



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA

***ANÁLISIS DE LA VARIACIÓN DE LA DENSIDAD Y
VISCOSIDAD DE LAS FASES GAS-PETRÓLEO-AGUA
PARA EL DISEÑO DE SEPARADORES TRIFÁSICOS
HORIZONTALES***

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO
P R E S E N T A:
ESAU ANTONIO HERNÁNDEZ DÍAZ



ASESOR DE TESIS

I.Q. ÁNGEL GÓMEZ GONZÁLEZ

MÉXICO, D.F. 2014



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 ESTUDIOS SUPERIORES

ZARAGOZA

CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA

OFICIO: FESZ/JCIQ/ 432/13

ASUNTO: Asignación de Jurado

Alumno (a): Hernandez Diaz Esau Antonio

PRESENTE

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

PRESIDENTE	I.Q. JOSÉ ANTONIO ZAMORA PLATA
VOCAL	I.Q. ÁNGEL GÓMEZ GONZÁLEZ*
SECRETARIO	I.Q. DOMINGA ORTIZ BAUTISTA
SUPLENTE	DR. FAUSTO CALDERAS GARCÍA
SUPLENTE	I.Q. CONSUELO MATÍAS GARDUÑO

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

ATENTAMENTE

“POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU”

México D.F. a 13 de septiembre de 2013

JEFE DE CARRERA

DR. ROBERTO MENDOZA SERNA



*Gracias Madre por tus sabias consejos y tu gran apoyo.
Gracias a mi familia que siempre está conmigo.
Gracias a la UNAM por haberme formado como ingeniero.*

*Leer un libro enseña más que hablar con
su autor, porque el autor, en el libro, solo
ha puesto sus mejores pensamientos.*

Descartes.



ÍNDICE

ÍNDICE DE GRÁFICOS, FIGURAS Y TABLAS.....1

RESUMEN 3

INTRODUCCIÓN 5

OBJETIVOS 7

CAPÍTULO I: Marco Teórico..... 8

1.1 ¿Qué es el petróleo? 9

 1.1.1 Formación del petróleo 9

 1.1.2 Composición del petróleo 10

 1.1.3 Clasificación del petróleo 11

 1.1.4 Contaminantes del petróleo 12

 1.1.5 Importancia y usos del petróleo 13

1.2 Formación de emulsiones y tipos de emulsión 16

 1.2.1 Emulsión del tipo agua en petróleo (W/O) 17

 1.2.2 Emulsión del tipo petróleo en agua (O/W) 17

 1.2.3 Emulsiones complejas 18

 1.2.4 Agentes emulsificantes 18

CAPÍTULO II: Separadores trifásicos horizontales por gravedad..... 19

2.1 Variables que intervienen en el diseño de un separador por gravedad 20

 2.1.1 Densidad de las fases 20

 2.1.2 Viscosidad de las fases 20

 2.1.3 Diámetro de gota de las fases 20

 2.1.4 Momentum o cantidad de movimiento 21

 2.1.5 Fuerza de gravedad 21

 2.1.6 Coalescencia 21

2.2 Ley de Stokes 21

2.3 Partes del separador trifásico por gravedad 23

2.4 Criterios de diseño 25

 2.4.1 Presión y temperatura de diseño 25

2.5 Procedimiento de diseño para separadores trifásicos horizontales 26

2.6 Internos del separador 32



CAPÍTULO III: Análisis de la densidad y viscosidad de las fases en función de la temperatura y presión 36

3.1 Efecto de la presión y temperatura sobre la viscosidad y densidad de la fase gaseosa 38

 3.1.1 Gravedad específica del gas, (γ_g)..... 38

 3.1.2 Presión y temperatura pseudocríticas del gas, (P_{sc}, T_{sc})..... 39

 3.1.3 Factor de compresibilidad del gas, (z)..... 42

 3.1.4 Viscosidad del gas, (μ_g) 44

 3.1.5 Densidad del gas, (ρ_g) 45

3.2 Efecto de la presión y temperatura sobre la viscosidad y densidad de la fase ligera (petróleo) 47

 3.2.1 Gravedad específica del petróleo, (γ_o)..... 47

 3.2.2 Razón de Gas-Petróleo, (R_{so})..... 47

 3.2.3 Presión de Burbujeo, (P_b) 49

 3.2.4 Viscosidad del petróleo, (μ_o)..... 50

 3.2.5 Densidad del petróleo, (ρ_o) 52

3.3 Efecto de la presión y temperatura sobre la viscosidad y densidad de la fase pesada (agua) 54

 3.3.1 Presión de Burbujeo, (P_{bw}) 54

 3.3.2 Razón Gas Disuelto-Agua, (R_{sw}) 54

 3.3.3 Factor Volumétrico del Agua, (B_w)..... 55

 3.3.4 Viscosidad del Agua, (μ_w) 58

 3.3.5 Densidad del Agua, (ρ_w) 60

CAPÍTULO IV: Caso de estudio 63

4.1 Aplicación de la secuencia de dimensionamiento 64

4.2 Cálculo de las propiedades del gas 64

4.3 Cálculo de las propiedades del petróleo 65

4.4 Cálculo de las propiedades del agua (salmuera)..... 66

4.5 Dimensionado del separador trifásico (gas-petróleo-agua) 68

CAPÍTULO V: Conclusiones 76

ANEXO 1: Longitud, altura de cuerda y Área de sección circular 81

BIBLIOGRAFÍA 83



ÍNDICE DE GRÁFICOS, FIGURAS Y TABLAS

GRÁFICOS

Gráfico 1. Principales productos derivados del petróleo.....	13
Gráfico 2. Principales productores de petróleo en el mundo.	14
Gráfico 3. Producción de petróleo en México por región.....	15
Gráfico 4. Producción de petróleo en México por tipo.	15
Gráfico 5. Variación de Presión pseudocrítica con la gravedad específica del gas.....	40
Gráfico 6. Variación de Temperatura pseudocrítica con la gravedad específica del gas.	40
Gráfico 7. Variación de presión pseudocrítica con la gravedad específica del gas natural (Sutton, R.P.).	41
Gráfico 8. Variación de temperatura pseudocrítica con la gravedad específica del gas natural (Sutton, R.P.).	41
Gráfico 9. Variación del factor de compresibilidad del gas natural a P_{sr} y T_{sr} (columna de datos de la parte derecha del gráfico).	43
Gráfico 10. Variación de la viscosidad de gas natural a P y T.....	45
Gráfico 11. Variación de la densidad de un gas real a P y T.....	46
Gráfico 12. Variación de la razón de gas disuelto-petróleo con respecto a P y T.	49
Gráfico 13. Viscosidad de los diferentes tipos petróleo que produce México en función de la temperatura.....	51
Gráfico 14. Factor de corrección de la densidad del petróleo con la variación de la temperatura.	52
Gráfico 15 Variación de la densidad de los diferentes tipos de crudo que produce México.....	53
Gráfico 16. Variación del volumen de agua con respecto a la temperatura.	56
Gráfico 17. Variación del volumen de agua con respecto a diferentes presiones en función de la temperatura.....	56
Gráfico 18. Factor volumétrico del agua con gas y sólidos disueltos a P y T.....	58
Gráfico 19. Viscosidad del agua y de salmueras en función de la temperatura.	59
Gráfico 20. Viscosidad del agua salina con respecto a la presión y a temperatura constante.	60
Gráfico 21. Densidad del agua a diferentes porcentajes de sólidos disueltos.....	61
Gráfico 22. Densidad del agua a diferentes presiones en función de la temperatura.	62
Gráfico 23. Efecto de la presión sobre el flujo de gas dentro del separador dimensionado en el capítulo IV.....	77
Gráfico 24. Área mínima del gas dentro del separador por efectos de presión.....	78



Gráfico 25. Efecto de la temperatura sobre el diámetro de gota de agua que migrara a la interfase petróleo-agua..... 79

FIGURAS

Figura 1 Composición del petróleo 10
Figura 2. Compuestos de azufre, nitrógeno y oxígeno presentes en el petróleo..... 11
Figura 3. Estructura típica de un yacimiento de petróleo..... 16
Figura 4. Emulsión agua en petróleo. 17
Figura 5. Emulsión petróleo en agua. 18
Figura 6. Partes principales de un separador trifásico por gravedad horizontal. 23
Figura 7. Tipos de deflectores de entrada (PDVSA, MDP, 1995)..... 33
Figura 8. Tipos de eliminadores de niebla (PDVSA, MDP, 1995). 34
Figura 9. Tipos de rompe-vórtices. 34
Figura 10. Placas Rompe-espuma (PDVSA, MDP, 1995). 35
Figura 11. Placas Rompe-olas (PDVSA, MDP, 1995). 35
Figura 12. Dimensiones Separador Trifásico Horizontal Gas-Petróleo-Agua..... 73

TABLAS

Tabla 1. Clasificación del petróleo 11
Tabla 2. Histórico de producción de petróleo en México. 14
Tabla 3 Datos del separador trifásico horizontal..... 80



RESUMEN



El principal objetivo de este trabajo es analizar la variación de la densidad y viscosidad de las fases: gas, petróleo y agua con respecto a la presión y temperatura, con la finalidad de realizar el diseño de un separador trifásico horizontal que permita se lleve a cabo la separación de las fases antes mencionadas durante la mayor parte del tiempo de producción de un campo petrolero.

Primeramente se hace breve introducción sobre lo que es el petróleo y los componentes que lo conforman, así como los contaminantes del petróleo, resultando el agua como el mayor contaminante debido a que es el elemento que está en mayor proporción con respecto a los demás contaminantes. P También se hace mención sobre las emulsiones y los tipos de emulsión que se pueden formar entre el petróleo y el agua; así como los agentes emulsificantes y agentes desemeulsificantes.

En el presente trabajo se hace referencia a las variables que intervienen en el diseño de separadores por gravedad, siendo la densidad y la viscosidad de las fases, como las principales involucradas en el diseño de separadores por gravedad. Por otro lado, se mencionan las partes que conforman un separador tanto vertical como horizontal y se presenta una metodología que hace referencia al dimensionamiento de separadores trifásicos horizontales debido a que son los equipos más utilizados en plataformas marinas para la separación de gas-petróleo-agua, y que manejan grandes volúmenes de líquido.

Una vez identificados tanto el principal contaminante del petróleo y las variables que intervienen en el diseño de los equipos que tienen por objeto separar el gas y agua del petróleo, se utilizaron modelos matemáticos y correlaciones desarrolladas para determinar la variación de la densidad y viscosidad de las fases con respecto a los cambios de presión y temperatura y se aplicaron los modelos matemáticos a una corriente de producción de petróleo típico marino ubicado en el Golfo de México para evaluar la viscosidad y densidad de las fases (gas-petróleo-agua) con respecto a la presión y temperatura, y se procedió con el dimensionamiento del separador trifásico horizontal.

Una vez obtenidas las dimensiones del separador se evaluaron las propiedades de las fases a diferentes temperaturas dando como resultado la disminución de las dimensiones del separador y permitiendo que gotas de menor diámetro tanto de agua como de petróleo migren hacia la interfase petróleo-agua debido a que se abate la viscosidad del petróleo permitiendo dicha migración.

También se genero una tabla donde se presenta la variación de la densidad y viscosidad de los diferentes tipos de petróleo que se producen en México y como afectan al diámetro mínimo requerido para un separador con respecto a la variación de la temperatura y a diferentes tipos de flujo de alimentación.

Y por último se determino la temperatura es una de las variables que puede afectar las dimensiones del separador, sin embargo, en donde se tiene un mayor impacto es en la viscosidad del petróleo. Debido que al aumentar la temperatura se abate la viscosidad del petróleo, permitiendo que gotas de agua de menor diámetro, contenidas en la fase del petróleo, migren hacia la interfase petróleo-agua en el tiempo de residencia establecido.



INTRODUCCIÓN



En la actualidad México es un importante productor de petróleo a nivel mundial. A partir del descubrimiento de grandes yacimientos como el de Cantarell en los años 70's, el campo Ku-Malooop-Zaap descubierto en el 2002 y actualmente el de Litoral de Tabasco, han hecho de México un país netamente productor de petróleo. Pemex es la empresa que controla todo lo referente al petróleo, es decir, la exploración, producción, refinación y comercialización de sus derivados y productos.

Actualmente la mayor parte de extracción de petróleo crudo en México se lleva a cabo en mar abierto, principalmente en las costas del Golfo de México, por lo que se han diseñado instalaciones marinas para llevar a cabo dicha extracción de petróleo crudo. Una parte involucrada en las instalaciones antes mencionadas son los equipos que tienen como función principal separar el agua y el gas del petróleo, que emergen mezclados con el petróleo a la superficie.

El motivo por el cual este trabajo se enfoca en analizar las variables involucradas en el diseño de equipos de separación gas-petróleo-agua, es porque estos equipos son los primeros, por así decirlo, en procesar el petróleo por lo que un buen diseño de dichos equipos conlleva a un buen comienzo al procesar el petróleo.

En el capítulo 1, de manera general se resume lo que es el petróleo, composición del petróleo, clasificación de acuerdo a su gravedad °API, los principales contaminantes del petróleo, así como, su importancia y usos principales. También en este capítulo se explica la formación de emulsiones y sus tipos, así como de los agentes emulsificantes y los agentes desemulsificantes, esto debido a que una parte del agua que emerge junto con el petróleo se encuentra en forma de emulsión.

El capítulo 2 hace mención a las variables involucradas que intervienen en el diseño de un separador trifásico horizontal (gas-petróleo-agua). Así mismo, se presenta una secuencia para el dimensionamiento de un separador trifásico horizontal. También se mencionan las partes del separador, así como, los internos con los cuales se pueden dotar al separador para mejorar la separación gas-petróleo-agua.

En el capítulo 3 se analizan las propiedades necesarias del gas, petróleo y agua, utilizando modelos matemáticos desarrollados para su evaluación y con ello ver la variación de la viscosidad y densidad de las fases con respecto a la presión y temperatura.

En el capítulo 4 se conjunta la secuencia de dimensionamiento de un separador trifásico horizontal descrita en el capítulo 2 con los modelos matemáticos utilizados en el capítulo 3, para dimensionar un separador trifásico horizontal.

En el capítulo 5 se analizan la variación de la densidad y viscosidad de las fases gas-petróleo-agua y como afectan al diseño del separador que se dimensionó en el capítulo 4.

El alcance de este trabajo es la evaluación de la variación de la densidad y viscosidad de las fases con respecto diferentes condiciones de presión y temperatura y como afectan estas para el diseño de un separador trifásico horizontal.



OBJETIVOS

Generales:

- Identificar las variables involucradas en el diseño de separadores por gravedad (separadores trifásicos horizontales)
- Calcular las propiedades de las fases involucradas en el dimensionamiento de un separador trifásico, gas-petróleo-aguas.
- Analizar las variables; densidad y viscosidad de las fases, con respecto a la presión y temperatura y como afectan en el diseño de separadores trifásicos horizontales por gravedad.
- Realizar el dimensionamiento de un separador trifásico horizontal

Particulares:

- Adquirir los fundamentos básicos involucrados para realizar el diseño de separadores trifásicos por gravedad en instalaciones de producción de petróleo y gas.



CAPÍTULO I: Marco Teórico



1.1 ¿Qué es el petróleo?

La palabra **petróleo (petroleum)** viene del latín, **petra** que significa **roca** y **óleum**, que significa **aceite**. El petróleo es un líquido oleoso bituminoso de origen natural y como tal es una mezcla de hidrocarburos compuestos, los cuales están conformados por carbono e hidrogeno. También recibe los nombres de petróleo crudo o crudo simplemente. Se encuentra en grandes cantidades bajo la superficie terrestre y se emplea como combustible y materia prima para la industria química y petroquímica. Desde su descubrimiento ha sido la fuente energética más importante a nivel mundial. Prácticamente, casi todos los procesos productivos, al igual que la producción de energía eléctrica y transporte mundial, dependen del petróleo.

Todos los tipos de petróleo se componen de hidrocarburos de manera general puede decirse que lo forman los siguientes elementos químicos: de 76 a 86% de carbono y de 10 al 14% de hidrógeno. A veces contiene algunas impurezas mezcladas como oxígeno, azufre y nitrógeno. También se han encontrado trazas de compuestos de hierro, níquel, vanadio y otros metales.

1.1.1 Formación del petróleo

Uno de los supuestos más aceptados sobre el origen del petróleo lo constituye la Teoría de Engler (1911), la cual describe el origen en tres etapas:

1ª Etapa:

Depósitos de organismos de origen vegetal y animal se acumulan en el fondo de mares internos (lagunas marinas). Las bacterias actúan, descomponiendo los constituyentes carbohidratos en gases y materias solubles en agua, y de esta manera son desalojados del depósito. Permanecen los constituyentes de tipo ceras, grasas y otras materias estables, solubles en aceite.

2ª Etapa:

A condiciones de alta presión y temperatura, se desprende CO_2 de los compuestos con grupos carboxílicos, y H_2O de los ácidos hidroxílicos y de los alcoholes, dejando un residuo bituminoso. La continua exposición a calor y presión provoca un craqueo ligero con formación de olefinas (protopetróleo).

3ª Etapa:

Los compuestos no saturados, en presencia de catalizadores naturales, se polimerizan y ciclizan para dar origen a hidrocarburos de tipo nafténico y parafínico. Los aromáticos se forman, presumiblemente por reacciones de condensación acompañando al craqueo y ciclización, o durante la descomposición de las proteínas.

El petróleo contiene elementos gaseosos, líquidos y sólidos. La consistencia del petróleo varía desde un líquido tan poco viscoso como la gasolina hasta un líquido tan espeso que apenas fluye. Por lo general, hay pequeñas cantidades de compuestos gaseosos disueltos en el líquido; cuando las cantidades de estos compuestos son mayores, el yacimiento de petróleo está asociado con un depósito de gas natural.

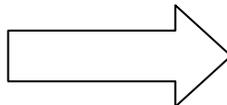
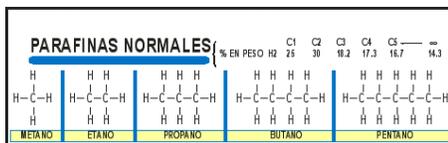
1.1.2 Composición del petróleo

La presencia en diversas cantidades de cada uno de los elementos químicos (orgánicos e inorgánicos) que componen el petróleo, determinan sus características particulares como el color, densidad, viscosidad, entre otras, las que permiten clasificarlo de diferentes maneras.

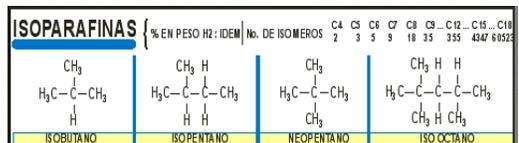
La composición del petróleo depende estrictamente de la presencia de ciertos componentes químicos, así como de la unión de estos en elementos más complejos. Su importancia radica en las características particulares que cada uno de estos elementos le añade al petróleo.

Las cadenas lineales de carbono asociadas a hidrogeno constituyen las parafinas; cuando las cadenas son ramificadas se tienen las Isoparafinas; al presentarse dobles enlaces entre los átomos de carbono se forman las olefinas; las moléculas en las que se forman ciclos de carbono son los naftenos, y cuando estos ciclos presentan dobles uniones alternas (anillo bencénico) se tiene la familia de los aromáticos (Figura 1).

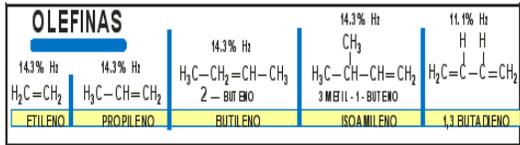
Parafinas



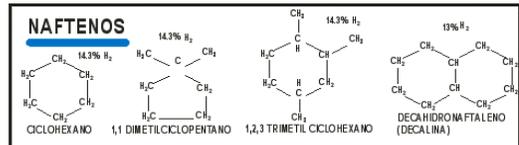
Isoparafinas



Olefinas



Naftenos



Aromáticos

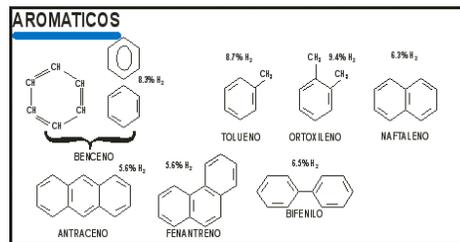
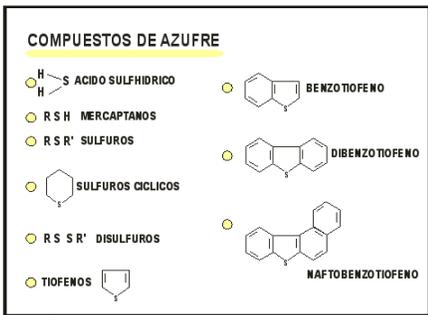


Figura 1 Composición del petróleo

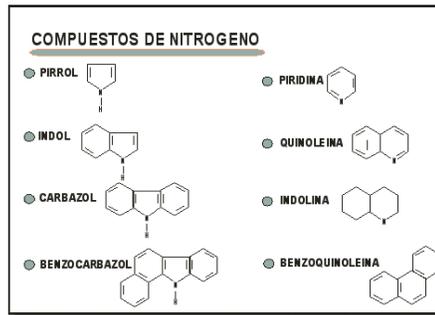
También hay hidrocarburos con presencia de azufre, nitrógeno y oxígeno. Los compuestos con presencia de azufre se producen en cierta medida en todos los tipos de petróleo, aunque algunos lo contienen en pequeñas cantidades. Los compuestos de azufre disminuyen la actividad de muchos catalizadores durante la refinación del petróleo además que causan corrosión en los equipos. Los compuestos de nitrógeno al igual que los compuestos de azufre disminuyen la actividad de catalizadores de níquel durante la refinación del petróleo.

El nitrógeno tiende a concentrarse en las fracciones de mayor punto de ebullición. La mayoría de los compuestos de oxígeno son ácidos orgánicos los cuales por su acidez pueden ser removidos por neutralización. Los ácidos nafténicos están presentes en el petróleo en cantidades apreciables y son materia prima para la producción de agentes de actividad de superficie (surfactantes) (Figura 2).

Compuestos de azufre



Compuestos de nitrógeno



Compuestos de Oxígeno

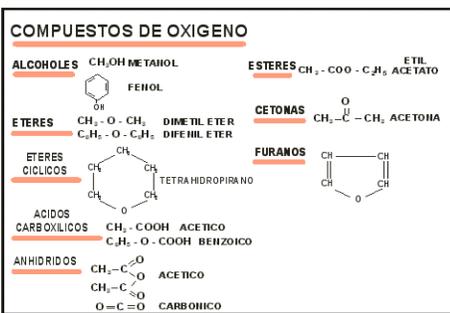


Figura 2. Compuestos de azufre, nitrógeno y oxígeno presentes en el petróleo

1.1.3 Clasificación del petróleo

El petróleo crudo suele clasificarse de acuerdo a distintas propiedades que establecen su calidad, las cuales están relacionadas no solo al lugar donde estaba ubicado el yacimiento, sino también a la densidad °API. La densidad API se basa en la comparación de la densidad del petróleo con la densidad del agua, es decir, determina si el petróleo es más liviano o pesado que el agua. La clasificación propuesta por el Instituto Americano del Petróleo (API, por sus siglas en inglés) indica que a una mayor densidad °API el petróleo será más liviano (ver tabla 1).

Petróleo crudo	Densidad (gr/cm³)	Densidad °API
Extrapesado	> 1.0	<10.0
Pesado	1.0 – 0.92	10.0 – 22.3
Mediano	0.92 – 0.87	22.3- 31.1
Ligero	0.87 – 0.83	31.1 – 39
Superligero	< 0.83	> 39

Tabla 1. Clasificación del petróleo



En México, se exportan tres tipos de petróleo crudo de exportación:

Olmecca: petróleo del tipo Superligero con densidad de 39.3 °API y 0.8% azufre en peso

Istmo: petróleo del tipo Ligero con densidad de 33.6 °API y 1.3% de azufre en peso

Maya: petróleo del tipo Pesado con densidad de 22 °API y 3.3% de azufre en peso

Las curvas de destilación True Boiling Point (TBP por sus siglas en inglés, temperatura de ebullición real) distinguen a los diferentes tipos de petróleo y definen los rendimientos que se pueden obtener de los productos por separación directa. Por ejemplo, mientras que en el crudo Istmo se obtiene un rendimiento directo de 26% volumétrico de gasolina, en el Maya sólo se obtiene 15.7%. El petróleo también se clasifica de acuerdo al contenido de azufre, ya que por su presencia implica la necesidad de mayores procesos de refinamiento, y por ende un mayor costo final, razón por la cual la presencia de azufre es también determinante en el valor comercial del petróleo. Así, tenemos que el petróleo puede clasificarse de 2 formas:

Petróleo dulce (Sweet crude oil): es aquel que contiene menos del 1% en peso de azufre. Es un petróleo de alta calidad y es ampliamente usado para ser procesado como gasolina.

Petróleo amargo (Sour crude oil): es aquel que contiene al menos 1% en peso de azufre en su composición. Debido a la mayor presencia de azufre su costo de refinamiento es mayor, razón por la cual es usado mayormente en productos destilados como el diesel, dado su menor costo de tratamiento.

1.1.4 Contaminantes del petróleo

Los contaminantes del petróleo están presentes desde la formación de este. Los contaminantes que ocasionan los efectos más perjudiciales se enlistan a continuación:

Agua: es el contaminante que se encuentra en mayor proporción y contribuye a la corrosión de los equipos y tubería, además de absorber calor en los equipos de calentamiento y columnas en el proceso de destilación, incrementando los costos de combustible y mantenimiento.

Sales: Causan corrosión, incrustación o depósitos en los equipos tales como los precalentadores de petróleo crudo y que disminuyen la eficiencia de tales equipos y contribuyen al ensuciamiento de los equipos. Las sales que se encuentran en su mayoría son los cloruros de sodio, calcio, y magnesio, así como sulfatos y carbonatos.

Sólidos o sedimentos: El crudo contiene sedimentos de partículas finas de arena, barro, yeso, moho, piedra caliza, dolomita, etc. Los efectos que producen son abrasión, erosión y contaminación de productos residuales; así como también ocupan espacio en el almacenamiento del petróleo crudo.

Compuestos órgano-metálicos: Estos consisten en concentraciones de una combinación de hidrocarburos con metales como el vanadio, níquel, hierro y cobre, principalmente y otros compuestos en pequeña escala, como el arsénico que causa envenenamiento de catalizadores de platino en los procesos de refinación.

La existencia de los materiales antes mencionados en el petróleo crudo, trae como consecuencia el daño a equipos de proceso en el corto y mediano plazo, por citar unos ejemplos tenemos el desgaste del impulsor de una bomba, el ensuciamiento e incrustación en un cambiador de calor, taponamiento temprano de un filtro, etc. ocasionando que las plantas de proceso de petróleo crudo se vean en la necesidad de parar por reparaciones y mantenimiento.

1.1.5 Importancia y usos del petróleo

La industria del petróleo es característica de nuestra época. Cada año se extraen cerca de un millón de toneladas de petróleo y la mayor parte se utiliza como combustible en forma de gas licuado, gasolinas, querosenos, diesel, combustóleo, etc. (grafico 1), y son nuestra principal fuente de energía, tanto industrial como doméstica.

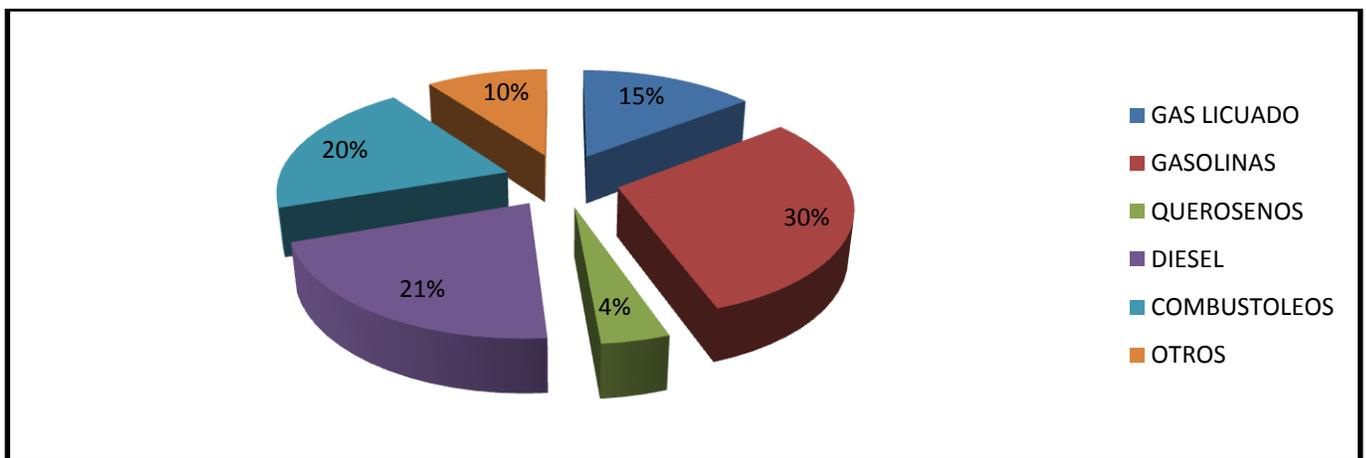


Gráfico 1. Principales productos derivados del petróleo.

La producción de petróleo en México ha tenido un gran auge desde el descubrimiento de yacimientos de petróleo en el lecho marino del Golfo de México y que en la actualidad posicionan a México como el 10^o productor de petróleo crudo a nivel mundial (gráfico 2).

PEMEX (Petróleos Mexicanos) es la empresa más grande de México y una de las petroleras más grandes a nivel mundial. Es un importante proveedor de petróleo crudo a EUA, es el único productor de petróleo crudo, gas natural y productos refinados en México. De acuerdo al Anuario Estadístico 2013 de Pemex, Pemex es la única empresa comercializadora de productos petrolíferos en México y es también la fuente más importante de ingresos del gobierno federal. PEMEX en contexto es: la 4^a empresa productora de petróleo crudo en el mundo, la 11^a compañía integrada a nivel mundial, la 18^a en reservas de crudo, la 13^a en producción de gas y la 13^a en capacidad de refinación de crudo.

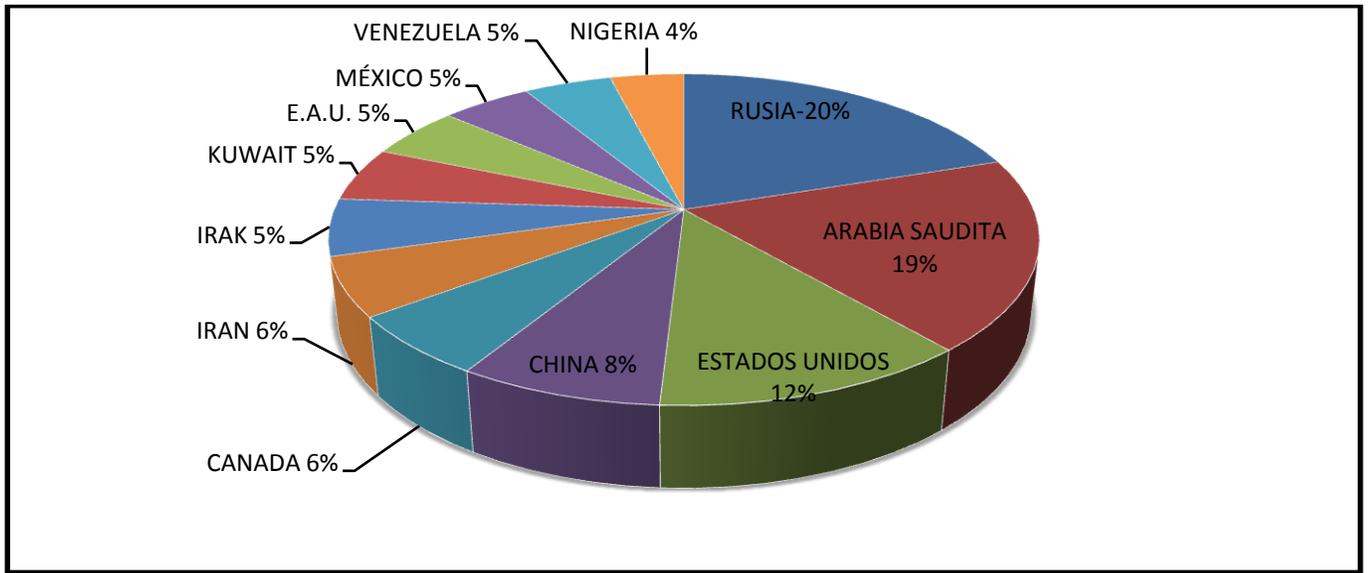


Gráfico 2. Principales productores de petróleo en el mundo.

