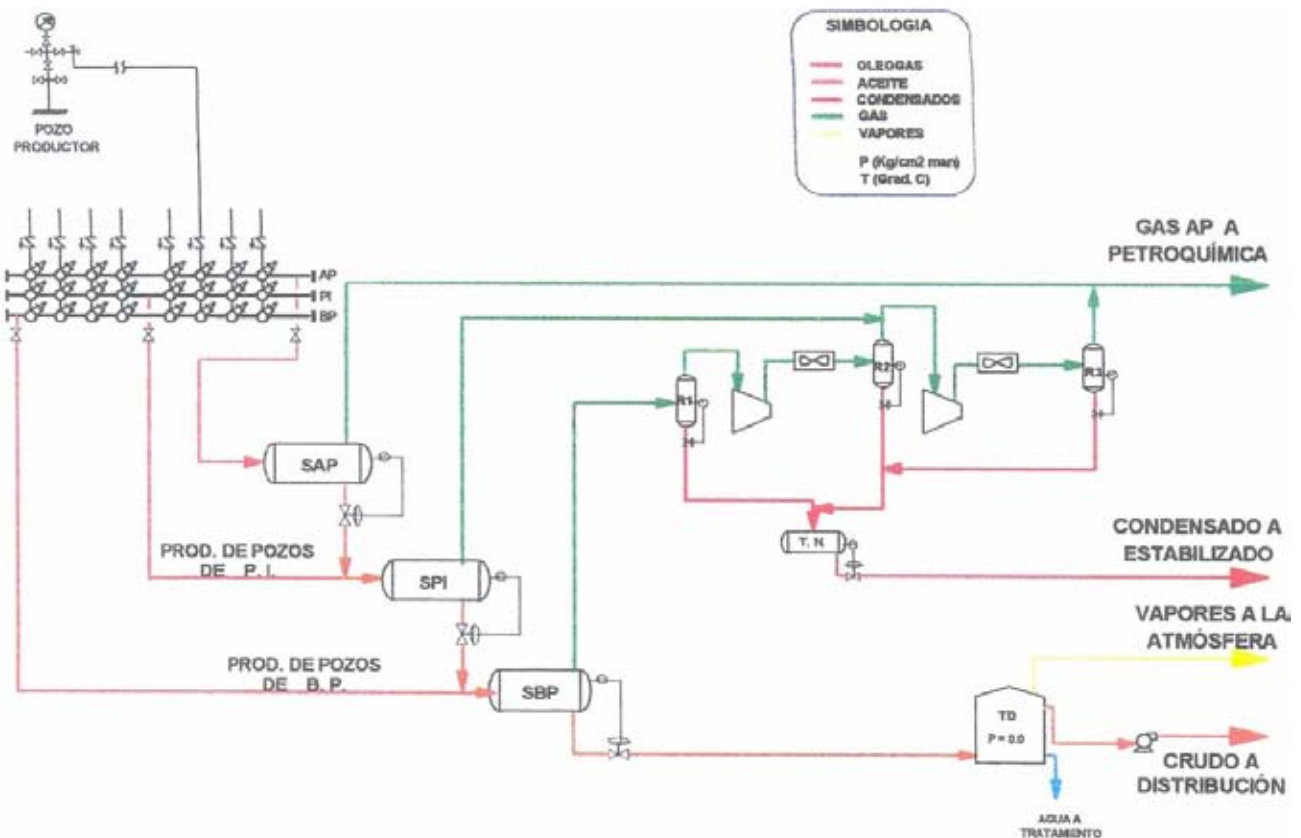


Figura 5-2 Esquema de la separación multietapa de los hidrocarburos, considerando al tanque de almacenamiento como la última etapa de separación.

5.3.2 Separación multietapa con estabilización de crudo en separador elevado

Este método tiene la finalidad de reducir las emisiones de gas al medio ambiente y la de contar con una mayor recuperación de hidrocarburos licuables de gas, consiste en la separación multietapa anteriormente descrita, con la variante de que la producción de hidrocarburos líquidos que es descargada por la etapa de separación a baja presión (SBP), entra a un separador elevado, donde se permite una mayor liberación y recuperación de vapores del crudo, antes de pasar al tanque de almacenamiento, permitiendo una mayor recuperación de gas rico en licuables (propano, butano y pentano), además de reducir la liberación de gas a la atmósfera en los tanques de almacenamiento o en los buques tanques de transporte.

