



Universidad Nacional
SAN LUIS GONZAGA



[Reconocimiento-CompartirIgual 4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-sa/4.0/)

Esta licencia permite a otras combinar, retocar, y crear a partir de su obra, incluso con fines comerciales, siempre y cuando den crédito y licencia a las nuevas creaciones bajo los mismos términos. Esta licencia suele ser comparada con las licencias copyleft de software libre y de código abierto. Todas las nuevas obras basadas en la suya portarán la misma licencia, así que cualesquiera obras derivadas permitirán también uso comercial.

<http://creativecommons.org/licenses/by-sa/4.0/>



FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y PETROQUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL SAN LUIS GONZAGA
EVALUACIÓN DE ORIGINALIDAD

CONSTANCIA

El que subscribe, deja constancia que se ha realizado el análisis con el software de verificación de similitud al documento cuyo título es:

“Diseño de un sistema de separación gas-líquido para optimizar el procesamiento del crudo de petróleo”

Presentado por el: Bach. **PRADINETT VERGARA RUBÉN DARÍO**

Autor de la Tesis del nivel de **PREGRADO** de la Facultad de **INGENIERÍA QUÍMICA Y PETROQUÍMICA**. El Resultado obtenido es 9% (PORCENTAJE DE SIMILITUD) por lo cual, se otorga el calificativo de:

APROBADO, según Reglamento de Evaluación de la Originalidad.

Se adjunta al presente el reporte de evaluación con el software de verificación de originalidad.

Observaciones:

El porcentaje de similitud es menor del 20%, establecido como máximo por Reglamento de Evaluación de originalidad.

Ica, 26 de setiembre de 2024

UNIVERSIDAD NACIONAL SAN LUIS GONZAGA
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y PETROQUÍMICA
UNIDAD DE INVESTIGACIÓN

Dra. ROSA LUZ GALINDO PASACHE
DIRECTORA (e)

UNIVERSIDAD NACIONAL SAN LUIS GONZAGA
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y PETROQUÍMICA



“Diseño de un sistema de separación gas-líquido para optimizar el procesamiento del crudo de petróleo”

LÍNEA DE INVESTIGACIÓN

CIENCIAS NATURALES, INGENIERÍA Y TECNOLOGÍAS SOSTENIBLES

**TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL
DE INGENIERO PETROQUÍMICO**

AUTOR: Bach. PRADINETT VERGARA RUBÉN DARÍO

ASESOR: Dr. FERNANDO EDUARDO CANO LEGUA

ICA - PERÚ

2023

DEDICATORIA

Esta tesis se la dedico a Dios quien supo guiarme por el buen camino, dame fuerzas para seguir adelante y no dejarme caer en los problemas y dificultades que se presentaban, enseñándome a encarar las adversidades sin perder nunca la dignidad ni desfallecer en el intento.

A mi familia quien por ellos soy lo que soy. Para mis padres por su apoyo, consejos, comprensión, amor, ayuda en momentos difíciles, y ayudarme con os recursos necesarios para poder ser un profesional. Me han dado todo lo que soy como persona, mis valores, mis principios, mi carácter, mi empeño y mi perseverancia para poder alcanzar mis metas y objetivos.

A mi Abuela Laly, a mi Abuelas Chabuca y a mi Abuelo Félix, que se dónde estén me están guiando y mi están cuidando porque les prometí que seré un profesional justo y perseverante que jamás me voy a rendir.

AGRADECIMIENTOS

Primer lugar doy gracias a Dios por permitirme tener tan buena experiencia y momentos inolvidables dentro de mi universidad, gracias a la universidad por permitirme convertirme en un ser profesional en lo que tanto anhelaba.

Gracias a cada Ingeniero que hizo parte de este proceso integral de formación, que deja como producto terminado a un Alumno Graduado y como prueba viviente en la historia; esta tesis que perdurará dentro de los conocimientos y desarrollo de las generaciones que están por llegar.

Además agradezco a quien lee este apartado y más de mi tesis, por permitir a mis experiencias, investigaciones y conocimiento, incurrir dentro de su repertorio de información mental.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	Pág.
Dedicatoria	ii
Agradecimientos	iii
Índice de Contenidos	iv
Índice de Tablas	vi
Índice de Figuras	vii
Resumen	viii
Abstract	ix
I. INTRODUCCIÓN	01
II. ESTRATEGIA METODOLÓGICA	03
2.1. Características del petróleo crudo	03
2.1.1. Composición	03
2.1.2. Clasificación de los fluidos de yacimiento	05
2.2. Comportamiento de las fases de los hidrocarburos	06
2.2.1. Componente puro	07
2.2.2. Mezcla	09
2.2.3. Sistema multicomponente	11
2.3. Presión de vapor	17
2.3.1. Presión de vapor Reid (RVP) y presión de vapor verdadera (TVP)	17
2.3.2. Modelo de correlación de TVP con RVP de petróleo crudo	18
2.3.3. Correlación entre la presión de vapor y la temperatura de un fluido	21
2.3.4. Estimación de la presión de vapor usando la ecuación de Antoine	22
2.4. Principio del proceso de separación	22
2.4.1. Proceso de separación en petróleo y gas	23
2.4.2. Efecto de la presión operativa del separador	24
2.4.3. Efecto del número de etapas en la recuperación de líquido	25
2.5. Paquetes de propiedades	25
2.5.1. Peng Robinson	26
2.5.2. Chao Seader	26
2.6. Optimización de procesos en plantas de procesamiento	27
2.6.1. Síntesis y modelado de procesos	27

III. RESULTADOS	32
3.1. Separadores	32
3.1.1. Tipos	32
3.1.2. Separación de fases	36
IV. DISCUSIÓN	42
4.1. Método Nolasco: Capacidad de tratamiento de los separadores de 2 fases	42
4.1.1. Cálculo de la capacidad de tratamiento de los separadores verticales	42
4.1.2. Estimación de la capacidad de curado de separadores horizontales	46
V. CONCLUSIONES	50
VI. RECOMENDACIONES	51
VII. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	52

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 Clasificación del petróleo crudo según el °API	6
Tabla 2 Regla de fases de Gibbs	7
Tabla 3 Clasificación de los fluidos de yacimiento	12
Tabla 4 Relación aproximada entre RVP y TVP a 37,8 °C	19
Tabla 5 El sistema típico y sus métodos de propiedad recomendados	26

ÍNDICE DE FIGURAS

Fig. 1 Elementos del petróleo crudo en porcentaje	3
Fig. 2 Compuestos orgánicos en el petróleo crudo	4
Fig. 3 Diagrama de fases de un componente puro	8
Fig. 4 Diagrama de fases de un sistema binario	10
Fig. 5 Lugar crítico de un sistema binario	11
Fig. 6 Diagrama de fases típico del petróleo negro y del petróleo volátil	12
Fig. 7 Diagrama de fases típico de condensado de gas	14
Fig. 8 Diagrama de fases típico de gas húmedo y gas seco	15
Fig. 9 Comportamiento de las composiciones de fases en la región bifásica	15
Fig. 10 Densidades de fase de un sistema por debajo del punto de burbuja	16
Fig. 11 Nomograma para la conversión de RVP a TVP y viceversa	19
Fig. 12 La relación aproximada entre RVP y RVP para diferentes crudos volátiles y productos derivados del petróleo la proporciona W L Nelson en la referencia (Nelson, 1990)	20
Fig. 13 La relación aproximada entre RVP y RVP para diferentes crudos volátiles y productos derivados del petróleo la proporciona W L Nelson en la referencia (Nelson, 1990).	21
Fig. 14 El marco metodológico presentado en (Wang & et al., 2012)	29
Fig. 15 Superestructura genérica de una planta de procesamiento de petróleo y gas.	30
Fig. 16 Clasificación de los separadores	33
Fig. 17 Sección transversal de un separador bifásico vertical típico.	34
Fig. 18 Sección transversal de un separador horizontal de dos fases típico	35
Fig. 19 Equilibrio de fuerzas de una fase más pesada en una fase continua más ligera	38
Fig. 20 Equilibrio de fuerzas de una fase más ligera en una fase continua más pesada	41

RESUMEN

Los fluidos de boca de pozo producidos son mezclas complejas de diferentes compuestos de hidrógeno y carbono, todos con diferentes densidades, presiones de vapor y otras características físicas. A medida que una corriente de pozo fluye desde el depósito de petróleo caliente y de alta presión, experimenta reducciones de presión y temperatura. Los gases se desprenden de los líquidos y la corriente del pozo cambia de carácter. La velocidad del gas transporta gotitas de líquido y el líquido transporta burbujas de gas. La separación física de estas fases es una de las operaciones básicas en la producción, procesamiento y tratamiento de petróleo y gas.

En el diseño de separadores de petróleo y gas, separamos mecánicamente de una corriente de hidrocarburos los componentes de líquido y gas que existen a una temperatura y presión específicas. El diseño adecuado del separador es importante porque un recipiente de separación normalmente es el recipiente de procesamiento inicial en cualquier instalación, y el diseño inadecuado de este componente del proceso puede "obstruir" y reducir la capacidad de toda la instalación.

Los separadores se clasifican como "bifásicos" si separan el gas de la corriente de líquido total y "trifásicos" si también separan la corriente de líquido en sus componentes de petróleo crudo y agua. Este capítulo trata sobre los separadores de dos fases. Además, analiza los requisitos de un buen diseño de separación y cómo los distintos dispositivos mecánicos aprovechan las fuerzas físicas de la corriente producida para lograr una buena separación. A los separadores a veces se los denomina "depuradores de gas" cuando la relación entre el caudal de gas y el caudal de líquido es muy alta. Algunos operadores utilizan el término "trampas" para designar a los separadores que manejan el caudal directamente desde los pozos. En cualquier caso, todos tienen la misma configuración y están dimensionados de acuerdo con el mismo procedimiento.

Palabras clave: Separación gas-líquido, procesamiento del crudo de petróleo, diseño de sistemas de separación.

ABSTRACT

The wellhead fluids produced are complex mixtures of different hydrogen and carbon compounds, all of which have different densities, vapor pressures and other physical characteristics. When a well flows from a reservoir of cold, high-pressure oil, it is reduced in pressure and temperature. The gases are released into the liquids and the electricity in the well changes its character. The gas velocity transports the liquid droplets and the liquid transports the gas bubbles. The physical separation of these phases is one of the main operations in the production, processing and treatment of oil and gas.

In the design of oil and gas separators, we mechanically separate from the hydrocarbon stream the liquid and gas components that exist at a specific temperature and pressure. Proper separator design is important because the separation vessel is typically the first processing vessel in any facility, and improper design of this part of the process can "clog" and reduce the capacity of the entire facility.

Separators are classified as "two-stage" if they separate the gas from the entire liquid stream and "three-stage" if they also separate the liquid stream into crude and water components. This chapter deals with two-phase separation. In addition, it discusses the requirements for good separation design and how various mechanical devices take advantage of the physical forces of the generated current to achieve good separation. Separators are called "gas scrubbers" when the ratio of gas flow to liquid flow is very high. Some operators use the term "traps" to refer to separators that directly handle flow from wells. Either way, they look the same and are the same size by the way.

Keywords: Gas-liquid separation, crude oil processing, design of separation systems.

I. INTRODUCCIÓN

La separación de gas y líquido es un problema conocido en muchas industrias. Sin embargo, la mayor contribución al desarrollo de estos procesos proviene de la industria petrolera. La mayoría de las pautas de diseño para GLS fueron propuestas por compañías y organizaciones de petróleo y gas: Shell (Shell GSI, 2007), American Petroleum Institute (A. P. Institute, 2008) y Gas Processors Suppliers Association (G. P. S. Association, 2018), por mencionar solo algunas.

No existe un criterio único para distinguir los diferentes tipos de separadores. Se pueden clasificar según su disposición (horizontal, vertical, esférico); el número de fases a separar (bifásicas, trifásicas); la naturaleza del flujo de entrada (desgasificador o desliquificador) y el principio de funcionamiento (sedimentación por gravedad, centrifugación, filtrado).

En algunos casos, la dirección del flujo también se puede utilizar como criterio (flujo ascendente, flujo descendente). Los dispositivos de separación utilizan una cantidad considerable de sensores y válvulas de flujo para garantizar la estabilidad en condiciones de trabajo nominales.

La separación de gases y líquidos en masa es el primer paso en el procesamiento upstream de petróleo y gas, justo después de la extracción del yacimiento de petróleo. El propósito de un GLS es precisamente lograr ese efecto, separando una corriente multifásica de hidrocarburos gaseosos y líquidos, así como agua, en dos o más corrientes monofásicas. Sin embargo, el cambio hacia las energías renovables es más evidente que nunca, por lo que las pautas de diseño de GLS y los productores deben abandonar lentamente el objetivo de separar el gas natural y el petróleo, y comenzar a adaptar sus productos para incorporar los fluidos de procesamiento ecológicos del futuro, es decir, oxígeno, hidrógeno y agua.

Todavía no está claro en qué medida este cambio en los fluidos afectará el diseño del separador. No obstante, el comportamiento de los fluidos (turbulencia, desplazamiento de burbujas y gotas) es ciertamente diferente al del petróleo y el gas debido a las significativas diferencias de viscosidad y densidad. Este hecho podría permitir una reducción significativa en la dimensión del separador, e incluso la aparición de nuevas configuraciones más eficientes. Los separadores de gas y líquido son los más utilizados en la industria del petróleo y el gas. Estos generalmente consisten en un recipiente en el que se separa la mezcla entrante según la fase física de los componentes, dando como resultado dos o más corrientes de flujo, una para cada fase.

Estos dispositivos se pueden utilizar para separar una corriente de un solo constituyente, como agua y vapor, o más de un componente, agua y aire, por ejemplo. No existe un consenso general sobre cómo categorizar los tipos de separadores, diferentes autores utilizan diferentes enfoques para clasificarlos.