La mayor parte de producción de petróleo crudo en México se encuentra en el lecho marino del Golfo de México, principalmente en las costas de los estados de Campeche, Tabasco, Tamaulipas y Veracruz. En ese contexto Pemex divide la producción de petróleo crudo en tres regiones productoras, Región Marina, Región Norte y Región Sur; y también clasifica la producción de petróleo crudo por tipo, que son: Pesado, Ligero y Superligero. La tabla 2 contiene los datos de producción de petróleo crudo por región y por tipo de los últimos 4 años. Y los gráficos 3 y 4 engloban el porcentaje que aporta cada región y el porcentaje del tipo de petróleo que se produce.

AÑO	TOTAL	PETRÓLEO CRUDO (miles de barriles diarios)							LÍQUIDOS DEL GAS (CONDENSADOS)
		TOTAL CRUDO	POR TIPO			POR REGIÓN			
			PESADO	LIGERO	SUPERLIGERO	REGIONES MARINAS	REGION SUR	REGION NORTE	
2009	2,971	2,601	1,520	812	270	2,010	498	93	370
2010	2,953	2,576	1,464	792	321	1,942	532	104	377
2011	2,937	2,553	1,417	798	337	1,903	531	119	384
2012	2,913	2,548	1,385	834	329	1,895	508	145	365
2013	2,882	2,522	1,365	847	310	1,896	481	145	360
Enero 2014	2,885	2,506	1,335	852	319	1,888	482	135	350

Tabla 2. Histórico de producción de petróleo en México.
(Fuente: <http://www.ri.pemex.com>)

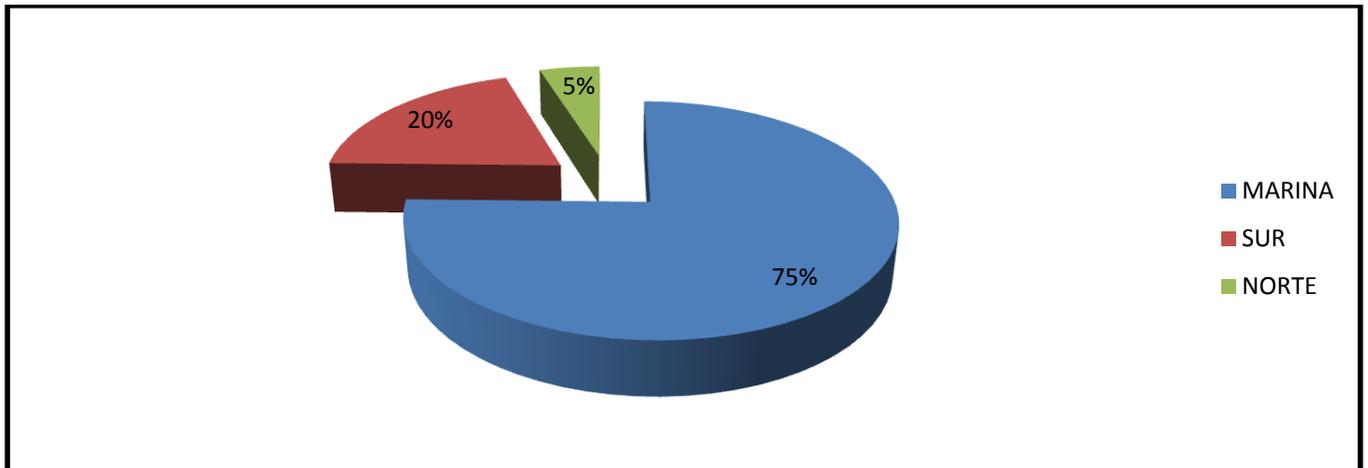


Gráfico 3. Producción de petróleo en México por región.

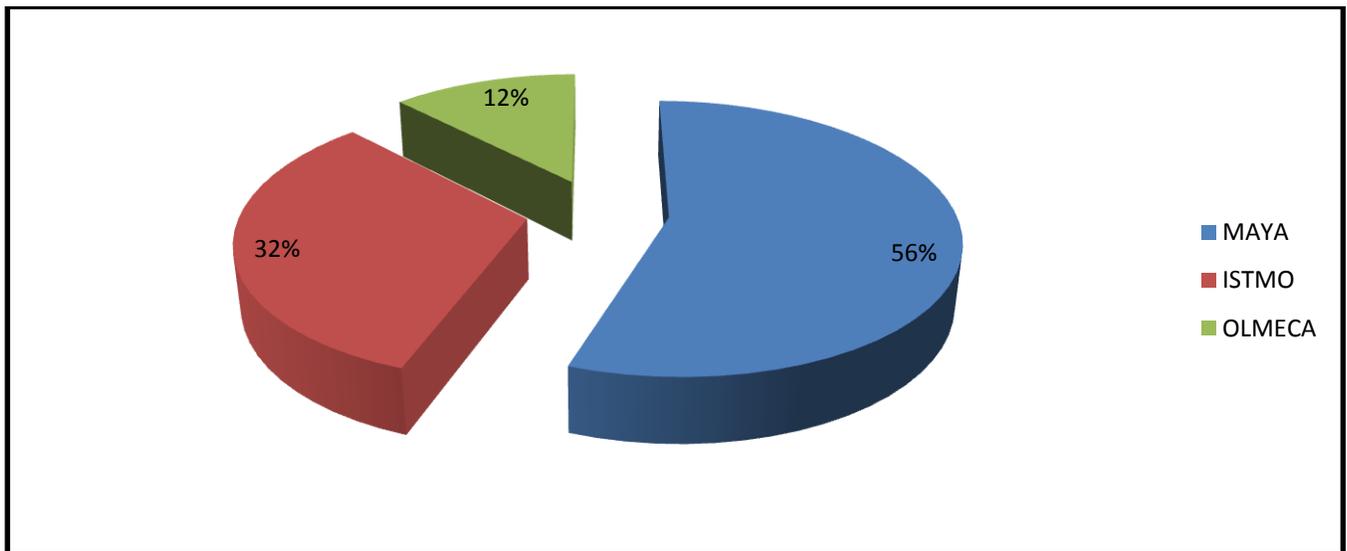


Gráfico 4. Producción de petróleo en México por tipo.

Como puede observarse en los gráficos anteriores la mayor parte de producción de petróleo crudo la aporta la región marina con el 75% del total de producción, y el tipo de petróleo crudo que se produce en mayor proporción es el de tipo pesado (Maya) con un 56% del total de producción.

1.2 Formación de emulsiones y tipos de emulsión

Un yacimiento de petróleo se encuentra formado por tres componentes principales: agua, petróleo y gas (Figura 3), de ahí que cuando se pone en marcha la explotación de dicho yacimiento, el petróleo emerge a la superficie como una mezcla de los tres componentes antes mencionados. Pero extraer petróleo del subsuelo no es tan sencillo como parece, cada vez es más difícil debido a que los yacimientos llegan a su punto de declive y se tienen que implementar técnicas que permiten aprovechar al máximo la extracción del petróleo del yacimiento, dichas técnicas se basan en la inyección de agua, gas y/o vapor para mantener la producción y que son factores que promueven la formación de emulsiones.

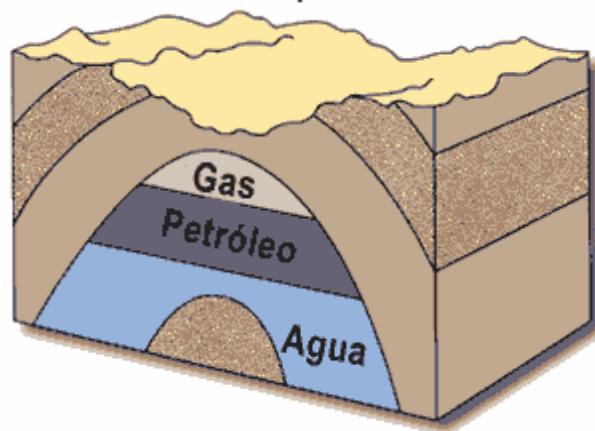


Figura 3. Estructura típica de un yacimiento de petróleo.

Una emulsión es una mezcla de dos líquidos inmiscibles como el agua y el petróleo, donde uno de los líquidos está disperso como gotas dentro del otro. Las gotas dispersas son conocidas como la fase interna y el líquido que rodea dichas gotas es la fase continua o externa. Para que una emulsión exista deben cumplirse los siguientes requisitos:

- Dos líquidos inmiscibles, como el agua y el petróleo.
- Suficiente agitación para dispersar uno de los líquidos en pequeñas gotas dentro del otro.
- Un agente emulsionante para estabilizar las gotas dispersas en la fase continua.

El agua y el petróleo por la naturaleza de ambos, son inmiscibles entre sí, pero durante las operaciones de extracción, la mezcla de agua, petróleo y gas al pasar por toda la infraestructura de producción durante la extracción y transporte en superficie (bombas, válvulas, codos, interconexiones, etc.) se producen cambios de dirección, lo que genera la agitación o turbulencia suficiente para que los componentes se mezclen y se formen emulsiones. El petróleo y agua por lo general, forman una emulsión *agua en petróleo*, aunque de vez en cuando se forma la emulsión *petróleo en agua*.

Las emulsiones *agua en petróleo (W/O)* son llamadas emulsiones directas, mientras que las emulsiones de *petróleo en agua (O/W)* son llamadas emulsiones inversas. Esta clasificación simple no siempre es adecuada, ya que emulsiones múltiples o complejas pueden ocurrir; tales como *petróleo/agua/petróleo (O/WO)* o *agua/petróleo/agua (W/OW)*.

La cantidad de agua emulsionada varía ampliamente desde 1 a 60 % en volumen. En petróleos de tipo medianos y livianos (>20 °API) las emulsiones contienen típicamente de 5 a 20 % volumen de agua, mientras que en petróleos del tipo pesados y extra pesados (<20 °API) tienen a menudo de 10 a 35 % de agua. La cantidad de agua libre depende de la relación agua/aceite y varía de un pozo a otro.

1.2.1 Emulsión del tipo agua en petróleo (W/O)

Las emulsiones *agua en petróleo* o directas (Figura 4), se refieren a las gotas de agua contenidas en la fase de petróleo y por lo general es agua y sedimento (A&S) lo que está disperso. El A&S es principalmente agua salina con sólidos tales como arena, lodos de perforación, carbonatos, sólidos disueltos, también el A&S es llamado *Agua y Sedimento Básico (A&SB)*.

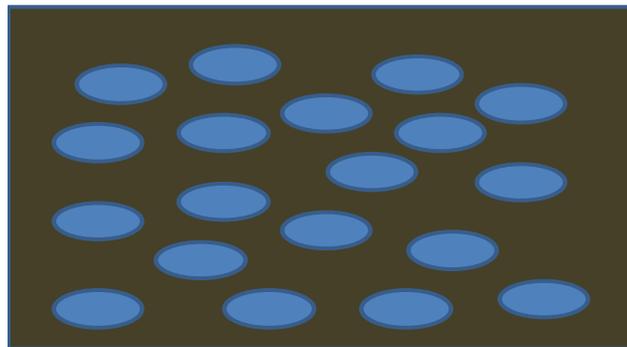


Figura 4. Emulsión agua en petróleo.

Otra terminología en la industria petrolera es clasificar a las emulsiones directas (W/O) producidas como duras y suaves. Por definición una emulsión dura es muy estable y difícil de romper, principalmente porque las gotas dispersas son muy pequeñas. Por otro lado, una emulsión suave es inestable y fácil de romper debido a que su tamaño es grande con respecto a las emulsiones duras. En otras palabras, cuando un gran número de gotas de agua de diámetro mayor están presentes, ellas a menudo se separan fácilmente por la fuerza gravitacional.

1.2.2 Emulsión del tipo petróleo en agua (O/W)

La mayor parte de estas emulsiones se presentan en el agua libre y por lo tanto la fase interna es el petróleo y la continua es el agua (Figura 5). Las condiciones necesarias para que se de este tipo de emulsión son: alto porcentaje de agua, bajo contenido de sal en el agua y un agente emulsificante presente en el agua.

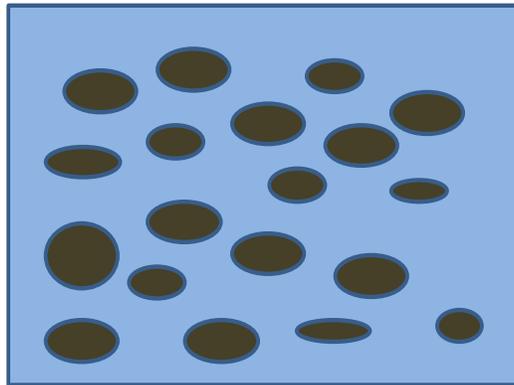


Figura 5. Emulsión petróleo en agua.

1.2.3 Emulsiones complejas

También llamadas emulsiones múltiples o complejas pero que rara vez se forman. Su estructura es de una gota de tamaño considerable de agua atrape una gota de petróleo y que a su vez este tenga atrapada una pequeña gota de agua y viceversa una gota de petróleo de gran tamaño tenga atrapada una gota de agua y esta a su vez contenga una gota pequeña de petróleo en su seno.

1.2.4 Agentes emulsificantes

El emulsificante es un agente activo de superficie el cual altera las características de la interface agua-petróleo. En el tipo de emulsión *agua en petróleo*, el agente emulsificante está presente en la fase de petróleo y este migra a la interfase. Al concentrarse en la interfase, el emulsificante impide la unión de las gotas de agua. Como las partículas del emulsificante se mueven en la fase de petróleo, tienden a rodear a las gotas de agua y mantenerlas flotando en la fase de petróleo.

Los agentes emulsificantes son numerosos y pueden ser:

Compuestos naturales surfactantes tales como asfáltenos y resinas que contienen ácidos orgánicos y bases, ácidos naftenicos, ácidos carboxílicos, compuestos de azufre, fenoles, cresoles y otros surfactantes naturales de alto peso molecular.

Sólidos finamente divididos, tales como arena, arcilla, finos de formación, esquistos, lodos de perforación, fluidos para estimulación, incrustaciones minerales, productos de la corrosión (por ejemplo sulfuro de hierro, óxidos), parafinas, asfáltenos precipitados.

Químicos de producción añadidos tales como inhibidores de corrosión, biocidas, limpiadores, surfactantes y agentes humectantes.

Para obtener una buena velocidad de asentamiento, se requiere que la viscosidad del crudo disminuya, mientras que el radio de las gotas de agua se incremente; esto se logra con la adición de calor a la mezcla crudo-agua.



CAPÍTULO II: Separadores trifásicos horizontales por gravedad



2.1 Variables que intervienen en el diseño de un separador por gravedad

En el diseño de separadores es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que pueden encontrarse los fluidos y el efecto que sobre estos puedan tener las diferentes fuerzas o principios físicos. Los principios considerados para realizar la separación física de gas, líquidos y sólidos son: el momentum o cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

Las propiedades involucradas en la separación de fases son la densidad y la viscosidad, por lo que tienen un papel importante en el diseño y dimensionamiento de separadores. Dichas propiedades se requieren evaluar antes de diseñar y dimensionar los equipos de separación y para ello se necesitan ciertas relaciones termodinámicas.

2.1.1 Densidad de las fases

La densidad es una propiedad intensiva que se ve afectada por los cambios de presión y temperatura del sistema y que son variables durante la vida de producción de un pozo de petróleo. La diferencia de densidades entre las fases es uno de los factores que determinan la velocidad de separación de las fases.

2.1.2 Viscosidad de las fases

La viscosidad es una propiedad de los fluidos y se manifiesta cuando los fluidos están en movimiento. La viscosidad de un fluido se define como la resistencia a fluir y al igual que la densidad es una propiedad intensiva y también sufre cambios con respecto a la presión y temperatura. En un fluido líquido la viscosidad se manifiesta de la siguiente manera: a medida que aumenta la viscosidad la resistencia a fluir es mayor y se requiere mayor energía para mover dicho fluido; y cuando el valor de la viscosidad disminuye la oposición al flujo es menor y por ende menor requerimiento de energía.

La viscosidad con respecto a la temperatura presenta el comportamiento siguiente en los fluidos incompresibles: primero a medida que la temperatura aumenta la viscosidad disminuye y viceversa cuando la temperatura disminuye la viscosidad aumenta. En el caso con respecto a la presión los efectos son menores a los provocados por la temperatura. El aumento de la presión por medios mecánicos, sin adicción de gas, resulta en un aumento de viscosidad. Este comportamiento obedece a que se está disminuyendo las distancias intermoleculares y en consecuencia se está aumentando la resistencia de las moléculas a desplazarse.

2.1.3 Diámetro de gota de las fases

El diámetro de gota es una variable fundamental ya que de ello depende la estabilidad de la emulsión Agua-Petróleo. El tamaño de las gotas de agua afecta la velocidad con la que se moverán a través de la fase de petróleo. Mientras más grande sea el tamaño de las gotas de agua, más rápido se separarán de la fase de petróleo. El tamaño de las gotas de agua depende del grado de agitación al que la emulsión



es sujeta antes del tratamiento. Un menor diámetro de gota requiere de mayor tiempo de residencia del petróleo en el separador. El diámetro de gota varía de una emulsión a otra, para una macroemulsión el rango va de 0.2 a 50mm de diámetro y las microemulsiones o micelas con tamaños de gotas en el rango de 0.01 a 0.2mm de diámetro.

2.1.4 Momentum o cantidad de movimiento

Fluidos con diferentes densidades tienen diferentes momentum. Si una corriente de dos fases se cambia bruscamente de dirección, el fuerte momentum o la gran velocidad adquirida por las fases, no permiten que las partículas de la fase pesada se muevan tan rápidamente como las de la fase liviana, este fenómeno provoca la separación.

2.1.5 Fuerza de gravedad

Las gotas de la fase pesada (líquido más denso) se separan de la fase liviana (gas o líquido menos denso), cuando la fuerza de gravedad que actúa sobre las gotas de líquido más denso, es mayor que la fuerza de arrastre del gas o del líquido menos denso sobre las gotas de líquido más denso. Estas fuerzas se expresan matemáticamente usando la **ley de Stokes**.

2.1.6 Coalescencia

Para las gotas más pequeñas de líquido que forman una especie de neblina o llovizna que son arrastradas por la fase gaseosa y no pueden ser separadas por gravedad, se utiliza un mecanismo coalescedor. Estos medios son los demister, eliminadores de niebla o mallas que hacen que las pequeñas gotas colisionen formando gotas más grandes que por su mayor tamaño y peso hacen que se precipiten por gravedad.

La coalescencia de las gotas de agua dispersa en el seno del petróleo, está en función del tamaño de las gotas y por la acción del desemulsificante. Entonces si el tamaño de las gotas es grande la coalescencia se dará más rápida y por ende menor tiempo de asentamiento debido al gran cuerpo de agua formado y viceversa, a menor diámetro de gota (0.5 a 50 micras) el tiempo de asentamiento será mayor.

2.2 Ley de Stokes

La ley de Stokes se refiere a la fuerza de fricción experimentada por objetos esféricos moviéndose en el seno de un fluido viscoso en un régimen laminar de bajos números de Reynolds. Fue derivada en 1851 por George Gabriel Stokes tras resolver un caso particular de las ecuaciones de Navier-Stokes. En general la ley de Stokes es válida en el movimiento de partículas esféricas pequeñas moviéndose a velocidades bajas.

La ley de Stokes puede escribirse como:

$$F_r = 6\pi r\mu v$$

Dónde:

F_r = es la fuerza de rozamiento

r = es el radio de la esfera [ft]

v = la velocidad de la esfera [ft/s]

μ = viscosidad del fluido [lb/ft-s]

La condición de bajos números de Reynolds implica flujo laminar lo cual puede traducirse por una velocidad relativa entre la esfera y el medio inferior a un cierto valor crítico. En estas condiciones la resistencia que ofrece el medio es debida casi exclusivamente a las fuerzas de rozamiento que se oponen al deslizamiento de unas capas de fluido sobre otras a partir de la capa límite adherida al cuerpo. La ley de Stokes se ha comprobado experimentalmente en multitud de fluidos y condiciones.

La deducción de la ecuación de la ley de Stokes implica lo siguiente:

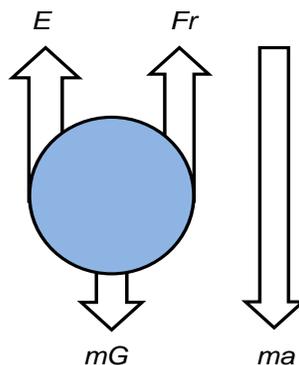
La partícula esférica se mueve bajo la acción de las siguientes fuerzas: el peso, el empuje (se supone que el cuerpo está completamente sumergido en el seno de un fluido), y una fuerza de rozamiento que es proporcional a la velocidad de la partícula (suponemos que el flujo se mantiene en régimen laminar).

El peso es el producto de la masa (m) por la aceleración de la gravedad (G). La masa es el producto de la densidad de la partícula (ρ_p) por el volumen de la partícula esférica de radio (r).

$$mG = \rho_p \frac{4}{3} \pi r^3 G$$

De acuerdo con el Principio de Arquímedes, el empuje (E) es igual al producto de la densidad del fluido (ρ_f), por el volumen del cuerpo sumergido, y por la aceleración de la gravedad (G).

$$E = \rho_f \frac{4}{3} \pi r^3 G$$



La fuerza de rozamiento es proporcional a la velocidad y por lo tanto la ecuación de movimiento será:

$$ma = mG - E - F_r$$

La velocidad límite, se alcanza cuando la aceleración sea cero, es decir, cuando la resultante de las fuerzas que actúan sobre la partícula es cero, por tanto tenemos:

$$mG - E = F_r$$

Sustituyendo:

$$6\pi r\mu v = \rho_p \frac{4}{3}\pi r^3 G - \rho_f \frac{4}{3}\pi r^3 G$$

Despejando v , tenemos

$$v = \frac{4r^2 G (\rho_p - \rho_f)}{18\mu}$$

Asumiendo que $r = \frac{D}{2}$ tenemos y que $v = v_t$ como velocidad límite, tenemos la siguiente ecuación:

$$v_t = \frac{D_p^2 G (\rho_p - \rho_f)}{18\mu_f} \text{ ----- Ecuación de Stokes}$$

Donde:

V_t : velocidad de asentamiento de la partícula [ft/seg]

G : aceleración de la gravedad, [ft/seg²]

D_p : diámetro de la partícula, [ft]

ρ_p : densidad de la partícula, [lb/ft³]

ρ_f : densidad del fluido, [lb/ft³]

μ_f : viscosidad del fluido, [lb/ft-seg].

La ecuación de Stokes se utilizará más adelante para el cálculo de las velocidades de sedimentación de las gotas de agua suspendidas en la fase de petróleo.

2.3 Partes del separador trifásico por gravedad

Todo separador horizontal trifásico (Figura 6), para poder cumplir con los principios de separación, deben de dotarse de mecanismos necesarios para cumplir con la separación de las fases, para esto se han establecido 4 secciones principales de separación que se definen a continuación:

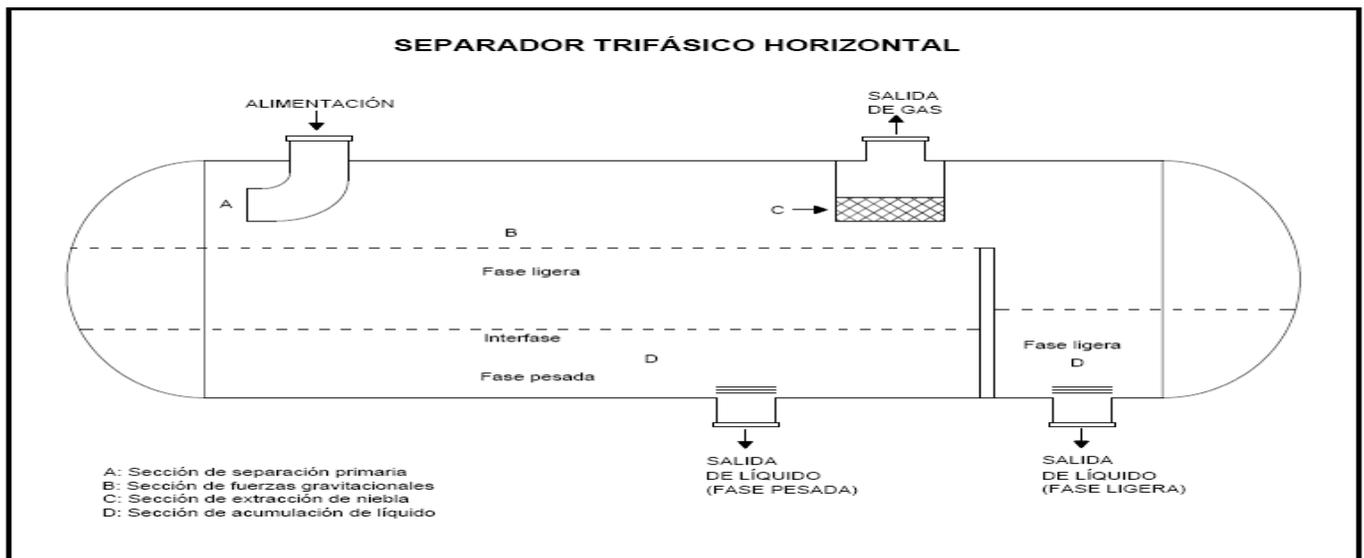


Figura 6. Partes principales de un separador trifásico por gravedad horizontal.



- **Primera sección de separación A:**

Comprende la entrada de fluidos al separador, permite adsorber la cantidad de movimiento de los fluidos en la alimentación y controla el cambio abrupto de la corriente y produce una separación inicial. Esta zona incluye las boquillas de entrada y los aditamentos de entrada tales como: deflectores o distribuidores que van instalados en la(s) boquilla(s) de entrada, se emplean para producir un cambio de cantidad de movimiento o de la dirección de flujo de la corriente de entrada, y así producir la primera separación mecánica de las fases además de generar (en el caso de los distribuidores), un patrón de flujo dentro del recipiente que facilite la separación final de las fases, reduciendo posiblemente el tamaño de la boquilla de entrada y, en cierta medida, las dimensiones del recipiente. Los deflectores, se diseñan en forma de ángulo, placa, cono ó semiesfera; estos, logran un cambio rápido en la dirección y la velocidad de la corriente de entrada, predominando la separación gas-líquido.

- **Sección de fuerzas gravitacionales B:**

En esta parte las fuerzas gravitacionales tienen influencia fundamental, ya que las gotas de líquidos que contiene el gas son separadas al máximo. Este proceso, se realiza mediante el principio de asentamiento por gravedad, la velocidad del gas se reduce apreciablemente y en consecuencia, la corriente de gas sube a una velocidad reducida provocando que las partículas dispersas de líquido se depositen en el fondo del recipiente. Durante la separación secundaria se observan zonas de fase continua con gotas dispersas (fase discontinua), sobre la cual actúa la fuerza de gravedad, que se encarga de decantar hasta cierto tamaño de gotas de la fase pesada discontinua en la fase liviana continua. También produce la flotación de hasta un cierto tamaño de gotas de la fase líquida liviana (fase discontinua), en la fase pesada continua. En esta parte del recipiente la fase liviana se mueve a una velocidad relativamente baja y con muy poca turbulencia.

Esta zona se diseña en función de la velocidad crítica ó terminal del gas, ya que esta define el límite máximo superior para la velocidad del gas dentro del separador, por consiguiente, el separador debe trabajar a una velocidad inferior a la crítica, para lograr que la fuerza de gravedad haga caer las partículas de líquido. Por lo tanto para obtener las dimensiones de esta sección es fundamental calcular lo mejor posible este parámetro.

- **Sección de extracción de niebla C:**

Aquí se separan las minúsculas partículas de líquido que contiene el gas después de haber pasado por las 2 secciones anteriores. Los eliminadores de niebla son aditamentos para eliminar pequeñas gotas de líquido que no pueden ser separadas por la simple acción de la gravedad en separadores gas-líquido. Las gotas finas no alcanzan un tamaño lo suficientemente grande para separarse por gravedad, para lograrlo es necesario tener elementos como los eliminadores de niebla o mallas para el caso de separadores gas-líquido, o las esponjas o platos coalescedores tipo vane en el caso de los separadores líquido-líquido.

- **Sección de acumulación de líquido D:**

El líquido con cierta cantidad de gas se acumula en la parte inferior del separador. Esta sección debe diseñarse en función del tiempo necesario que permita que el gas atrapado en el líquido se separe; este tiempo, depende del líquido a separar y debe proveerse al separador del suficiente espacio de acumulación para que se lleve a cabo dicha separación.



En esta sección del separador debe considerarse que cierto volumen de líquido dentro del recipiente es obligatorio, ya que evita que el gas escape por el fondo y la formación de vórtices; para evitar esto, se utilizan rompe vórtices que son elementos internos que están adosados internamente a las boquillas de líquido, y su función es evitar el arrastre de burbujas de vapor/gas en la corriente líquida que abandona el recipiente.

El diseño de separadores comprende proveer al recipiente de un diámetro, longitud y elementos internos para lograr los principios de separación de las fases.

2.4 Criterios de diseño

Los parámetros importantes para el diseño de separadores trifásicos son: la composición de la corriente de alimentación, presión, temperatura y caudal. Estas propiedades cambian con el tiempo, a menudo difícil de predecir, pero sin embargo son de vital importancia. El separador trifásico debe ser dimensionado a manera de ser lo suficientemente flexible para operar en dichos cambios durante la vida del campo productor de petróleo.

Diseñar y dimensionar separadores no es una tarea fácil, aunque la separación física de fases (gas-petróleo-agua) es una etapa importante en la producción de petróleo. Sin embargo el principio de diseño de estos equipos depende de los resultados del muestreo y análisis de la corriente de alimentación al separador trifásico.

Para el diseño adecuado de un separador, es necesario tomar en cuenta los siguientes puntos:

- a. La energía que posee el fluido al entrar al recipiente debe ser controlada.
- b. Los fluidos de las fases involucradas (gas, petróleo y agua) deben estar comprendidos dentro de los límites adecuados que permitan su separación a través de las fuerzas gravitacionales que actúan sobre estos fluidos y que establezcan el equilibrio entre las fases.
- c. La turbulencia que ocurre en la sección ocupada por la fase gas debe ser minimizada.
- d. La acumulación de espuma y partículas contaminantes deben ser controladas.
- e. Una vez separadas las fases no deben ponerse en contacto.
- f. Las regiones del separador donde se puedan acumular sólidos deben, en lo posible, estar provistos de facilidades adecuadas para su remoción.