En la figura 5-3 se muestra el esquema del proceso, se observa que el líquido descargado por el separador de baja presión, entra al separador elevado de baja presión con el fin de lograr una separación a un nivel de presión inferior muy cercano a la atmosférica, para reducir la presión de vapor del líquido del nivel de presión de baja presión (6 a 4 Kg/cm² normalmente) a 1.2 Kg/cm² depende por una parte de la altura del separador elevado para proporcionar la carga hidrostática necesaria para que pueda ingresar al tanque de almacenamiento o que cuenta con la carga neta positiva de succión mínima necesaria, para evitar problemas en el bombeo (cavitación) y por otra parte de la presión de succión mínima necesaria para el equipo de compresión pueda succionar la totalidad del gas liberado, lo cual

se considera un problema de tipo operacional (regularmente no se cuenta con el equipo con la capacidad necesaria para operar a condiciones de presión menor, lo cual sería resuelto mediante la adición de equipo de compresión).

Aún cuando se logre reducir la presión a la atmosférica, no sería posible estabilizar adecuadamente el crudo, debido a que se tiene una cantidad adicional de gas disuelto en el aceite, que será liberada mientras se enfría en el tanque de almacenamiento o el que sería liberado cuando sufra cualquier agitación durante el bombeo, almacenamiento y transporte.

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

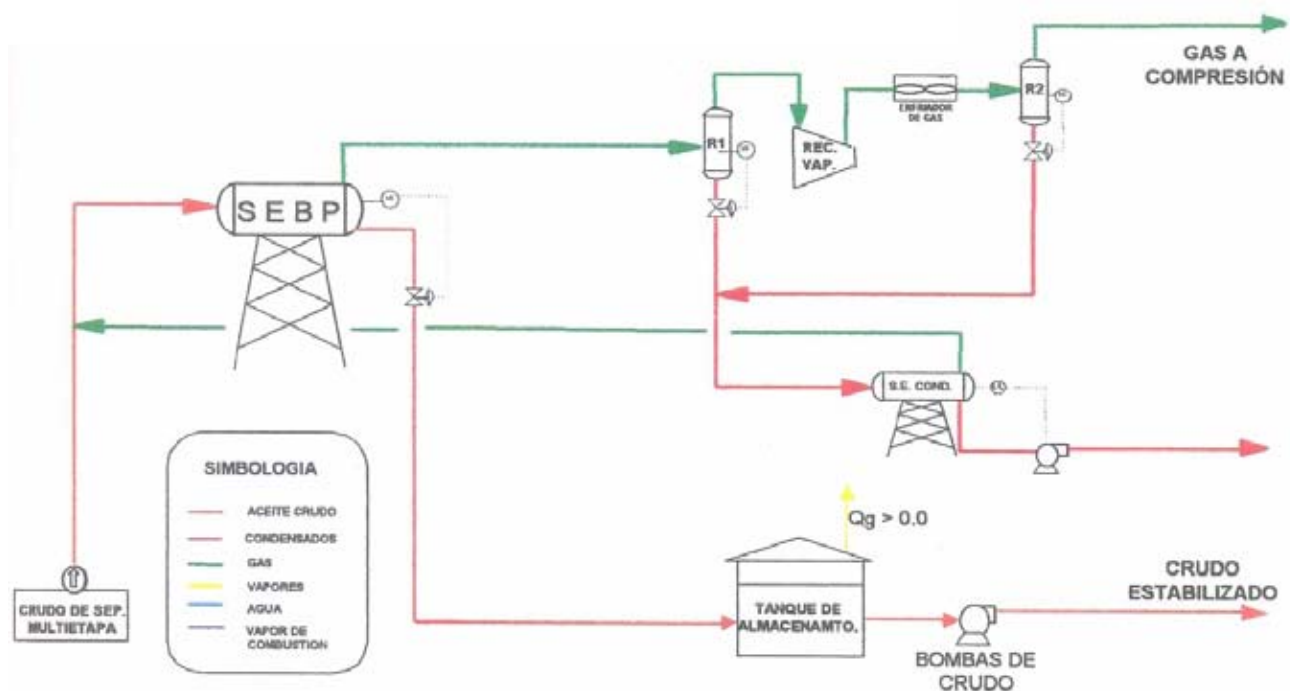


Figura 5-3 Esquema de la estabilización de crudo mediante la separación multietapa con separador elevado.