Algunos abordan el tema definiendo el tipo de mezcla de flujo con la que tendrá que lidiar el separador (líquido-líquido, gas-líquido, etc.), y otros prefieren observar la disposición del separador (horizontal, vertical), la dirección del flujo de las fases o la configuración de entrada también son criterios comúnmente utilizados para distinguir diferentes diseños. bajo nominales.

II. ESTRATEGIA METODOLÓGICA

2.1. Características del petróleo crudo

Para diseñar y seleccionar el equipo adecuado, es fundamental conocer la composición, las características y las propiedades del medio presente. Además, hay que tener en cuenta que el fluido del yacimiento cambia durante el agotamiento del yacimiento y también durante el proceso de elevación debido a las condiciones cambiantes de presión y temperatura.

El caso ideal de un fluido de yacimiento monofásico rara vez se da, sino que se trata más bien de una emulsión, donde dos fases líquidas se mezclan de alguna manera, una suspensión, donde las partículas sólidas se distribuyen en una fase fluida, o algo espumoso, que es el resultado de una mezcla de una fase gaseosa y una líquida.

2.1.1. Composición

El petróleo crudo, independientemente de su estado, está compuesto principalmente de hidrocarburos, como lo muestra la composición típica del petróleo en la Figura 1, con énfasis en principalmente. Sin embargo, como su nombre ya indica, los hidrocarburos son compuestos químicos compuestos únicamente de carbono e hidrógeno en estado gaseoso, líquido y, en ocasiones, sólido, dependiendo de la composición, la temperatura y las condiciones de presión.

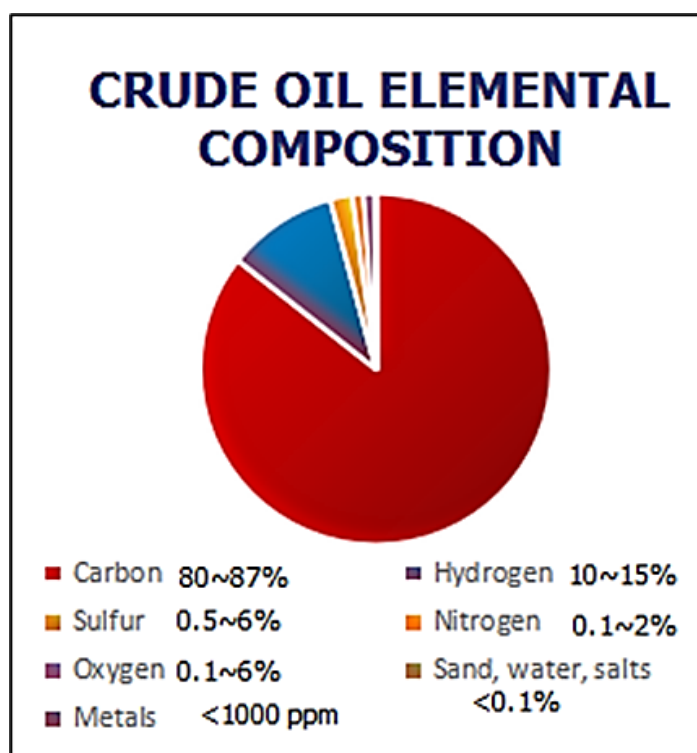


Fig. 1 Elementos del petróleo crudo en porcentaje

En general, se pueden clasificar en dos grandes grupos, a saber, los compuestos alifáticos y los aromáticos. Sin embargo, para la clasificación del petróleo crudo, que no solo consta de compuestos de hidrocarburos sino también de otros compuestos orgánicos, se suele añadir un tercer grupo llamado compuestos heterocíclicos, como se muestra en la Figura 2.

Esta clase de sustancias también contiene átomos distintos del carbono y el hidrógeno [1].

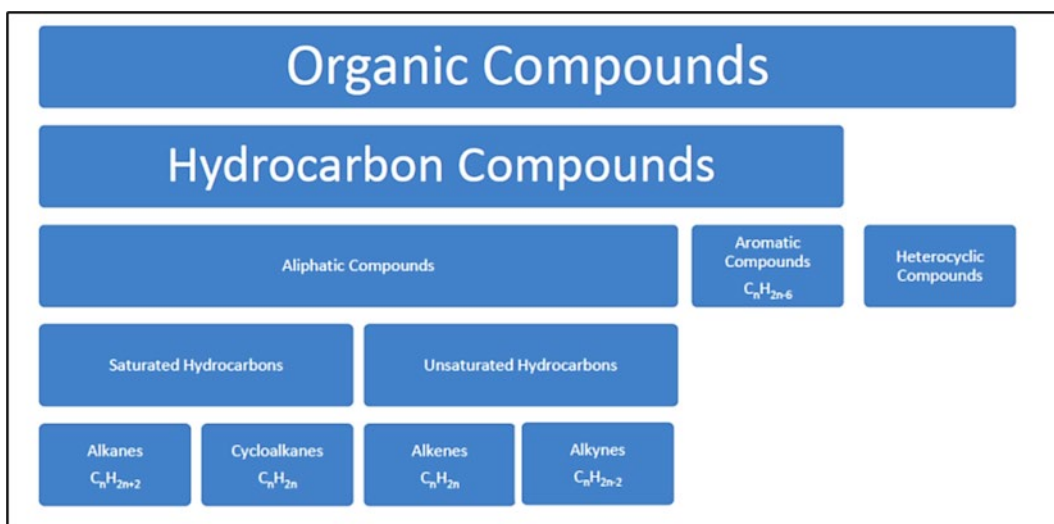


Fig. 2 Compuestos orgánicos en el petróleo crudo

a) Hidrocarburos alifáticos

Los hidrocarburos alifáticos pueden subdividirse en hidrocarburos saturados e insaturados, como se muestra en la Figura 2 ya mencionada. Los primeros tienen una estructura en cadena y llevan el nombre de alcanos o parafinas, o una estructura en anillo, que se denominan cicloalcanos, cicloparafinas o simplemente naftenos.

Las parafinas se pueden describir con la fórmula química C_nH_{2n+2} , donde n es el número de átomos de carbono y tienen solo enlaces simples, mientras que los cicloalcanos se describen con la fórmula C_nH_{2n} . En particular, el gas natural está compuesto principalmente de CH_4 , llamado metano, el representante más simple de los alcanos. Además, también es importante distinguir entre alcanos normales e iso, cortos, n - e i -alcanos.

Estos últimos se denominan isómeros, que tienen la misma fórmula estructural pero una geometría diferente que conduce a otras características y propiedades. Con el aumento del número de átomos de carbono y, por lo tanto, de moléculas más grandes, aumenta el número de isómeros posibles y esto ya explica la complejidad del petróleo en comparación con la simplicidad del gas. Los hidrocarburos insaturados con enlaces

dobles se denominan alquenos u olefinas, los que tienen enlaces triples llevan el nombre de alquinos. Sin embargo, no son tan comunes como los saturados [1].

b) Hidrocarburos aromáticos

Los compuestos orgánicos con enlaces dobles, y por lo tanto hidrocarburos insaturados, y una estructura cíclica se pueden representar por la fórmula C_nH_{2n-6} y se denominan aromáticos. El representante más simple, el benceno, C_6H_6 , con sus tres enlaces dobles alternados, es el basal de estos compuestos de estructura de anillo, dulces y de buen olor [1].

c) Compuestos heterocíclicos

A pesar de que el petróleo se compone principalmente de hidrocarburos, otros compuestos como el nitrógeno, el azufre o el oxígeno también pueden estar presentes y, de hecho, lo están. Estos compuestos heterocíclicos o NSO, que también se muestran en la Figura 5, a menudo forman estructuras muy complejas y son responsables de algunas propiedades notables del petróleo crudo o del gas, como la acidez y los cambios en las propiedades pseudocríticas [1].

2.1.2. Clasificación de los fluidos de yacimiento

Como se mencionó anteriormente, la composición del gas natural es bastante simple en comparación con la de todos los petróleos crudos. Por un lado, se compone principalmente de moléculas más pequeñas, como el principal componente metano, algunos otros hidrocarburos más ligeros, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y nitrógeno. Por otro lado, el petróleo crudo se compone de moléculas mucho más grandes con más isómeros posibles, por lo que es mucho más complejo y tiene muchas variantes diferentes.

Debido a la existencia de tantos tipos de petróleo, la gravedad específica se ha introducido como la clasificación física primaria por delante de la viscosidad, el color, el contenido de azufre y el índice de refracción. Se define como la relación entre la densidad del petróleo y la densidad del agua en la misma unidad arbitraria en condiciones estándar de 60 °F y 14,7 psia, adimensional y mostrada en la ecuación [1].

$$\gamma_o = \frac{\rho_o}{\rho_w}$$

Esta gravedad específica exacta se puede utilizar luego en la segunda clasificación física más importante de los petróleos crudos, el °API o Gravedad API en la ecuación [1], establecida por el Instituto Americano del Petróleo.

$$API\ Gravity = \frac{141.5}{Specific\ Gravity} - 131.5$$

El petróleo crudo con un grado API inferior a 22,3 se suele denominar como “pesado”, el superior a 31,1 como “ligero” y al que está entre estos valores como “medio” se resume en la Tabla 1.

Tabla 1 Clasificación del petróleo crudo según el °API

Clase	°API
Ligero	>31.1
Medio	>22.3 & <31.1
Pesado	>10 & <22.3
Extra Pesado	<10

A veces, se añade la categoría extra pesado a los petróleos crudos más pesados que el agua, que por definición tienen una gravedad API de 10.

2.2. Comportamiento de las fases de los hidrocarburos

Para predecir el estado del fluido del yacimiento en el pozo y en la superficie, lo cual es esencial para la selección de sistemas de levantamiento artificial y otros equipos y muy importante para el diseño del separador, es crucial comprender el llamado comportamiento de las fases. En primer lugar, es necesario definir claramente algunos términos, aunque ya se hayan utilizado en las páginas anteriores.

Como se mencionó anteriormente, el petróleo puede presentarse como un sistema monofásico o multifásico, siendo una fase una parte homogénea, físicamente distintiva con propiedades químicas y físicas uniformes, delimitada por una superficie. En el caso de los hidrocarburos, esta puede ser la fase gaseosa, líquida o sólida, que están presentes solas o coexisten en equilibrio con una o ambas de las otras.

Un equilibrio se refiere a una condición o estado en el que no se produce transferencia de masa o calor entre las fases y la energía del sistema no cambia. Un componente es entonces un constituyente químicamente discreto de una fase o sistema, que se describe cuantitativamente por la composición, que es la porción o participación del componente en toda la mezcla [1].

El comportamiento de las fases es principalmente una función de la química, la composición, la presión y la temperatura, y normalmente se representa en un diagrama de

presión-temperatura para una química dada y la composición general del sistema, como se muestra más adelante.

Para describir y analizar los fluidos de yacimiento, que en su mayoría son mezclas multicomponentes, primero se examinan los componentes puros. Además, se recomienda tener presente en toda esta tesis la denominada regla de fases de Gibbs, como se muestra en la siguiente ecuación [1].

$$F = C - P + 2$$

Básicamente, revela y calcula los grados de libertad de un sistema. La tabla 5 presenta las variables independientes necesarias para definir un sistema con su diferente número de fases.

Tabla 2 Regla de fases de Gibbs

F = C - P + 2		
C = 1	P = 1	F = 2 (presión y temperatura)
	P = 2	F = 1 (presión y temperatura)
	P = 3	F = 0
C = 2	P = 1	F = 3 (presión, temperatura y composición)
	P = 2	F = 2 (presión y temperatura)
	P = 3	F = 1 (presión o temperatura)

F grados de libertad[-]

C número de componentes[-]

P número de fases[-]

2.2.1. Componente puro

En el caso de un solo componente, el diagrama p-T muestra cinco características importantes, a saber, el punto triple, el punto crítico, la curva de presión de vapor, la curva de punto de fusión y la curva de presión de sublimación. El primero es el punto de convergencia de la curva de presión de vapor, la curva de punto de fusión y la curva de sublimación y la única condición de presión y temperatura posible donde las tres fases del componente puro pueden coexistir en equilibrio, como se muestra en la Figura 3.

El punto crítico se define por su presión crítica p_c y temperatura crítica T_c correspondientes, más allá de que ya no sea posible la distinción entre fases. Por lo tanto, este estado se denomina supercrítico y también se destaca en la figura siguiente como áreas pintadas [1].

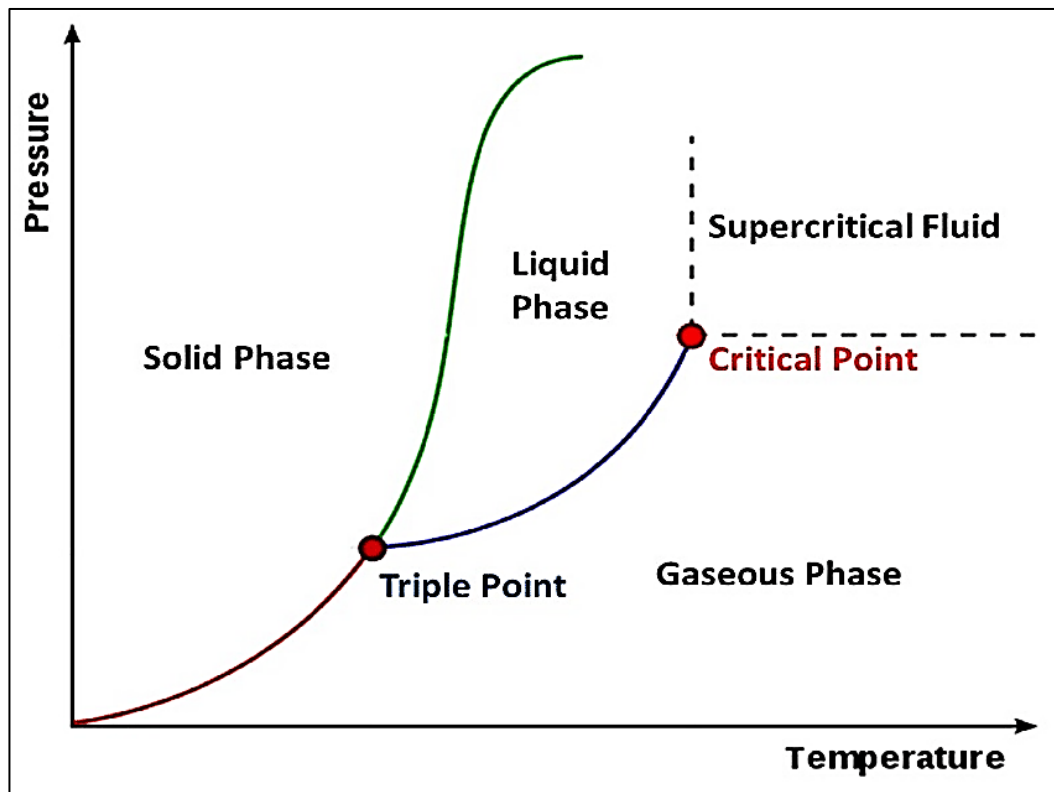


Fig. 3 Diagrama de fases de un componente puro

El exceso de una de estas tres curvas en el diagrama de presión-temperatura siempre representa un cambio de una a otra fase. Dado que el agotamiento de un yacimiento se aproxima principalmente por una disminución de la presión a temperatura constante, se utilizan líneas verticales, que representan una disminución de la presión isotérmica, para explicar los cambios de fase.