2.4.1 Presión y temperatura de diseño

La presión y temperatura de diseño de un separador de gas-petróleo-agua es algo complejo debido a que cada campo de producción tiene propiedades y condiciones diferentes con respecto a otro campo de producción y estas condiciones cambian con respecto al tiempo de vida de producción del campo.

Temperatura: la temperatura tiene un rol importante, porque a medida que la temperatura aumenta, la viscosidad del crudo disminuye provocando que gotas de agua sedimenten fuera del seno del crudo, permitiendo un menor tiempo de separación. Sin embargo, una temperatura alta causa la evaporación de hidrocarburos pesados arrastrándolos a la fase de gas lo que conlleva a disminuir la recuperación de crudo.



Presión: Una alta presión aumenta la recuperación de crudo por la condensación de hidrocarburos ligeros. Sin embargo, una caída de presión abrupta provoca un flasheo con el subsecuente arrastre de hidrocarburos pesados hacia la fase de gas. Una baja presión de operación tiene como consecuencia que cantidades de hidrocarburos ligeros arrastren hidrocarburos pesados hacia la fase de gas causando una disminución de recuperación de crudo.

Para determinar la presión y temperatura de diseño de un separador trifásico, se tiene que realizar un estudio sobre las diferentes condiciones que tiene cada pozo de producción de petróleo y evaluar para determinar las condiciones óptimas a las cuales va a operar el separador.

Las condiciones de operación seleccionadas deben maximizar el rendimiento de recuperación de petróleo a la salida del separador trifásico y a su vez este sea flexible para operar de manera eficiente durante la vida del campo de producción de petróleo.

2.5 Procedimiento de diseño para separadores trifásicos horizontales

Información mínima requerida

Ubicar la información requerida de acuerdo a la siguiente tabla:

Información	Hidrocarburos Gaseosos	Hidrocarburos líquidos (petróleo)	Líquido pesado (agua)	General
Densidad				
Viscosidad				
Flujo volumétrico				
Presión				
Temperatura				

Paso 1. Estimar las dimensiones aproximadas del separador.

Asumir las siguientes suposiciones:

- Una relación L_{eff}/D (L_{eff} : longitud efectiva de separación)
- Que el separador contiene líquido a la mitad
- De acuerdo a la gravedad °API del petróleo y a la temperatura del mismo, definir el tiempo de retención de acuerdo a la siguiente tabla que recomienda la norma API 12J

Gravedad °API del petróleo crudo	Tiempo en minutos
Petróleo con 35°API o mayores	De 3 a 5 minutos
Petróleo con menos de 35° API	
De 100°F a mayor temperatura	De 5 a 10 minutos
De 80°F a 100°F de temperatura	De 10 a 20 minutos
De 60°F a 80°F de temperatura	De 20 a 30 minutos

Calcular el volumen del separador con la siguiente ecuación:

$$V_L = (0.5) * \left(\frac{\pi}{4}\right) * D^2 * xD = (q_w * t_{rw}) + (q_o * t_{ro}) \dots \dots \dots (2.1)$$



donde:

q_w : flujo de agua en ft^3/min

q_o : flujo de petróleo en ft^3/min

t_{rw} : tiempo de residencia teorico del agua en min

t_{ro} : tiempo de residencia teorico del petróleo en min

V_L : volumen total de la mezcla líquida en ft^3

D : diámetro del separador en ft

x : valor de la relación L_{eff}/D

Y resolver para D con la siguiente ecuación y después sustituir el valor del diámetro obtenido en la relación L_{eff}/D y despejar L_{eff} para obtener su valor numérico.

$$D = \sqrt[3]{\frac{8 * V_L}{x * \pi}} \dots \dots \dots (2.2)$$

Con los valores obtenidos de D y L_{eff} , definir el valor estándar para el diámetro y longitud efectiva de separación, siempre y cuando cumpla con la siguiente restricción:

$$3 < \frac{L_{eff}}{D} < 5$$

Con la L_{eff} calcular el área transversal de la mezcla de líquida (petróleo-agua) en el separador con la ecuación.

$$A_L = \frac{V_L}{L_{eff}} \dots \dots \dots (2.3)$$

donde:

A_L : área transversal de la mezcla líquida (petróleo – agua) en ft^2

Paso 2. Obtener la velocidad máxima del gas dentro del separador.

En ausencia de datos de pruebas de campo o de laboratorio, el API 12J recomienda los siguientes valores para el valor de la constante de Souders-Brown K_{SB} :

Tipo de separador	Altura o longitud (ft)	K_{SB} recomendado (ft/s)
Vertical	5	0.12 a 0.24
	10	0.18 a 0.35
Horizontal	10	0.40 a 0.50
	Otras longitudes	$(0.40 \text{ a } 0.50)(L/10)^{0.56}$
Esféricos	Todos los diámetros	0.20 a 0.35

La velocidad máxima del gas dentro del separador se calcula usando el coeficiente de Souders-Brown normalmente cuando se considera un extractor de niebla o dispositivo coalescedor que permita que las gotas de líquido mayores a 10 micrones sedimenten fuera de la fase de gas. Por otro lado si no se considera un extractor de niebla o dispositivo coalescedor, se debe multiplicar el coeficiente K_{SB} por 0.5.



Para presiones altas el factor K_{SB} se debe ajustar con la siguiente ecuación:

$$K_{SB} = [0.50 - 0.0001(P - 100)] \left[\left(\frac{L_{eff}}{10} \right)^{0.56} \right] \dots \dots \dots (2.4)$$

El coeficiente de Souders-Brown lo aplicamos a la siguiente ecuación:

$$V_{max} = K_{SB} \sqrt{\frac{(\rho_o - \rho_g)}{\rho_g}} \dots \dots \dots (2.5)$$

donde:

K_{SB} : Coeficiente de Souders – Brown, adimensional

ρ_o : densidad del petróleo en lb/ft^3

ρ_g : densidad del gas en lb/ft^3

V_{max} : velocidad máxima del gas dentro del separador en ft/s

Con la velocidad máxima del gas, V_{max} , se calcula el área transversal mínima del gas dentro del separador con la siguiente ecuación:

$$A_{mg} = \frac{Q_g}{V_{max}} \dots \dots \dots (2.6)$$

donde:

Q_g : flujo de gas en ft^3/s

A_{mg} : área transversal mínima del gas dentro del separador en ft^2

Paso 3. Obtener el área transversal mínima total del separador y el diámetro mínimo.

Con el área transversal de la mezcla líquida y el área transversal mínima de gas se puede obtener el área total mínima (A_{min}) y el diámetro mínimo (D_{min}) del separador con las ecuaciones:

$$A_{min} = A_{mg} + A_L, \text{ en } ft^2 \dots \dots \dots (2.7) \Rightarrow D_{min} = \left[\frac{A_{min}}{(\pi/4)} \right]^{0.5}, \text{ en } ft \dots \dots \dots (2.8)$$

Paso 4. Determinar el área transversal total del separador, diámetro estándar siguiente mayor al mínimo y la altura de la mezcla líquida dentro del separador.

Una vez calculado el diámetro mínimo se selecciona el diámetro estándar actual (D_{sa}) siguiente que sea mayor que el diámetro mínimo y se calcula el área transversal total (A_{tot}) y la fracción de área de líquido (A_L^*) en el separador.

$$A_{tot} = \left(\frac{\pi}{4} \right) (D_{sa})^2, \text{ en } ft^2 \dots \dots \dots (2.9) \Rightarrow \frac{A_L}{A_{tot}} = A_L^* \dots \dots \dots (2.10)$$

Con la fracción de área de líquido dentro del separador, obtenemos el valor de R_L^* en las tablas del anexo 1 y podemos obtener la altura de líquido (H_L) dentro del separador con las siguientes relaciones:

$$R_L^* = \frac{H_L}{D_{sa}} = \frac{\text{Altura mezcla líquida (petróleo – agua)}}{\text{Diámetro estandard actual}} \Rightarrow R_L^* * D_{sa} = H_L \dots \dots \dots (2.11)$$



La altura de la mezcla líquida se considera también como la altura de la interfase gas-petróleo

Paso 5. Obtener el área transversal actual del gas y altura del gas en el separador.

Una vez obtenida el área transversal total del separador y con el área transversal de la mezcla líquida en el separador se puede obtener el área transversal actual del gas (A_{ag}) en el separador como se indica.

$$A_{ag} = A_{tot} - A_L \dots \dots \dots (2.12)$$

Para el caso de la altura del gas (H_g) dentro del separador se obtiene por la diferencia entre el diámetro estándar actual del separador y la altura de la mezcla líquida en el separador.

$$H_g = D_{sa} - H_L \dots \dots \dots (2.13)$$

Gerunda (1981) recomienda que la diferencia de $D-H_L$ sea mayor a **1.5ft** y Evans (1980) recomienda que la diferencia sea como mínimo **1ft**, y cuando se considera internos tipo vane o mallas coalescedoras, la diferencia sea el 20% del diámetro del separador. Por lo tanto si la diferencia entre el diámetro y la altura de la mezcla líquida no cumple como mínimo 1.5ft, aumentar el diámetro del separador hasta que la diferencia sea mayor a 1.5ft y volver a calcular la altura de la mezcla líquida y del gas dentro del separador.

Paso 6. Obtener el volumen de agua en el separador, área transversal del agua en el separador y altura del agua en el separador.

Calculamos primero el volumen del agua (V_w) con la siguiente ecuación:

$$V_w = q_w * t_{rw} \dots \dots \dots (2.14)$$

Una vez obtenido el volumen del agua y con la longitud efectiva de separación se puede obtener el área transversal del agua (A_w), así como su fracción de área (A_w^*) con las siguientes ecuaciones:

$$A_w = \frac{V_w}{L_{eff}} \dots \dots \dots (2.15) \Rightarrow \frac{A_w}{A_{tot}} = A_w^* \dots \dots \dots (2.16)$$

Con la fracción de área de agua dentro del separador, procedemos a obtener de la tabla del anexo1 el valor de R_w^* y obtenemos la altura del agua en el separador que es igual a la altura de la interfase petróleo-agua.

$$R_w^* = \frac{H_w}{D_{sa}} = \frac{\text{Altura del agua}}{\text{Diámetro standard actual}} \rightarrow R_w^* * D_{sa} = H_w \dots \dots \dots (2.17)$$

La altura del agua dentro del separador se considera como la altura de la interfase petróleo-agua.

Paso 7. Obtener la velocidad actual del gas y el tiempo de residencia del gas.

La velocidad actual del gas (V_{ag}) se calcula con la siguiente ecuación:

$$V_{ag} = \frac{Q_g}{A_{ag}} \dots \dots \dots (2.18)$$



Si la velocidad actual del gas es menor que la velocidad máxima permisible, el dimensionado del separador está basado a la capacidad del líquido y no al flujo de gas.

Con la velocidad actual del gas, el tiempo de residencia del gas (t_{rg}) se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$t_{rg} = \frac{L_{eff}}{V_{ag}} \dots \dots \dots (2.19)$$

Paso 8. Obtener la velocidad de sedimentación de gotas de petróleo dispersas en la fase de gas.

Con los valores obtenidos con anterioridad de la altura del gas dentro del separador y el tiempo de residencia del gas se calcula la velocidad de sedimentación de las gotas de petróleo (V_{od}) contenidas en la fase de gas con la siguiente ecuación:

$$V_{od} = \frac{H_g}{t_{rg}} \dots \dots \dots (2.20)$$

Paso 9. Obtener el diámetro y el número de Reynolds de gotas de petróleo dispersas en la fase de gas.

El diámetro de gota de petróleo (d_{od}) que descenderá hacia la interfase gas-petróleo a la velocidad de sedimentación calculada con la ecuación anterior, se calcula con la ecuación de Stokes.

$$d_{od} = \sqrt{\frac{V_{od} 18\mu_g}{G(\rho_o - \rho_g)}} \dots \dots \dots (2.21)$$

Con el diámetro de gota de petróleo calcular el número de Reynolds con la siguiente ecuación:

$$Re = \frac{d_{od} * V_{od} * \rho_g}{\mu_g} \dots \dots \dots (2.22)$$

Si $Re \leq 1$, el diámetro de gota de petróleo obtenido es el diámetro mínimo de gota que sedimentara fuera de la fase de gas.

Paso 10. Obtener la velocidad de sedimentación de gotas de agua dispersas en la fase de petróleo.

Calcular la velocidad de sedimentación de las gotas de agua (V_{wd}) dispersas en la fase de petróleo con la siguiente ecuación:

$$V_{wd} = \frac{(H_L - H_w)}{t_{ro}} \dots \dots \dots (2.23)$$

Paso 11. Obtener el diámetro y el número de Reynolds de gotas de agua dispersas en la fase de petróleo.

El diámetro de gota de agua (d_{wd}) que descenderá hacia la interfase petróleo-agua a la velocidad de sedimentación calculada con la ecuación anterior, se calcula con la ecuación de Stokes.



$$d_{wd} = \sqrt{\frac{V_{wd} 18\mu_o}{G(\rho_w - \rho_o)}} \dots \dots \dots (2.24)$$

Con el diámetro de gota de agua calcular el número de Reynolds con la siguiente ecuación:

$$Re = \frac{d_{wd} * V_{wd} * \rho_o}{\mu_o} \dots \dots \dots (2.25)$$

Si $Re \leq 1$, el diámetro de gota de agua obtenido es el diámetro mínimo de gota que migrará hacia la interfase petróleo-agua.

Paso 12. Obtener la velocidad de ascenso de gotas de petróleo dispersas en la fase de agua.

Calcular la velocidad de ascenso de las gotas de petróleo (V_{OD}) contenidas en la fase de agua con la siguiente ecuación:

$$V_{OD} = \frac{H_w}{t_{rw}} \dots \dots \dots (2.26)$$

Paso 13. Obtener el diámetro y el número de Reynolds de gotas de petróleo dispersas en la fase de agua.

El diámetro de gota de petróleo (d_{OD}) que ascenderá hacia la interfase petróleo-agua a la velocidad de ascenso calculada con la ecuación anterior, se calcula con la ecuación de Stokes.

$$d_{OD} = \sqrt{\frac{V_{OD} 18\mu_w}{G(\rho_w - \rho_o)}} \dots \dots \dots (2.27)$$

Con el diámetro de gota de petróleo calcular el número de Reynolds con la siguiente ecuación

$$Re = \frac{d_{OD} * V_{OD} * \rho_w}{\mu_w} \dots \dots \dots (2.28)$$

Si $Re \leq 1$, el diámetro de gota de petróleo obtenido es el diámetro mínimo de gota que ascenderá hacia la interfase petróleo-agua.

Paso 14. Obtener la altura de la mampara-rebosadero de petróleo.

Para la altura de la mampara-rebosadero de petróleo (H_m) es igual a la altura de la mezcla líquida dentro del separador.

$$H_m = H_L \dots \dots \dots (2.29)$$

Nota: El diámetro del separador influye en la sección de fuerzas gravitacionales; ya que un diámetro pequeño aumenta la velocidad dentro del equipo y puede causar arrastre, evitando que ocurra la separación de las fases.



Paso 15. Obtener la longitud tangente-tangente del separador.

Calcular la longitud tangente-tangente (L_{T-T}) del separador de acuerdo a las siguientes ecuaciones:
Si el dimensionado del separador es controlado por el la mezcla líquida se utiliza la ecuación 2.30

$$L_{T-T} = \left(\frac{4}{3}\right) * L_{eff} \dots \dots \dots (2.30)$$

Si el dimensionado del separador es controlado por el flujo de gas se utiliza la ecuación 2.31

$$L_{T-T} = L_{eff} + D \dots \dots \dots (2.31)$$

2.6 Internos del separador

Los internos de un separador prestan una gran variedad de funciones con el objetivo de mejorar la separación de las fases. Entre tales funciones están:

1. Separación primaria de las fases: implica reducir el momentum de las fases, así como el cambio de dirección del flujo de las mismas a la entrada del separador (deflectores, distribuidores de entrada o mamparas de choque).
2. Reducción de oleaje: las placas rompe olas evitan o reducen el arrastre de gotas de líquido por la corriente de gas y reduce la turbulencia en la zona de decantación de líquidos.
3. Coalescencia de gotas muy pequeñas: en separaciones gas-líquido se utilizan los eliminadores de niebla (mallas coalescedoras o demister, aletas tipo vane). Para separaciones líquido-líquido los platos o esponjas coalescedoras son los más utilizados.
4. Reducción de turbulencia de líquidos a la salida del separador: para este propósito son utilizados los rompe vórtices en las boquillas de salida de la fase ligera y la fase pesada respectivamente.
5. Reducción de espumas: son utilizadas las placas rompe espumas.

Los ejemplos comunes de los internos de un separador son descritos a continuación:

Deflectores: Los deflectores tienen una gran variedad de formas; pueden ser de placa, ángulo, cono, codo de 90°, o semiesfera (Figura 7). El diseño y forma del deflector depende principalmente del soporte requerido para resistir la carga de impacto a la cual es sometido. Estas fuerzas de impacto pueden llegar a desprender el elemento y ocasionar serios problemas de arrastre.

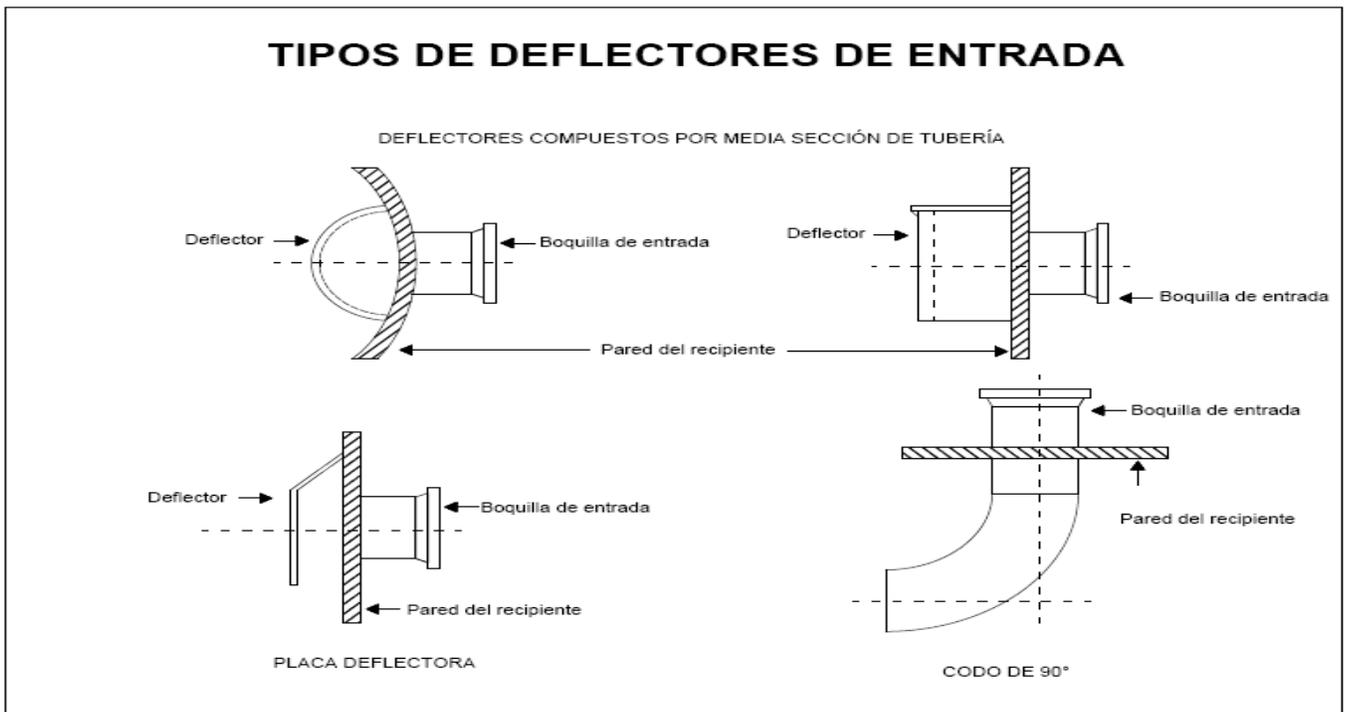


Figura 7. Tipos de deflectores de entrada (PDVSA, MDP, 1995).

Distribuidores de entrada: Los distribuidores de entrada son aditamentos de tubería internamente colocados perpendicularmente a la boquilla de entrada, los cuales tienen ranuras u orificios, por los cuales salen las dos fases a una baja velocidad. Estos aparatos, además, ayudan a una distribución pareja de las fases en el área disponible de flujo, que favorece la separación de las fases.

Eliminador de niebla tipo malla: Descrito en general como “demister” o “malla de alambre” (Figura 8), consiste en un filtro trenzado de alambre, normalmente de acero inoxidable empacado en forma de esponja cilíndrica, con un espesor entre 3 y 7 pulgadas y densidad entre 10 y 12 lb/ft³. Este elemento retiene las partículas líquidas hasta que adquieren un tamaño suficientemente grande como para que el peso supere tanto la tensión superficial como la acción de arrastre producida por el gas.

Eliminador de niebla tipo aleta: Los eliminadores tipo aleta consisten en un laberinto formado por láminas de metal colocadas paralelamente, con una serie de bolsillos recolectores de líquido (Figura 8). El gas es conducido entre las placas, sometido a sucesivos cambios de dirección, mientras que las partículas líquidas tienden a seguir en línea recta y son atrapadas en los bolsillos del eliminador. Una vez allí, coalescen y son conducidas en dirección perpendicular al flujo de gas hasta caer al seno de líquido. Las ventajas de este eliminador son su alta eficiencia y durabilidad. Adicionalmente, debido a que se construyen en forma compacta no son propensos a desarmarse. Las desventajas son su susceptibilidad a taponarse cuando manejan crudos parafinosos o asfálténicos, además su alto costo en relación a los otros tipos de eliminadores.

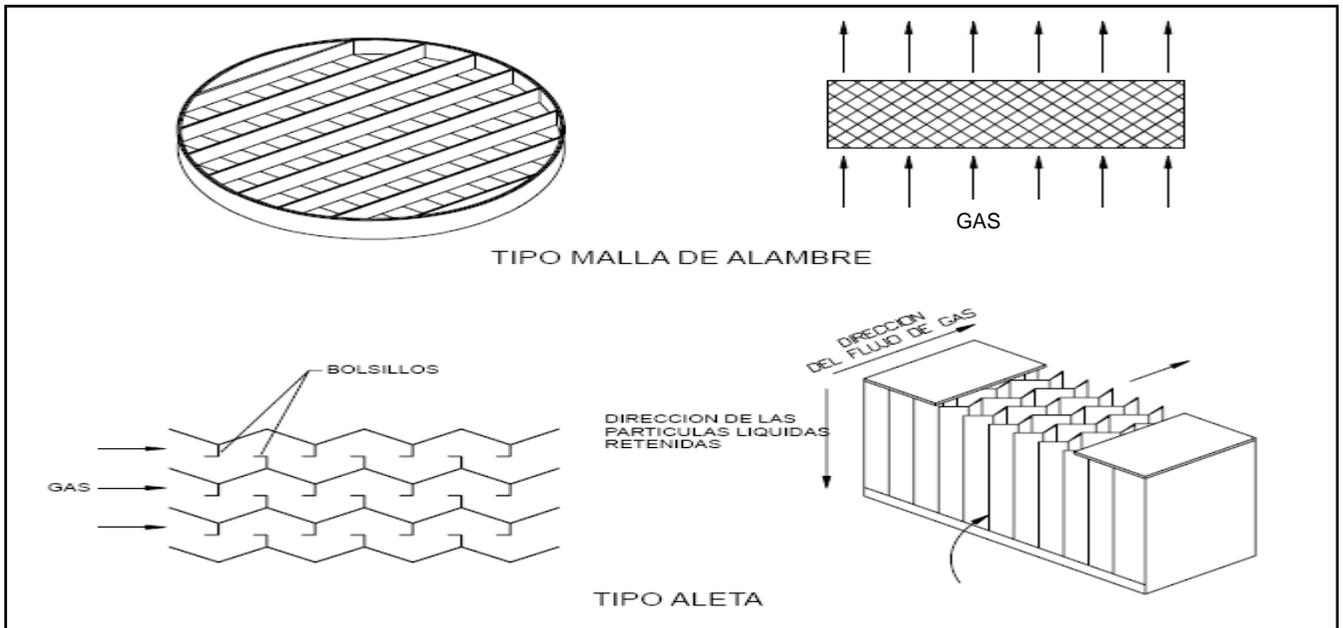


Figura 8. Tipos de eliminadores de niebla (PDVSA, MDP, 1995).

Rompe-vórtices: Cuando un líquido es drenado de un recipiente, se pueden producir condiciones que originen la formación de un remolino. Este efecto en separadores ocasiona el escape de la fase de gas por la boquilla de salida de líquido, lo cual es indeseable sobre todo desde el punto de vista de seguridad. Para resolver este problema es usual dotar a los recipientes de elementos que obstruyan o dificulten la formación de remolinos (Figura 9).

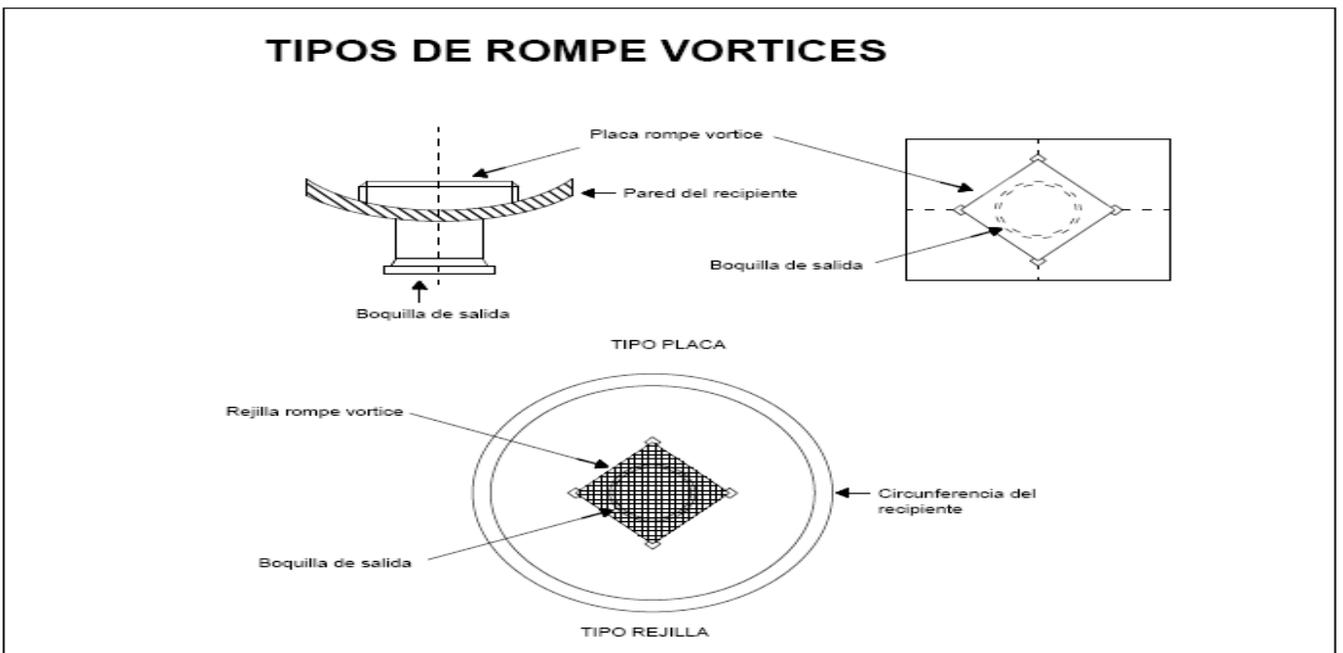


Figura 9. Tipos de rompe-vórtices.

Placas rompe-espumas: Consiste en una serie de placas paralelas longitudinales direccionadoras del flujo (Figura 10), colocadas en la zona de retención de líquidos de los separadores horizontales. Estas placas evitan que las burbujas de gas que ascienden a través del líquido colapsen y produzcan la agitación necesaria para formar la espuma.

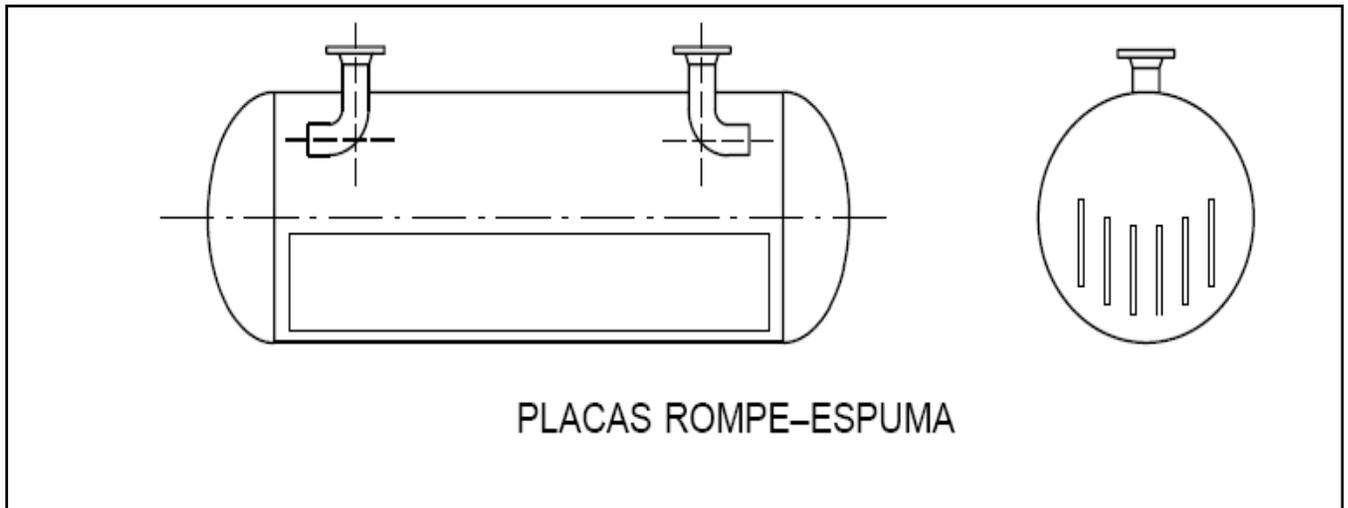


Figura 10. Placas Rompe-espuma (PDVSA, MDP, 1995).

Rompe-olas: Cuando se tienen separadores horizontales muy largos, se debe evitar la propagación de las ondulaciones y los cambios de nivel en dirección longitudinal. Para eliminar dichas ondulaciones es usual colocar placas en sentido transversal al separador, conocidas como rompe-olas (Figura 11). Dichas placas son de gran utilidad para las labores de control de nivel, evitando medidas erróneas producto del oleaje interno.