5.3.3 Separación multietapa con estabilización de crudo con vacío.

Este método ha sido analizado en múltiples ocasiones para su aplicación en nuestro país, obteniéndose los resultados más satisfactorios tanto técnica como económicamente, consiste en la separación multietapa de la producción para que después sea separada en un separador elevador, el cual opera a condiciones de vacío (presión de operación menor que la presión atmosférica), siempre y cuando se cuente con un dispositivo en la descarga del gas del separador elevador, mismo que genere el vacío en dicho recipiente, al succionar el gas a gran velocidad como se muestra en la figura 5-4.

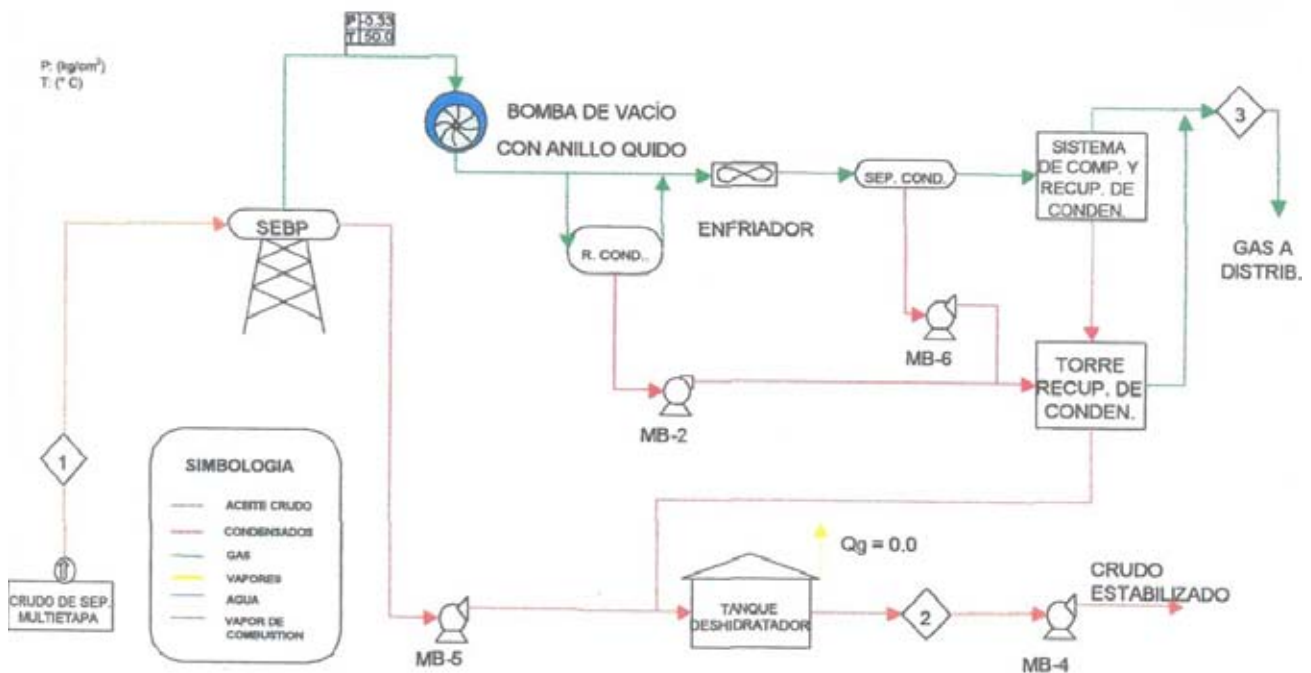


Figura 5-4 Esquema de la estabilización de crudo mediante la separación multietapa con separador elevado operando a vacío.

El vacío puede ser generado en esta aplicación por tres tipos de dispositivos: eyectores, sopladores y por bombas de vacío de anillo líquido.