La curva de presión de vapor, con el punto triple y el punto crítico en sus extremos, representa el equilibrio de las fases gaseosa y líquida. Durante una disminución de la presión isotérmica a una temperatura de punto de burbuja fija T_b desde el punto A hasta el punto C, la presión en esa curva de presión de vapor se denomina presión de punto de burbuja p_b y se resalta como punto B en la Figura 3.

Esta presión exacta y la temperatura en el punto B se denominan respectivamente presión de punto de rocío y temperatura de punto de rocío durante un aumento de presión desde el punto C hasta el punto A. Por lo tanto, la curva de presión de vapor es la suma de todas las posibles presiones de punto de burbuja, donde la primera burbuja se libera del líquido durante la evaporación, o presiones de punto de rocío a las que las primeras gotas de líquido precipitan de la fase gaseosa durante la condensación a temperaturas de burbuja o punto de rocío fijas.

Además, la curva de punto de fusión discontinua casi vertical representa el equilibrio entre las fases sólida y líquida y un exceso se denomina fusión o solidificación, según la dirección. Al final, una transición a través de la curva de sublimación, que simboliza el equilibrio de las fases sólida y gaseosa, se denomina sublimación o deposición, también según la dirección del proceso [1].

2.2.2. Mezcla

Como su nombre ya indica, una mezcla contiene más de un componente, al igual que cada fluido del yacimiento. En general, las definiciones de punto de burbuja y punto de rocío se mantienen, sin embargo, el equilibrio entre las dos fases ahora se representa mediante un área en lugar de una única curva como la curva de presión de vapor para componentes puros.

La curva del punto de burbuja, la conexión de las presiones del punto de burbuja a varias temperaturas del punto de burbuja, y la curva del punto de rocío, la línea que pasa por todas las presiones del punto de rocío a diferentes temperaturas del punto de rocío, ahora están separadas, convergen solo en el punto crítico y encierran una denominada envoltura de fase o envoltura de saturación [1].

Los sistemas binarios o de dos componentes muestran algunas características adicionales en sus diagramas de fase. La cricondenterm, determinada por una tangente vertical a la envolvente de fases, y la cricondenbar, determinada por una tangente horizontal a la región de dos fases, ilustran respectivamente la temperatura y la presión máximas en las que dos fases pueden coexistir en equilibrio.

En un sistema de componentes puros, la presión y la temperatura máximas a las que dos fases pueden coexistir en equilibrio definen el punto crítico y más allá de este punto, no se puede diferenciar entre las fases. Sin embargo, en un sistema binario, hay un área por encima de este punto donde esto también es posible. Solo en el punto crítico y más allá de la cricondenterm y la cricondenbar, no es posible distinguir una fase de otra [1].

Un agotamiento como el que se muestra con la marca de A a B en la Figura 4 encuentra primero la curva del punto de burbuja, donde el gas comienza a liberarse del líquido monofásico. Una mayor reducción de la presión generalmente sólo conduce a una mayor porción de vapor en equilibrio con la fase líquida restante hasta que se vaporiza completamente en el punto de rocío Pd. Si bien este agotamiento cruza la curva del punto de burbuja y la curva del punto de rocío respectivamente una vez, una reducción de presión isotérmica a una temperatura más alta que la crítica pero más baja que la cricondenterm tiene dos puntos de intersección con la línea del punto de rocío.

Estos puntos, marcados en la Figura 4 en la línea E a F, reciben el nombre de punto de rocío superior e inferior a partir de la definición del punto de rocío, que se ajusta a lo que ocurre en ambos estados. El vapor monofásico forma primero burbujas de líquido en el punto de rocío superior o retrógrado, que es exactamente el comportamiento opuesto en comparación con la intersección superior del sistema A con B en la primera intersección.

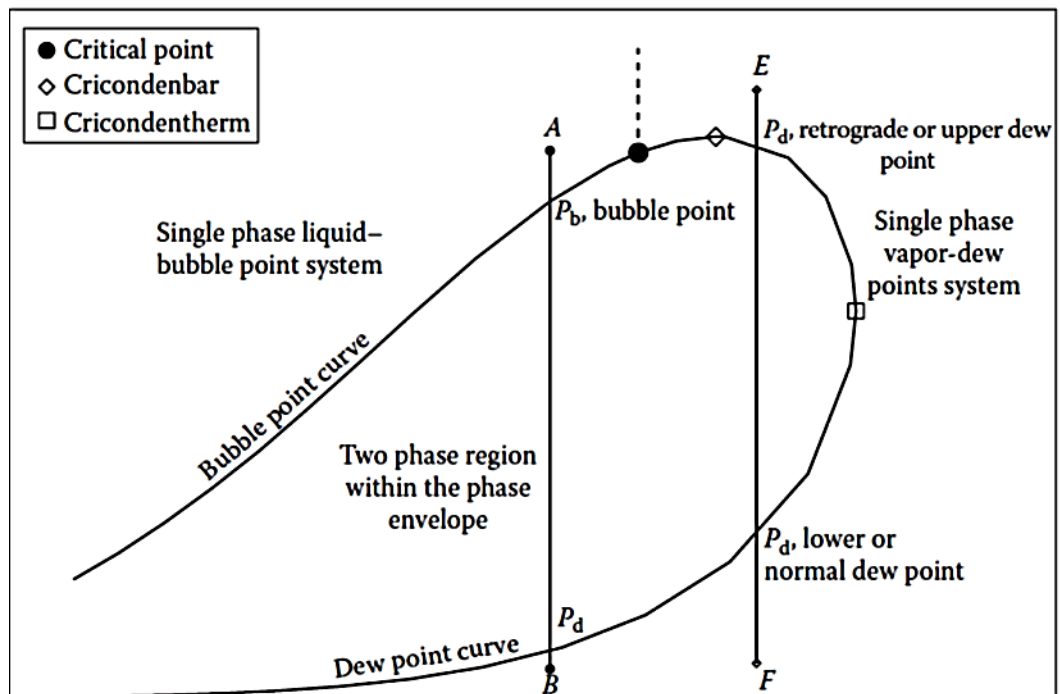


Fig. 4 Diagrama de fases de un sistema binario

La cantidad de líquido en equilibrio con la fase gaseosa aumenta hasta un punto máximo en algún lugar dentro de la envoltura de fases, pero luego se vaporiza debido a la baja presión hasta que es un vapor monofásico nuevamente en el punto de rocío inferior o normal. La representación gráfica de las llamadas líneas de calidad o isovolátiles, que muestran la relación líquido-vapor del equilibrio actual [1].

Como se mencionó anteriormente, cada diagrama de fases pertenece a una composición general específica y fija del sistema. Al trazar las áreas de dos fases de distintas composiciones del sistema y conectar todos los puntos críticos correspondientes, como se muestra en la Figura 5, se obtiene el denominado lugar crítico. Este último define la región de un sistema, independientemente de su composición general, donde dos fases pueden coexistir en equilibrio.

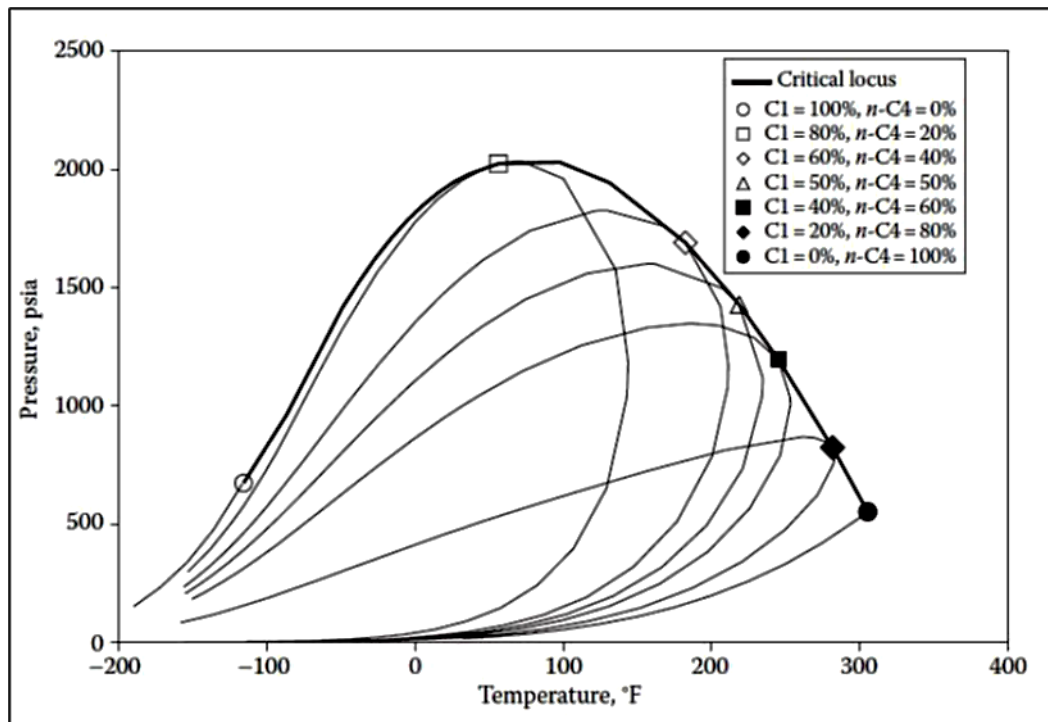


Fig. 5 Lugar crítico de un sistema binario

2.2.3. Sistema multicomponente

En la práctica, cada fluido de yacimiento consta de tres o más componentes y, por lo tanto, cae dentro de la categoría de sistemas multicomponente. En general, las definiciones y también el concepto siguen siendo los mismos; sin embargo, debido a las muchas composiciones generales posibles, las envolventes de fases se representan principalmente solo para una composición química específica. Además, el área de dos fases se hace más grande en términos de magnitudes de presión y temperatura en comparación con un sistema binario y el punto crítico se desplaza hacia la derecha [1].

En la Tabla 3 se muestra un breve resumen con los criterios principales: relación gas-petróleo, gravedad, color, fracción positiva, factor de volumen de formación y temperatura del yacimiento.

Tabla 3 Clasificación de los fluidos de yacimiento

Litho Units	Well 02		Well 03		Well 04		Well 05	
	Fluid type	Fluid contact	Fluid type	Fluid contact	Fluid type	Fluid contact	Fluid type	Fluid contact
Sand H	Gas, Oil and Water	GUT: 11325 GOC: 11375 OWC: 11600	Gas, Oil and Water	GUT: 11325 GOC: 11350 OWC: 11800	Gas, Oil and Water	GUT: 11375 GOC: 11475 OWC: 11625	Oil and water	ODT: 11775 OWC: 11775
Sand I	Gas, Oil and Water	GUT: 11950 OUT: 12000 OWC: 12300	Gas, Oil and Water	GUT: 11950 GOC: 11985 OWC: 12150	Oil and water	OUT: 12050 OWC: 12300	Gas, Oil and Water	GUT: 12025 GOC: 12050 ODT: 12150 WUT: 12100
Sand J	Oil	OUT: 12550 OWC: 12725 WDT: 12810	Gas, Oil and Water	GUT: 12525 GOC: 12950 OWC: 12625	Gas, Oil and Water	GUT: 12600 GOC: 12635 OWC: 12800	Gas, Oil and Water	GUT: 12525 GOC: 12600 ODT: 12725 WUT: 12650
Sand K	Gas, Oil and Water	GUT: 12875 GOC: 13000 ODT: 13225 WUT: 13200	Gas, Oil and Water	GUT: 12815 GOC: 12950 OWC: 13025	Gas, Oil and Water	GUT: 12900 GOC: 12975 ODT: 13200 WUT: 13050	Gas, Oil and Water	GOC: 12925 OWC: 13050
Sand L	Gas, Oil and Water	GUT: 13375 GOC: 13450 OWC: 13525	Gas, Oil and Water	GUT: 13375 GOC: 13425 OWC: 13510			Gas, Oil and Water	GUT: 13400 GOC: 13475 OWC: 13535

GUT: Gas Up To; OUT: Oil Up To; ODT: Oil Down To;
WUT: Water Up To; WDT: Water Down To; GOC: Gas-Oil Contact; OWC: Oil-Water Contact.

El petróleo negro debe su nombre al color que presenta en las condiciones de la superficie y es el fluido de yacimiento más abundante. Por un lado, la envoltura que se muestra a la izquierda en la Figura 6 es la más grande de todos los tipos; principalmente debido a una temperatura crítica muy alta debido a más del 20% molar de componentes pesados C7+.