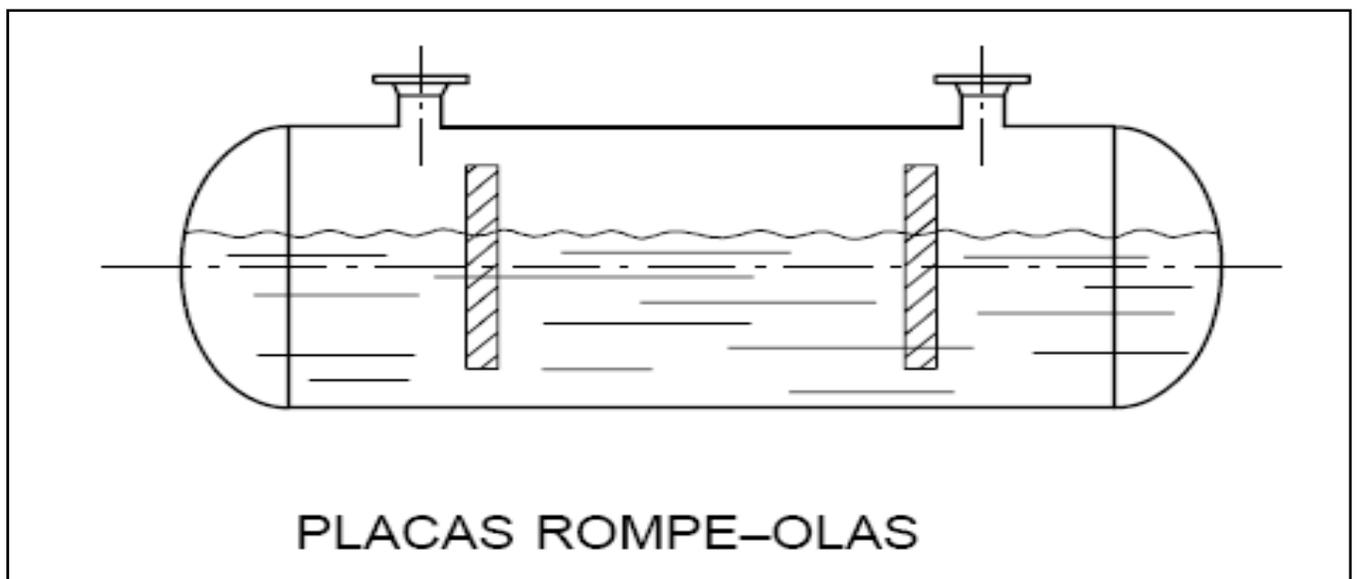


Figura 11. Placas Rompe-olas (PDVSA, MDP, 1995).



CAPÍTULO III: Análisis de la densidad y viscosidad de las fases en función de la temperatura y presión



En la sección 2.5 del capítulo anterior de este trabajo se presentó una metodología para el dimensionamiento de un separador trifásico y como se observó, la parte esencial para el dimensionamiento de dicho equipo depende de la viscosidad y densidad de las fases para determinar la velocidad de separación de dichas fases, es decir, la velocidad de sedimentación de las gotas de agua contenidas en el seno del petróleo y viceversa, la velocidad de ascenso de las gotas de petróleo contenidas en la fase agua, dentro del separador

Para el diseño de equipos de procesamiento de petróleo en superficie, se requiere el conocimiento de las propiedades de los fluidos (gas, petróleo y agua) a diferentes condiciones de presión y temperatura. Estas propiedades normalmente se determinan en el laboratorio mediante análisis de muestras tomadas, ya sea en fondo del pozo o en superficie.

Muchas veces no se dispone de información experimental, debido a que no se pueden obtener muestras representativas de los fluidos o porque el horizonte productor no garantiza el gasto en realizar un análisis PVT de los fluidos del yacimiento. En estos casos, las propiedades físicas de los fluidos deben ser determinadas por analogía o mediante el uso de correlaciones empíricas.

Las correlaciones PVT son desarrolladas a partir de datos de laboratorio y/o de campo y formuladas de una manera que puedan ser utilizadas con datos obtenidos sin mucha pérdida de tiempo y/o inversión de esfuerzo. Estos datos son:

- a) Propiedades de los fluidos
 - Gravedad específica del petróleo
 - Gravedad específica del gas
 - Gravedad específica del agua
 - Razón de gas producido-petróleo
- b) Propiedades del yacimiento
 - Presión
 - Temperatura

Antes de determinar una propiedad, se debe asegurar que la aplicación de interés se encuentra dentro del rango de los datos para la cual la correlación fue desarrollada. Una vez hecho esto, la correlación utilizada será adecuada y se obtendrán resultados confiables.



3.1 Efecto de la presión y temperatura sobre la viscosidad y densidad de la fase gaseosa

Para determinar la variación de la viscosidad y densidad del gas con respecto a la presión y temperatura es necesario determinar ciertas propiedades que influyen en dicha variación. Dichas propiedades que se requieren para determinar la variación de la densidad y la viscosidad del gas son las siguientes:

- Gravedad específica del gas (γ_g)
- Presión y temperatura pseudocríticas del gas (P_{sc}, T_{sc})
- Factor de compresibilidad del gas (z)

3.1.1 Gravedad específica del gas, (γ_g)

La gravedad específica del gas se define como la razón de la densidad del gas (ρ_g) entre la densidad del aire (ρ_a), ambas medidas a las mismas condiciones de presión y temperatura. Como la gravedad del gas se mide generalmente a condiciones estándar (**14.7 psia y 60°F**), tanto el gas como el aire se comportan como gases ideales y puede escribirse:

$$\gamma_g = \frac{\rho_g}{\rho_a} \dots \dots \dots (3.1)$$

La densidad de un gas se define como la masa por unidad de volumen, así, la ecuación anterior se obtiene:

$$\rho_g = \frac{m}{V} = \frac{PM_g}{RT} \dots \dots \dots (3.2)$$

Reemplazando la ecuación anterior en la ecuación para la gravedad específica del gas, se obtiene:

$$\gamma_{gM} = \frac{\frac{PM_g}{RT}}{\frac{PM_a}{RT}} = \frac{M_g}{M_a} = \frac{M_g}{28.96} \dots \dots \dots (3.3)$$

Donde M_g es el peso molecular del gas y M_a es el peso molecular del aire (**28.96 lbs/lbmol o gr/grmol**).

Si no se conoce el peso molecular del gas, pero se conocen los pesos moleculares de las fracciones molares de la mezcla, M_i , se determina el peso molecular aparente de la mezcla de gas mediante:

$$M_g = \sum_{i=1}^n y_i M_i \dots \dots \dots (3.4)$$

Dónde:

M_g : Peso molecular de la mezcla de gas

M_i : Peso molecular del componente i en la mezcla de gas

y_i : Fracción molar del componente i en la mezcla de gas

n : Número de componentes en la mezcla



Así una vez obtenido el peso molecular aparente de la mezcla de gas mediante la ecuación anterior se determina la gravedad específica de la mezcla de gas.

3.1.2 Presión y temperatura pseudocríticas del gas, (P_{sc} , T_{sc})

Con el propósito de estudiar el comportamiento de mezclas gaseosas, se ha introducido el concepto de presión y temperatura pseudocríticas, P_{sc} y T_{sc} .

Una serie de métodos o reglas de combinación han sido propuestas para determinar estas propiedades pseudocríticas cuando se conoce la composición de la mezcla gaseosa. Estos métodos o reglas de combinación suponen que cada componente contribuye a la presión y temperatura pseudocríticas en proporción a su porcentaje de volumen en el gas y a la presión y temperatura críticas, respectivamente, de dicho componente.

Entre los métodos o reglas de combinación más conocidos se tienen los siguientes:

Correlación de Brown, G.G., Katz, D.L., Oberfell, G.G. y Alden, R.C.

Esta correlación puede ser utilizada para gas natural en general ó para condensado si se conoce la gravedad específica de la mezcla de gas (ver gráficos 5 y 6). Si la mezcla gaseosa contiene cantidades apreciables de componentes no hidrocarburos (mayor de 5% por volumen), la gravedad específica de la mezcla debe ser corregida por estos componentes. Así, si γ_{gM} es la gravedad específica de la mezcla total de gas, la gravedad específica de la porción de gas hidrocarburo, γ_{gHC} , está dada por:

$$\gamma_{gHC} = \frac{\gamma_{gM} - 0.967y_{N_2} - 1.52y_{CO_2} - 1.18y_{H_2S}}{1 - y_{N_2} - y_{CO_2} - y_{H_2S}} \dots \dots \dots (3.5)$$

Dónde:

γ_{gHC} : Gravedad específica de la porción de gas hidrocarburo

γ_{gM} : Gravedad específica de la mezcla total de gas

y_{N_2} : Fracción molar de N_2 en la mezcla

y_{CO_2} : Fracción molar de CO_2 en la mezcla

y_{H_2S} : Fracción molar de H_2S en la mezcla

Un ajuste para la presión y temperatura pseudocríticas de la porción de gas hidrocarburo (P_{scHC} y T_{scHC} respectivamente) se realiza con las ecuaciones siguientes:

Para gas natural: $P_{scHC} = 677 + 15\gamma_{gHC} - 37.5\gamma_{gHC}^2 \dots \dots \dots (3.6)$

$$T_{scHC} = 168 + 325\gamma_{gHC} - 12.5\gamma_{gHC}^2 \dots \dots \dots (3.7)$$

Para gas condensado: $P_{scHC} = 706 - 51.7\gamma_{gHC} - 11.1\gamma_{gHC}^2 \dots \dots \dots (3.8)$

$$T_{scHC} = 187 + 330\gamma_{gHC} - 71.5\gamma_{gHC}^2 \dots \dots \dots (3.9)$$

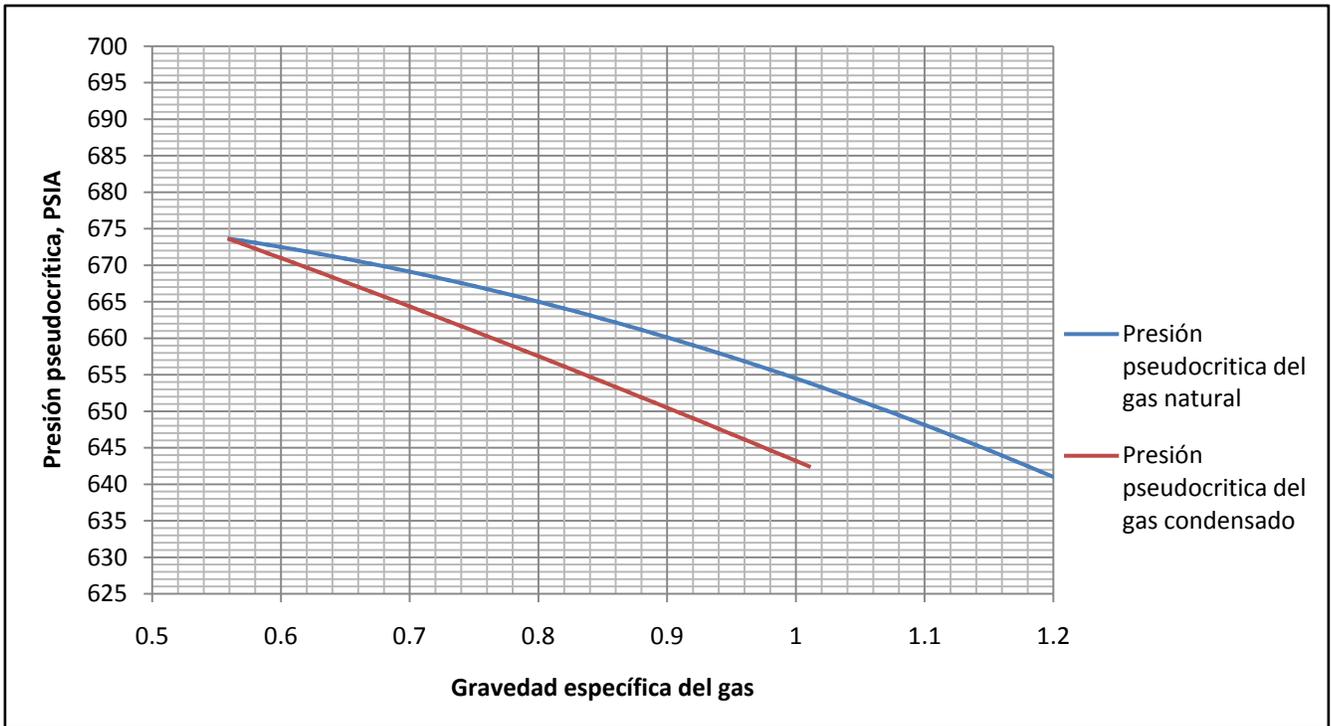


Gráfico 5. Variación de Presión pseudocrítica con la gravedad específica del gas.

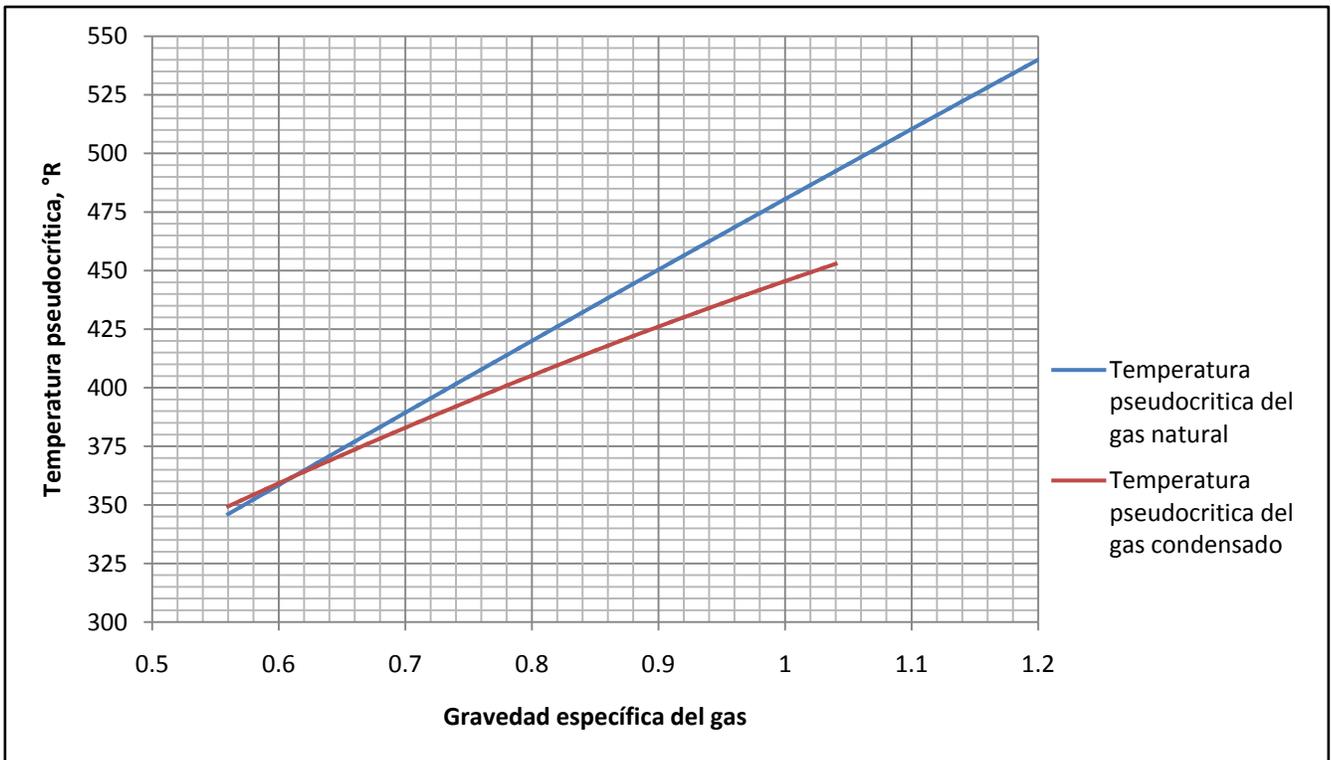


Gráfico 6. Variación de Temperatura pseudocrítica con la gravedad específica del gas.



Correlación de Sutton, R.P.

Sutton desarrolló las siguientes ecuaciones para gas natural (gráficos 7 y 8):

$$P_{scHC} = 756 - 131\gamma_{gHC} - 3.6\gamma_{gHC}^2 \dots \dots \dots (3.10)$$

$$T_{scHC} = 169.2 + 349.5\gamma_{gHC} - 74\gamma_{gHC}^2 \dots \dots \dots (3.11)$$

Estas ecuaciones fueron obtenidas a partir de 264 muestras diferentes de gas natural en el siguiente rango de gravedad específica: **0.571 γ_{gHC} 1.679**.

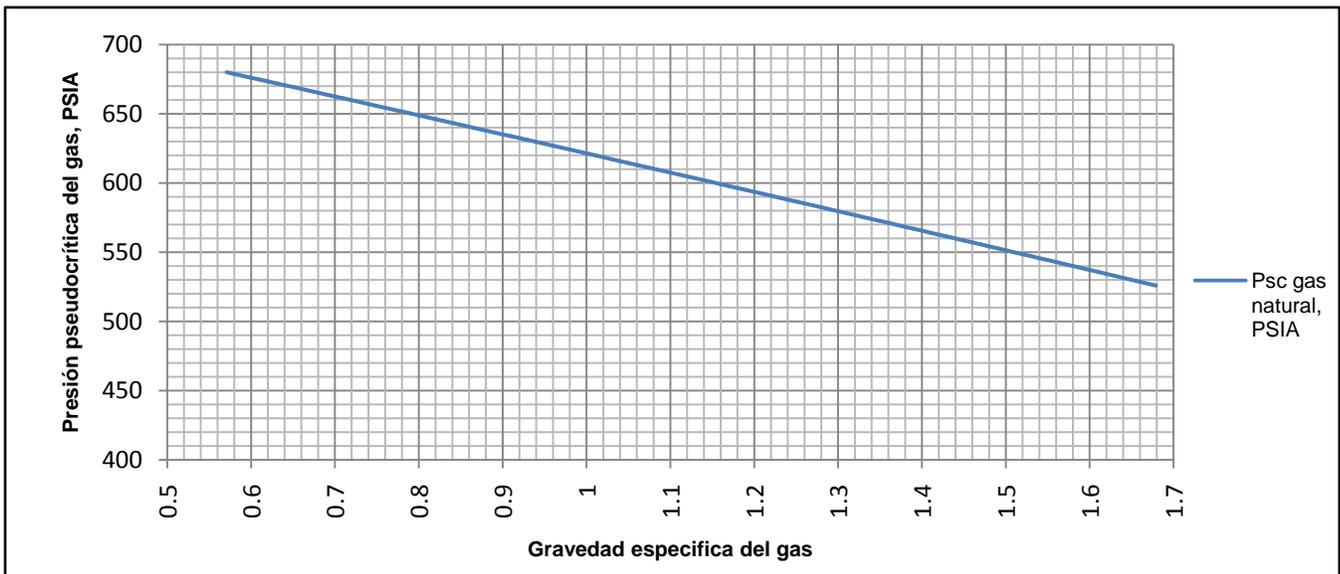


Gráfico 7. Variación de presión pseudocrítica con la gravedad específica del gas natural (Sutton, R.P.).

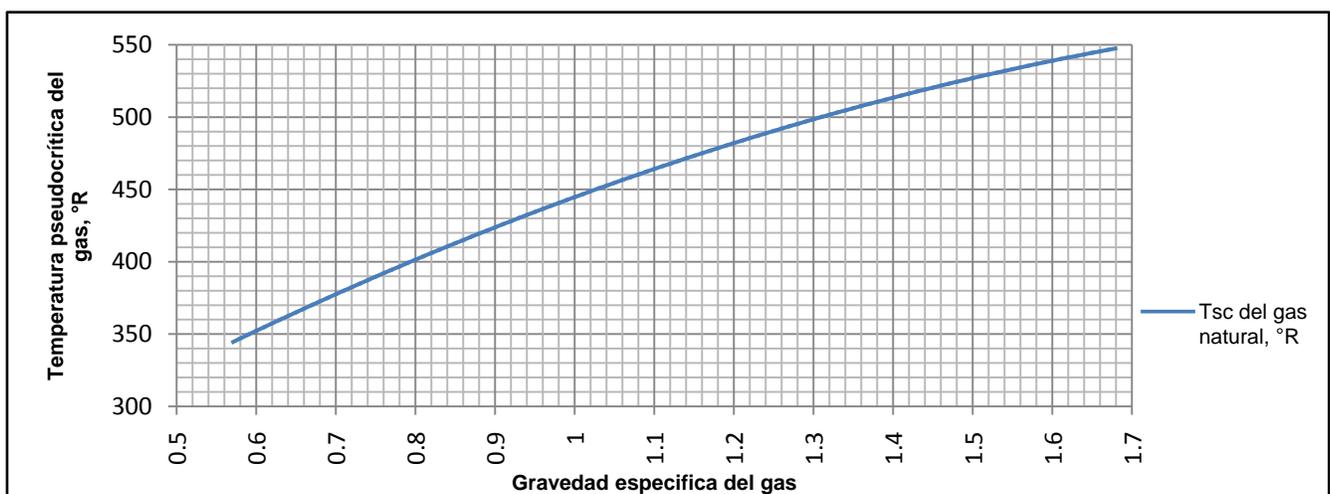


Gráfico 8. Variación de temperatura pseudocrítica con la gravedad específica del gas natural (Sutton, R.P.).



Finalmente, la presión y temperatura pseudocríticas de la mezcla total de gas (P_{scM} y T_{scM} respectivamente; gas natural + N₂, CO₂, H₂S) se determinan mediante las siguientes ecuaciones:

$$P_{scM} = (1 - y_{N_2} - y_{CO_2} - y_{H_2S})P_{scHC} + 493y_{N_2} + 1071y_{CO_2} + 1306y_{H_2S} \dots \dots \dots (3.12)$$

$$T_{scM} = (1 - y_{N_2} - y_{CO_2} - y_{H_2S})T_{scHC} + 227y_{N_2} + 548y_{CO_2} + 672y_{H_2S} \dots \dots \dots (3.13)$$

En los gráficos 5 y 7 se representa el comportamiento de la presión pseudocrítica en función de la gravedad específica del gas y condensados. La relación entre estas variables es inversamente proporcional; es decir, a una mayor gravedad específica disminuye la presión pseudocrítica del gas.

En los gráficos 6 y 8 se representa el comportamiento de la temperatura pseudocrítica en función de la gravedad específica del gas y condensados. La relación entre estas variables es directamente proporcional; es decir, a mayor gravedad específica aumenta la temperatura pseudocrítica del gas y condensados.

3.1.3 Factor de compresibilidad del gas, (z)

El factor de compresibilidad es la relación del volumen molar de un gas real con relación al volumen molar de un gas ideal a la misma presión y temperatura. Es una propiedad termodinámica que modifica la ecuación de la ley de los gases para determinar el comportamiento de un gas real, para ello es necesario modificar las siguientes ecuaciones.

$$PV = nzRT$$

$$PV = \frac{m}{M}zRT$$

El método más común de corregir estas ecuaciones, consiste en introducir el factor de compresibilidad. Este factor adimensional es afectado por presión y temperatura y composición del gas, y varía por lo general entre 0.70 y 1.20; el valor de 1.00 representa el comportamiento ideal.

El valor del factor de compresibilidad, “z”, para diferentes gases ha sido determinado en base al Teorema de los Estados Correspondientes, el cual establece que: a las mismas condiciones de presión y temperatura pseudorreducidas, todos los gases tienen el mismo factor de compresibilidad z. La presión y temperatura pseudorreducidas (P_{sr} y T_{sr} respectivamente), están definidas por:

$$P_{sr} = \frac{P}{P_{scM}} \dots \dots \dots (3.14)$$

$$T_{sr} = \frac{T}{T_{scM}} \dots \dots \dots (3.15)$$

Con los valores de P_{sr} y T_{sr} se puede obtener el valor de z con los siguientes métodos de ajuste de las gráficas de Standing, M.B. y Katz, D.L.

Método de Papay, J.

La ecuación para el cálculo de z es la siguiente (gráfico 9):

$$z = 1 - \frac{3.52P_{sr}}{10^{0.9813T_{sr}}} + \frac{0.274P_{sr}^2}{10^{0.8157T_{sr}}} \dots \dots \dots (3.16)$$

El error promedio de este método es de -4.873% para presiones y temperaturas pseudorreducidas en el rango $0.2 \leq P_{sr} \leq 15.0$ y $1.2 \leq T_{sr} \leq 3.0$.

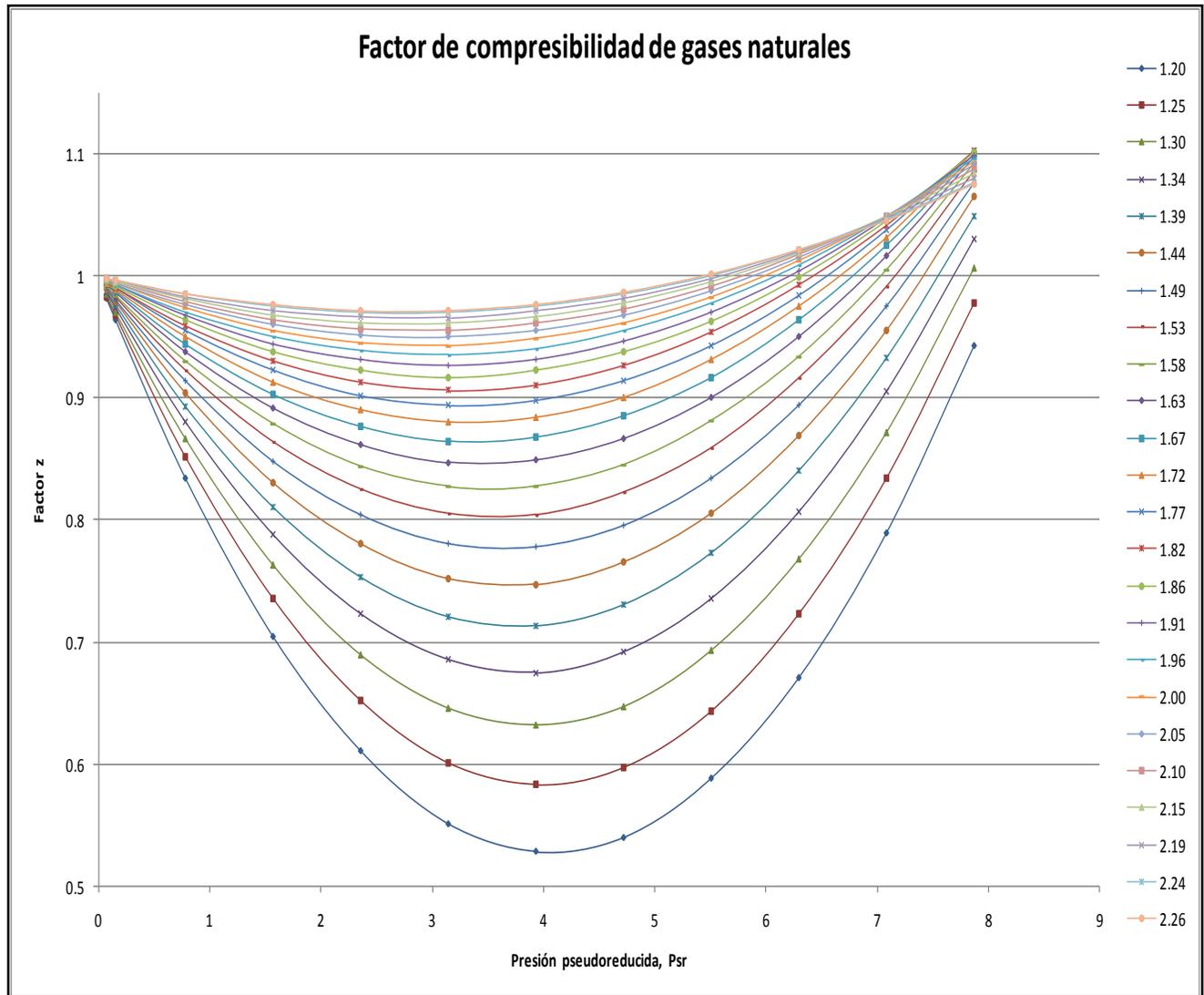


Gráfico 9. Variación del factor de compresibilidad del gas natural a P_{sr} y T_{sr} (columna de datos de la parte derecha del gráfico).



3.1.4 Viscosidad del gas, (μ_g)

La viscosidad de un gas es, en general, considerablemente más baja que la de un líquido, ya que las distancias intermoleculares del gas son mayores que las de un líquido. Los siguientes factores afectan la viscosidad de un gas:

- a. A bajas presiones (<1000-1500 psia), a medida que aumenta la temperatura aumenta la viscosidad del gas debido al incremento de la energía cinética de las moléculas que producen gran número de choques intermoleculares.
- b. A elevadas presiones (>1000-1500 psia), a medida que aumenta la temperatura disminuye la viscosidad del gas debido a la expansión térmica de las moléculas. A elevadas presiones las distancias intermoleculares de los gases son pequeñas y un gas tiende a comportarse como un líquido.
- c. A cualquier temperatura, la viscosidad de un gas aumenta con el incremento de presión debido a la disminución de las distancias intermoleculares.
- d. A medida que un gas es más pesado, sus moléculas serán más grandes y por tanto su viscosidad será mayor.

La viscosidad de un gas natural puede ser determinada experimentalmente o por medio de ecuaciones. La determinación de μ_g en el laboratorio es difícil debido a que su valor es muy pequeño (≈ 0.2 cP) para ser medido con exactitud. Por esta razón, se prefiere utilizar correlaciones gráficas o numéricas para su determinación.

Correlación de Lee, A.L., González, M.H. y Eakin, B.E.

Lee y colaboradores midieron experimentalmente la viscosidad de 4 gases naturales con impurezas (CO_2 , N_2) a temperaturas desde 100 hasta 340°F y presiones desde 100 a 8000 psia. A partir de los datos experimentales obtuvieron la siguiente ecuación (gráfico 10):

$$\mu_g = \frac{K e^{(X \rho_g^Y)}}{10^4} \dots \dots \dots (3.17)$$

Dónde:

$$K = \frac{(9.4 + 0.02M)T^{1.5}}{209 + 19M + T} \dots \dots \dots (3.18)$$

$$X = 3.5 + \frac{986}{T} + 0.01M \dots \dots \dots (3.19)$$

$$Y = 2.4 - 0.2X \dots \dots \dots (3.20)$$

$$\rho_g = 1.4935 \times 10^{-3} \frac{PM}{zT} \dots \dots \dots (3.21)$$

μ_g : Viscosidad del gas a P y T, en cP

ρ_g : Densidad del gas, en gr/cm^3

M : Peso molecular del gas ($=28.96 \gamma_g$), lbs/lb-mol



z : Factor de compresibilidad del gas, adimensional
P : Presión, en psia
T : Temperatura, en °R

La ecuación reprodujo los datos experimentales con una desviación estándar de 2.69% y una desviación máxima de 8.99%.