5.4 ESTABILIZACION MEDIANTE EL INCREMENTO DE LA TEMPERATURA

5.4.1 Separación multietapa con calentamiento de crudo y estabilización en separador elevado

Este método es similar al anterior, pero cambiando fundamentalmente en que a la corriente de crudo proveniente de la separación multietapa debe ser precalentada mediante una serie de intercambiadores de calor en contra corriente con el crudo caliente proveniente del separador elevado, para que posteriormente sea calentado hasta la temperatura deseada mediante un sistema de calentamiento en circuito cerrado compuesto de un sistema de bombeo, un horno de calentamiento a fuego directo, aceite térmico mineral y una serie de intercambiadores de calor donde se lleva a cabo la transferencia de calor del aceite térmico al aceite crudo, lo cual se puede apreciar en el diagrama mostrado en la figura 5-5. Después de haber sido calentado el crudo, entra al separador elevado donde se lleva a cabo la separación de los componentes volátiles y del H_2S , para poder obtener un crudo de acuerdo con las especificaciones contratadas para su comercialización.

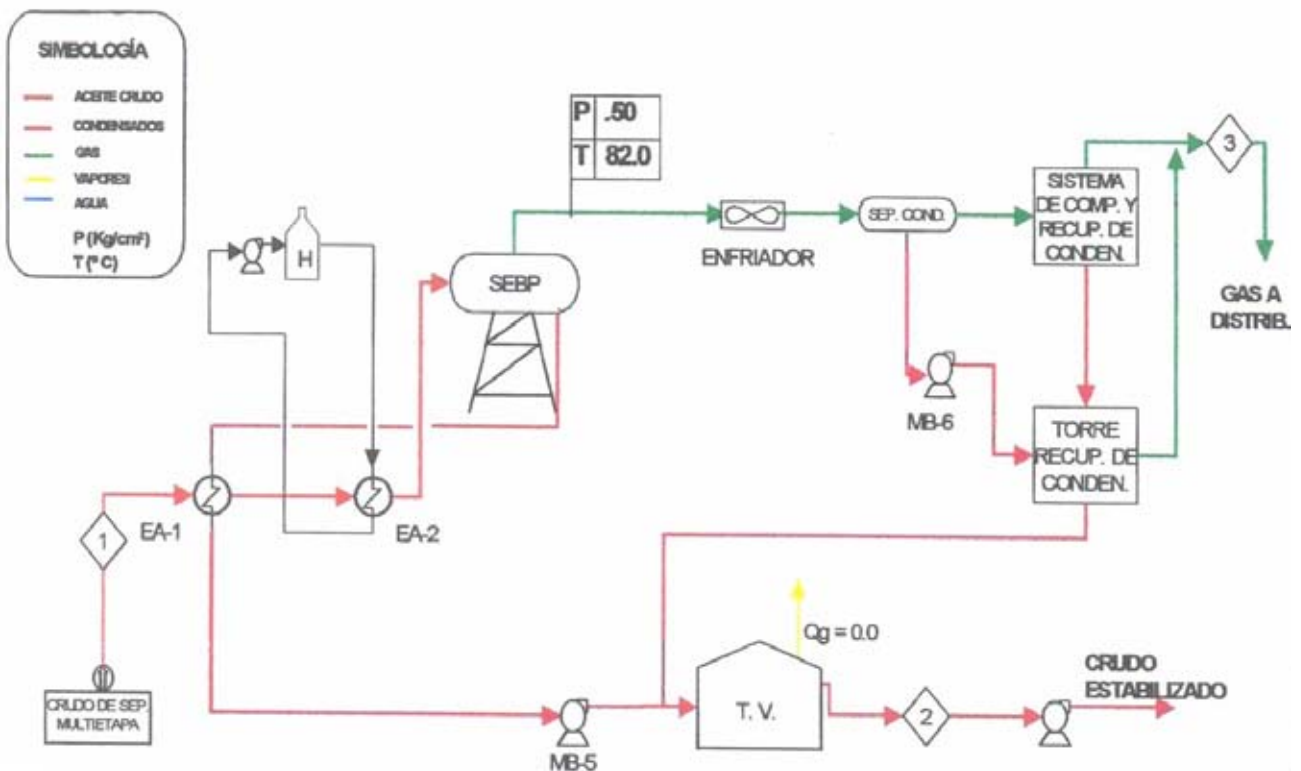


Figura 5-5 Esquema de la estabilización de crudo mediante el calentamiento del crudo y la separación elevada.