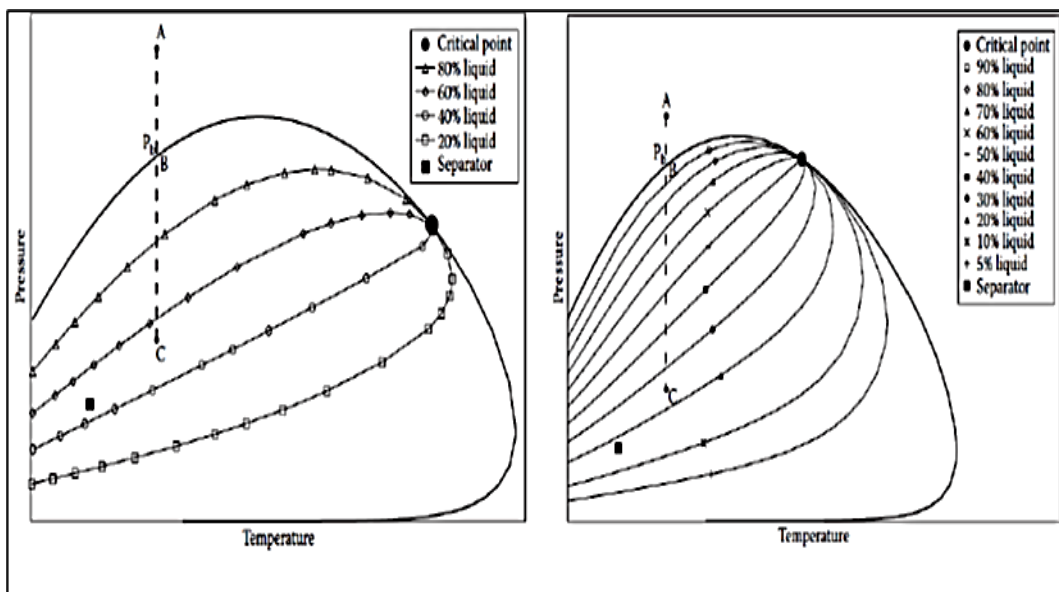


Fig. 6 Diagrama de fases típico del petróleo negro y del petróleo volátil

Por otro lado, estas condiciones de calor reducen significativamente el punto de burbuja porque la liberación de gas se favorece con el aumento de la temperatura. Durante la producción y en el camino hacia la superficie, cuando la presión cae por debajo del punto de burbuja, el petróleo monofásico se convierte en un fluido bifásico con cantidades bastante altas de líquido, indicado por las líneas de calidad dentro de la envoltura de fases alrededor de la condición del separador. Por lo tanto, el petróleo negro también se denomina petróleo de baja contracción [1].

Como su nombre lo indica, el aceite volátil es víctima de una mayor contracción debido a las líneas de calidad que se encuentran muy juntas debajo de la línea del punto de burbuja y a los isovols de bajo porcentaje en la condición de separador, como se muestra a la derecha en la Figura 6.

Una fracción de C7+ menos pesada y también más pequeña que en el aceite negro desplaza la cricondenterm hacia la izquierda y la cricondenbar un poco hacia arriba. El color del aceite volátil, también conocido como aceite casi crítico, varía de verde y naranja a marrón, pero sufre los mismos cambios de fase que el aceite de baja contracción [1].

El condensado de gas experimenta diferentes cambios de fase porque la condición inicial es un vapor monofásico a una temperatura entre la temperatura crítica, que es más baja que la del petróleo volátil o negro, y la cricondenterma y, por lo tanto, cruza el punto de rocío retrógrado durante una caída de presión. Como ya se describió en el caso de un sistema binario, las primeras gotas de líquido se condensan a partir del gas en el punto de rocío superior.

Durante el agotamiento posterior, representado por la línea discontinua vertical en la Figura 7, se cruza primero el porcentaje isovol más bajo, seguido de los más altos hasta un punto máximo, que está atrapado por la línea de calidad del mismo valor en algún lugar de la envoltura de fases.

Después de esta caída máxima de líquido, comienza la revaporización y la cantidad de líquido, que normalmente no se produce debido a su inmovilidad en el yacimiento, disminuye hasta que se alcanza la condición de separador [1].

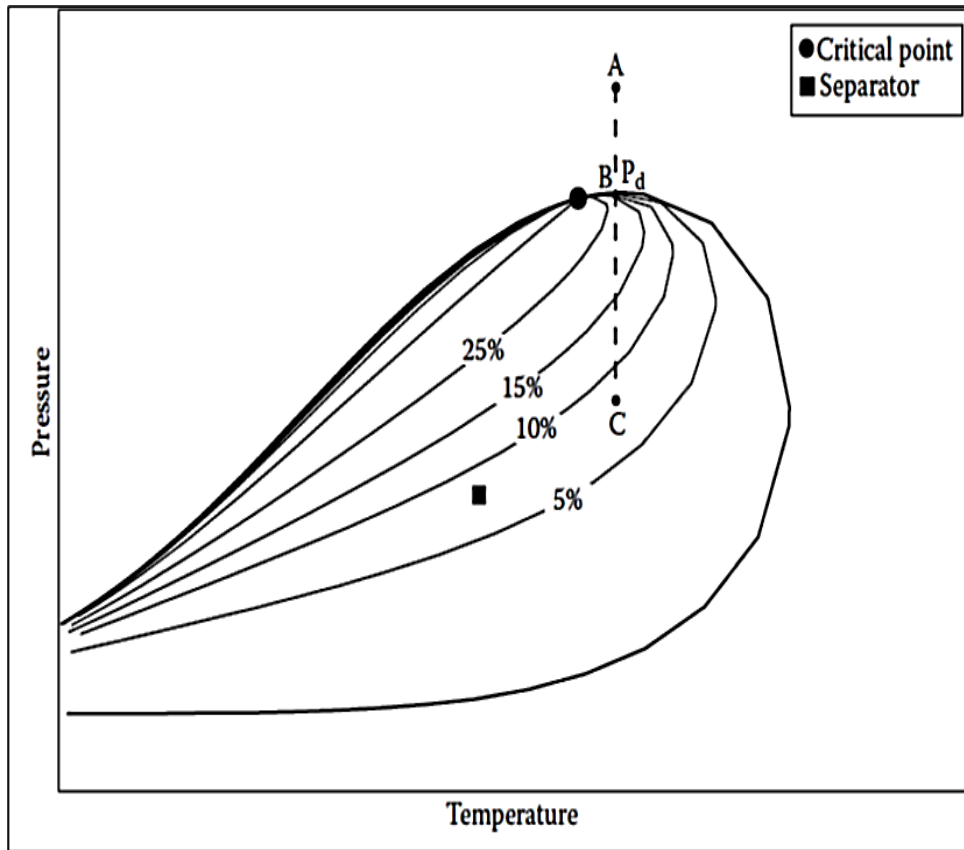


Fig. 7 Diagrama de fases típico de condensado de gas

Los gases húmedos y secos son aquellos fluidos de yacimiento con temperaturas superiores a la cricondenterm de su respectiva envoltura de fases. Además, el área de dos fases es mucho menor en comparación con el petróleo negro, el petróleo volátil y el condensado de gas.

Los términos húmedo y seco no tienen nada que ver con la presencia o ausencia de agua, sino más bien con la posición de la condición de separador con respecto a la envoltura de fases.

Por un lado, como se ve en el diagrama de la izquierda de la Figura 8, algo de líquido precipita del gas de yacimiento en condiciones de separador, y de ahí el nombre de gas húmedo.

Por otro lado, la condición de separador del gas seco, representada a la derecha de la Figura 8, también está en el área de una sola fase y, por lo tanto, no se forma líquido en absoluto [1].

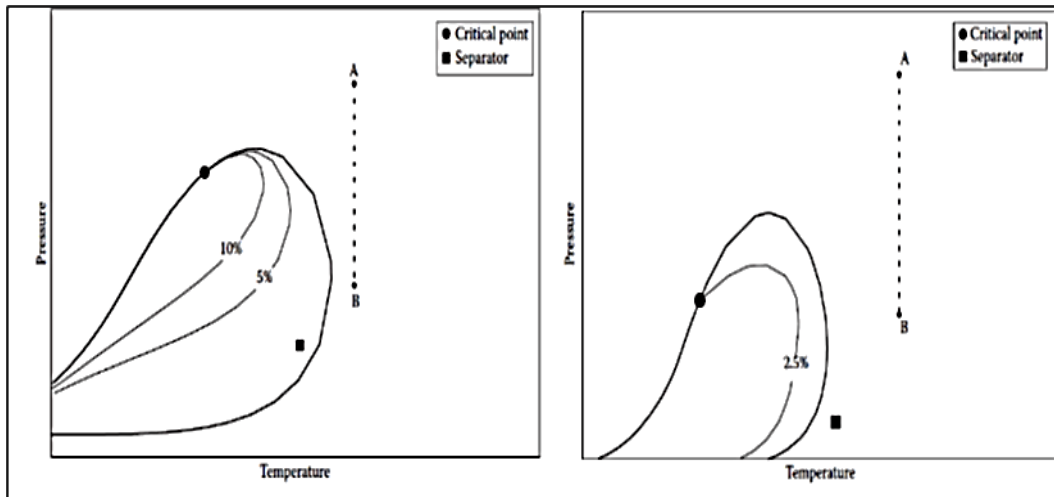


Fig. 8 Diagrama de fases típico de gas húmedo y gas seco

En aras de la exhaustividad y aunque la composición general del sistema permanece igual para un diagrama de fase en particular, es necesario mencionar que la composición y la química respectivas de cada fase durante el equilibrio cambian y varían con la presión y la temperatura. Sin embargo, la tendencia parece ser la misma para los sistemas binarios y multicomponentes, así como para los diferentes fluidos del yacimiento. Como ejemplo, las fracciones molares de metano y la fracción C₇₊ de un sistema de petróleo negro en equilibrio por debajo del punto de burbuja se muestran en la Figura 9.

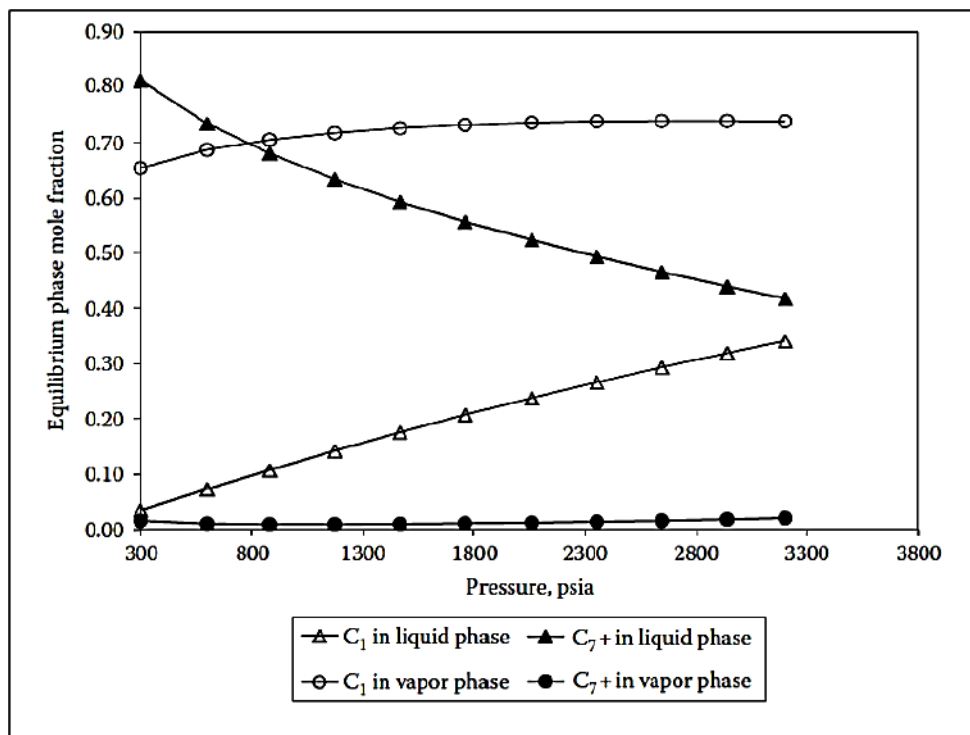


Fig. 9 Comportamiento de las composiciones de fases en la región bifásica de un sistema de petróleo negro

Parece obvio que las presiones más bajas favorecen la evaporación de los componentes más ligeros y volátiles y, por lo tanto, la cantidad relativa de CH₄ en la fase líquida disminuye mientras que la fracción C₇₊ aumenta.

Contrariamente a esta explicación, la fracción de metano en la fase de vapor no solo aumenta. De hecho, solo aumenta justo por debajo del punto de burbuja, mientras que a presiones más bajas, también los componentes más pesados, como el n-butano, se vaporizan y, por lo tanto, disminuyen la fracción de metano en la fase de vapor. Lo mismo se aplica a la fracción C₇₊ en la fase gaseosa, que sólo disminuye justo por debajo del punto de burbuja y luego aumenta debido a presiones tan bajas que también hacen posible la evaporación de componentes pesados [1].

Al medir y representar gráficamente las densidades de fase como en la Figura 10, se puede identificar que la disminución de la presión es el efecto dominante en la fase gaseosa, mientras que la composición y la reducción del metano juegan un papel más importante en la fase líquida.