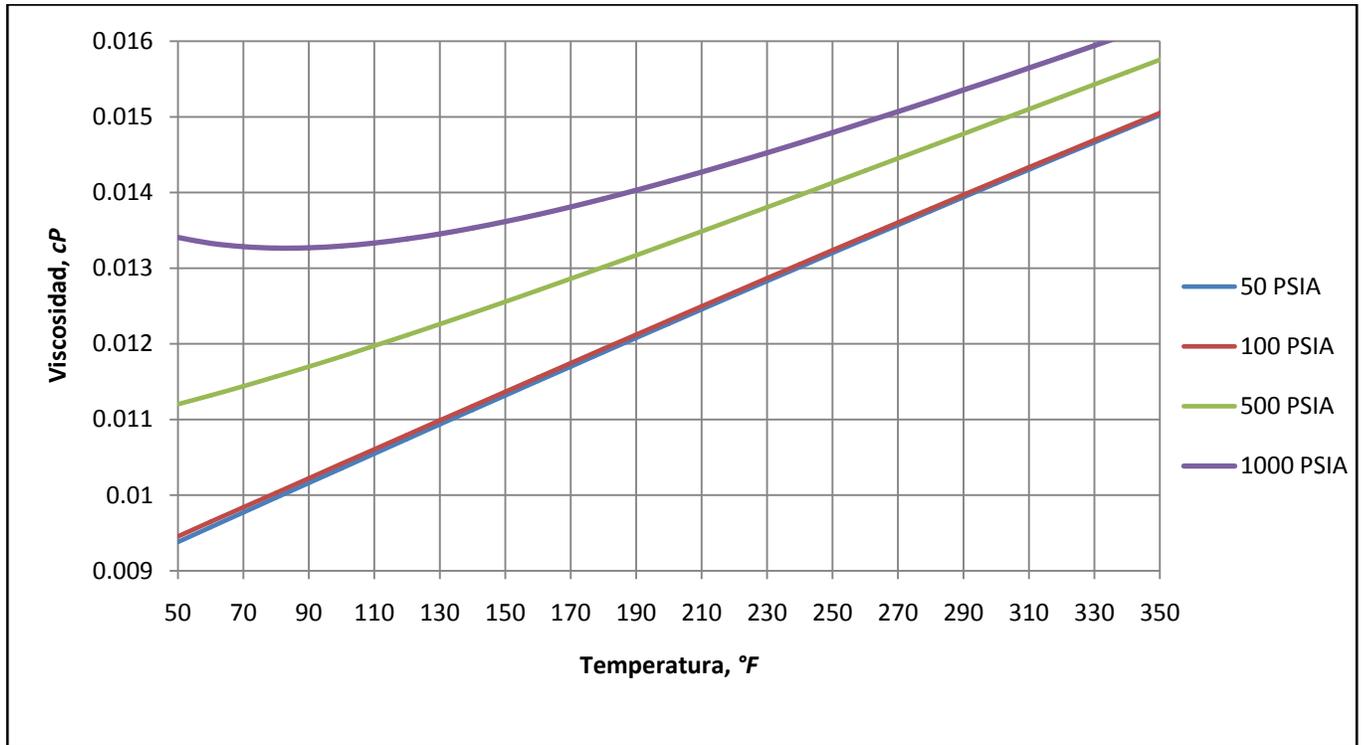


Gráfico 10. Variación de la viscosidad de gas natural a P y T.

En el gráfico 10 se observa que la viscosidad de los gases reales a altas presiones disminuye conforme al incremento de temperatura, por el contrario a presiones menores la viscosidad aumenta respecto al incremento de temperatura.

3.1.5 Densidad del gas, (ρ_g)

La densidad del gas, ρ_g en lbs/ft³, puede determinarse aplicando la ley de los gases reales:

$$PV = nzRT$$

El número de moles puede ser expresado como:

$$n = \frac{m}{28.96\gamma_g} \dots \dots \dots (3.22)$$



Combinando las dos ecuaciones anteriores y como la densidad es $\rho = \frac{m}{V}$, se obtiene:

$$\rho_g = \frac{28.96\gamma_g P}{zRT} \dots \dots \dots (3.23)$$

- ρ_g : densidad del gas a P y T, en lbs/ft³
- γ_g : gravedad específica del gas (aire=1)
- z : factor de compresibilidad del gas, adimensional
- P : Presión, en psia
- T : Temperatura, en °R

La variación de la densidad de un gas real a las condiciones de presión y temperatura se observan en el gráfico 11.

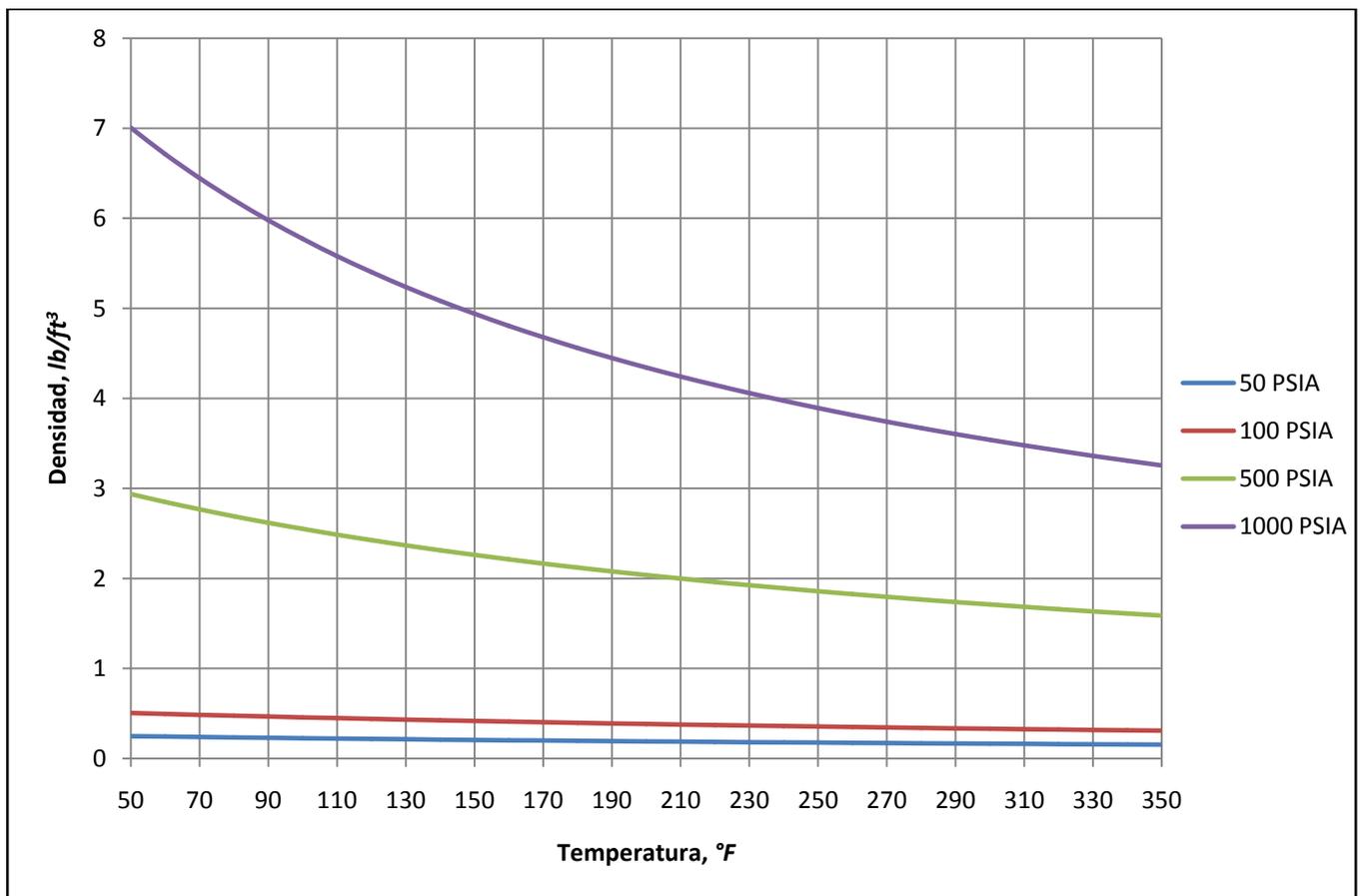


Gráfico 11. Variación de la densidad de un gas real a P y T.

La variación de la densidad de un gas a diferentes presiones disminuye con respecto al incremento de temperatura, y aumenta con respecto al aumento de presión.



3.2 Efecto de la presión y temperatura sobre la viscosidad y densidad de la fase ligera (petróleo)

Para determinar la variación de la viscosidad y densidad del petróleo con respecto a la presión y temperatura es necesario determinar ciertas propiedades que influyen en dicha variación.

Dichas propiedades que se requieren para determinar la variación de la densidad y la viscosidad del petróleo son las siguientes:

- Gravedad específica del petróleo (γ_o)
- Presión de Burbujeo (P_b)
- Razón de Gas-Petróleo, (R_{so})
- Factor volumétrico del petróleo (B_o)

3.2.1 Gravedad específica del petróleo, (γ_o)

La gravedad específica del petróleo, (γ_o), se define como la razón de la densidad del petróleo (ρ_o) entre la densidad del agua (ρ_w), ambas medidas a la misma presión y temperatura:

$$\gamma_o = \frac{\rho_o}{\rho_w} \dots \dots \dots (3.24)$$

La gravedad específica (adimensional) normalmente es reportada como 60°/60°, esto significa que las densidades del petróleo y del agua fueron medidas a 60°F y 1atm.

Para el petróleo es de uso común la gravedad °API (American Petroleum Institute), definida mediante la siguiente ecuación:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5 \dots \dots \dots (3.25)$$

Donde °API es la gravedad API del petróleo y γ_o la gravedad específica del petróleo a 60°/60°. Obsérvese que petróleos más livianos que el agua ($\gamma_o < 1.0$), tienen °API mayor de 10, y más pesados que el agua tienen °API menor de 10. Al agua con $\gamma_w = 1.0$, le corresponde una °API=10.

3.2.2 Razón de Gas-Petróleo, (R_{so})

La razón de gas-petróleo se define como el número de pies cúbicos estándar de gas que pueden disolverse en un barril de petróleo cuando ambos son llevados a las mismas condiciones de presión y temperatura.

Se dice que un crudo está saturado con gas cuando tiene en solución la máxima cantidad de gas que el admite, y en este caso, al reducir la presión ocurre liberación de gas. Si el crudo tiene una cantidad de gas inferior a la que puede admitir a ciertas condiciones de presión y temperatura se dice que el crudo está subsaturado, o sea que tiene una deficiencia de gas.



La razón de gas-petróleo aumenta con presión hasta llegar a la presión de burbujeo, a partir de la cual se mantiene constante. La razón de esto, es que al llegar al punto de burbujeo el petróleo no acepta más gas para entrar en solución.

Los siguientes factores afectan la solubilidad del gas en el petróleo:

Presión: Al aumentar la presión aumenta R_{so}

Temperatura: Al aumentar la temperatura disminuye R_{so}

Gravedad del petróleo: Al aumentar la gravedad °API aumenta R_{so}

Gravedad del gas: Al aumentar la gravedad específica del gas aumenta R_{so}

La manera como se separa el gas del petróleo produce diferentes valores de R_{so} . Existen dos tipos de liberación: a) Instantánea y b) diferencial.

Durante la liberación instantánea (flash), la composición del sistema no cambia, el gas liberado permanece en contacto (equilibrio) con el petróleo hasta que todo el gas se separe. Por ejemplo, la separación gas-petróleo que ocurre en un separador. En cambio, durante la liberación diferencial el gas es liberado en cada disminución de presión y por tanto la composición del sistema cambia.

La siguiente correlación permite conocer la razón de gas disuelto-petróleo a la presión y temperatura de interés.

Correlación de Petrosky, G.E., Jr. y Farshad, F.F.

La correlación se ajusta al gráfico 8 con la siguiente ecuación:

$$R_{so} = \left[\gamma_g^{0.8439} \left(\frac{P}{112.727} + 12.34 \right) 10^{(7.916 \times 10^{-4} \text{ } ^\circ\text{API}^{1.5410} - 4.561 \times 10^{-5} T^{1.3911})} \right]^{1.73184} \dots \dots \dots (3.26)$$

Dónde:

R_{so} : Razón de gas disuelto-petróleo, scf/BP

P : Presión de interés, psia

T : Temperatura de interés, °F

γ_g : Gravedad específica del gas

°API: Gravedad API del petróleo

En el gráfico 12, se puede observar el comportamiento de la relación de gas disuelto en el petróleo, la cantidad de gas disuelto en petróleo aumenta conforme incrementa la presión y por el contrario, esta relación, disminuye al incrementar la temperatura.

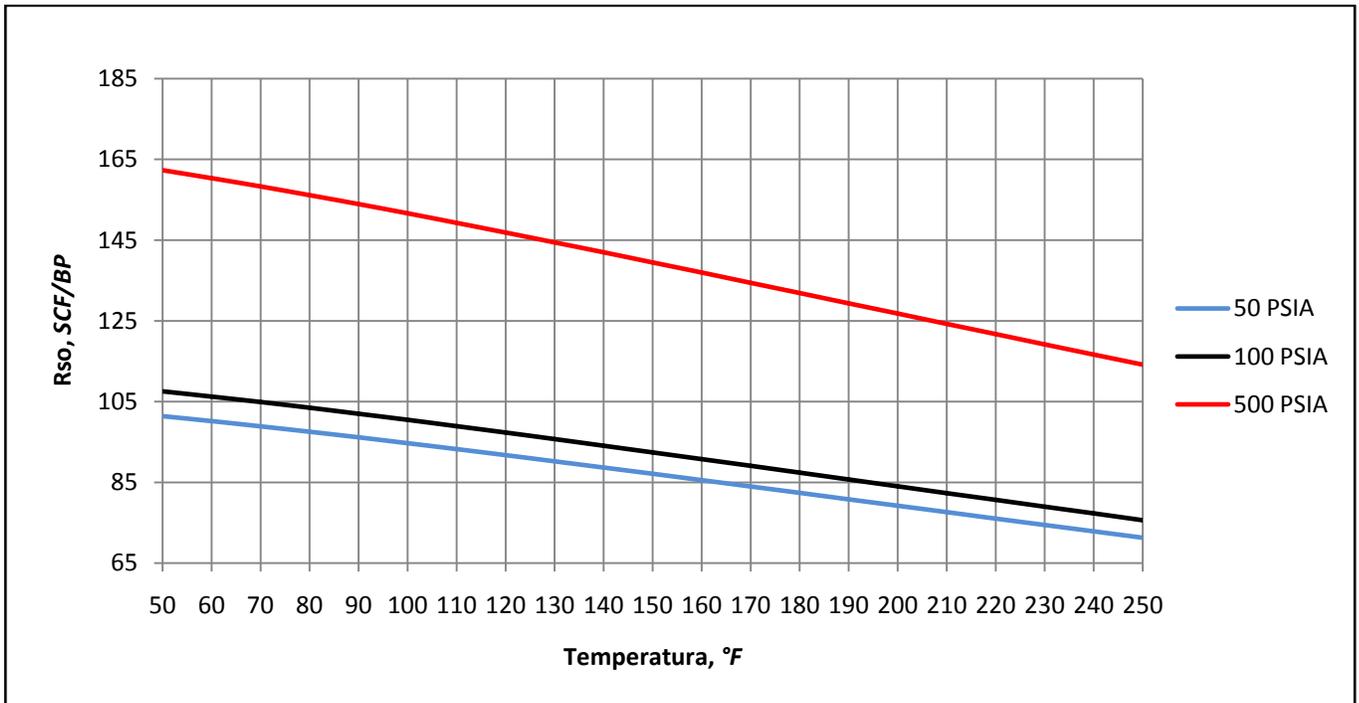


Gráfico 12. Variación de la razón de gas disuelto-petróleo con respecto a P y T.

3.2.3 Presión de Burbujeo, (P_b)

La presión de burbujeo o presión del punto de burbujeo como también se le llama, se define como la presión a la cual se forma la primera burbuja de gas al pasar un sistema del estado líquido al estado de dos fases, donde la fase líquida está en equilibrio con una cantidad infinitesimal de gas libre.

A presiones por debajo de la presión de burbujeo se forman dos fases en equilibrio: líquida (petróleo con gas en solución) y gaseosa (gas natural). La fase líquida está constituida por petróleo saturado con gas natural, por eso a estas presiones se les llama de *saturación*, P_s . Comúnmente, la presión de saturación P_s , se utiliza como sinónimo de presión de burbujeo, P_b .

La siguiente correlación permite determinar la presión de burbujeo o de saturación de un crudo cuando se conoce la razón de Gas-Petróleo, gravedad específica del crudo, gravedad específica del gas y la temperatura de la corriente.

Correlación de Petrosky, G.E., Jr. y Farshad, F.F.

La correlación numérica se representa con la siguiente ecuación:

$$P_b = 112.727[F - 12.34] \dots \dots \dots (3.27)$$

Dónde:

$$F = \frac{R_{so}^{0.5774}}{\gamma_g^{0.8439}} 10^{(4.561 \times 10^{-5} * T^{1.3911} - 7.916 \times 10^{-4} * \text{API}^{1.5410})} \dots \dots \dots (3.28)$$



- P_b : Presión de burbujeo, psia
- R_{so} : Razón de gas-petróleo, scf/BP
- T : Temperatura, °F
- γ_g : Gravedad específica del gas, (aire=1.0)
- °API: Gravedad API del Petróleo

Un total de 81 análisis PVT de crudos del golfo de México fueron utilizados en el desarrollo de esta correlación.

3.2.4 Viscosidad del petróleo, (μ_o)

En general, la viscosidad de un fluido es una medida de la fricción interna o resistencia que ofrecen sus moléculas a fluir (moverse). En el caso del petróleo deben distinguirse dos tipos de viscosidad: viscosidad de un petróleo sin gas en solución, y viscosidad de un petróleo a determinada P y T llevando consigo la cantidad de gas, que puede disolverse a esas condiciones. En ambos casos, el efecto de la temperatura es disminuir la viscosidad, sin embargo; la presión en el primer caso aumenta la viscosidad y en el segundo la disminuye, ya que el efecto de disminución de la viscosidad por gas en solución es mayor que el efecto por compresibilidad del petróleo.

Por debajo de la presión de burbujeo la viscosidad disminuye con aumento de la presión debido al efecto del gas que entra en solución, pero por arriba del punto de burbujeo la viscosidad aumenta con presión ya que no ocurre solubilidad de gas y solo actúa la compresibilidad.

La siguiente correlación permite determinar la viscosidad del petróleo sin gas en solución (μ_{od}), en cP, a presión atmosférica y temperatura de interés.

Correlación de Beggs, H.D. y Robinson, J.R.

La siguiente ecuación determina la viscosidad del petróleo sin gas en solución en función de la temperatura:

$$\mu_{od} = 10^x - 1 \dots \dots \dots (3.29)$$

Dónde:

$$x = y * T^{-1.163} \dots \dots \dots (3.30)$$

$$y = 10^z \dots \dots \dots (3.31)$$

$$z = 3.0324 - 0.02023 * \text{°API} \dots \dots \dots (3.32)$$

- μ_{od} : Viscosidad del petróleo libre de gas a 1 atm y T de interés, en cP
- °API: Gravedad API del petróleo
- T : temperatura de interés, °F

Beggs y Robinson reportan un error promedio de -0.64% con una desviación estándar de 13.53% entre las viscosidades medidas y calculadas con la correlación.

La viscosidad de crudos con gas en solución (μ_{ob}), a presiones menores o iguales a la presión del punto de burbujeo se determina por la siguiente correlación.

Correlación de Kartoatmodjo, T. y Schmidt, Z.

La correlación es la siguiente ecuación:

$$\mu_{ob} = -0.06821 + 0.9824 * A + 40.34 \times 10^{-5} * A^2 \dots \dots \dots (3.33)$$

Dónde:

$$A = (0.2001 + 0.8428 \times 10^{-0.000845 * R_{so}}) \mu_{od}^{(0.43 + 0.5165 * b)} \dots \dots \dots (3.34)$$

$$b = 10^{-0.00081 * R_{so}} \dots \dots \dots (3.35)$$

Un total de 5321 puntos de datos fueron utilizados en el desarrollo de esta correlación, la cual reporto un error promedio de 0.8034% respecto a los valores experimentales.

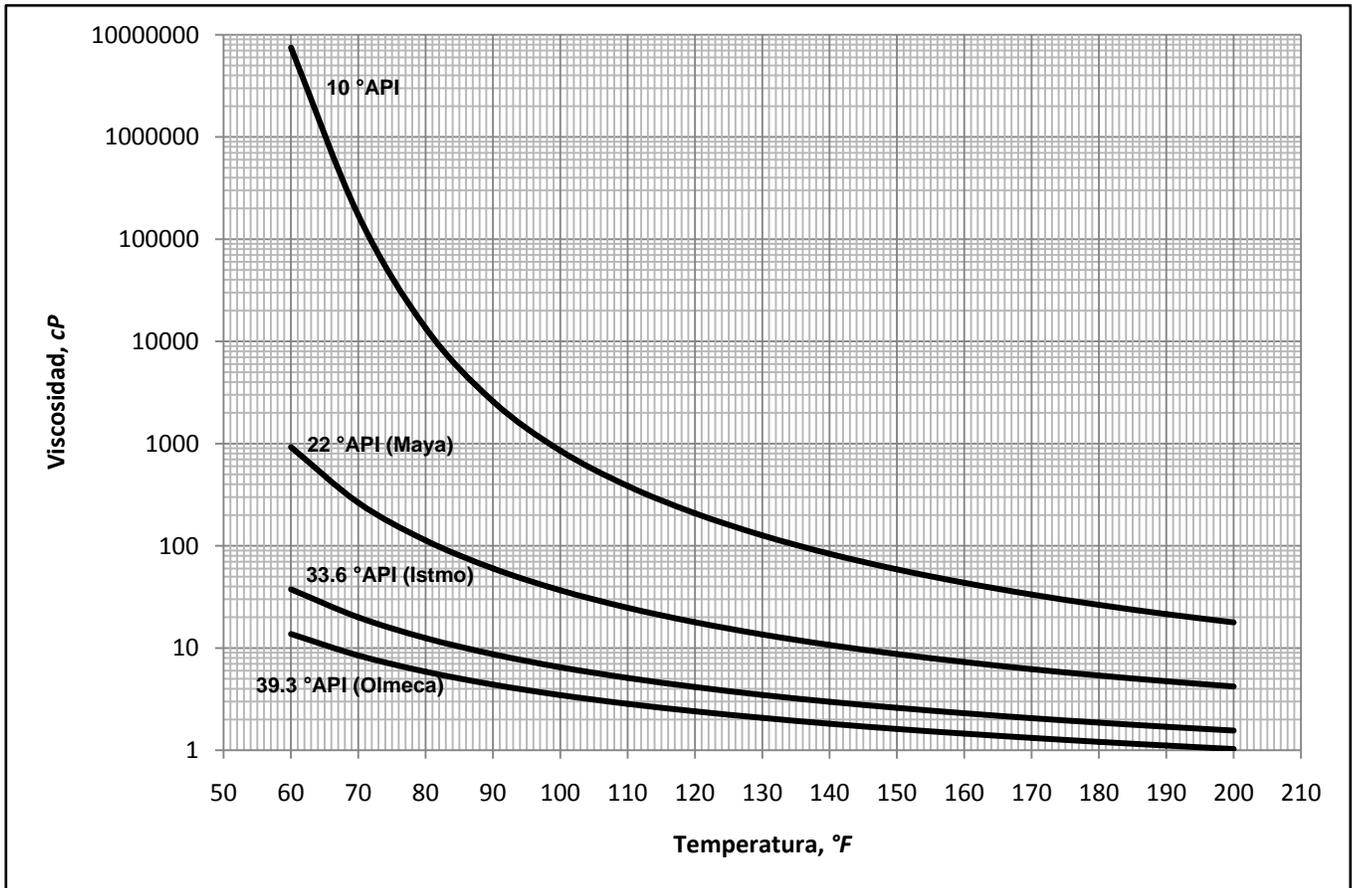


Gráfico 13. Viscosidad de los diferentes tipos petróleo que produce México en función de la temperatura.

En el gráfico 13 se observa la variación de la viscosidad con respecto a la temperatura de los diferentes tipos de petróleo crudo que se producen en México.



3.2.5 Densidad del petróleo, (ρ_o)

La densidad del petróleo se ve afectada mayormente por efecto de la temperatura que por el efecto de la presión debido a que es un fluido incompresible. La densidad como función de la temperatura puede ser determinada mediante el gráfico 14 (Hankinson y colaboradores, 1979) que relaciona el factor de corrección de la densidad con respecto a la temperatura.

Para conocer la variación del factor de corrección de la densidad dentro en el rango mostrado de gravedad API en el gráfico 14 y temperaturas mayores o iguales a 60°F se utiliza la siguiente ecuación:

$$DCF = [(-0.000645 + (0.00000575 * \text{°API})) * (T - 60)] + 1 \dots \dots \dots (3.36)$$

Donde:

DCF: Factor de corrección de la densidad del petróleo

T: Temperatura de interés en °F

Para utilizar el **DCF** es necesario calcular la densidad del petróleo a la temperatura base (60°F) mediante la ecuación:

$$\rho_{60} = \left(\frac{141.5}{131.5 + \text{°API}} \right) * 62.374 \dots \dots \dots (3.37)$$

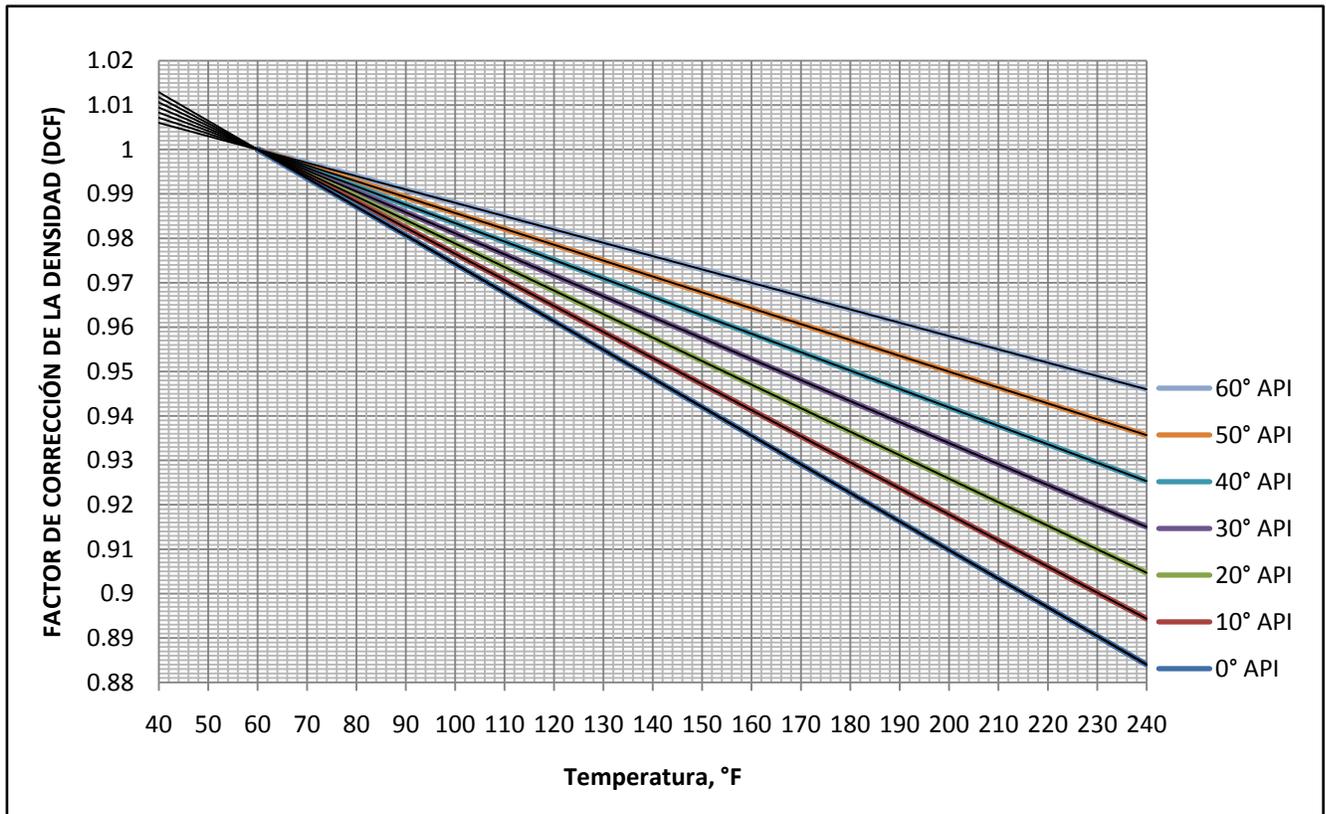


Gráfico 14. Factor de corrección de la densidad del petróleo con la variación de la temperatura.



**CAPÍTULO III:
ANÁLISIS DE LA DENSIDAD Y VISCOSIDAD DE LAS FASES EN
FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA Y PRESIÓN**



Por último la densidad del petróleo a la temperatura de interés se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\rho_T = \rho_{60} * DCF \dots \dots \dots (3.38)$$

En el gráfico 15 se observa la variación de la densidad de los diferentes tipos de petróleo crudo que se producen en México

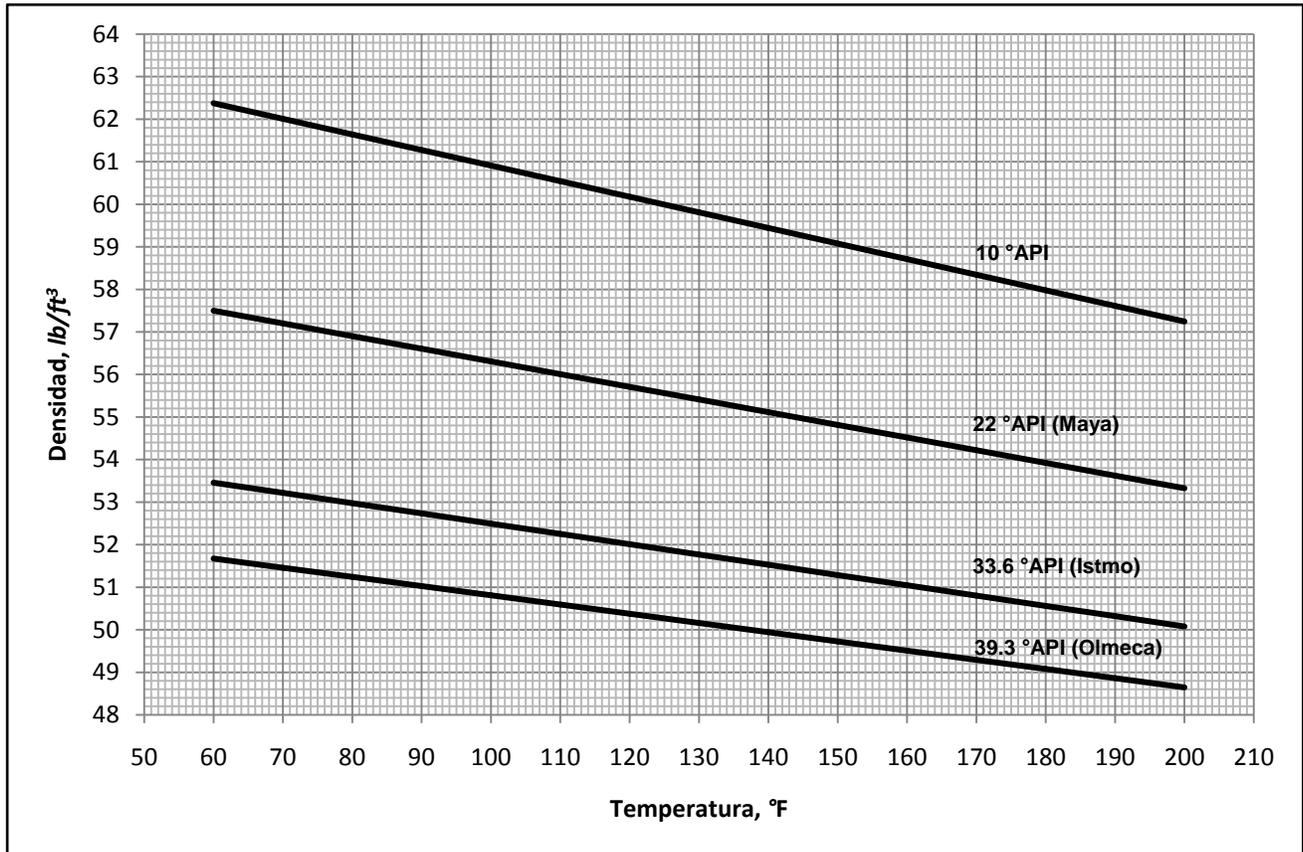


Gráfico 15 Variación de la densidad de los diferentes tipos de crudo que produce México.