Normalmente para estabilizar el aceite crudo se logra cuando se obtiene una presión de vapor menor o igual a $11.0 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs. @ } 60 \text{ }^\circ\text{F}$, la temperatura requerida no es tan alta como la que se necesita para lograr la especificación de concentración de H_2S menor a las 70 ppm. El calentamiento excesivo del aceite crudo (de acuerdo con múltiples simulaciones de los procesos que se han realizado), provoca un fenómeno de “arrastre” de componente del aceite crudo (no solo los componentes volátiles) que incrementan el flujo volumétrico de la corriente gaseosa separada (componentes volátiles y no volátiles), lo cual a su vez incrementa sustancialmente los requerimientos de compresión de gas y por consiguiente los costos de inversión, operación y mantenimiento.

Para ambos métodos de estabilización y reducción de la concentración de H_2S , se requiere de un proceso complementario para la recuperación y procesamiento de condensados, el cual consiste en la compresión de gas, su enfriamiento por medio de cambiadores de calor y de un paquete de refrigeración para estabilizar las condiciones de transporte de gas, la separación de los condensados del gas, la separación del agua en el condensados, la estabilización del condensado en una torre, el bombeo de condensado a las plantas petroquímicas y la incorporación de los fondo en la torre como crudo estabilizado a la corriente de crudo estabilizado. Este proceso se muestra en la figura 5-6, en la cual se puede observar las condiciones de operación típicas en el manejo y tratamiento de condensado.

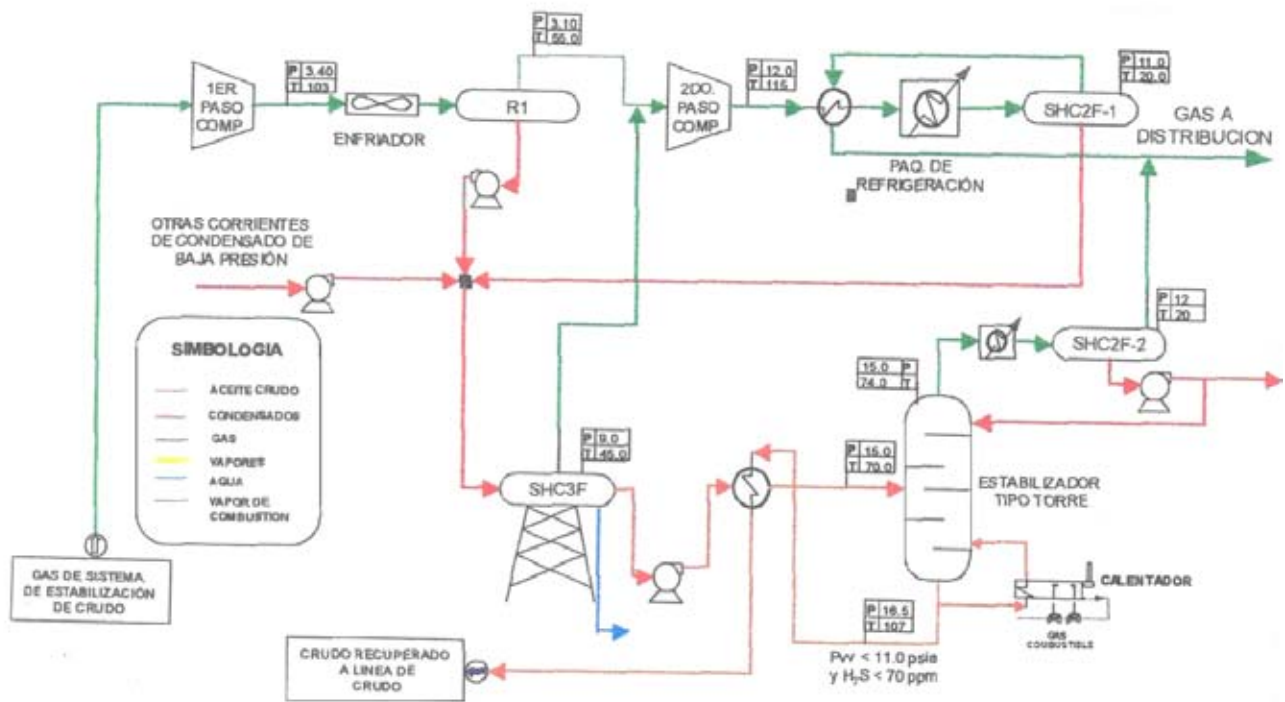


Figura 5-6 Esquema del proceso para el manejo y acondicionamiento del gas y condensado generado en el proceso de estabilización de crudo