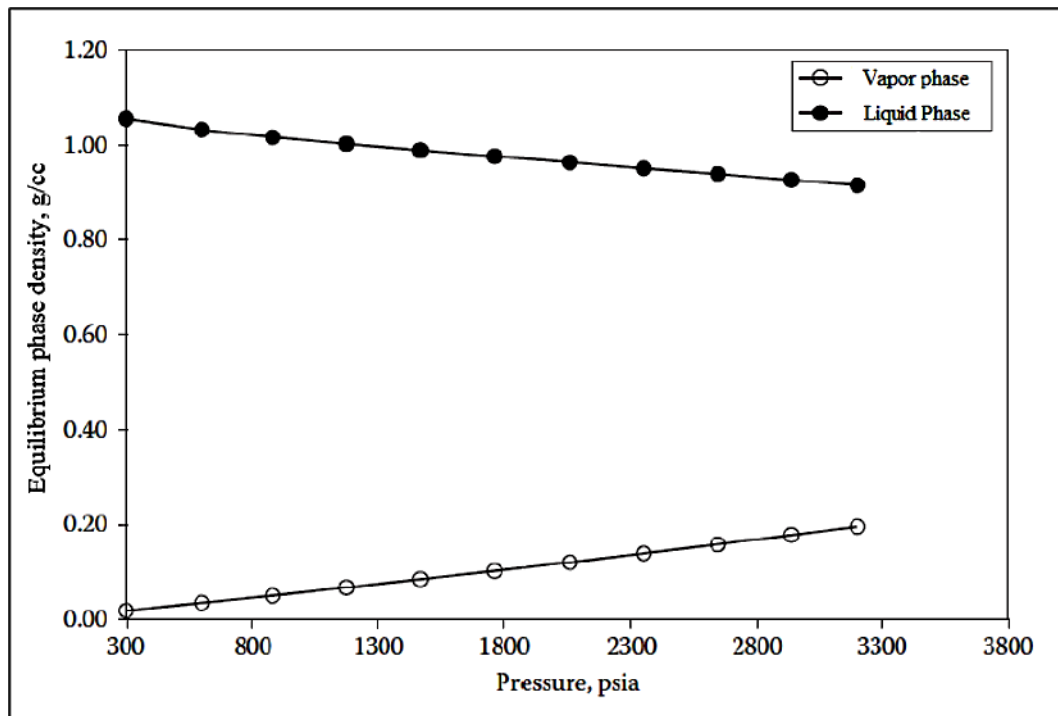


Fig. 10 Densidades de fase de un sistema de petróleo negro por debajo del punto de burbuja

2.3. Presión de vapor

En el proceso de transporte de petróleo crudo, una de las propiedades más importantes que se deben tener en cuenta es la presión de vapor del petróleo crudo. Para facilitar el transporte y la manipulación del petróleo crudo, la presión de vapor debe ser lo más baja posible.

Según la referencia [2], la presión de vapor o presión de vapor de equilibrio se puede definir como la presión ejercida por un vapor en equilibrio termodinámico con sus fases condensadas (sólidas o líquidas) a una temperatura determinada en un sistema cerrado.

La presión de vapor indica la tendencia de las partículas a escapar del líquido (o de un sólido). En otras palabras, la presión de vapor de equilibrio es una medida de la volatilidad de un líquido.

La presión que exhibe el vapor sobre la superficie de un líquido se conoce como presión de vapor. A medida que aumenta la temperatura de un líquido, también aumenta la energía cinética de sus moléculas.

A medida que aumenta la energía cinética de las moléculas, también aumenta el número de moléculas que pasan a ser vapor, lo que aumenta la presión de vapor [2].

2.3.1. Presión de vapor Reid (RVP) y presión de vapor verdadera (TVP)

Existen dos tipos de métodos para medir la presión de vapor. El primero es la presión de vapor Reid (RVP) y el otro es la presión de vapor verdadera (TVP). Según la referencia [2], la RVP es una presión de vapor en la que el líquido o combustible no elimina aire ni vapor de agua de la muestra.

La lectura incluye también la presión de vapor del aire y del vapor de agua, mientras que la presión de vapor verdadera (TVP) elimina el aire y el vapor de agua de la muestra a una temperatura específica.

Por lo tanto, la lectura de la presión de vapor solo depende de la presión ejercida sobre el propio combustible. Normalmente, la presión Reid será inferior a la presión de vapor verdadera (TVP), porque el agua y el aire disueltos incluidos en el recipiente de la muestra afectarían la lectura de la presión de vapor [2].

En la industria del petróleo y el gas, la presión de vapor Reid (RVP) se utiliza ampliamente, pero en última instancia depende de los requisitos del cliente y de la propiedad del petróleo crudo en el yacimiento. En ocasiones, también se utiliza el método de presión de vapor real (TVP). Sin embargo, en un proyecto, normalmente se utiliza un solo método para garantizar la coherencia del análisis.

2.3.2. Modelo de correlación de TVP con RVP de petróleo crudo

Se han desarrollado las correlaciones para la conversión de RVP de petróleo procesado y petróleo crudo en bruto a TVP y viceversa. Estos datos cubren todos los rangos de temperatura, RVP y TVP. Las ecuaciones a continuación se pueden utilizar para calcular RVP o TVP con los valores correctos de A, B y C.

$$\begin{aligned}A &= A_1 - A_2 \ln(RVP) \\B &= B_1 - B_2 \ln(RVP) \\TVP &= \exp\left(A - \frac{B}{T + C}\right)\end{aligned}$$

TVP a RVP: De manera similar, este consejo propone las siguientes ecuaciones para la conversión de TVP a RVP.

$$\begin{aligned}A &= A_1 - A_2 \ln(TVP) \\B &= B_1 - B_2 \ln(TVP) \\RVP &= \exp\left(A - \frac{B}{T + C}\right)\end{aligned}$$

Donde T es la temperatura, °C (°F), RVP es la presión de vapor Reid, kPa (psi), TVP es la presión de vapor real, kPa (psia). Tenga en cuenta que los valores de A1, A2, B1 y B2 son diferentes en los dos conjuntos de ecuaciones anteriores.

El valor de "C" es una función de las unidades elegidas (SI versus FPS) y es consistente. Con base en este método de cálculo, se ha establecido un tipo de gráfico llamado nomograma que permite convertir los datos de presión de vapor Reid (RVP) a presión de vapor real (TVP), y viceversa.

Estos gráficos son vitales porque hacen que la conversión de uno a otro sea mucho más fácil para los ingenieros de la industria del petróleo y el gas. Y en algunos casos, aunque la presión de vapor Reid (RVP) se usa ampliamente en la industria, la presión de vapor real (TVP) es necesaria para ciertas propiedades del combustible de petróleo.

Por lo tanto, los efectos del aire y el agua de la presión de vapor Reid (RVP) deben eliminarse de las mediciones de presión.

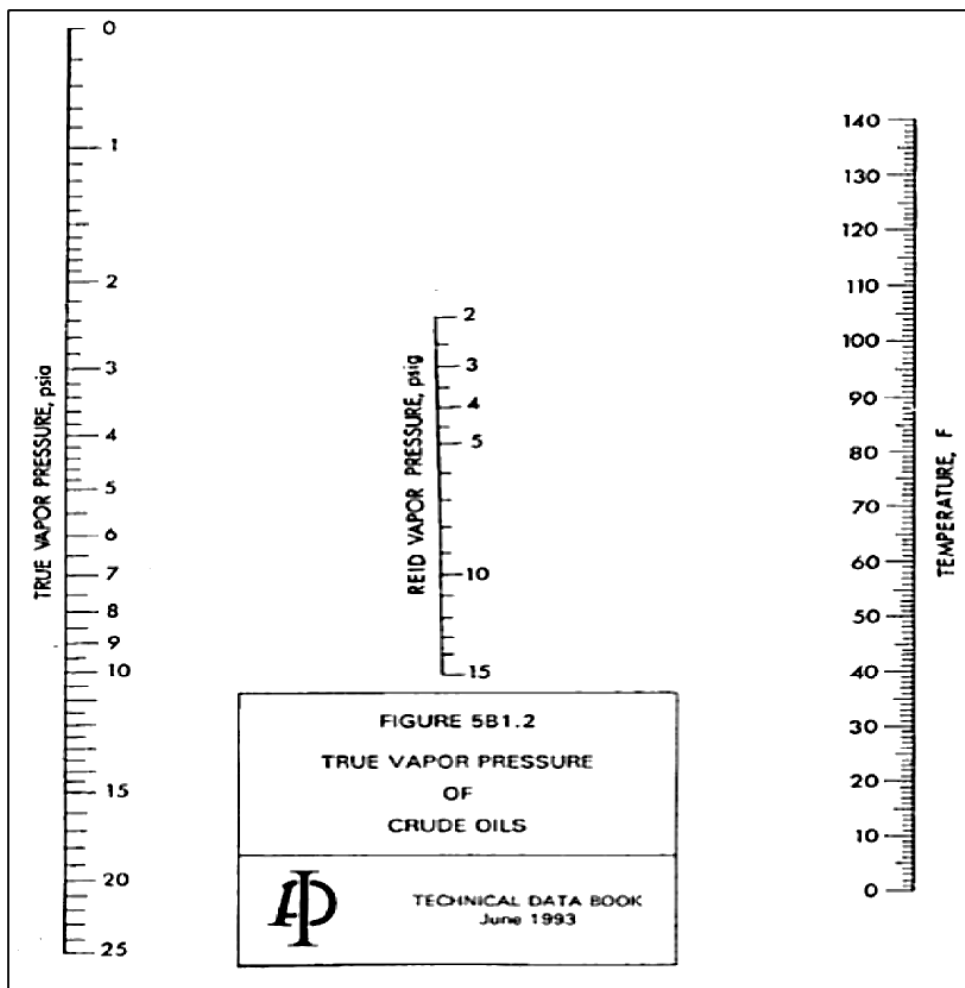


Fig. 11 Nomograma para la conversión de RVP a TVP y viceversa [3]

Por lo general, para el petróleo crudo, la relación aproximada entre RVP y TVP a 37,8 °C se tabula para algunas muestras de petróleo crudo en la siguiente tabla:

Tabla 4 Relación aproximada entre RVP y TVP a 37,8 °C

RVP a 37.8 C	TVP a 37.8 C
psi	psia
5	5.8
6	6.8
7	7.9
8	8.9
9	9.9
10	11
11	12
12	13.1
13	14.1
14	15.2
15	16.2

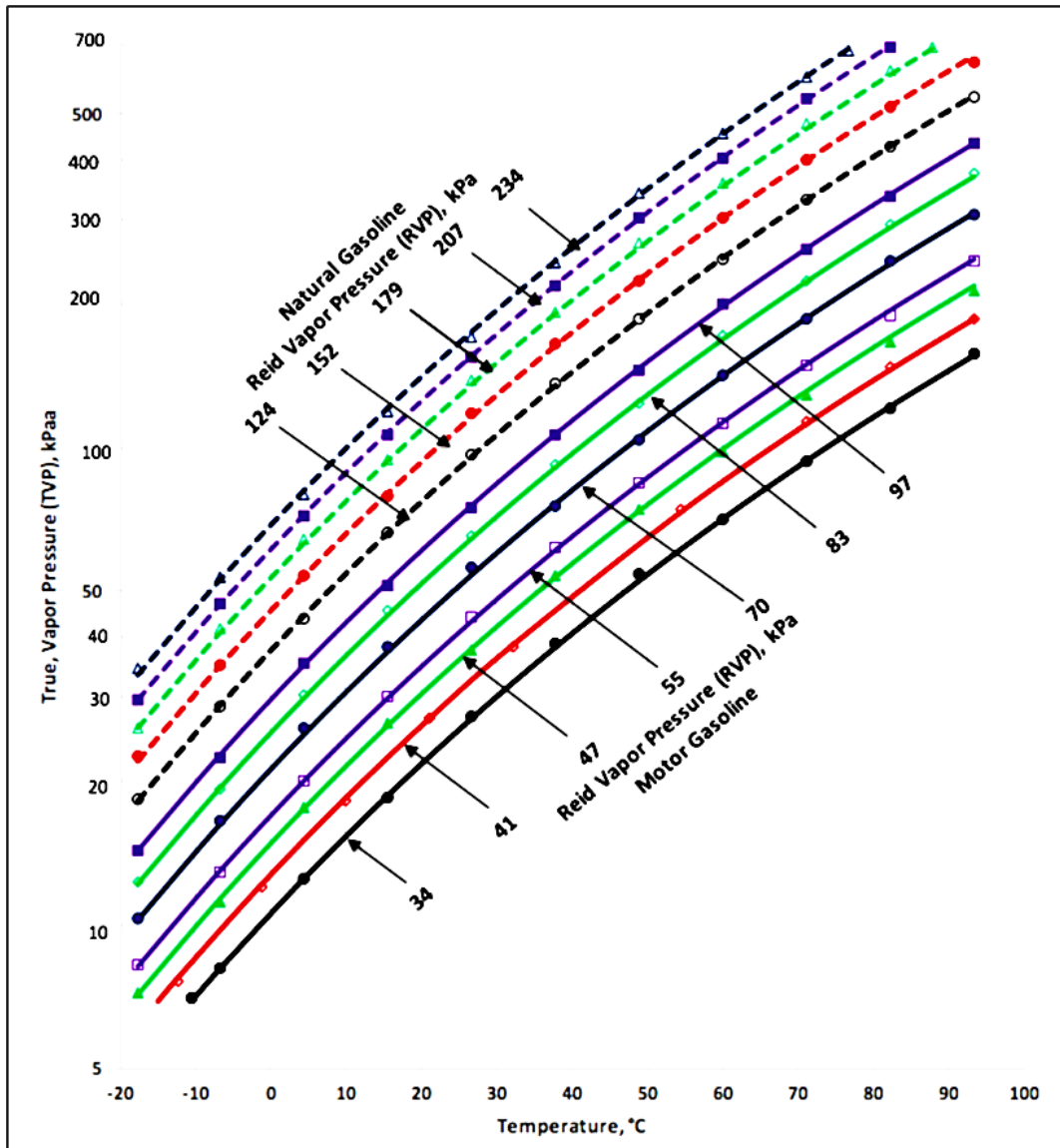


Fig. 12 La relación aproximada entre RVP y RVP para diferentes crudos volátiles y productos derivados del petróleo la proporciona W L Nelson en la referencia [4]