3.3 Efecto de la presión y temperatura sobre la viscosidad y densidad de la fase pesada (agua)

El agua normalmente se encuentra en los yacimientos de hidrocarburos, por lo tanto, es importante el conocimiento de ciertas propiedades físicas. Estas propiedades al igual que para el petróleo pero en menor grado, son afectadas por presión, temperatura, cantidad de gas en solución y sólidos disueltos.

3.3.1 Presión de Burbujeo, (P_{bw})

La presión de burbujeo de una salmuera (agua de formación) saturada con gas, es igual a la presión de burbujeo del crudo coexistente debido al equilibrio termodinámico entre la salmuera y el crudo.

Cuando la presión disminuye por debajo de la presión de burbujeo del crudo, la salmuera libera parte de su gas disuelto. Esto es análogo al petróleo, el cual está saturado a todas las presiones por debajo de la presión de burbujeo. Por lo tanto, la presión de burbujeo de la salmuera es igual a la presión de burbujeo del crudo

3.3.2 Razón Gas Disuelto-Agua, (R_{sw})

La razón gas disuelto (o gas en solución)-agua o solubilidad del gas en el agua, se define como la cantidad de pies cúbicos estándar de gas que pueden disolverse en un barril de agua producido, cuando ambos son llevados a las mismas condiciones de presión y temperatura.

Por lo general, el agua de formación contiene gases disueltos. La mayoría de estos gases son hidrocarburos, sin embargo, otros gases tales como CO_2 , N_2 y H_2S normalmente están presentes. La solubilidad de estos gases generalmente disminuye con un aumento en la salinidad del agua, y aumenta con presión.

La siguiente correlación permite determinar la solubilidad del gas natural en el agua.

Correlación de McCoy, R.L.

La correlación es con la siguiente ecuación:

$$R_{swp} = A + BP + CP^2 \dots \dots \dots (3.39)$$

Dónde:

$$A = 2.12 + 3.45 \times 10^{-3}T - 3.59 \times 10^{-5}T^2 \dots \dots \dots (3.40)$$

$$B = 0.0107 - 5.26 \times 10^{-5}T + 1.48 \times 10^{-7}T^2 \dots \dots \dots (3.41)$$

$$C = 8.75 \times 10^{-7} + 3.9 \times 10^{-9}T - 1.02 \times 10^{-11}T^2 \dots \dots \dots (3.42)$$

R_{swp} : Razón de gas disuelto-agua pura, scf/BA

P: Presión, psia

T: Temperatura, °F



El factor de corrección por salinidad está dado por la siguiente ecuación:

$$\frac{R_{sw}}{R_{swp}} = 1 - (0.0753 - 1.73 \times 10^{-4} T) S \dots \dots \dots (3.43)$$

Dónde, T en °F y S (salinidad) en porcentaje en peso de sólidos disueltos (1% = 10.000ppm).

3.3.3 Factor Volumétrico del Agua, (B_w)

El factor volumétrico del agua, B_w , en forma similar al petróleo, se define como el volumen que ocupa en el yacimiento el agua, más su gas en solución. El valor de B_w depende de la presión, temperatura y de la salinidad del agua que afecta la solubilidad tal como se vio anteriormente.

La variación de B_w con la presión es diferente a la del petróleo, o sea, que aumenta con la disminución de presión. A presiones por debajo de la presión de burbujeo, gas es liberado, pero el factor volumétrico continúa aumentado debido a que la disminución (merma) en el volumen de agua, resultante de la liberación de gas, es insuficiente para contrarrestar la expansión del líquido. Este efecto se debe a la baja solubilidad del gas natural en el agua.

La siguiente correlación permite determinar el factor volumétrico del agua a presiones menores o iguales a la presión del punto de burbujeo ($P \leq P_b$).

Correlación de McCain, W.D., Jr.

Esta correlación presenta el cambio en volumen durante la reducción de presión representado por ΔV_{wP} , y el cambio en volumen debido a la reducción en temperatura es representado por ΔV_{wT} , ambos como funciones de presión y temperatura (gráficos 16 y 17). El factor volumétrico del agua puede determinarse utilizando estos valores mediante la siguiente ecuación:

$$B_{wb} = (1 + \Delta V_{wP})(1 + \Delta V_{wT}) \dots \dots \dots (3.44)$$

Dónde:

$$\Delta V_{wT} = -1.0001 \times 10^{-2} + 1.33391 \times 10^{-4} T + 5.50654 \times 10^{-7} T^2 \dots \dots \dots (3.45)$$

$$\Delta V_{wP} = -1.95301 \times 10^{-9} P T - 1.72834 \times 10^{-13} P^2 T - 3.58922 \times 10^{-7} P - 2.25341 \times 10^{-10} P^2 \dots \dots \dots (3.46)$$

B_{wb} : Factor volumétrico del agua, BY/BAP

P: Presión, psia

T: Temperatura, °F

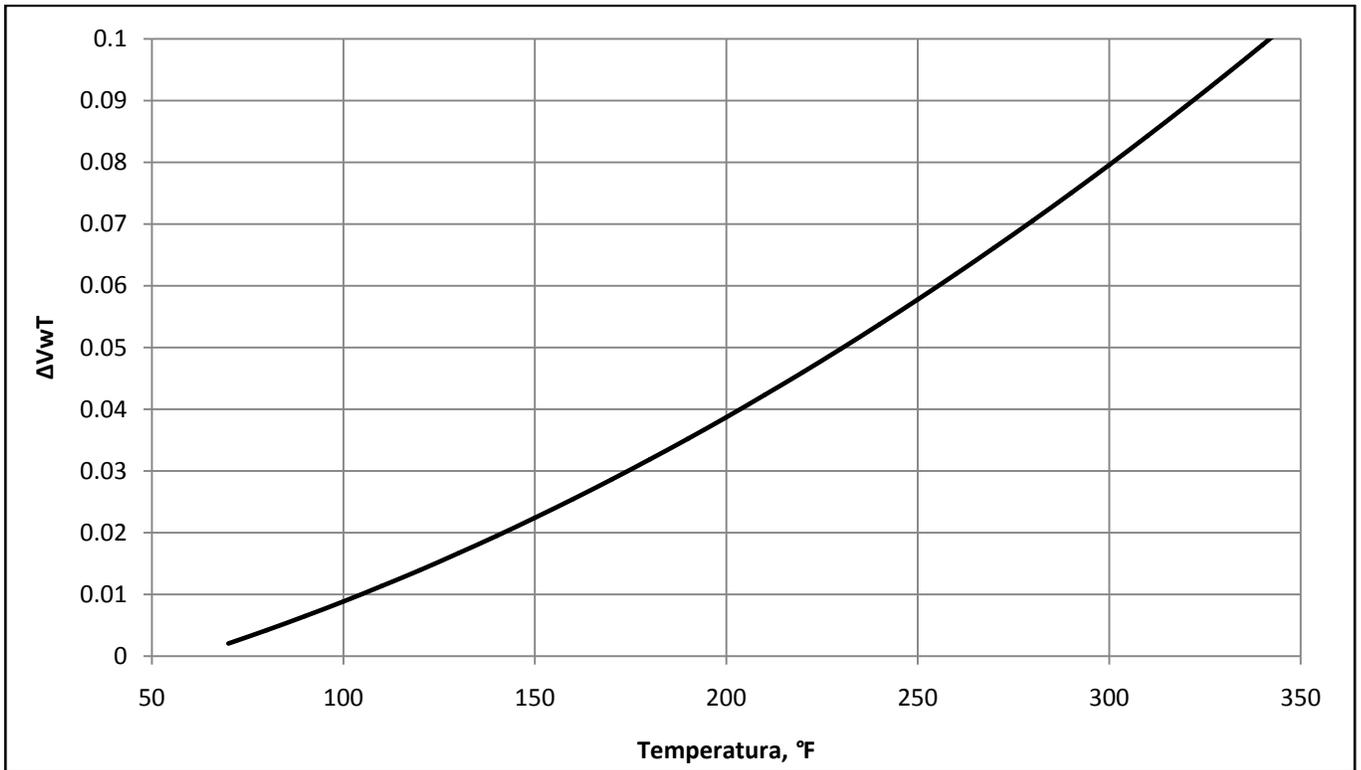


Gráfico 16. Variación del volumen de agua con respecto a la temperatura.

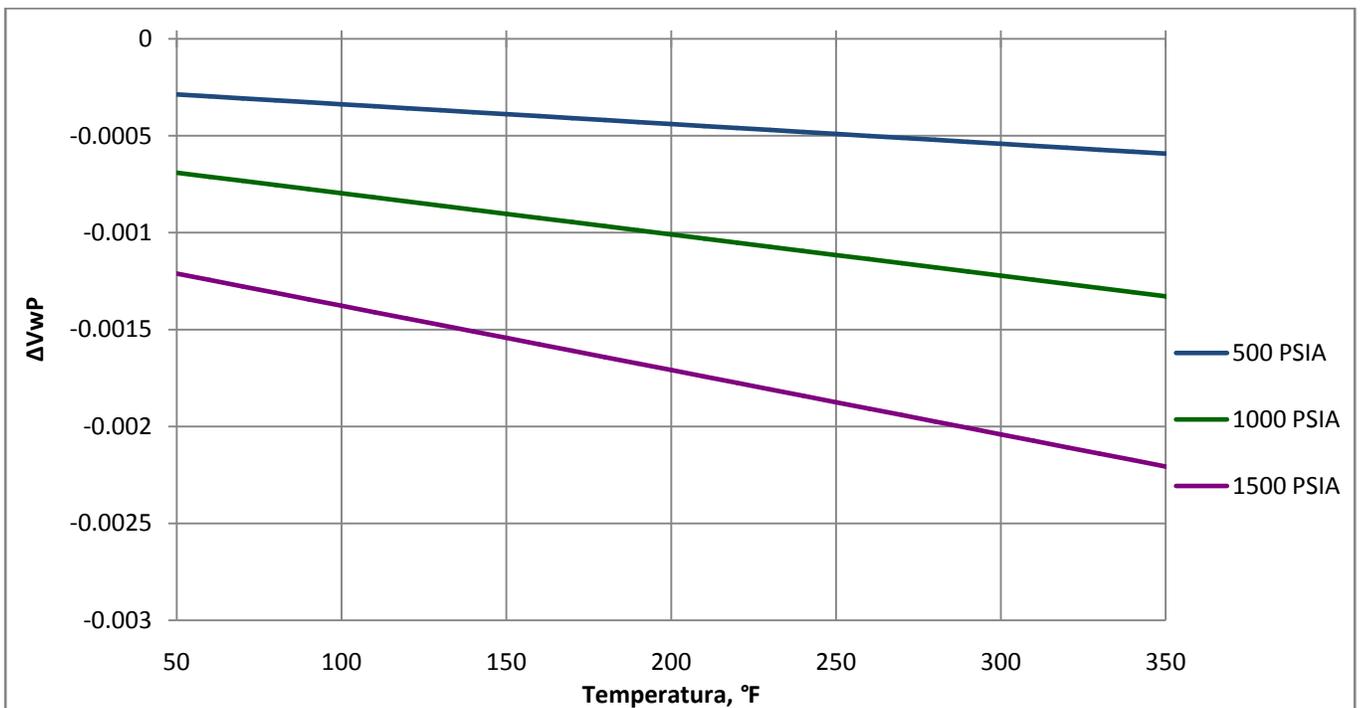


Gráfico 17. Variación del volumen de agua con respecto a diferentes presiones en función de la temperatura.



Esta correlación es válida para aguas de yacimientos con concentraciones de sal ampliamente variables. Así, un aumento en la concentración de sal causa un ligero aumento en el coeficiente de expansión térmica del agua, lo cual produce un ligero aumento en ΔV_{wT} . Un aumento en la concentración de sal causa una disminución en la solubilidad del gas en el agua, causando una ligera disminución en ΔV_{wP} . Estos cambios en ΔV_{wT} y ΔV_{wP} están para concentraciones de sal en el rango de 0 a 30%.

Correlación de McCoy, R.L.

La correlación se determina con la ecuación siguiente:

$$B_{wp} = A + BP + CP^2 \dots \dots \dots (3.47)$$

Dónde:

Para agua pura libre de gas:

$$A = 0.9947 + 5.8 \times 10^{-6}T + 1.02 \times 10^{-6}T^2 \dots \dots \dots (3.48)$$

$$B = -4.228 \times 10^{-6} + 1.8376 \times 10^{-8}T - 6.77 \times 10^{-11}T^2 \dots \dots \dots (3.49)$$

$$C = 1.3 \times 10^{-10} - 1.3855 \times 10^{-12}T + 4.285 \times 10^{-15}T^2 \dots \dots \dots (3.50)$$

Y para agua saturada con gas (gráfico 21):

$$A = 0.9911 + 6.35 \times 10^{-5}T + 8.5 \times 10^{-7}T^2 \dots \dots \dots (3.51)$$

$$B = -1.093 \times 10^{-6} - 3.497 \times 10^{-9}T + 4.57 \times 10^{-12}T^2 \dots \dots \dots (3.52)$$

$$C = -5.0 \times 10^{-11} + 6.429 \times 10^{-13}T - 1.43 \times 10^{-15}T^2 \dots \dots \dots (3.53)$$

Dónde: P: Presión, psia y T: Temperatura, °F

El factor de correlación por salinidad esa dado por la siguiente ecuación:

$$\frac{B_w}{B_{wp}} = 1 + S[5.1 \times 10^{-8}P + (5.47 \times 10^{-6} - 1.95 \times 10^{-10}P)(T - 60) - (3.23 \times 10^{-8} - 8.5 \times 10^{-13}P)(T - 60)^2] \dots \dots \dots (3.54)$$

Donde, P en psia, T en °F y S (salinidad en porcentaje por peso de sólidos disueltos (1%=10.000ppm)).

En el gráfico 18 el factor volumétrico del agua se ve mayormente afectado al incremento de temperatura por lo que los efectos de presión y salinidad son poco significativos como se observa en dichos gráfico.

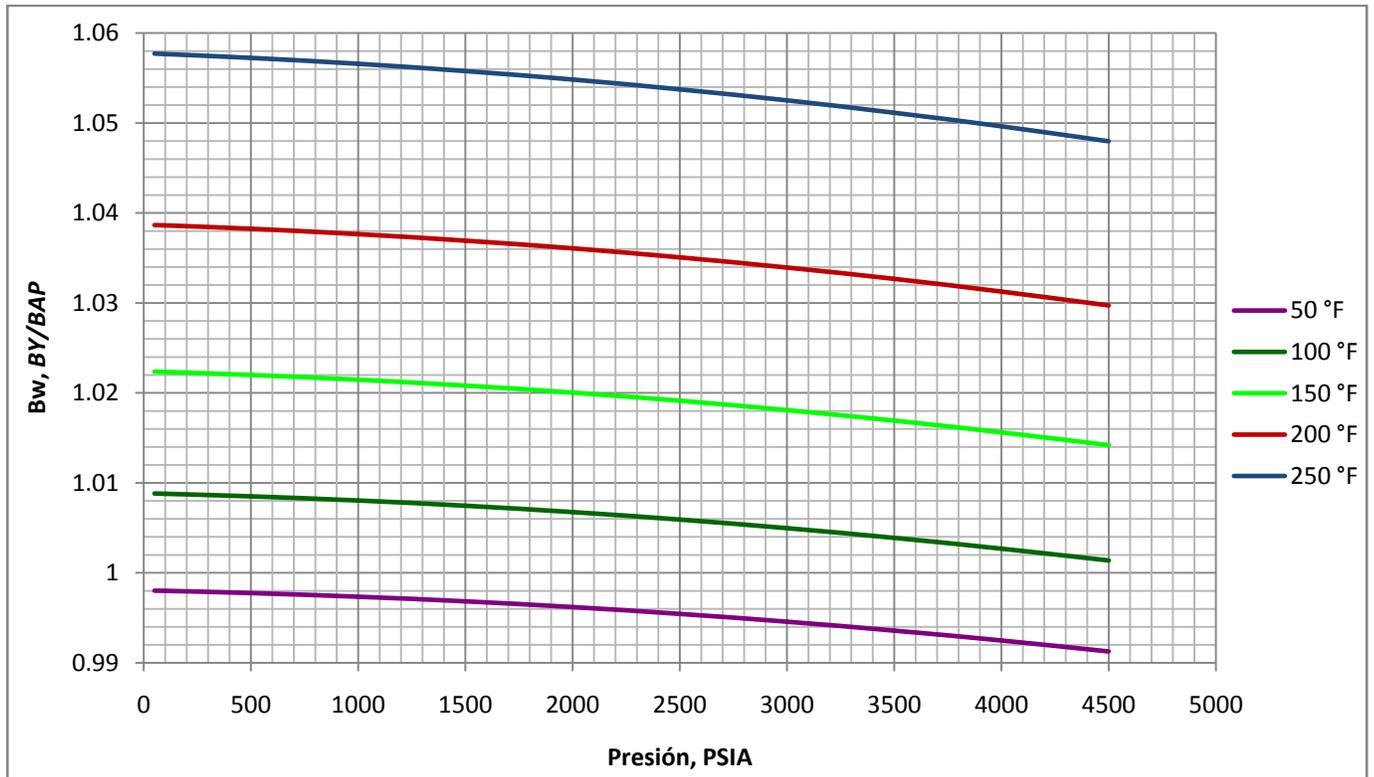


Gráfico 18. Factor volumétrico del agua con gas y sólidos disueltos a P y T.

3.3.4 Viscosidad del Agua, (μ_w)

La viscosidad del agua, μ_w , depende de presión, temperatura y sólidos disueltos. Así, la viscosidad del agua aumenta con un incremento de presión, disminuye con un aumento de temperatura y aumenta con un incremento en la concentración de sólidos disueltos. La siguiente correlación permite determinar la viscosidad del agua.

Correlación de Matthews, C.S. y Russel, D.G.

Esta correlación determina la viscosidad del agua a presión atmosférica, μ_w en **cP**, que está en función de temperatura y salinidad, mediante la siguiente ecuación:

$$\mu_{wp} = A + \frac{B}{T} \dots \dots \dots (3.55)$$

Dónde:

$$A = -0.04518 + 0.009313 * S - 0.000393 * S^2 \dots \dots \dots (3.56)$$

$$B = 70.634 + 0.09576 * S^2 \dots \dots \dots (3.57)$$

T: Temperatura, °F

S: Salinidad, % por eso de sólidos disueltos (1%=10.000ppm)

El factor de corrección por presión, está dado por la siguiente ecuación:

$$f = 1 + 3.5 \times 10^{-12} P^2 (T - 40) \dots \dots \dots (3.58)$$

$$\mu_w = \mu_{wp} * f \dots \dots \dots (3.59)$$

Donde, P en psia y T en °F. Estas correlaciones fueron desarrolladas para el siguiente rango de datos:
P (psia) ≤ 10000, 60 ≤ T (°F) ≤ 400 y S (%) ≤ 26.

En el gráfico 19 se observa que la viscosidad del agua es mayormente afectada por el cambio de temperatura y en menor medida por la salinidad. En el gráfico 20 la variación de la viscosidad del agua con la presión se ve afectada en tan solo 0.007 cP de 500 PSIA a 4500 PSIA.

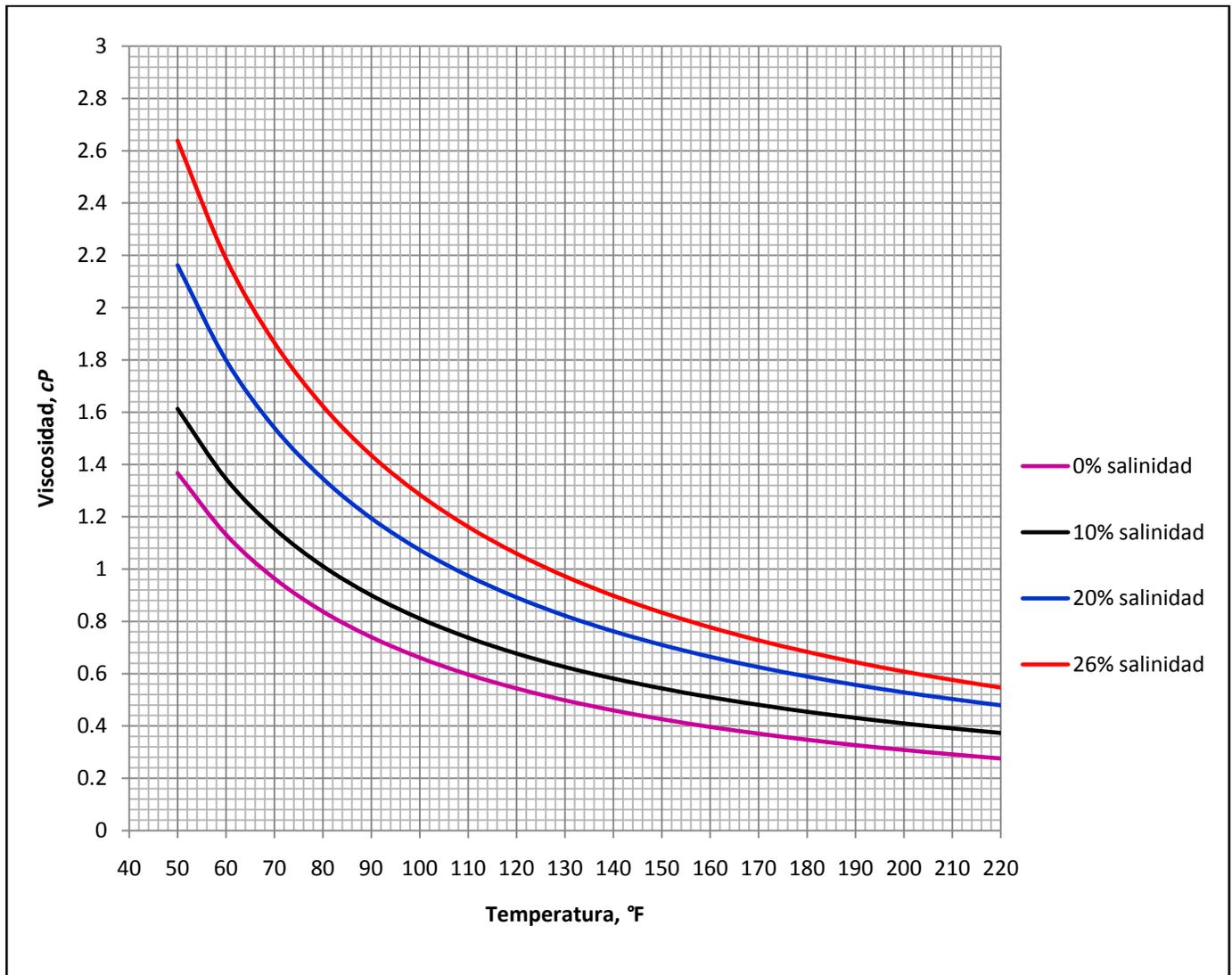


Gráfico 19. Viscosidad del agua y de salmueras en función de la temperatura.

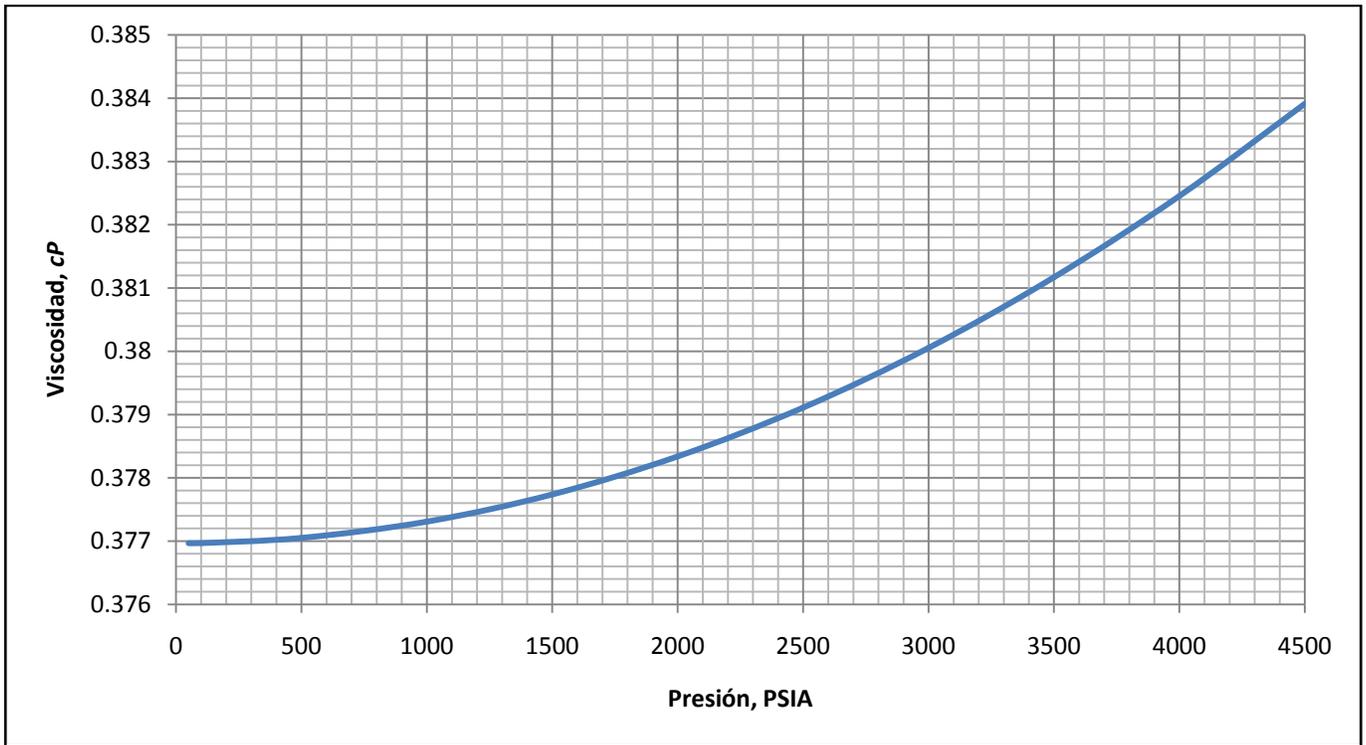


Gráfico 20. Viscosidad del agua salina con respecto a la presión y a temperatura constante.

3.3.5 Densidad del Agua, (ρ_w)

La densidad del agua, ρ_w en lbs/ft³, puede ser determinada utilizando la misma aproximación que para un sistema gas-petróleo, excepto que los efectos del gas en solución normalmente son despreciados esto es:

$$\rho_w = \frac{\rho_{w1}}{B_w} = \frac{62.4\gamma_w}{B_w} \dots \dots \dots (3.60)$$

Dónde:

ρ_w : Densidad del agua a P y T, lbs/ft³

ρ_{w1} : Densidad del agua a condiciones normales (14.7 psia y 60 °F), lbs/ft³

γ_w : Gravedad específica del agua, adimensional.

B_w : Factor volumétrico del agua a P y T, BY/BAP

La gravedad específica del agua de formación γ_w , puede ser estimada mediante la siguiente ecuación si se conoce la concentración de sólidos disueltos:

$$\gamma_w = 1.0 + 0.695 \times 10^{-6} S \dots \dots \dots (3.61)$$

Dónde, S es la concentración de sólidos disueltos (salinidad) en mg/litro.

La siguiente correlación permite conocer la densidad del agua a 60°F y 14.7 psia y con el porcentaje de sólidos disueltos.



Correlación de McCain, W.D., Jr.

Esta correlación presenta la densidad de la salmuera, ρ_{w1} en lbs/ft^3 , en función del porcentaje total de sólidos disueltos. La ecuación es la siguiente y se presenta en el gráfico 23:

$$\rho_{w1} = 62.368 + 0.438603 * S + 1.60074 \times 10^{-3} * S^2 \dots \dots \dots (3.62)$$

Donde, S es la salinidad en porcentaje por peso de sólidos disueltos (1%=10.000ppm).

En el gráfico 21 la relación entre la densidad y la concentración de sólidos disueltos es directamente proporcional; es decir, al aumentar la concentración de sólidos disueltos la densidad del agua aumenta.



Gráfico 21. Densidad del agua a diferentes porcentajes de sólidos disueltos.

En el gráfico 22 se denota que la densidad del agua no es afectada por variaciones de presión, sin embargo al incrementar la temperatura la densidad del agua (salmuera) disminuye



**CAPÍTULO III:
ANÁLISIS DE LA DENSIDAD Y VISCOSIDAD DE LAS FASES EN
FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA Y PRESIÓN**

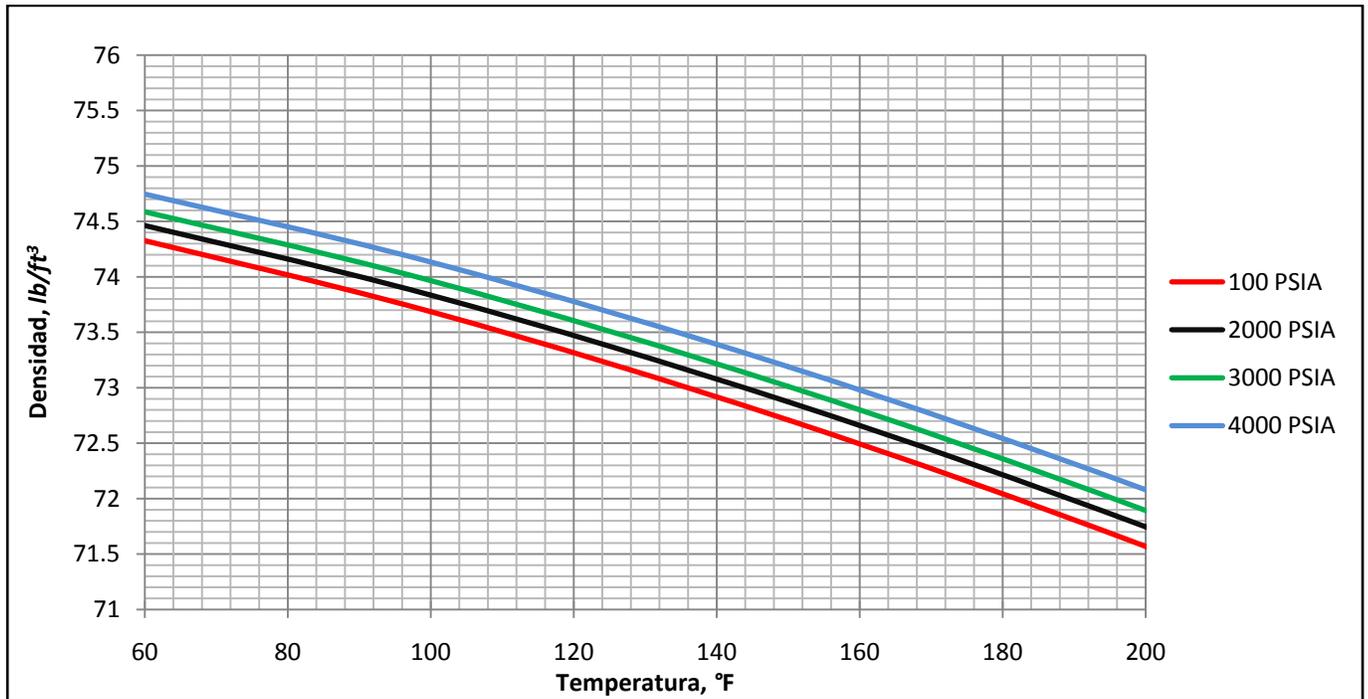


Gráfico 22. Densidad del agua a diferentes presiones en función de la temperatura.