Es importante resaltar que la inversión y los costos de operación para el proceso de manejo y tratamiento del gas y condensados, no son comparables con los requeridos en la alternativa de estabilización de crudo usando un estabilizador tipo torre, ya que generalmente el volumen de condensado manejado es inferior al 5% del volumen total de crudo manejado, además de que con este proceso complementando a los dos anteriores, es posible obtener de la totalidad de la masa de la mezcla de entrada al sistema, todo lo que corresponde de ella a crudo estabilizado, condensado y gas estabilizado, redituando en condiciones de operación óptimas técnicamente.

5.4.2 Separación multietapa con estabilizador tipo torre

El crudo proveniente de la última etapa de separación multietapa es succionado por un sistema de bombeo, para lo cual se requiere que el equipo de separación este ubicado en una estructura elevada, de tal manera que proporcione la carga neta positiva de succión al equipo de bombeo para su adecuada operación. Del sistema de bombeo, el crudo debe pasar por un sistema de deshidratación electrostática a presión, con la finalidad de eliminar el agua contenida en el aceite crudo y evitar así las incrustaciones de sales y de carbonato de calcio (CaCO_3) en el interior de los intercambiadores de calor y del estabilizador tipo torre. Después de haber sido deshidratado el aceite crudo, este pasa por un intercambiador de calor donde se le incrementa la temperatura, para entrar a la torre estabilizadora; el gas liberado del crudo por el efecto de calentamiento se conducirá hacia el domo de la torre pasando por los capuchones de burbujeo de los platos y el líquido se conducirá hacia el fondo de la torre por los vertederos de los platos. El líquido en el fondo de la torre es calentado por medio de un sistema de calentamiento hasta la temperatura requerida y

posteriormente reflujo hasta unos platos por arriba del fondo, lo cual genera un burbujeo del líquido, liberando los componentes volátiles y el H₂S del crudo, de tal forma que se logre obtener un producto que cumpla con las especificaciones en la salida por el fondo de la torre.

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

El gas que sale del domo, requiere ser enfriado y posteriormente separarle los componente que se condensaron (gas licuado), lo que será bombeado para enviarlo a la planta petroquímica, enviando parcialmente una parte de estos condensados al domo de la torre como reflujo, para incrementar la eficiencia del proceso. El gas descargado por el separador, será un gas que al ser transportado por el gasoducto hasta la planta petroquímica o puntos de entrega no se condensará lo cual beneficia a las condiciones de transporte y reduce la corrosión del ducto, incrementando su vida útil, mostrado en la figura 5-6.

Este método de estabilización de crudo se ha considerado como uno de los menos ineficientes debido a los altos requerimientos de energía calorífica, mismo que incrementan cuantiosamente los costos de operación. Así mismo, los requerimientos de equipo para la deshidratación electrostática del crudo hacen que después de efectuar un análisis de costos, estos sean los mas altos de todos los métodos, en la figura 5-7 se muestra el proceso de estabilización de crudo que considera al estabilizador tipo torre antes descrito.