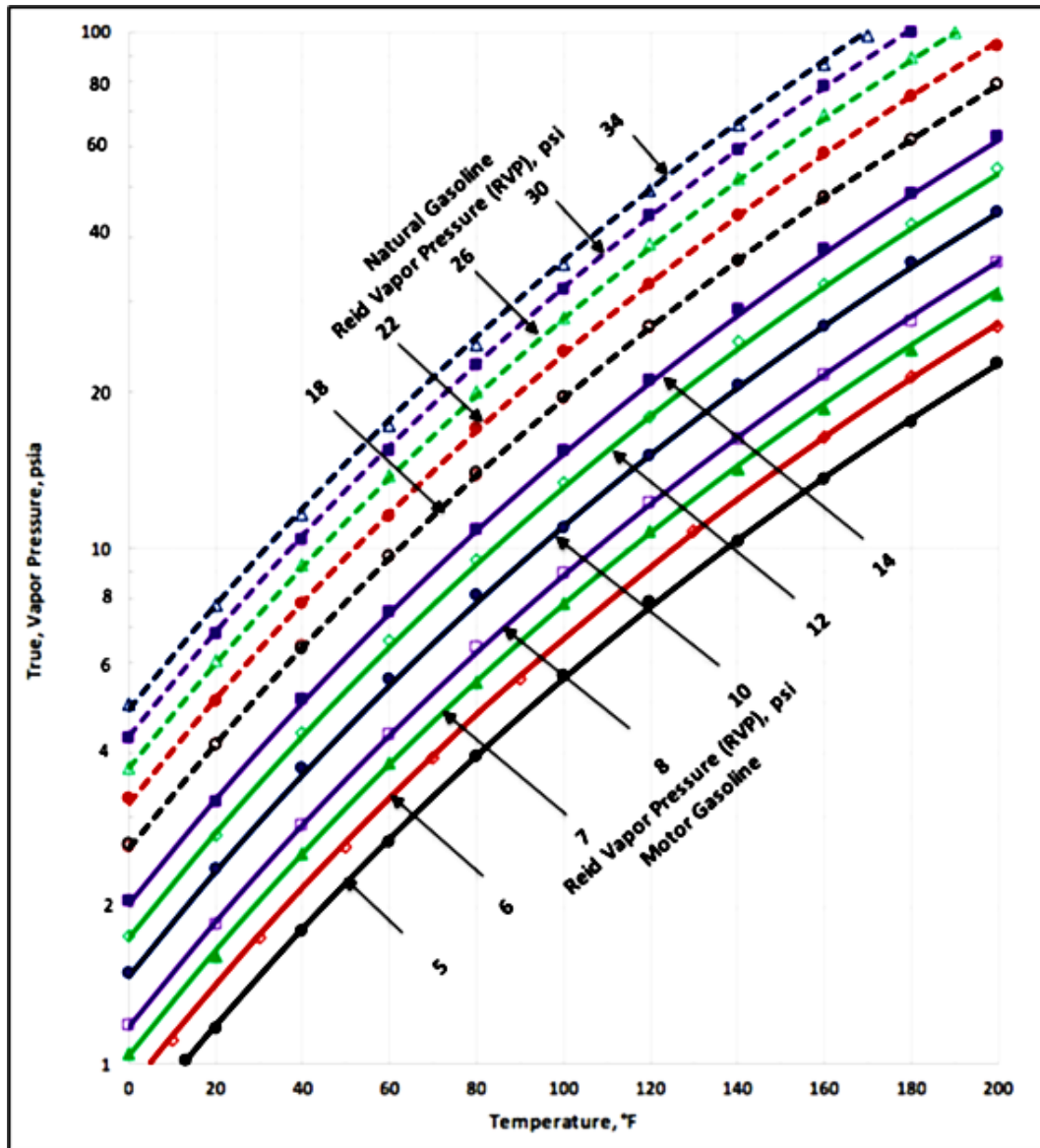


Fig. 13 La relación aproximada entre RVP y RVP para diferentes crudos volátiles y productos derivados del petróleo la proporciona W L Nelson en la referencia [4].

2.3.3. Correlación entre la presión de vapor y la temperatura de un fluido

Ecuación de Clausius-Clapeyron: La ecuación de Clausius-Clapeyron es una ecuación desarrollada para proporcionarnos una forma de encontrar el calor de vaporización, la energía que se debe suministrar para vaporizar un mol de moléculas en estado líquido. Como sabemos, la presión de vapor aumenta de manera constante a medida que aumenta la temperatura.

Por eso, esta ecuación de Clausius-Clapeyron [2] actúa como un modelo matemático para el aumento de la presión en función de la temperatura. La correlación entre la presión de vapor y la temperatura se muestra en la siguiente ecuación:

$$\ln P = \frac{-L}{R} \left(\frac{1}{T} \right) + c$$

2.3.4. Estimación de la presión de vapor usando la ecuación de Antoine

La ecuación de Antoine es la ecuación que se utiliza para estimar la presión de vapor a una temperatura específica. Si se conocen el punto de ebullición normal (presión de vapor 1 atm) y la temperatura y presión críticas, se puede utilizar una línea recta que pase por estos dos puntos en un gráfico de presión logarítmica versus temperatura absoluta recíproca para hacer una estimación aproximada de la presión de vapor a temperaturas intermedias. Se han desarrollado varias ecuaciones para expresar la presión de vapor en función de la temperatura. [7]

Una de las más utilizadas es la ecuación de Antoine de tres términos, como se muestra a continuación:

$$\log P = A - \frac{B}{T}$$

Donde P es la presión de vapor, mmHg, A, B, C son los coeficientes de Antoine, T es la temperatura, K [5].

2.4. Principio del proceso de separación

La mayoría de las veces, el pozo produce una combinación de gas, petróleo y agua, con varios contaminantes que deben separarse y procesarse. Algunos pozos, dependiendo de su ubicación, tienen producción de gas puro que puede tomarse directamente para el tratamiento y/o compresión del gas.

Los separadores de producción vienen en muchas formas y diseños, siendo la variante clásica el separador por gravedad. En la separación por gravedad, el flujo del pozo se alimenta a un recipiente horizontal. La referencia [6] indica que el período de retención suele ser de cinco minutos, lo que permite que el gas salga burbujeando, el agua se asiente en el fondo y el petróleo se extraiga en el medio.

La presión a menudo se reduce en varias etapas (separador de alta presión, separador de baja presión, etc.) para permitir la separación controlada de los componentes volátiles. Una reducción repentina de la presión puede permitir la vaporización instantánea, lo que genera inestabilidad y riesgos de seguridad.

2.4.1. Proceso de separación en petróleo y gas

Eliminación de gas del petróleo

Las características físicas y químicas del petróleo y sus condiciones de presión y temperatura determinan la cantidad de gas que contendrá en solución. La velocidad a la que se libera el gas de un petróleo determinado es una función del cambio de presión y temperatura.

El volumen de gas que un separador de petróleo y gas eliminará del petróleo crudo depende de varios factores [7]:

- 1) Características físicas y químicas del crudo.
- 2) Presión de funcionamiento de los separadores.
- 3) Temperatura de entrada.
- 4) Caudal de entrada.

Además de eso, la agitación, el calor, los deflectores especiales, los paquetes coalescentes y los materiales de filtrado pueden ayudar a eliminar el gas que de otro modo podría quedar retenido en el petróleo debido a la viscosidad y la tensión superficial del petróleo.

El gas se puede eliminar de la parte superior del tambor en virtud de ser gas. El petróleo y el agua se separan mediante un deflector en el extremo del separador, que se coloca a una altura cercana al contacto petróleo-agua, lo que permite que el petróleo se derrame hacia el otro lado, mientras que el agua queda atrapada en el lado cercano.

Luego, los dos fluidos se pueden sacar del separador por sus respectivos lados del deflector. Luego, el agua producida se inyecta nuevamente en el depósito de petróleo, se desecha o se trata. El nivel a granel (interfaz gas-líquido) y la interfaz petróleo-agua se determinan utilizando instrumentación fijada al recipiente.

Las válvulas en las salidas de petróleo y agua se controlan para garantizar que las interfaces se mantengan en sus niveles óptimos para que se produzca la separación. El separador solo logrará la separación a granel. Las gotas de agua más pequeñas no se asentarán por gravedad y permanecerán en la corriente de petróleo. Normalmente, el petróleo del separador se envía a un coalescedor para reducir aún más el contenido de agua.

Separación del agua del petróleo

Hoy en día, los yacimientos petrolíferos producen mayores cantidades de agua que de petróleo. Junto con una mayor producción de agua, se producen emulsiones y dispersiones que son más difíciles de tratar. El proceso de separación se vincula con una gran cantidad de contaminantes a medida que se recupera la última gota de petróleo del yacimiento [8].

En algunos casos, es preferible separar y eliminar el agua del fluido del pozo antes de que fluya a través de reducciones de presión, como las causadas por estranguladores y válvulas. Dicha eliminación de agua puede evitar dificultades que podrían ser causadas por el agua aguas abajo, como la corrosión, que puede considerarse una reacción química que ocurre cuando un gas o líquido ataca químicamente una superficie metálica expuesta.

La corrosión generalmente se acelera con temperaturas cálidas y también por la presencia de ácidos y sales. Otros factores que afectan la eliminación de agua del petróleo incluyen la formación de hidratos y la formación de emulsiones compactas que pueden ser difíciles de disolver en petróleo y agua. El agua se puede separar del petróleo en un separador trifásico mediante el uso de productos químicos y separación por gravedad [5].

Si el separador trifásico no es lo suficientemente grande para separar el agua adecuadamente, esta se puede separar en un recipiente de extracción de agua libre instalado aguas arriba o aguas abajo de los separadores.

2.4.2. Efecto de la presión operativa del separador

El fluido producido del pozo generalmente posee más de un componente. Debido a la naturaleza multicomponente del fluido producido, la cantidad de líquido que se obtendrá en el separador aumenta con la presión a la que ocurre la separación. Porque ese líquido contendrá algún componente ligero que se vaporizará en el tanque de almacenamiento aguas abajo del separador. Si la presión para la separación inicial es demasiado alta, demasiados componentes ligeros permanecerán en la fase líquida en el separador y se perderán en la fase gaseosa en la condición del tanque.

Esta situación no sería económica ya que se produciría un desperdicio de petróleo crudo. En el caso de que la presión sea demasiado baja, habrá muy pocos de estos componentes ligeros para estabilizarse en líquido. Por lo tanto, al final del proceso también se perderán como gas [7]. De hecho, la inclinación de cualquier componente en la corriente del proceso a pasar instantáneamente a la fase de vapor depende de su presión parcial.

De la referencia [2], la presión parcial de un componente en un recipiente se define como el número de moléculas de ese componente en el espacio de vapor dividido por el número total de moléculas de todos los componentes en el espacio de vapor multiplicado por la presión en el recipiente.

Por lo tanto, si la presión en el recipiente es alta, la presión parcial del componente también será relativamente alta y las moléculas de ese componente tenderán hacia la fase líquida. La referencia [8] establece que a medida que aumenta la presión del separador, también aumentará la velocidad de flujo de líquido que sale del separador.

2.4.3. Efecto del número de etapas en la recuperación de líquido

El petróleo crudo está formado por muchos componentes de hidrocarburos desde C1 hasta C36. Debido a esta propiedad multicomponente de este petróleo crudo, podemos observar que a medida que aumenta el número de etapas de separación después de la separación inicial, también aumentará la porción de componentes ligeros que se estabilizarán en la fase líquida [9].

En un proceso de separación de múltiples etapas, los hidrocarburos ligeros que se evaporan se descargan a una presión razonablemente alta, lo que mantiene la presión parcial de los hidrocarburos intermedios más baja en cada etapa. A medida que el número de etapas se acerca al infinito, las moléculas más ligeras se eliminan tan pronto como se forman y la presión parcial de los componentes intermedios se maximiza en cada etapa. La potencia del compresor requerida también se puede ahorrar mediante la separación por etapas, ya que parte del gas se captura a una presión más alta durante el proceso de separación.

La referencia [9] indica que cuanto mayor sea el número de etapas que se agregan al proceso, habrá menos en el incremento de la recuperación de líquido. El ahorro de costos al agregar una etapa en el proceso de separación debería ser mayor que el gasto y el costo del separador adicional, las tuberías, los controles, el espacio y parte de su complejidad. Por lo general, para cada instalación hay un número óptimo de etapas y puede ser diferente de un pozo a otro.

2.5. Paquetes de propiedades

Para garantizar la precisión y la validez de una simulación, la selección del modelo termodinámico juega un papel muy crucial. Con el paquete termodinámico correcto seleccionado, esto garantizará la fluidez de la simulación y la precisión del resultado de la simulación. Aparte de eso, el paquete de propiedades también permitiría la predicción de las propiedades de la mezcla independientemente del tipo de componentes. La siguiente tabla muestra el sistema típico y sus métodos de propiedad recomendados:

Tabla 5 El sistema típico y sus métodos de propiedad recomendados

MÉTODO	APLICACIÓN	RESTRICCIONES
IDEAL	Mezclas de compuestos similares, especialmente apolares, o presiones bajas (< 2 atm)	No aplicable para sistemas moderadamente no ideales. No aplicable a presiones moderadas.
SOAVE-REDLICH-KWON	Refinerías (especialmente si hay gran cantidad de ligeros), procesado de gases, procesado de gas natural. T-P moderadas/altas	No aplicable para sistemas altamente no ideales
PENG-ROBINSON	Refinerías (especialmente si hay gran cantidad de ligeros), procesado de gases, procesado de gas natural. T-P moderadas/altas	No aplicable para sistemas altamente no ideales
SRK MODIFICADO	Sistemas con ELLV (hidrocarburos y agua) con alta solubilidad. Recomendado si los gases supercríticos > 5% molar	
BRAUN K10	Hidrocarburos pesados a baja presión.	
CHAO-SEADER	Hidrocarburos ligeros y medios.	

2.5.1. Peng Robinson

La ecuación general de Peng–Robinson corresponde a una modificación de la EOS de Redlich–Kwong, con el fin de tener una aproximación más precisa al estado VLE [10]. Aspen Hysys incluye mejoras a la PR original con el objetivo de ampliar el rango de aplicabilidad y mejorar la descripción del sistema no ideal. Incorpora un rango más amplio de temperatura y presión, comenzando con criogenia hasta altas temperaturas; y desde presiones de vacío hasta sistemas de alta presión.