CAPÍTULO IV: Caso de estudio



4.1 Aplicación de la secuencia de dimensionamiento

De acuerdo a la metodología descrita en el capítulo 2, en la cual se dan los pasos para dimensionar un separador trifásico, y con respecto al capítulo 3, donde se revisó la variación de la densidad y viscosidad de las fases con respecto a la presión y temperatura; procedemos a calcular un separador trifásico para una batería de separación de crudo típico marino localizada en las costas del golfo de México. Las condiciones de la corriente de entrada son:

Condiciones de la corriente	
Flujo de petróleo	99650 BPD @ 60°F y 1 atm
Flujo de agua	14235 BPD @ 60°F y 1 atm
Presión atmosférica	14.7 psia
Presión	250 psig
Presión absoluta	264.7 psia
Temperatura	95°F
Gravedad °API del petróleo	22
Gravedad específica del agua	1.0909
Gravedad específica del gas	0.81
Contenido de sal (sal y sólidos disueltos)	15 %

4.2 Cálculo de las propiedades del gas

En los datos de la corriente contamos con la gravedad específica del gas, podemos calcular la presión y temperatura pseudocrítica del gas con las ecuaciones 3.10 y 3.11

$$P_{scg} = 756 - (131 * 0.81) - (3.6 * 0.81^2) = 647.528 \text{ psia}$$

$$T_{scg} = 169.2 + (349.5 * 0.81) - (74 * 0.81^2) = 403.744 \text{ °R}$$

Con los resultados obtenidos calculamos la presión y temperatura pseudorreducidas con las ecuaciones 3.14 y 3.15

$$P_{sr} = \frac{264.7 \text{ psia}}{647.528 \text{ psia}} = 0.408$$

$$T_{sr} = \frac{554.7 \text{ °R}}{403.744 \text{ °R}} = 1.373$$

Con los valores obtenidos de presión y temperatura pseudorreducidas calculamos el factor de compresibilidad z con la ecuación 3.16.

$$z = 1 - \frac{3.52 * 0.408}{10^{0.9813 * 1.373}} + \frac{0.274 * 0.408^2}{10^{0.8157 * 1.373}} = 0.938$$

Con el valor del factor de compresibilidad se calcula la viscosidad del gas con las ecuaciones 3.17, 3.18, 3.19, 3.20 y 3.21.



$$K = \frac{\left(9.4 + \left(0.02 * 23.457 \frac{lb}{lb-mol}\right)\right) 554.7^{\circ R^{1.5}}}{209 + \left(19 * 23.457 \frac{lb}{lb-mol}\right) + 554.7^{\circ R}} = 106.610$$

$$X = 3.5 + \frac{986}{554.7^{\circ R}} + \left(0.01 * 23.457 \frac{lb}{lb-mol}\right) = 5.512$$

$$Y = 2.4 - (0.2 * 5.512) = 1.297$$

$$\rho_g = 1.4935 \times 10^{-3} \frac{\left(264.7 psia * 23.457 \frac{lb}{lb-mol}\right)}{0.938 * 554.7^{\circ R}} = 0.017 \frac{gr}{cm^3}$$

$$\mu_g = \frac{106.610 e^{\left(5.512 * 0.017 \frac{gr}{cm^3}^{1.297}\right)}}{10^4} = 0.0109 cP = 7.379 \times 10^{-6} \frac{lb}{ft * s}$$

Por último calculamos la densidad del gas con la ecuación 3.23.

$$\rho_g = \frac{28.96 * 0.81 * 264.7 psia}{0.938 * 10.73 \frac{psia * ft^3}{lbmol * ^{\circ}R} * 554.7^{\circ R}} = 1.111 \frac{lb}{ft^3}$$

4.3 Cálculo de las propiedades del petróleo

Empezamos con el cálculo de la razón de gas disuelto-petróleo con la ecuación 3.26:

$$R_{so} = \left[0.81^{0.8439} \left(\frac{264.7 psia}{112.727} + 12.34\right) 10^{\left(7.916 \times 10^{-4} 22^{\circ} API^{1.5410} - 4.561 \times 10^{-5} 95^{\circ} F^{1.3911}\right)}\right]^{1.73184} = 100.759 \frac{scf}{BP}$$

Luego calculamos la viscosidad del petróleo sin gas disuelto con las ecuaciones 3.29, 3.30, 3.31 y 3.32.

$$z = 3.0324 - 0.02023 * 22^{\circ} API = 2.587$$

$$y = 10^{2.587} = 386.669$$

$$x = 386.669 * 95^{\circ} F^{-1.163} = 0.027$$

$$\mu_{od} = 10^{0.027} - 1 = 85.601 cP$$

Para petróleo con gas disuelto y 264.7 PSIA utilizamos las ecuaciones 3.33, 3.34 y 3.35.

$$b = 10^{-0.00081 * 100.759 \frac{scf}{BP}} = 0.830$$

$$A = \left(0.2001 + 0.8428 \times 10^{-0.000845 * 100.759 \frac{scf}{BP}}\right) * 85.601^{(0.43 + 0.5165 * 0.830)} = 40.812$$

$$\mu_{ob} = -0.06821 + (0.9824 * 40.812) + (40.34 \times 10^{-5} 40.812^2) = 40.698 cP = 0.0273 \frac{lb}{ft * s}$$



Por último calculamos la densidad del petróleo a los 60°F y a 95°F con las ecuaciones 3.36, 3.37 y 3.38.

$$DCF = [(-0.000645 + (0.00000575 * 22^\circ API)) * (95^\circ F - 60)] + 1 = 0.981$$

$$\rho_{60} = \left(\frac{141.5}{131.5 + 22^\circ API} \right) * 62.374 = 57.497 \frac{lb}{ft^3}$$

$$\rho_T = 57.497 \frac{lb}{ft^3} * 0.981 = 56.454 \frac{lb}{ft^3}$$

4.4 Cálculo de las propiedades del agua (salmuera)

Ahora lo que concierne es calcular las propiedades del agua (salmuera) como se realizó con las propiedades del gas y el petróleo.

Primero comenzamos determinando la razón de gas disuelto-agua con las ecuaciones 3.39, 3.40, 3.41 y 3.42:

$$A = 2.12 + (3.45x10^{-3} * 95^\circ F) - (3.59x10^{-5} * 95^\circ F^2) = 2.1237525$$

$$B = 0.0107 - (5.26x10^{-5} * 95^\circ F) + (1.48x10^{-7} * 95^\circ F^2) = 0.0070387$$

$$C = 8.75x10^{-7} + (3.9x10^{-9} * 95^\circ F) - (1.02x10^{-11} * 95^\circ F^2) = 0.00000115345$$

$$R_{swp} = 2.1237525 + (0.0070387 * 264.7psia) + (0.00000115345 * 264.7psia^2) = 4.067 \frac{scf}{BA}$$

Determinamos la razón de gas disuelto-agua de acuerdo al porcentaje de salinidad con la ecuación 3.43:

$$R_{sw} = [1 - (0.0753 - (1.73x10^{-4} * 95^\circ F) * 15)] * R_{swp}$$

$$R_{sw} = [1 - (0.0753 - (1.73x10^{-4} * 95^\circ F) * 15)] * 4.067 \frac{scf}{BA} = 0.476 \frac{scf}{BA}$$

A continuación procedemos a calcular el factor volumétrico del agua con las ecuaciones 3.44, 3.45 y 3.46:

$$\Delta V_{wT} = -1.0001x10^{-2} + (1.33391x10^{-4} * 95^\circ F) + (5.50654x10^{-7} * 95^\circ F^2) = 0.007$$

$$\Delta V_{wP} = -(1.95301x10^{-9} * 264.7psia * 95^\circ F) - (1.72834x10^{-13} * 264.7psia^2 * 95^\circ F) - (3.58922x10^{-7} * 264.7psia) - (2.25341x10^{-10} * 264.7psia^2) = -0.000161$$

$$B_{wb} = (1 + (-0.000161)) * (1 + 0.007) = 1.00748 \frac{BY}{BAP}$$

Ahora calculamos la viscosidad del agua con las ecuaciones 3.55, 3.56 y 3.57:

$$A = -0.04518 + (0.009313 * 15) - (0.000393 * 15^2) = 0.00609$$

$$B = 70.634 + (0.09576 * 15^2) = 92.16$$



CAPÍTULO IV: CASO DE ESTUDIO

$$\mu_{wp} = 0.00609 + \frac{92.18}{95^{\circ}F} = 0.976cP$$

El factor de corrección por presión está dado por la ecuación 3.58 y finalmente con la ecuación 3.59 calculamos la viscosidad del agua a P y T.

$$f = 1 + [3.5 \times 10^{-12} * 264.7 \text{psia}^2 * (95^{\circ}F - 40)] = 1.0000135$$

$$\mu_w = 0.976cP * 1.0000135 = 0.976cP$$

Finalmente calculamos la densidad del agua.

Primero la densidad del agua a condiciones de 14.7 psia y 60°F en función de la salinidad con la ecuación 3.62:

$$\rho_{w1} = 62.368 + (0.438603 * 15) + (1.60074 \times 10^{-3} * 15^2) = 69.307 \frac{lb}{ft^3}$$

Ahora con la densidad conocida a condiciones normales, calculamos la densidad en función de P y T con la ecuación 3.60:

$$\rho_w = \frac{69.307 \frac{lb}{ft^3}}{1.007488417 \frac{BY}{BAP}} = 68.792 \frac{lb}{ft^3}$$

La tabla 4 muestra las propiedades antes calculadas y que serán utilizadas en el dimensionamiento del separador.

Fase	Viscosidad en lb/ft-s	Densidad en $\frac{lb}{ft^3}$
Gas	7.379×10^{-6}	1.111
Petróleo	0.027	56.454
Agua (salmuera)	0.000656	68.792

Otro dato importante que hay que calcular es el flujo de gas, dado que en los datos de la corriente de entrada, sólo nos proporcionan la gravedad específica pero calculamos la razón de gas disuelto-petróleo y la razón de gas disuelto-agua; entonces tenemos la siguiente ecuación:

$$Q_g = (R_{so} * Q_o) + ((R_{sw} * Q_w) \dots \dots \dots (4.1)$$

$$Q_g = \left(100.760 \frac{scf}{BP} * 99650 \text{ BPD} \right) + \left(0.476 \frac{scf}{BP} * 14235 \text{ BPD} \right) = 10047473 \text{ scfd @ } 60^{\circ}F \text{ Y } 14.7 \text{ psia}$$

Como puede observarse el flujo de gas se tiene en condiciones estándar por lo que es necesario conocer el flujo de gas a condiciones de P y T (250psi y 95°F) para ello utilizamos la siguiente ecuación:

$$Q_g = \left(\frac{SCF}{D}\right) \left(\frac{P_s}{P}\right) \left(\frac{T}{T_s}\right) (z) \left(\frac{hr}{s}\right) \dots \dots \dots (4.2)$$



$$Q_g = \left(\frac{10047473 \text{ scf}}{24 \text{ hr}} \right) \left(\frac{14.7 \text{ psia}}{250 \text{ psig} + 14.7 \text{ psia}} \right) \left(\frac{95^\circ \text{F} + 459.7}{60^\circ \text{F} + 459.7} \right) (0.938) \left(\frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ s}} \right) = 6.472 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

4.5 Dimensionado del separador trifásico (gas-petróleo-agua)

Una vez obtenidas las propiedades (densidad y viscosidad) de las fases, procedemos a dimensionar el separador trifásico que sea adecuado para que se lleve a cabo la separación de las fases (gas-petróleo-agua).

Primero llenamos la tabla con la información mínima requerida.

Información	Gas	Petróleo	Agua (salmuera)
Densidad, $\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$	1.111	56.4544	68.792
Viscosidad, $\frac{\text{lb}}{\text{ft-s}}$	7.379×10^{-6}	0.027	0.00065
Flujo volumétrico	$6.472 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$	$395.747 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$	$55.506 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$
Presión de separación	250 psig		
Temperatura de separación	95 °F		

Paso 1. Estimar las dimensiones aproximadas del separador.

Primero asumimos un $L_{eff}/D=3$ y que el separador va a contener líquido a la mitad y por temperatura de separación y de acuerdo a la norma API 12J se estima un tiempo de residencia de 12.5 minutos

Ahora calculamos el volumen de la mezcla líquida con la ecuación 2.1

$$V_L = (0.5) * \left(\frac{\pi}{4} \right) * D^2 * 3D = \left(395.747 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} * 12.5 \text{ min} \right) + \left(55.506 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} * 12.5 \text{ min} \right) = 5640.678 \text{ ft}^3$$

Con el volumen calculado de la mezcla líquida resolvemos para D de la ecuación 2.1 y calculamos el diámetro con la ecuación 2.2.

$$D = \sqrt[3]{\frac{8 * 5640.678 \text{ ft}^3}{3 * \pi}} = 16.855 \text{ ft}$$

Con el diámetro ya calculado obtenemos la $L_{eff} = 50.564 \text{ ft}$.

Definimos el valor estándar siguiente para el diámetro y longitud efectiva de separación siempre que se cumpla la restricción $3 < L_{eff}/D < 5$ y los valores son: $D=17 \text{ ft}$ y $L_{eff} = 51 \text{ ft}$.

Con la L_{eff} calculamos el área transversal de la mezcla líquida con la ecuación 2.3

$$A_L = \frac{5640.678 \text{ ft}^3}{51 \text{ ft}} = 110.601 \text{ ft}^2$$

**Paso 2. Obtener la velocidad máxima del gas dentro del separador.**

Primero calculamos el K_{SB} de acuerdo a la norma API 12J y considerando que se dotara al separador con un dispositivo coalescedor para la salida de gas.

$$K_{SB} = (0.4) * ((51 \text{ ft}/10))^{0.56} = 0.996$$

Ya con el K_{SB} calculamos la V_{max} del gas en el separador con la ecuación 2.5

$$V_{max} = 0.996 \sqrt{\frac{\left(56.454 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} - 1.111 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)}{1.111 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}} = 7.030 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Ahora calculamos el área transversal mínima del gas con la ecuación 2.6

$$A_{mg} = \frac{6.472 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{7.030 \frac{\text{ft}}{\text{s}}} = 0.920 \text{ ft}^2$$

Paso 3. Obtener el área transversal mínima total del separador, diámetro mínimo y el diámetro estándar actual.

Calculo del área transversal mínima total y el diámetro mínimo del separador con las ecuaciones 2.7 y 2.8.

$$A_{min} = 0.920 \text{ ft}^2 + 110.601 \text{ ft}^2 = 111.522 \text{ ft}^2$$
$$D_{min} = \left[\frac{4 * 111.522 \text{ ft}^2}{\pi} \right]^{0.5} = 11.916 \text{ ft} \Rightarrow D_{sa} = 12 \text{ ft}$$

Paso 4. Determinar el área transversal total del separador y la altura de la mezcla líquida dentro del separador.

Calculamos el área transversal total del separador con la ecuación 2.9

$$A_{tot} = \left(\frac{\pi}{4}\right) (12 \text{ ft})^2 = 113.097 \text{ ft}^2$$

Con el valor del área transversal total del separador calculamos la altura del líquido en el separador con las ecuaciones 2.10 y 2.11:

$$A_L^* = \frac{110.601 \text{ ft}^2}{113.097 \text{ ft}^2} = 0.978 \Rightarrow R_L^* = 0.944 \text{ (ver anexo 1)} \Rightarrow H_L = 0.944 * 12 \text{ ft} = 11.328 \text{ ft}$$

Paso 5. Obtener el área transversal actual del gas y altura del gas en el separador.

Con las ecuaciones 2.12 y 2.13 obtenemos el área transversal actual del gas y su altura correspondiente

$$A_{ag} = 113.097 \text{ ft}^2 - 110.601 \text{ ft}^2 = 2.495 \text{ ft}^2$$



Y la altura para el flujo de gas es:

$$H_g = 12 \text{ ft} - 11.328 \text{ ft} = 0.672 \text{ ft}$$

Como la altura para el manejo de gas es menor que 1ft se aumenta el diámetro has que dicha distancia sea mayor a 1.5ft, ya que se consideró que se le podrá instalar al separador un dispositivo coalescedor a la salida del gas. Para ello se aumentó el diámetro a $D=12.5 \text{ ft}$ y se tienen los resultados siguientes:

Para el área total del separador:

$$A_{tot} = \left(\frac{\pi}{4}\right) (12.5 \text{ ft})^2 = 122.718 \text{ ft}^2$$

Para la altura de la mezcla líquida:

$$A_L^* = \frac{110.601 \text{ ft}^2}{122.718 \text{ ft}^2} = 0.901 \Rightarrow R_L^* = 0.845 \text{ (ver anexo 1)} \Rightarrow H_L = 0.845 * 12.5 \text{ ft} = 10.562 \text{ ft}$$

Para la altura del gas:

$$H_g = 12.5 \text{ ft} - 10.562 \text{ ft} = 1.937 \text{ ft}$$

Como puede observarse la altura del gas es mayor a 1.5ft por lo que se puede continuar con el dimensionado del separador.

Paso 6. Obtener el volumen de agua en el separador, área transversal del agua en el separador y altura del agua en el separador.

Con las ecuaciones 2.14, 2.15, 2.16 y 2.17 calculamos el volumen de agua en el separador, área transversal del agua en el separador y altura del agua en el separador respectivamente.

$$V_w = 55.506 \text{ ft}^3 / \text{min} * 12.5 \text{ min.} = 693.832 \text{ ft}^3$$

$$A_w = \frac{693.832 \text{ ft}^3}{51 \text{ ft}} = 13.604 \text{ ft}^2$$

$$A_w^* = \frac{13.604 \text{ ft}^2}{113.097 \text{ ft}^2} = 0.110 \Rightarrow R_w^* = 0.168 \text{ (ver anexo 1)}$$

$$H_w = 0.168 * 12.5 \text{ ft} = 2.1 \text{ ft}$$

Paso 7. Obtener la velocidad actual del gas y el tiempo de residencia del gas.

La velocidad actual del gas la calculamos con la ecuación 2.18.

$$V_{ag} = \frac{6.472 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{2.495 \text{ ft}^2} = 0.534 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$



Con la velocidad actual del gas calculamos el tiempo de residencia del gas mediante la ecuación 2.19

$$t_{rg} = \frac{51 \text{ ft}}{0.534 \frac{\text{ft}}{\text{s}}} = 95.481 \text{ s}$$

Paso 8. Obtener la velocidad de sedimentación de gotas de petróleo dispersas en la fase de gas.

Con la ecuación 2.20 calculamos la velocidad de sedimentación de las gotas de petróleo dispersas en la fase de gas.

$$V_{od} = \frac{1.937 \text{ ft}}{95.481 \text{ s}} = 0.020 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Paso 9. Obtener el diámetro y el número de Reynolds de gotas de petróleo dispersas en la fase de gas.

Con las ecuaciones 2.21 y 2.22 calculamos el diámetro de gota de petróleo y el número de Reynolds.

$$d_{od} = \sqrt{\frac{0.020 \frac{\text{ft}}{\text{s}} * 18 * 7.379 \times 10^{-6} \frac{\text{lb}}{\text{ft-s}}}{32.22 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2} \left(56.454 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} - 1.111 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)}} = 0.0000388 \text{ ft} = 11.85 \mu\text{m}$$

Ahora calculamos el número de Reynolds

$$Re = \frac{0.0000388 \text{ ft} * 0.020 \frac{\text{ft}}{\text{s}} * 1.111 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{7.379 \times 10^{-6} \frac{\text{lb}}{\text{ft-s}}} = 0.118$$

Paso 10. Obtener la velocidad de sedimentación de gotas de agua dispersas en la fase de petróleo.

Con la ecuación 2.23 calculamos la velocidad de sedimentación de gotas de agua.

$$V_{wd} = \frac{(10.562 \text{ ft} - 2.1 \text{ ft})}{12.5 \text{ min} * 60} = 0.011 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Paso 11. Obtener el diámetro y el número de Reynolds de gotas de agua dispersas en la fase de petróleo.

Realizamos el mismo procedimiento del paso 9 pero con las ecuaciones 2.24 y 2.25

$$d_{wd} = \sqrt{\frac{0.011 \frac{\text{ft}}{\text{s}} * 18 * 0.027 \frac{\text{lb}}{\text{ft-s}}}{32.22 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2} \left(68.792 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} - 56.454 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)}} = 0.0037 \text{ ft} = 1139.33 \mu\text{m}$$

Ahora calculamos el número de Reynolds

$$Re = \frac{0.0037 \text{ ft} * 0.011 \frac{\text{ft}}{\text{s}} * 56.454 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0.027 \frac{\text{lb}}{\text{ft-s}}} = 0.087$$



Paso 12. Obtener la velocidad de ascenso de gotas de petróleo dispersas en la fase de agua.

Con la ecuación 2.26 calculamos la velocidad de sedimentación de gotas de agua

$$V_{OD} = \frac{2.1 \text{ ft}}{12.5 \text{ min} * 60} = 0.0028 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Paso 13. Obtener el diámetro y el número de Reynolds de gotas de petróleo dispersas en la fase de agua.

Realizamos el mismo procedimiento del paso 9 pero con las ecuaciones 2.27 y 2.28

$$d_{OD} = \sqrt{\frac{0.0028 \frac{\text{ft}}{\text{s}} * 18 * 0.00065 \frac{\text{lb}}{\text{ft-s}}}{32.22 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2} \left(68.792 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} - 56.454 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)}} = 0.00028 \text{ ft} = 87.904 \mu\text{m}$$

Ahora calculamos el número de Reynolds

$$Re = \frac{0.00028 \text{ ft} * 0.0028 \frac{\text{ft}}{\text{s}} * 56.454 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0.00065 \frac{\text{lb}}{\text{ft-s}}} = 0.084$$

Paso 14. Obtener la altura de la mampara-rebosadero de petróleo

La altura de la mampara-rebosadero de petróleo la calculamos con la ecuación 2.29

$$H_m = 10.562 \text{ ft}$$

Paso 15. Obtener la longitud tangente-tangente del separador.

Como el dimensionado del separador es afectado mayormente por la capacidad de la mezcla líquida, utilizamos la ecuación 2.30

$$L_{T-T} = \left(\frac{4}{3} \right) * 51 \text{ ft} = 68 \text{ ft}$$

A continuación se presentan las propiedades de los fluidos y las dimensiones del separador trifásico horizontal resultado de los cálculos realizados con los datos de la alimentación.

PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS @ 60 °F Y 14.7 psia			
VISCOSIDAD GAS	0.0099 cP / 6.696x10 ⁻⁶ lb/ft s	DENSIDAD GAS	0.062 lb/ft ³
VISCOSIDAD PETRÓLEO	925.692 cP / 0.622 lb/ft s	DENSIDAD PETRÓLEO	57.497 lb/ft ³
VISCOSIDAD AGUA (SALMUERA)	1.542 cP / 0.00103 lb/ft s	DENSIDAD AGUA (SALMUERA)	69.309 lb/ft ³
CONDICIONES DE SEPARACIÓN			
PRESIÓN	250 psig / 17.5 kg/cm ²		
TEMPERATURA	95 °F / 35 °C		

PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS @ P y T			
VISCOSIDAD GAS	0.0109 cP / 7.379x10 ⁻⁶ lb/ft s	DENSIDAD GAS	1.111 lb/ft ³
VISCOSIDAD PETRÓLEO	40.698 cP / 0.0273 lb/ft s	DENSIDAD PETRÓLEO	56.454 lb/ft ³
VISCOSIDAD AGUA (SALMUERA)	0.976 cP / 0.00065 lb/ft s	DENSIDAD AGUA (SALMUERA)	68.792 lb/ft ³
FLUJO DE PETRÓLEO @ P y T	395.747 ft ³ /min	FLUJO DE AGUA @ P y T	55.506 ft ³ /min
FLUJO DE GAS @ P y T	6.472 ft ³ /s	DIÁMETRO DE GOTA DE AGUA A SEPARAR DE LA FASE DE PETRÓLEO	0.0037 ft / 1139.33 μm
DIÁMETRO DE GOTA DE PETRÓLEO A SEPARAR DE LA FASE DE AGUA	0.00028 ft / 87.9 μm	DIÁMETRO DE GOTA DE PETRÓLEO A SEPARAR DE LA FASE DE GAS	0.000038 ft / 11.85 μm
DIMENSIONES DEL SEPARADOR TRIFÁSICO HORIZONTAL			
LONGITUD T-T	68 ft / 20726.4 mm	DIÁMETRO	12.5 ft / 3810 mm
LONGITUD EFECTIVA DE SEPARACIÓN	51 ft / 15544.8 mm	VOLUMEN TOTAL	6258.618 ft ³ / 177.224 m ³
ÁREA TRANSVERSAL TOTAL	122.718 ft ² / 13.29 m ²	ALTURA INTERFASE PETRÓLEO-AGUA	2.1 ft / 640.08 mm
ALTURA MAMPARA REBOSADERO	10.5ft / 3200.4 mm		

A continuación se presenta el diagrama del separador trifásico horizontal con las dimensiones previamente calculadas.

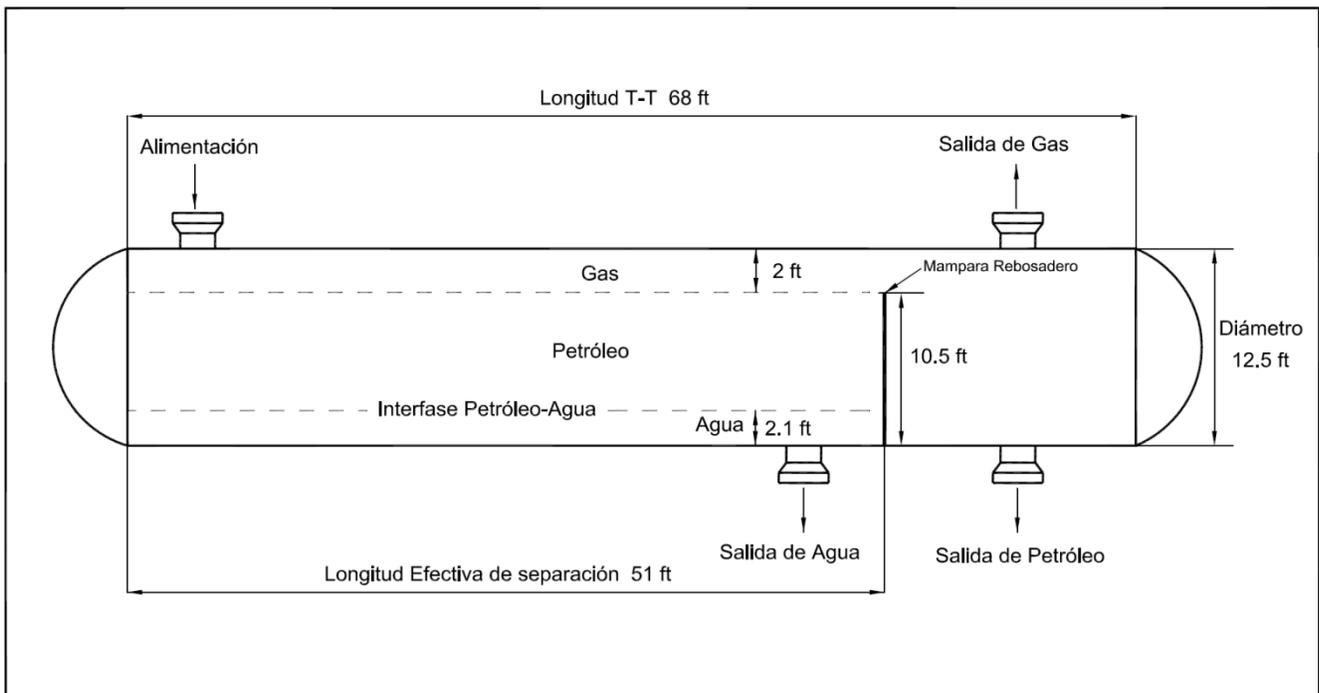


Figura 12. Dimensiones Separador Trifásico Horizontal Gas-Petróleo-Agua.



Variando la temperatura se obtuvieron los siguientes resultados:

Para una temperatura de separación de 150 °F se tienen los resultados siguientes.

CONDICIONES DE SEPARACIÓN			
PRESIÓN	250 psig / 17.5 kg/cm ²		
TEMPERATURA	150 °F / 65.5 °C		
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS @ P y T			
VISCOSIDAD GAS	0.012 cP / 8.0704x10 ⁻⁶ lb/ft s	DENSIDAD GAS	0.993 lb/ft ³
VISCOSIDAD PETRÓLEO	8.029 cP / 0.00539 lb/ft s	DENSIDAD PETRÓLEO	54.814 lb/ft ³
VISCOSIDAD AGUA (SALMUERA)	0.620 cP / 0.000417 lb/ft s	DENSIDAD AGUA (SALMUERA)	67.801 lb/ft ³
FLUJO DE PETRÓLEO @ P y T	407.585 ft ³ /min	FLUJO DE AGUA @ P y T	55.506 ft ³ /min
FLUJO DE GAS @ P y T	6.612 ft ³ /s	DIÁMETRO DE GOTA DE AGUA A SEPARAR DE LA FASE DE PETRÓLEO	0.0021 ft / 662.62 μm
DIÁMETRO DE GOTA DE PETRÓLEO A SEPARAR DE LA FASE DE AGUA	0.00030 ft / 91.88 μm	DIÁMETRO DE GOTA DE PETRÓLEO A SEPARAR DE LA FASE DE GAS	0.000052 ft / 15.96 μm
DIMENSIONES DEL SEPARADOR TRIFÁSICO HORIZONTAL			
LONGITUD T-T	50.5 ft / 15392.4 mm	DIÁMETRO	9.5 ft / 2895.6 mm
LONGITUD EFECTIVA DE SEPARACIÓN	38 ft / 11582.4 mm	VOLUMEN TOTAL	3579.44 ft ³ / 101.35 m ³
ÁREA TRANSVERSAL TOTAL	70.88 ft ² / 6.58 m ²	ALTURA INTERFASE PETRÓLEO-AGUA	1.52 ft / 463.3 mm
ALTURA MAMPARA REBOSADERO	7.6 ft / 2316.5 mm		

Para una temperatura de separación de 200 °F se tienen los resultados siguientes.