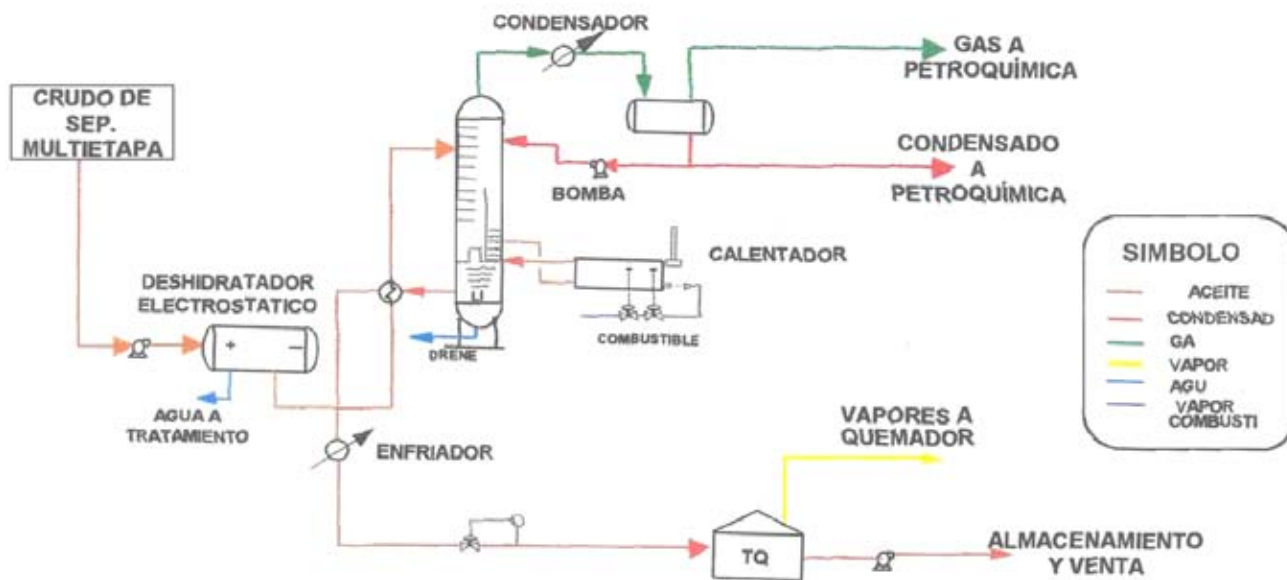


Figura 5-7 Esquema de la estabilización de crudo mediante el uso de un estabilizador tipo torre.

5.4.3 Separación multietapa con estabilización elevada por ultrasonido.

Actualmente, existen pérdidas sustanciales de hidrocarburos por vaporización durante su almacenamiento, al ser manejados superficialmente en refinерías, al cargar los buques-tanque para su exportación y durante su transporte a los lugares de destino. Para evitar estas pérdidas, es necesario estabilizar el crudo previamente, ajustando si presión de vapor, de modo que esta sea menor que la presión atmosférica a la temperatura local máxima esperada.

Este método de estabilización es similar al de estabilización con separador elevado, distinguiéndose en que al crudo con gas disuelto provenientes de la etapa de separación de baja presión es excitado mediante un transductor ultrasónico, el cual promueve la liberación del gas disuelto.

Este método fue propuesto y desarrollado experimentalmente por investigadores del Instituto Mexicano del Petróleo pertenecientes a la Gerencia de Geofísica de Explotación, sin embargo se encuentra en etapa de experimentación y prototipo. Por razones de confidencialidad y oportunidad, no se expondrá este tema detalladamente.

En la figura 5-8 se muestra el diagrama esquemático para la estabilización de crudo mediante la aplicación del ultrasonido.