Ofrece una base de datos completa para el parámetro de interacción binaria, lo que implica buenos resultados para mezclas de hidrocarburos [10]. La misma EOS predice la distribución de componentes pesados de petróleo, sistemas acuosos de glicol y metanol. Para aplicaciones petroquímicas o de gas y petróleo, la EOS de PR es generalmente el paquete de propiedades recomendado [11].

Esta EOS puede ser precisa para una amplia gama de condiciones del sistema. Resuelve rigurosamente cualquier sistema monofásico, bifásico o trifásico con un alto grado de eficiencia y confiabilidad [11].

2.5.2. Chao Seader

El paquete CS utiliza el método CS-RK para el cálculo de LVE y el método Lee Kesler para el cálculo de Entalpía y Entropía. Los coeficientes de fugacidad en fase vapor se calculan mediante el ‘principio de estados correspondientes’ [11].

Se incorporan funciones especiales para el cálculo de valores de fugacidad en fase líquida. El paquete termodinámico Chao-Seader debe utilizarse para hidrocarburos pesados, con presión inferior a 10342 kPA (1500 psia), y un rango de temperatura de -17,78 a 260°C (0 a 500 F) [9].

Se utiliza para sistemas de vapor. También, puede utilizarse para flashes trifásicos pero restringido al uso de agua pura en la segunda fase líquida. Por ejemplo, se recomienda utilizar el CS para casos en los que el vapor de agua o el líquido sean los componentes principales [11].

Esto se debe a que el paquete incluye correlaciones específicas que representan las tablas de vapor de forma precisa. El paquete termodinámico Chao-Seader es predictivo y está desarrollado para mezclas de hidrocarburos con gases ligeros (CO₂ o SH₂). Puede utilizarse para torres de crudo, torres de vacío y partes del proceso de etileno. Este modelo es semi empírico y se basa en una amplia fuente de datos de hidrocarburos [12].

2.6. Optimización de procesos en plantas de procesamiento

La optimización de procesos significa ajustar o modular un proceso de manera de optimizar un conjunto específico de variables sin violar algunas restricciones. La minimización de costos y consumo de energía, y la maximización del rendimiento y/o eficiencia son los objetivos principales. Por la misma razón, la optimización de procesos es la tarea final y más importante, y es esencial para mejorar el rendimiento del proceso. Por lo tanto, ha atraído la atención de ingenieros e investigadores.

Sin embargo, hay muy pocos estudios de optimización que se concentren en un sistema térmico de una planta offshore, particularmente en el rango de operación de FPSO, la escala y sus limitaciones. En consecuencia, en general, la optimización de procesos se divide en dos partes principales: 1- Síntesis y modelado de procesos, y 2- Desafíos de optimización relacionados con la programación óptima de las diferentes tareas unitarias para realizar el objetivo (u objetivos) general del proceso.

2.6.1. Síntesis y modelado de procesos

La síntesis de procesos es un área de investigación cuyo interés ha crecido en las últimas décadas para los procesos químicos. Sin embargo, muy pocos trabajos abordan la síntesis sistemática de una plataforma de petróleo y gas completa. En esta subsección, se detalla una revisión de la literatura existente sobre síntesis de procesos y su importancia para el modelado de procesos químicos.

Hace algunas décadas, Rudd & et al. (1973) explicaron que los sistemas de procesamiento se caracterizan por dos características distintas. La primera son las propiedades químicas y físicas de los componentes del proceso y las interconexiones entre los componentes, y la segunda son las capacidades y condiciones de operación de estos componentes del proceso. No obstante, para sintetizar un proceso debido a la búsqueda de una configuración óptima, es necesaria una búsqueda dirigida sobre las configuraciones alternativas factibles, así como sobre las variables de diseño. En cuanto a la importancia de la síntesis de procesos en el diseño de sistemas, Bradley & et al. (1977) también afirmaron que el ingeniero debe formular el problema y las restricciones impuestas, y luego destacar los resultados del modelo a la luz de las experiencias e intuiciones adquiridas, reconociendo las restricciones del modelo.

Después de una revisión sobre síntesis de procesos, Nishida & et al. (1981) explicaron que la síntesis de procesos es el primer paso en el diseño de plantas de proceso mediante la generación sistemática de diagramas de flujo de procesos alternativos y la selección de una o pocas configuraciones y parámetros para optimizar la función de un objetivo determinado.

En el diseño de procesos químicos mediante síntesis de procesos, Colmenares & Seider (1989) demostraron que el rendimiento del sistema de servicios públicos influye directamente en el costo operativo y la eficiencia de un proceso. Además, Smith (2005) mencionó que el propósito general de la síntesis de procesos es diseñar los procesos con las transformaciones físicas y/o químicas adecuadas (en los sistemas principales o/y de servicios públicos), que son necesarias para lograr los resultados y las producciones deseados.

Puede llevarse a cabo mediante el diseño de nuevas instalaciones o modificando las existentes (retrofit). Después de todo, recientemente, la síntesis de procesos ha sido la parte inseparable de los procedimientos de optimización en procesos químicos de la mayoría de las investigaciones y trabajos. Luego, el modelado matemático se utiliza para establecer la estructura compleja y el proceso químico para calcular las funciones objetivo basadas en variables reales y restricciones en formatos de programación no lineal.

A continuación, se plantean los métodos de síntesis de procesos implementados en varios casos estudiados de ciclo industrial centrados en plantas de procesamiento de petróleo y gas. A continuación, Lee & et al. (2002) propusieron un método novedoso para seleccionar las composiciones de refrigerantes basado en la combinación de programación no lineal (NLP) y análisis termodinámico.

Desarrollaron un método de síntesis sistemático como herramienta para completar el diseño de un ciclo de refrigerante mixto. Sus estudios de caso demostraron hasta un 25% de ahorro en la demanda de energía de las obras del eje en comparación con el proceso comercial.

Aunque los procedimientos complejos consumían mucho tiempo. Para desarrollar un modelo no lineal que conecte la superestructura y los componentes del proceso, la síntesis del proceso debe detallarse en un marco metodológico.

Wang & et al. (2012) presentaron una nueva metodología para la síntesis del proceso de licuefacción de GNL con el fin de minimizar el consumo de energía. Se desarrolló un procedimiento que utiliza el modelo MINLP (programación no lineal de enteros mixtos) para una planta de GNL C3MR y se resuelve en GAMS mediante un solucionador llamado LINDOGlobal. El modelo de síntesis comprende los balances de masa y energía empleados en el modelo de optimización.

Afirmaron que su metodología redujo el consumo de energía en aproximadamente un 13% y, como se muestra en la Figura 2.13, las propiedades termodinámicas de validación y los resultados de la solución numérica fueron examinados por Aspen Plus.

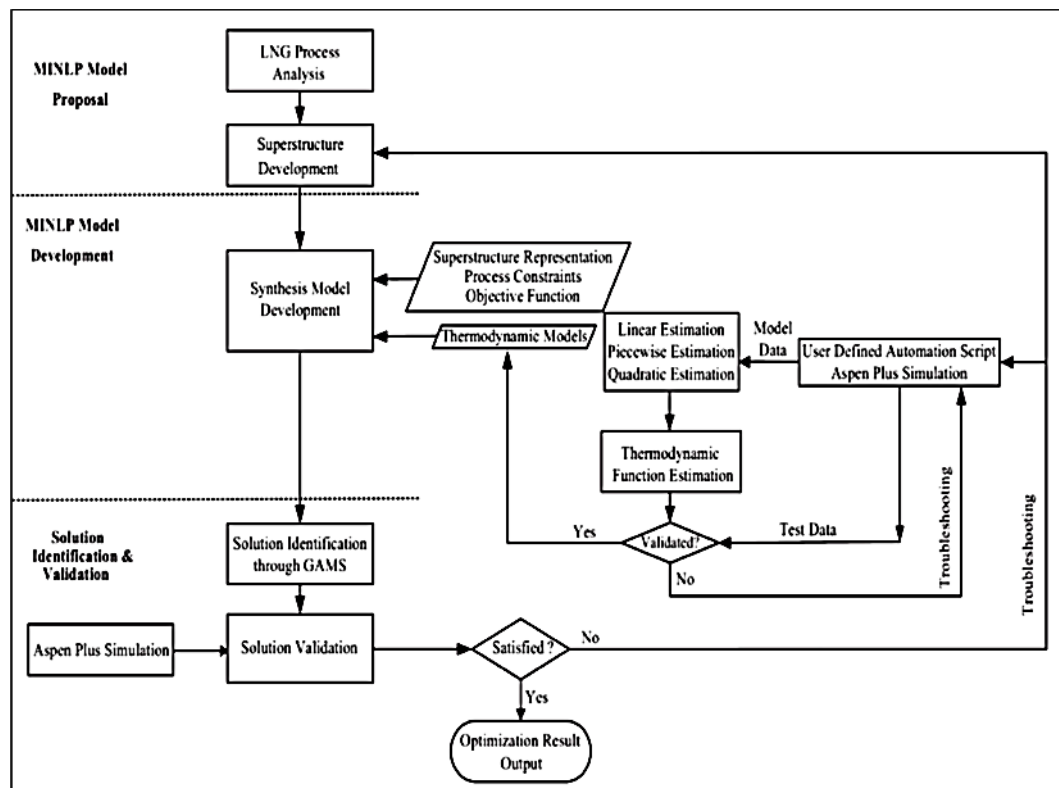


Fig. 14 El marco metodológico presentado en [13]

Willersrud & et al. (2013) estudiaron la aplicación de métodos para maximizar la producción total de petróleo de un yacimiento offshore en una escala de tiempo corta y mediante un proceso sintético. En este trabajo, se emplearon dos métodos de control predictivo de modelo no lineal (NMPC) en el modelo de optimización.

Primero, utilizaron el método de puntos de ajuste inalcanzables para maximizar la producción de petróleo con un GOR constante en los pozos y luego, la función de penalización exacta y restricciones blandas inviables. El método de restricciones blandas inviables proporcionó menos parámetros de ajuste en una configuración de principio más sencilla. Demostraron que la exportación total de petróleo podría incrementarse en alrededor de 70 Sm³/día, lo que corresponde a un aumento anual de los ingresos de 16 M\$. Sin embargo, sus resultados demostraron cómo el control de la presión como variable de decisión podría aumentar la producción de petróleo sin optimización.

Además, [13] realizaron una síntesis y optimización del diseño de la energía térmica para procesos de refrigerante mixto de GNL. Modelaron un MINLP basado en los sistemas de superestructuras relevantes y la configuración óptima global del sistema, para mejorar el rendimiento y el sistema de conversión de energía.

El estudio de Silva & et al. (2015) es otro intento de maximizar la producción con múltiples decisiones de enrutamiento, restricciones de presión y distribución de gas de elevación basado en una plataforma FPSO. Desarrollaron un modelo no lineal con enrutamiento automático de colectores de pozo; el problema se formuló como una Programación Lineal Entera Mixta (MILP) utilizando modelos lineales por partes para aproximar las funciones no lineales para la optimización de la producción.

Nguyen et al. (2016f) se centraron en el desarrollo de plantas de procesamiento de petróleo integradas e intensificadas, incluyendo los pasos del proceso, las transformaciones y las interconexiones de relevancia como una síntesis de diseños preliminares de sistemas para la producción de petróleo y gas en alta mar (Figura 15).

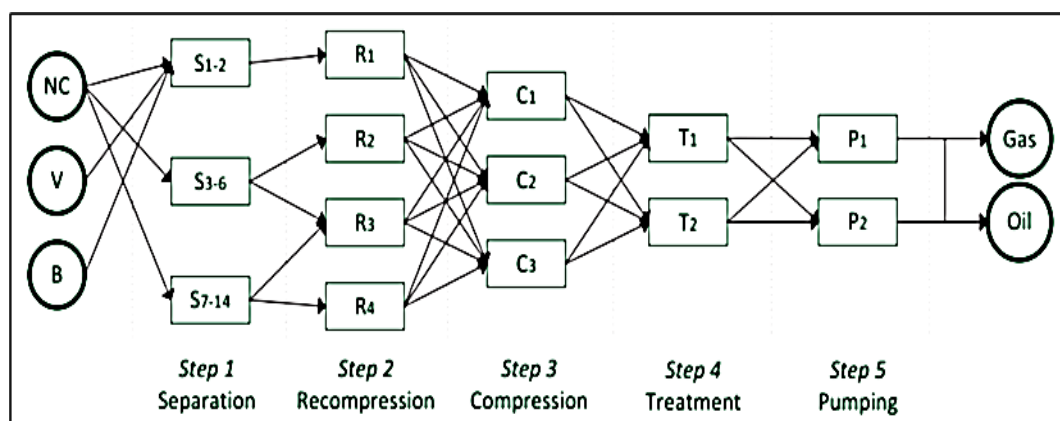


Fig. 15 Superestructura genérica de una planta de procesamiento de petróleo y gas.

S1-2, S3-6 y S7-14 indican configuraciones de separación en una, dos y tres etapas, mientras que los números indicados para los otros pasos, p. ej. R1, C1, T1 y P1, son el número de etapas de recompresión, compresión, tratamiento y bombeo, respectivamente.

Formularon tres tipos de plantas de procesamiento de petróleo como punto de partida y acoplaron su modelo desarrollado en Aspen Plus con Matlab para realizar rutinas de optimización multiobjetivo y evaluaciones de incertidumbre considerando los criterios técnicos, energéticos y económicos.

En todos los casos, los resultados mostraron que el rendimiento del sistema dependía en gran medida del nivel de integración de masa dentro de la plataforma; la recuperación de los hidrocarburos ligeros y pesados se vio afectada por el número de etapas de separación y los intercambiadores de calor adicionales.

En este trabajo, no se mencionan los efectos de las corrientes de líquido separadas de cada tren de separación en otras etapas y el petróleo volátil recuperado en el tren de separación. Además, no se aclara la influencia de los pasos de compresión de gas en el bombeo. Finalmente, comprender la magnitud de cada variable en los objetivos puede ser un paso muy importante en la síntesis del proceso de cualquier planta de procesamiento químico.