CONDICIONES DE SEPARACIÓN			
PRESIÓN	250 psig / 17.5 kg/cm ²		
TEMPERATURA	200 °F / 93.3 °C		
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS @ P y T			
VISCOSIDAD GAS	0.0129 cP / 8.6962x10 ⁻⁶ lb/ft s	DENSIDAD GAS	0.907 lb/ft ³
VISCOSIDAD PETRÓLEO	3.945 cP / 0.00265 lb/ft s	DENSIDAD PETRÓLEO	53.324 lb/ft ³
VISCOSIDAD AGUA (SALMUERA)	0.466 cP / 0.000313 lb/ft s	DENSIDAD AGUA (SALMUERA)	66.739 lb/ft ³
FLUJO DE PETRÓLEO @ P y T	418.979 ft ³ /min	FLUJO DE AGUA @ P y T	55.506 ft ³ /min
FLUJO DE GAS @ P y T	6.583 ft ³ /s	DIÁMETRO DE GOTA DE AGUA A SEPARAR DE LA FASE DE PETRÓLEO	0.0015 ft / 464.42 μm
DIÁMETRO DE GOTA DE PETRÓLEO A SEPARAR DE LA FASE DE AGUA	0.00025 ft / 78.43 μm	DIÁMETRO DE GOTA DE PETRÓLEO A SEPARAR DE LA FASE DE GAS	0.000056 ft / 17.18 μm



<i>DIMENSIONES DEL SEPARADOR TRIFÁSICO HORIZONTAL</i>			
LONGITUD T-T	50.5 ft / 15392.4 mm	DIÁMETRO	9.5 ft / 2895.6 mm
LONGITUD EFECTIVA DE SEPARACIÓN	38 ft / 11582.4 mm	VOLUMEN TOTAL	3579.44 ft³ / 101.35 m³
ÁREA TRANSVERSAL TOTAL	70.88 ft² / 6.58 m²	ALTURA INTERFASE PETRÓLEO-AGUA	1.52 ft / 463.3 mm
ALTURA MAMPARA REBOSADERO	7.8 ft / 2377.44 mm		

En los recuadros anteriores se puede observar que las dimensiones del separador disminuyen con respecto a la temperatura, sin embargo, se observa que las dimensiones del separador son las mismas a 150 °F y a 200°F, pero el diámetro de gota de agua a separar de la fase de petróleo disminuye con respecto a la temperatura.



CAPÍTULO V: Conclusiones

Con base al trabajo desarrollado en este documento se concluye lo siguiente:

1. Las variables involucradas para diseñar y dimensionar separadores trifásicos horizontales son:
 - Presión
 - Temperatura
 - Gravedad API del petróleo
 - Gravedad específica del gas
 - Gravedad específica del agua
 - Flujos de las fases
 - Densidad de las fases
 - Viscosidad de las fases
2. El efecto de la presión afecta directamente a la fase de gas debido a que se trata de un fluido compresible y con base a los resultados obtenidos en el caso de estudio visto en el capítulo IV se puede determinar lo siguiente:
 - A mayor presión menor liberación de gas disuelto en el petróleo causando menor flujo de gas dentro del separador, gráfico 23.

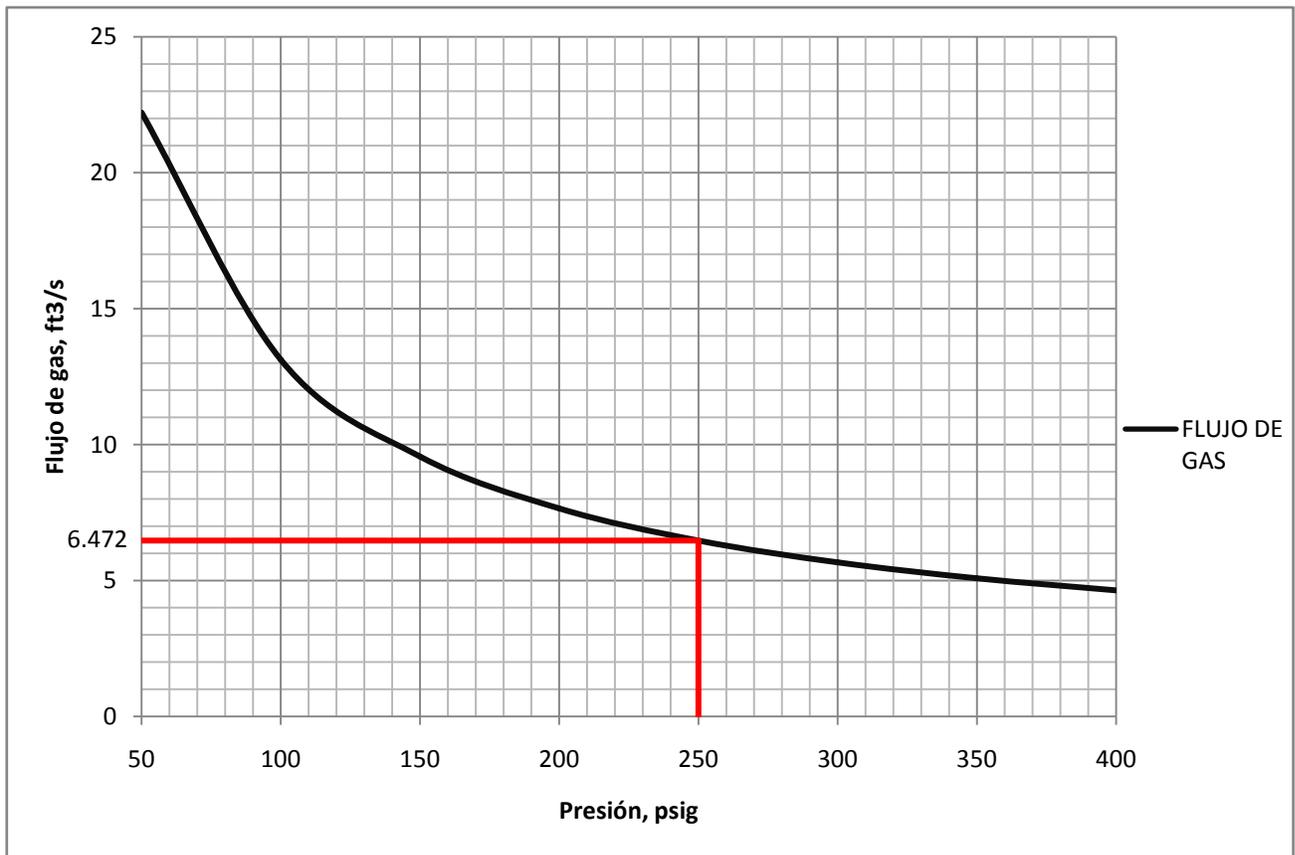


Gráfico 23. Efecto de la presión sobre el flujo de gas dentro del separador dimensionado en el capítulo IV.

- A menor presión mayor área mínima para el gas dentro del separador debido a que hay mayor liberación de gas, gráfico 24.
- Con respecto a las fases de petróleo y agua, la presión casi no afecta en la viscosidad y densidad de dichas fases dado que se trata de fluidos incompresibles.

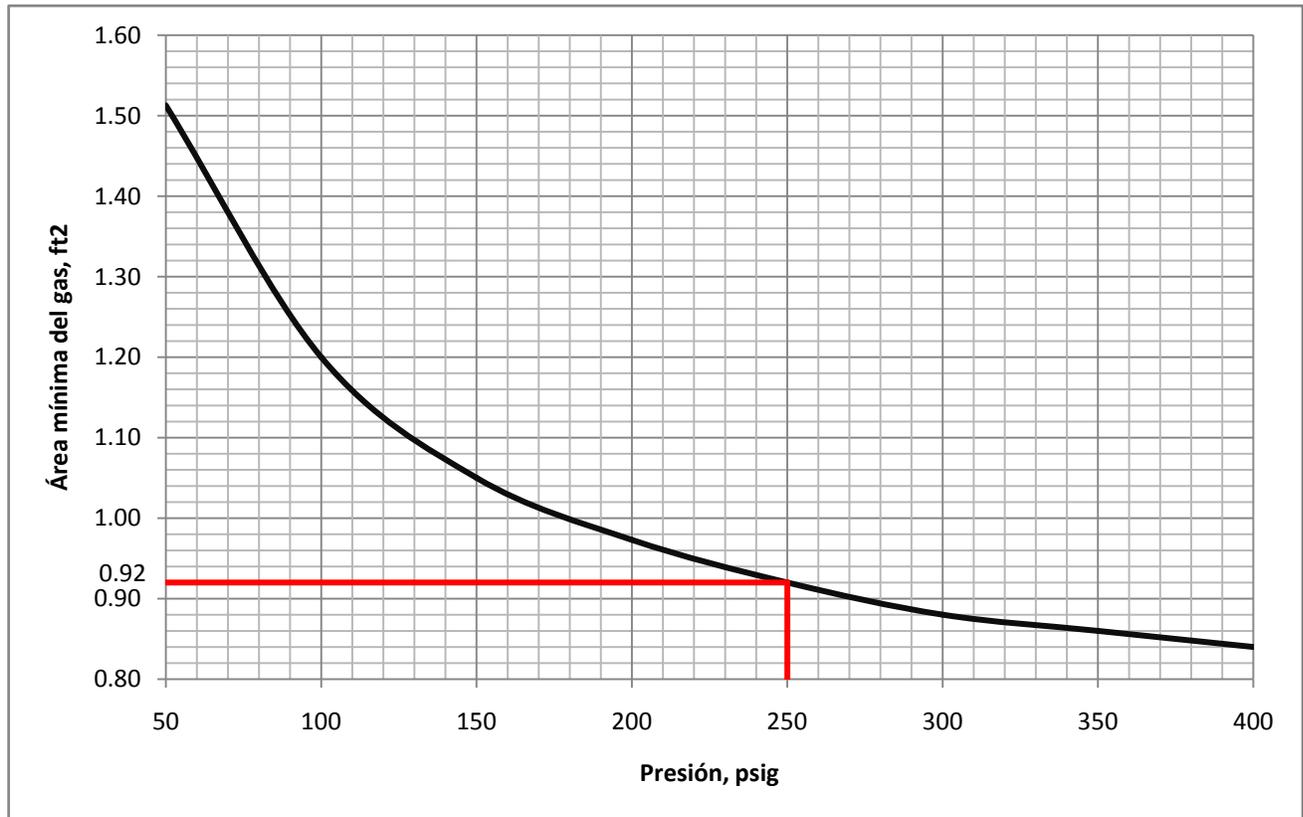


Gráfico 24. Área mínima del gas dentro del separador por efectos de presión.

3. En la selección del diámetro del separador, se debe de tomar en cuenta que la altura mínima para el manejo de gas, desde el tope superior del separador hasta la interfase gas-petróleo, debe ser de 12" (Se recomienda que la altura debe ser mayor a 18"), debido a los efectos de la presión sobre la fase gas.
4. La temperatura es una de las variables que puede afectar las dimensiones del separador, sin embargo, en donde se tiene un mayor impacto es en la viscosidad del petróleo. Debido que al aumentar la temperatura se abate la viscosidad del petróleo, permitiendo que gotas de agua de menor diámetro, contenidas en la fase del petróleo, migren hacia la interfase petróleo-agua en el tiempo de residencia establecido; esta relación se puede observar en el siguiente cuadro comparativo.



Temperatura °F	Viscosidad del Petróleo cP	Diámetro de gota a separar, μm			Diámetro del Separador, ft	Longitud efectiva de Separación (L_{eff}), ft
		Petróleo en gas	Agua en petróleo	Petróleo en agua		
95	40.698	11.85	1139.33	87.9	12.5	51
150	8.029	15.96	662.62	91.88	11.0	39.5
200	3.945	17.18	464.42	78.43	11.0	39.5

5. La temperatura abate la viscosidad del petróleo, impactando directamente en el diámetro de gota de agua que migrara a la interfase petróleo-agua y por ende en las dimensiones del separador. Dicho efecto se puede apreciar el grafico 25, en donde se muestra como impacta la temperatura al diámetro de gota de agua que migrara hacia la interfase petróleo-agua dentro del separador dimensionado en el capítulo IV.

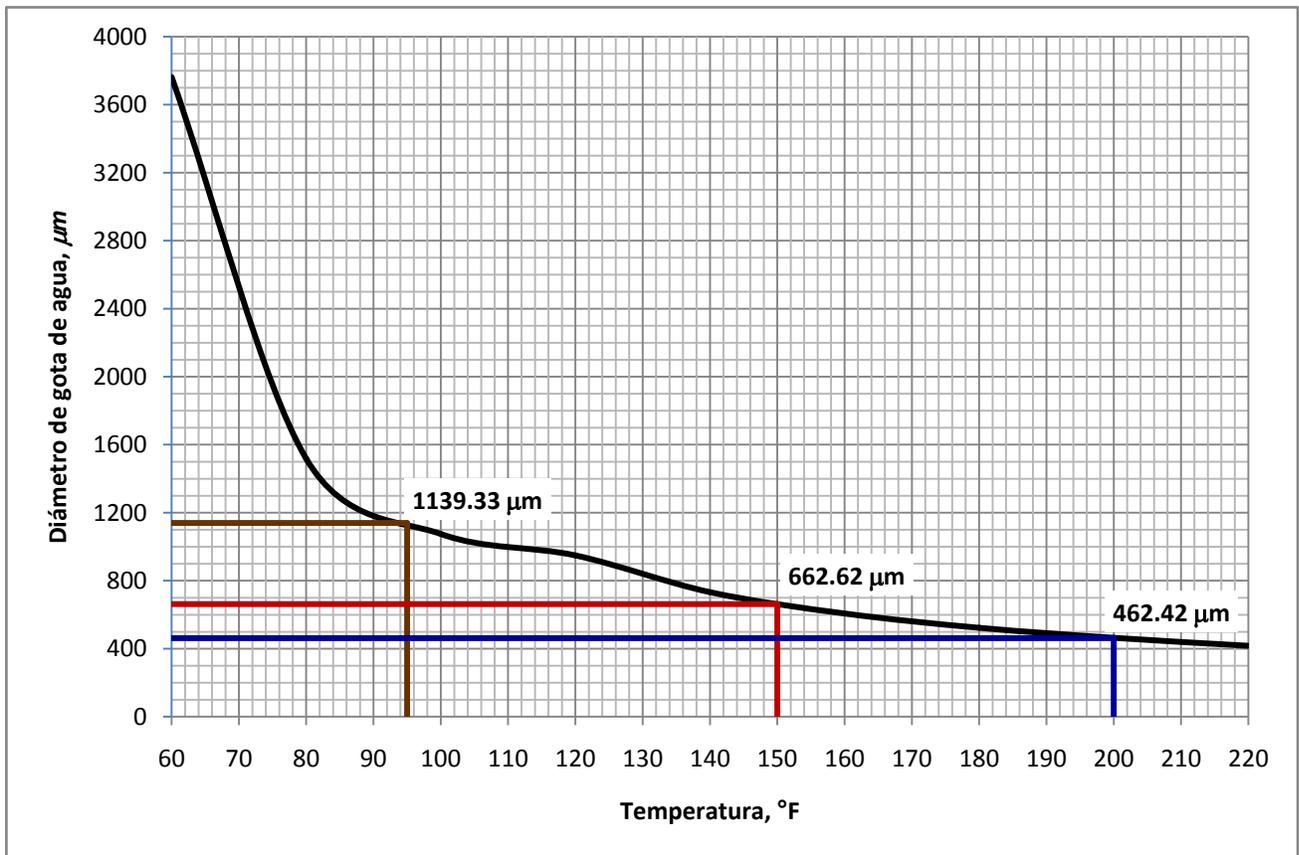


Gráfico 25. Efecto de la temperatura sobre el diámetro de gota de agua que migrara a la interfase petróleo-agua.

6. Las propiedades de las fases, gas, petróleo y agua, se evaluaron con los modelos matemáticos, obteniendo datos confiables para el dimensionamiento del separador trifásico horizontal y que abarcan los siguientes rangos:



- La temperatura abarca un rango desde 60 °F a 340 °F.
- La presión abarca desde 50 a 8000 PSIA
- La gravedad °API abarca desde 10°API a 40°API
- La gravedad específica del gas abarca el rango desde 0.571 a 1.679
- El porcentaje de salinidad del agua abarca de 0 a 26%.

7. Se aplico la metodología para dimensionar un separador trifásico horizontal, utilizando datos de una corriente de alimentación de crudo marino de la Sonda Campeche, obteniendo los datos que se presentan en la tabla 3:

CONDICIONES DE SEPARACIÓN			
PRESIÓN	250 psig / 17.5 kg/cm ²		
TEMPERATURA	95 °F / 35 °C		
PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS @ P y T			
VISCOSIDAD GAS	0.0109 cP / 7.379x10 ⁻⁶ lb/ft s	DENSIDAD GAS	1.111 lb/ft ³
VISCOSIDAD PETRÓLEO	40.698 cP / 0.0273 lb/ft s	DENSIDAD PETRÓLEO	56.454 lb/ft ³
VISCOSIDAD AGUA (SALMUERA)	0.976 cP / 0.00065 lb/ft s	DENSIDAD AGUA (SALMUERA)	68.792 lb/ft ³
FLUJO DE PETRÓLEO @ P y T	395.747 ft ³ /min	FLUJO DE AGUA @ P y T	55.506 ft ³ /min
FLUJO DE GAS @ P y T	6.472 ft ³ /s	DIÁMETRO DE GOTA DE AGUA A SEPARAR DE LA FASE DE PETRÓLEO	0.0037 ft / 1139.33 μm
DIÁMETRO DE GOTA DE PETRÓLEO A SEPARAR DE LA FASE DE AGUA	0.00028 ft / 87.9 μm	DIÁMETRO DE GOTA DE PETRÓLEO A SEPARAR DE LA FASE DE GAS	0.000038 ft / 11.85 μm
DIMENSIONES DEL SEPARADOR TRIFÁSICO HORIZONTAL			
LONGITUD T-T	68 ft / 20726.4 mm	DIÁMETRO	12.5 ft / 3810 mm
LONGITUD EFECTIVA DE SEPARACIÓN	51 ft / 15544.8 mm	VOLUMEN TOTAL	6258.618 ft ³ / 177.224 m ³
ÁREA TRANSVERSAL TOTAL	122.718 ft ² / 13.29 m ²	ALTURA INTERFASE PETRÓLEO-AGUA	2.1 ft / 640.08 mm
ALTURA MAMPARA REBOSADERO	10.5ft / 3200.4 mm		

Tabla 3 Datos del separador trifásico horizontal

8. .Cabe mencionar que para que el equipo sea más eficiente en la separación de las fases, es necesario dotarlo de internos como los que se mencionan en el apartado 2.6.

Por último, el trabajo desarrollado sirva como base para generar una herramienta que involucre los variables que se requieren para diseñar separadores trifásicos y reduzca el tiempo de diseño de dicho equipo.



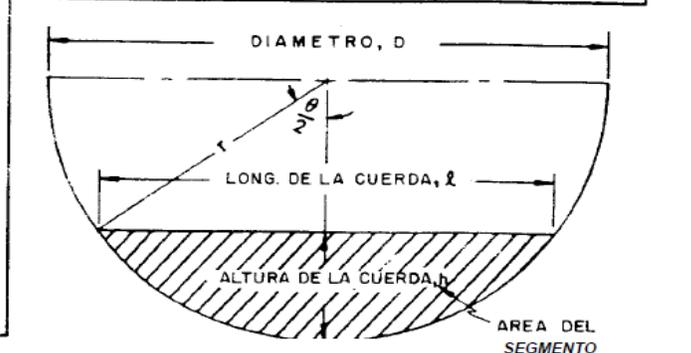
ANEXO 1: Longitud, altura de cuerda y Área de sección circular



**ANEXO 1:
LONGITUD, ALTURA DE CUERDA Y ÁREA DE SECCIÓN CIRCULAR**

TABLA 5. LONGITUDES DE CUERDAS Y AREAS DE LAS SECCIONES CIRCULARES VS. ALTURAS DE LA CUERDA

R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*
0.030	0.341	0.0087	0.090	0.572	0.0446	0.150	0.714	0.0941	0.210	0.815	0.153	0.255	0.872	0.201	0.340	0.947	0.300
0.031	0.347	0.0092	0.091	0.575	0.0453	0.151	0.716	0.0950	0.211	0.816	0.154	0.256	0.873	0.202	0.342	0.949	0.302
0.032	0.352	0.0096	0.092	0.578	0.0460	0.152	0.718	0.0959	0.212	0.817	0.155	0.257	0.874	0.203	0.344	0.950	0.305
0.033	0.357	0.0101	0.093	0.581	0.0468	0.153	0.720	0.0968	0.213	0.819	0.156	0.258	0.875	0.204	0.346	0.951	0.307
0.034	0.362	0.0105	0.094	0.584	0.0475	0.154	0.722	0.0977	0.214	0.820	0.157	0.259	0.876	0.205	0.348	0.953	0.309
0.035	0.368	0.0110	0.095	0.586	0.0483	0.155	0.724	0.0986	0.215	0.822	0.158	0.260	0.877	0.207	0.350	0.954	0.312
0.036	0.373	0.0115	0.096	0.589	0.0490	0.156	0.726	0.0996	0.216	0.823	0.159	0.262	0.879	0.209	0.355	0.957	0.318
0.037	0.378	0.0119	0.097	0.592	0.0498	0.157	0.728	0.1005	0.217	0.824	0.160	0.264	0.882	0.211			
0.038	0.382	0.0124	0.098	0.595	0.0505	0.158	0.729	0.1014	0.218	0.826	0.161	0.266	0.884	0.213	0.360	0.960	0.324
0.039	0.387	0.0129	0.099	0.597	0.0513	0.159	0.731	0.1023	0.219	0.827	0.162	0.268	0.886	0.216	0.365	0.963	0.330
0.040	0.392	0.0134	0.100	0.600	0.0520	0.160	0.733	0.1033	0.220	0.828	0.163	0.270	0.888	0.218	0.370	0.966	0.336
0.041	0.397	0.0139	0.101	0.603	0.0528	0.161	0.735	0.1042	0.221	0.830	0.164	0.272	0.890	0.220	0.375	0.968	0.343
0.042	0.401	0.0144	0.102	0.605	0.0536	0.162	0.737	0.1051	0.222	0.831	0.165	0.274	0.892	0.222			
0.043	0.406	0.0149	0.103	0.608	0.0544	0.163	0.739	0.1061	0.223	0.833	0.166	0.276	0.894	0.225	0.380	0.971	0.349
0.044	0.410	0.0155	0.104	0.611	0.0551	0.164	0.741	0.1070	0.224	0.834	0.167	0.278	0.896	0.227	0.385	0.973	0.355
0.045	0.415	0.0160	0.105	0.613	0.0559	0.165	0.742	0.1080	0.225	0.835	0.168	0.280	0.898	0.229	0.390	0.975	0.361
0.046	0.419	0.0165	0.106	0.616	0.0567	0.166	0.744	0.1089	0.226	0.836	0.169	0.282	0.900	0.231	0.395	0.978	0.367
0.047	0.423	0.0171	0.107	0.618	0.0575	0.167	0.746	0.1099	0.227	0.838	0.171	0.284	0.902	0.234			
0.048	0.428	0.0176	0.108	0.621	0.0583	0.168	0.748	0.1108	0.228	0.839	0.172	0.286	0.904	0.236	0.400	0.980	0.374
0.049	0.432	0.0181	0.109	0.623	0.0591	0.169	0.750	0.1118	0.229	0.840	0.173	0.288	0.906	0.238	0.405	0.982	0.380
0.050	0.436	0.0187	0.110	0.626	0.0598	0.170	0.751	0.1127	0.230	0.842	0.174	0.290	0.908	0.241	0.410	0.984	0.386
0.051	0.440	0.0193	0.111	0.628	0.0606	0.171	0.753	0.1137	0.231	0.843	0.175	0.292	0.909	0.243	0.415	0.985	0.392
0.052	0.444	0.0198	0.112	0.631	0.0614	0.172	0.755	0.1146	0.232	0.844	0.176	0.294	0.911	0.245			
0.053	0.448	0.0204	0.113	0.633	0.0623	0.173	0.756	0.1156	0.233	0.845	0.177	0.296	0.913	0.248	0.420	0.987	0.399
0.054	0.452	0.0210	0.114	0.636	0.0631	0.174	0.758	0.1166	0.234	0.847	0.178	0.298	0.915	0.250	0.425	0.989	0.405
0.055	0.456	0.0215	0.115	0.638	0.0639	0.175	0.760	0.1175	0.235	0.848	0.179	0.300	0.917	0.252	0.430	0.990	0.411
0.056	0.460	0.0221	0.116	0.640	0.0647	0.176	0.762	0.1185	0.236	0.849	0.180	0.302	0.918	0.255	0.435	0.992	0.417
0.057	0.464	0.0227	0.117	0.643	0.0655	0.177	0.763	0.1195	0.237	0.850	0.181	0.304	0.920	0.257			
0.058	0.467	0.0233	0.118	0.645	0.0663	0.178	0.765	0.1204	0.238	0.852	0.182	0.306	0.922	0.259	0.440	0.993	0.424
0.059	0.471	0.0239	0.119	0.648	0.0671	0.179	0.767	0.1214	0.239	0.853	0.183	0.308	0.923	0.262	0.445	0.994	0.430
0.060	0.475	0.0245	0.120	0.650	0.0680	0.180	0.768	0.1224	0.240	0.854	0.185	0.310	0.925	0.264	0.450	0.995	0.436
0.061	0.479	0.0251	0.121	0.652	0.0688	0.181	0.770	0.1234	0.241	0.855	0.186	0.312	0.927	0.266	0.455	0.996	0.443
0.062	0.482	0.0257	0.122	0.655	0.0696	0.182	0.772	0.1244	0.242	0.857	0.187	0.314	0.928	0.269			
0.063	0.486	0.0263	0.123	0.657	0.0705	0.183	0.773	0.1253	0.243	0.858	0.188	0.316	0.930	0.271	0.460	0.997	0.449
0.064	0.490	0.0270	0.124	0.659	0.0713	0.184	0.775	0.1263	0.244	0.859	0.189	0.318	0.931	0.273	0.465	0.998	0.455
0.065	0.493	0.0276	0.125	0.661	0.0721	0.185	0.777	0.1273	0.245	0.860	0.190	0.320	0.933	0.276	0.470	0.998	0.462
0.066	0.497	0.0282	0.126	0.664	0.0730	0.186	0.778	0.1283	0.246	0.861	0.191	0.322	0.934	0.278	0.475	0.999	0.468
0.067	0.500	0.0288	0.127	0.666	0.0738	0.187	0.780	0.1293	0.247	0.863	0.192	0.324	0.936	0.281			
0.068	0.503	0.0295	0.128	0.668	0.0747	0.188	0.781	0.1303	0.248	0.864	0.193	0.326	0.937	0.283	0.480	0.999	0.475
0.069	0.507	0.0301	0.129	0.670	0.0755	0.189	0.783	0.1313	0.249	0.865	0.194	0.328	0.939	0.285	0.485	1.000	0.481
0.070	0.510	0.0308	0.130	0.673	0.0764	0.190	0.785	0.1323	0.250	0.866	0.196	0.330	0.940	0.288	0.490	1.000	0.487
0.071	0.514	0.0314	0.131	0.675	0.0773	0.191	0.786	0.1333	0.251	0.867	0.197	0.332	0.942	0.290	0.495	1.000	0.494
0.072	0.517	0.0321	0.132	0.677	0.0781	0.192	0.788	0.1343	0.252	0.868	0.198	0.334	0.943	0.293			
0.073	0.520	0.0327	0.133	0.679	0.0790	0.193	0.789	0.1353	0.253	0.869	0.199	0.336	0.945	0.295	0.500	1.000	0.500
0.074	0.524	0.0334	0.134	0.681	0.0798	0.194	0.791	0.1363	0.254	0.871	0.200	0.338	0.946	0.297			
0.075	0.527	0.0341	0.135	0.683	0.0807	0.195	0.792	0.1373									
0.076	0.530	0.0347	0.136	0.686	0.0816	0.196	0.794	0.1383									
0.077	0.533	0.0354	0.137	0.688	0.0825	0.197	0.795	0.1393									
0.078	0.536	0.0361	0.138	0.690	0.0833	0.198	0.797	0.1403									
0.079	0.539	0.0368	0.139	0.692	0.0842	0.199	0.798	0.1414									
0.080	0.543	0.0375	0.140	0.694	0.0851	0.200	0.800	0.1424									
0.081	0.546	0.0382	0.141	0.696	0.0860	0.201	0.801	0.1434									
0.082	0.549	0.0389	0.142	0.698	0.0869	0.202	0.803	0.1444									
0.083	0.552	0.0396	0.143	0.700	0.0878	0.203	0.804	0.1454									
0.084	0.555	0.0403	0.144	0.702	0.0886	0.204	0.805	0.1465									
0.085	0.558	0.0410	0.145	0.704	0.0895	0.205	0.807	0.1475									
0.086	0.561	0.0417	0.146	0.706	0.0904	0.206	0.809	0.1485									
0.087	0.564	0.0424	0.147	0.708	0.0913	0.207	0.810	0.1496									
0.088	0.567	0.0431	0.148	0.710	0.0922	0.208	0.812	0.1506									
0.089	0.569	0.0439	0.149	0.712	0.0932	0.209	0.813	0.1516									



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

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

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



BIBLIOGRAFÍA



1. Manning, Francis S., "Oilfield Processing Volume Two: Crude Oil, Chapter 6. Penn Well Books, Tulsa, Oklahoma, USA. (1991).
2. API Specification 12J, "Specification for Oil and Gas Separators", Eighth Edition, (October 2008).
3. GPSA, "Engineering Data Book", Twelfth Edition, Section 07, Tulsa, Oklahoma, USA. (2004).
4. PDVSA, "Principios Básicos". Manual de Diseño de Proceso, Separación Física, Tambores Separadores. PDVSA N° MDP-03-S-01, Caracas, Venezuela. (1995).
5. PDVSA, "Tambores Separadores Líquido-Líquido-Vapor". Manual de Diseño de Proceso, Separación Física, Tambores Separadores. PDVSA N° MDP-03-S-05, Caracas, Venezuela. (1995).
6. McCain, William, "The Properties of Petroleum Fluids", Second Edition. Penn Well Books, Tulsa, Oklahoma, USA. (1990)
7. Bansbach, Paul L., "The How and Why of Emulsions", Oil & Gas Journal, Vol. 68, N° 36. (1970).
8. Hankinson, Risdon W., Richard G. Siegers; Theresa Krolikowski Buck, Frank P. Gielzecki; "Revision of Petroleum Measurement Tables", Oil & Gas Journal, Vol. 77, No. 52, pp. 66-70, December 24 (1979).
9. Lyons, William C., "Standard Handbook of Petroleum & Natural Gas Engineering", Second Edition, section 6.6. Gulf Professional Publishing. USA (2005).
10. Abdel-Aal, H. K., "Petroleum and Gas Field Processing", Part I & Part II. Marcel Dekker, Inc. New York, USA. (2003).
11. Gerunda, Arthur, "How to size liquid-vapors separators", Chemical Engineering, Vol. 88, N° 9 (1981).
12. Arnold, Ken, "Surface Production Operations", Second Edition, Volume 1, Chapter 3, 4 & 5. Butterworth-Heinemann. USA. (1999).
13. Evans, Frank L. Jr., "Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants", Second Edition, Gulf Publishing Company, Houston, TX. (1980).
14. Kenneth E., Arnold, "Petroleum Engineering Handbook", Volume III, Facilities and Construction Engineering, Society of Petroleum Engineers. Richardson, TX, USA. (2007).
15. "Curso de Instalaciones de Producción de Crudo", Edición 1, INTECSA UHDE, Dpto. de Procesos. Madrid, España. (2002).



16. Ludwig, Ernest E., "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Third Edition, Volume 1, Chapter 4. Butterworth-Heinemann. USA. (1999).
17. Walas, Stanley M., "Chemical Process Equipment", Selection and Design, Second Edition, Section 18. Gulf Professional Publishing. USA (2005).
18. Crane, "Flujo de Fluidos en válvulas, accesorios y tuberías", McGraw-Hill/Interamericana de México. (1992).
19. Diseño de Equipos e Instalaciones, "Tema 6: Depósitos y Recipientes de Proceso", Rev. 1, (2003).
20. Pazmiño Urquizo, Jorge, "Sistemas para Diseñar Instalaciones Superficiales de Producción" Vol. 2. (1993).
21. Banzer S., Carlos, "Correlaciones Numéricas P. V. T.", Edición Preliminar. Maracaibo, Venezuela. (1996).