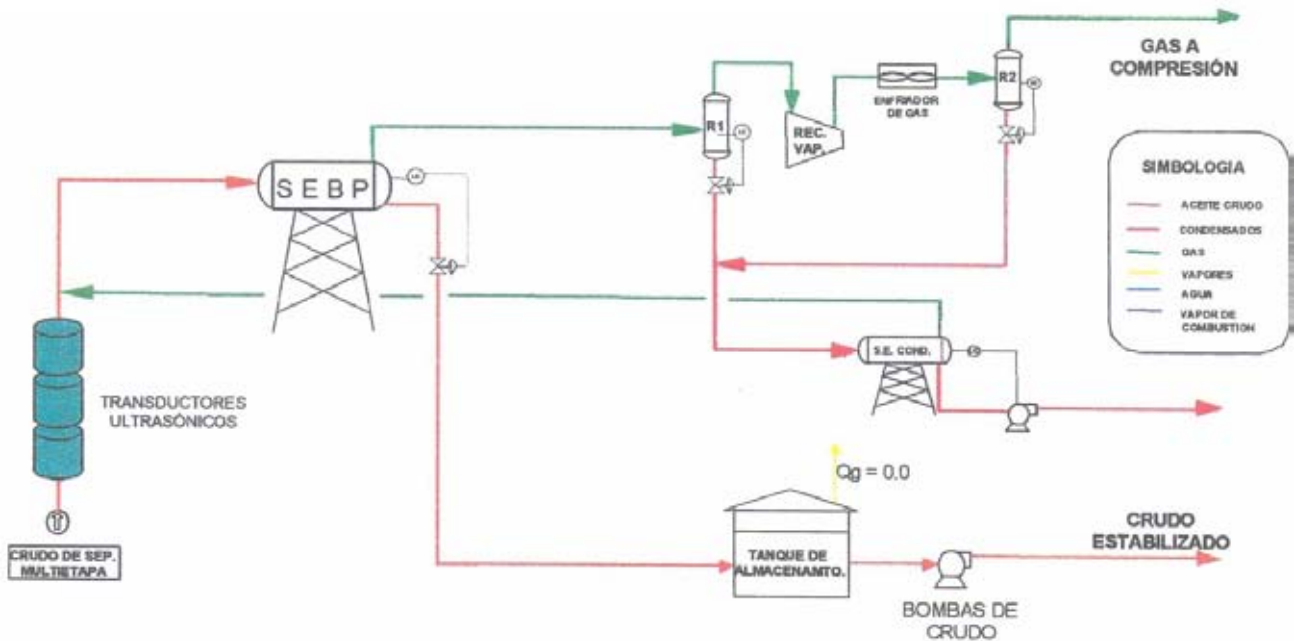


Figura 5-8 Esquema de la estabilización de crudo mediante la aplicación de ultrasonido.

CONCLUSIONES

- La tesis busca mostrar las bases y conocimientos indispensables para diseñar las instalaciones superficiales primordiales donde se comienza a tratar el hidrocarburo de forma directa, ya que en los separadores es donde el proceso debe ser de forma más eficaz y eficiente para minimizar costos y mejorar procesos, como la utilización de la misma energía del fluido.
- El conocer el fluido, su comportamiento (Bo, RGA, densidad, etc.) como su composición, es necesario para realizar cualquier cálculo y es primordial para el proyecto de cualquier instalación.
- Se muestra diferentes métodos tanto para diseño de separadores, como para decidir las presiones optimas para diferentes etapas, entre otros, siendo bases para la planeación y mejora de las instalaciones. También debemos entender que todos los procesos están bajo normas de diseño y ambientales.
- Después del proceso en campo, el aceite crudo no puede ser usado directamente; debe ser procesado en una refinería para producir fracciones que por si mismas son utilizables o pueden ser utilizadas al ser combinadas con compuestos químicos o sometidas a procesos químicos.
- La estabilización es un parámetro muy importante, pues es el resultado de la calidad de nuestro producto para su transporte y venta, así que es necesario conocer a nuestro fluido para decidir el mejor proceso y ajustar la concentración de H_2S a un valor máximo permisible.
- Para un buen diseño de las instalaciones superficiales es necesario conocer las características del yacimiento desde el mecanismo de empuje hasta sus cambios de RGA, Bo, etc. se puede realizar en cualquier etapa de la vida del yacimiento, esto se puede hacer con ayuda de las ecuaciones de estado o con pruebas PVT para conocer el fluido a diferentes condiciones de presión y temperatura, así como también tomar en cuenta las instalaciones y equipos para eliminar agua, H_2S , arenas, etc.
- También se debe de tomar en cuenta todas las medidas y recomendaciones de normas y cuestiones ambientales para diseñar de forma segura las instalaciones.
- Este trabajo muestra los diferentes métodos empleados por ingenieros de producción en cual se ha observado con el trascurso del tiempo de ser eficientes.

BIBLIOGRAFÍA

1. S. Manning Francis, et al, "Oilfield Processing, Volume Two: Crude Oil", Penn Well, 1995.
2. Gómez Cabrera José Ángel, "Manejo de la producción en la superficie", Facultad de Ingeniería, UNAM 1984.
3. API (American Petroleum Institute), "Specification for Oil and Gas Separators", API Specification 12J (SPEC 12J), Séptima edición, Octubre 1989
4. Ken Arnold, "Designing oil and gas production systems (how to size and select two-phase separators)", World Oil, Noviembre 1984.
5. Ken Arnold, "Designing oil and gas production systems (how to size and select three-phase separators)", World Oil, Diciembre 1984.
6. Clavel López Juan de la Cruz, "Análisis metodológico de alternativas Técnico Económicas para la estabilización del petróleo crudo en México", Facultad de Ingeniería, UNAM 2002.
7. Peña Chaparro José Luis y Peña Chaparro Juan Carlos, "Optimización de las instalaciones para la estabilización del crudo ligero en una central de proceso y distribución", Facultad de Ingeniería, UNAM 1998.