Finalmente, Diban & Foo (2017) presentaron un método de integración de procesos de un sistema de calefacción para una plataforma petrolera en alta mar. Se utilizó un algoritmo de vecino más cercano (NNA) revisado para diseñar el sistema de calefacción. Los autores indicaron que, en caso de no disponer de datos de intercambiadores de calor, este enfoque es útil para un diseño preliminar.

III. RESULTADOS

3.1. Separadores

Como ya se ha mencionado, el uso general y la tarea de un separador es dividir un flujo de entrada mixto en sus diversas fases, que luego se emiten con un grado específico de pureza a través de sus respectivas salidas.

En la industria del petróleo y el gas, un separador se suele denominar el primer recipiente en la superficie, al que llega la corriente del pozo mixto, en el que comienza la separación de fases. La mayoría de las veces, un solo separador es muy ineficiente y, por lo tanto, no es suficiente para lograr una separación suficiente.

Sin embargo, una planta de separación de gas y petróleo (GOSP), que comprende más separadores en diferentes configuraciones para varias aplicaciones a diferentes presiones de operación para la separación por etapas y otras instalaciones como calentadores, compresores, deshidratadores, desalinizadores, unidades de endulzamiento de gas, etc., cumple exactamente los requisitos de una separación de fases final y suficiente.

El efluente de una etapa anterior sirve entonces simplemente como el efluente de la etapa siguiente, donde el fluido se procesa aún más hasta que las distintas fases están suficientemente separadas y, lo que es más importante: estables [6].

3.1.1. Tipos

Casi todos los fluidos de yacimiento son diferentes en todo el mundo y también lo son la mayoría de los separadores.

Por lo tanto, se han introducido muchas clasificaciones y una se muestra en la Fig. 16 para obtener una idea general de la oferta y los distintos tipos en el mercado.

Number of Phases	Vessel Configuration	Application	Operating Condition
<ul style="list-style-type: none"> • Two-Phase • Three-Phase • (Four-Phase) 	<ul style="list-style-type: none"> • Cylindrical <ul style="list-style-type: none"> • Horizontal <ul style="list-style-type: none"> • Single Barrel • Double Barrel • Boot • Vertical • Spherical • Others <ul style="list-style-type: none"> • Centrifugal or Cyclone • Venturi 	<ul style="list-style-type: none"> • Production • Test • Scrubber • Filter • Slug Catcher • Free-Water Knockout 	<ul style="list-style-type: none"> • Low Pressure • Medium Pressure • High Pressure • Low Temperature

Fig. 16 Clasificación de los separadores

Como se muestra en la Fig. 16, los separadores se pueden clasificar según el número de fases en las que se divide una mezcla. Por un lado, en la industria petrolera, un separador de dos fases separa el gas del petróleo y el agua para las corrientes de pozos de yacimientos de petróleo, o el gas del agua si la mezcla producida proviene de yacimientos de gas, en resumen, el gas del líquido.

Por otro lado, un recipiente de tres fases separa el gas del líquido, que luego se divide adicionalmente en agua y petróleo. Los sólidos, que por supuesto siempre están presentes, a veces se denominan la cuarta fase, sin embargo, la expresión separador de cuatro fases no se usa comúnmente [6].

Además, se puede distinguir entre recipientes a presión cilíndricos, esféricos y otros de forma diferente. Estos últimos son, por ejemplo, los separadores centrífugos y Venturi, en los que se agrega una fuerza adicional al sistema para apoyar la separación. Son muy sensibles a la velocidad y el tamaño de estas configuraciones es limitado, por lo que no se utilizan en la producción de petróleo y gas porque definitivamente exige instalaciones capaces de manejar cantidades mayores y, a veces, intermitentes.

Los separadores esféricos también se utilizan raramente porque son menos eficientes debido a su corta zona de sedimentación por gravedad. Los separadores cilíndricos, tanto verticales como horizontales, como se muestra respectivamente en las figuras 17 y 18, son los más adecuados para la separación durante la producción de petróleo y gas y, por lo tanto, se examinan en el resto de esta tesis, con un enfoque en los horizontales [14].

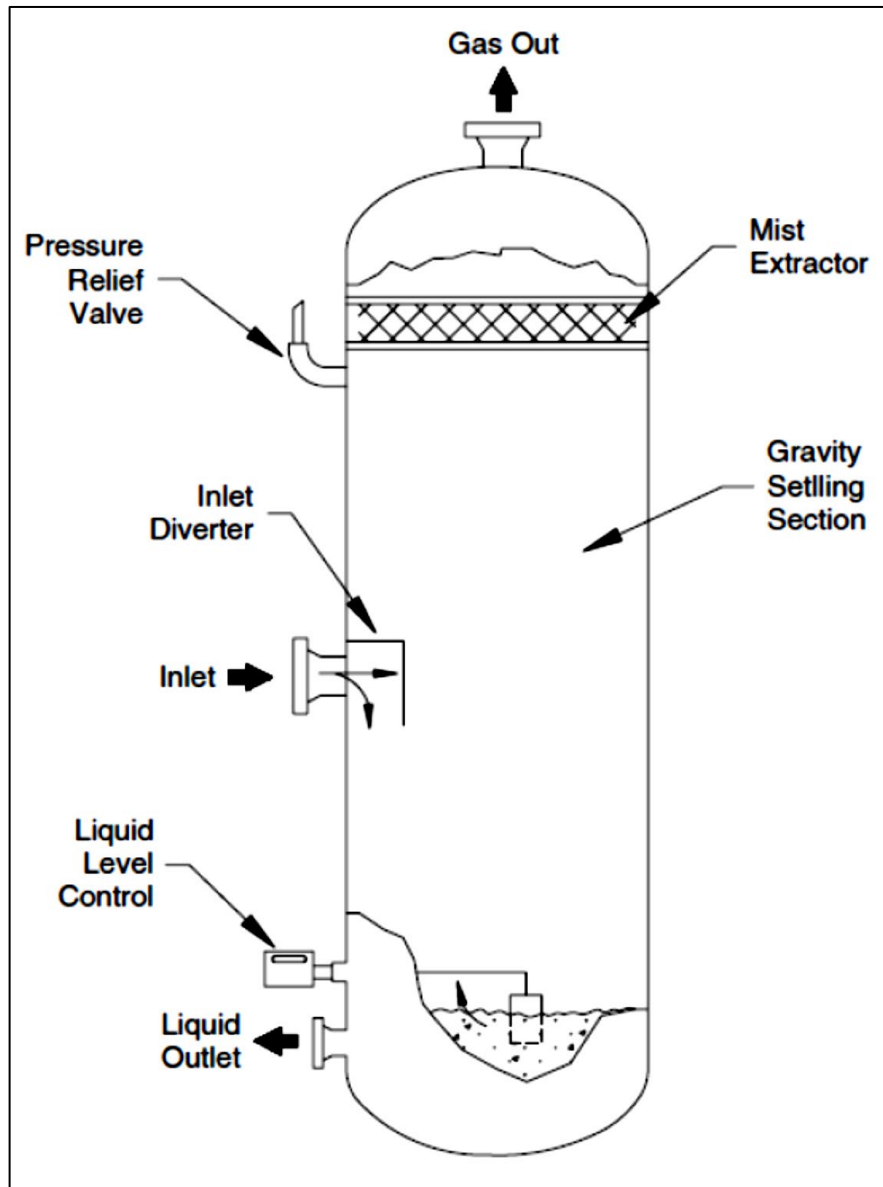


Fig. 17 Sección transversal de un separador bifásico vertical típico [14].

Estas dos configuraciones no difieren mucho en su modo de funcionamiento; sin embargo, el gas se separa de manera más eficiente en los separadores horizontales debido a la sección de sedimentación por gravedad más larga.

Además, los separadores verticales no pueden lidiar con slugs más grandes, que se presentan más adelante. En cualquier caso, las zonas dentro de un separador cilíndrico, todos los componentes, los elementos internos y su funcionalidad se explicarán y describirán en detalle.

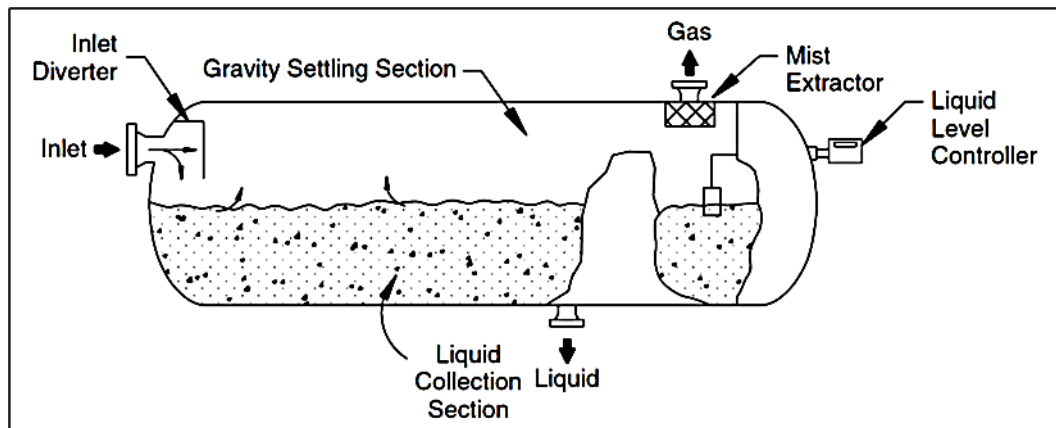


Fig. 18 Sección transversal de un separador horizontal de dos fases típico [14]

Otra clasificación de los separadores se basa en su campo de aplicación y los ejemplos más importantes se muestran nuevamente en la Fig. 16 anterior. Como ya se mencionó, rara vez se logra una separación adecuada con un solo separador de producción, sino con una serie de instalaciones diferentes, es decir, un GOSP.

Un depurador, por ejemplo, es un separador de dos fases con la tarea de eliminar el líquido residual de una fase gaseosa durante la separación secundaria. Por lo tanto, generalmente se instala después de la salida de gas de un separador de producción y aguas arriba de las instalaciones que no pueden manejar líquido, como compresores, unidades de deshidratación de gas, salidas de ventilación o de quema.

Los llamados filtros tienen aplicaciones similares, por lo tanto, altos GOR, y también son capaces de eliminar pequeñas partículas sólidas del gas. La contraparte de estos dos tipos es el atrapador de babosas, un separador de dos fases que puede lidiar con grandes babosas de líquido. Se aplica en las salidas de las tuberías de gas después de limpiar los tubos del líquido acumulado con un raspador.

El último ejemplo mencionado es el llamado knockout de agua libre, que elimina el agua libre de la corriente del pozo y, por lo tanto, a menudo representa la primera etapa durante la separación. El producto de salida de estos recipientes, que luego es el flujo de entrada para las etapas posteriores, es entonces menos corrosivo y el riesgo de formación de emulsiones e hidratos es menor [14].

La razón detrás de la aplicación de separadores a diferentes presiones y temperaturas de operación, que se determinan por ejemplo mediante un separador de prueba.

3.1.2. Separación de fases

Como ya se ha mencionado, la corriente de pozo mixta, procedente de uno o más pozos, debe separarse en sus distintas fases, es decir, una sólida, dos líquidas y una gaseosa. El agua y los sólidos no cambian demasiado debido a su baja compresibilidad, sin embargo, el gas y el petróleo sí lo hacen.

Además, el gas no es tan propenso a disolverse en agua como en petróleo. La separación de fases del gas disuelto y el petróleo durante la reducción de presión es crucial, mientras que el gas ya libre simplemente se expande. De manera similar a las mediciones de laboratorio en celdas PVT, la separación de fases a gran escala puede iniciarse de manera continua, como en el caso de una separación diferencial, o de manera abrupta, como una separación instantánea.

En general, un ritmo más lento en la reducción de presión, realizado en múltiples etapas desde alta presión hasta condiciones estándar, definitivamente conduce a una menor liberación de gas y a un petróleo más estable y, por lo tanto, a una menor contracción. La razón de esto se basa en las interacciones y el comportamiento durante el equilibrio de los diferentes grupos de componentes, a saber, hidrocarburos ligeros (C1 y C2), intermedios (C3 – C6) y pesados (C7+) [6].

- **Separación diferencial**

Por un lado, la presión se reduce en etapas durante la separación diferencial y el gas liberado se elimina continuamente, evitando así el equilibrio de dos fases de petróleo y gas. Por lo tanto, solo los componentes más ligeros y algunos intermedios se pierden en la fase gaseosa en cada etapa, mientras que la mayor parte del grupo intermedio y todo el pesado permanecen en el petróleo [6].

- **Separación flash**

Por otro lado, el agotamiento de la presión continúa durante la separación flash incluso después del establecimiento de un equilibrio de dos fases. La preservación del equilibrio postula que la fase gaseosa se vuelve cada vez más pesada a medida que la presión disminuye.

A presiones más bajas, muchos componentes intermedios e incluso pesados son arrastrados por los componentes más livianos, lo que resulta en una mayor contracción del petróleo. Dado que la separación diferencial es muy poco práctica y no es factible debido a sus muchas etapas, la separación flash se aplica comúnmente, aunque se utilizan algunas etapas para aumentar la recuperación de petróleo [6].

- **Dos fases: gas y líquido**

Debido al aumento del diámetro desde la línea de flujo hasta el separador, la velocidad de la corriente mixta disminuye y las fases tienen tiempo para separarse en el entorno de menor presión sin muchas turbulencias, que generalmente ocurren en el pozo o la línea de flujo.

En un separador de dos fases, la separación gravitacional es el único proceso presente y, por lo tanto, el líquido se sedimenta y el gas se eleva debido a la gravedad, mientras que se forma una interfaz espumosa en el medio.

La sedimentación por gravedad de una gota de líquido en una fase diferente y continua se puede describir, derivar y predecir estableciendo un equilibrio de fuerzas que actúan sobre dicha gota de líquido.

La fase continua puede ser gaseosa y, por lo tanto, más ligera, como en el caso de la separación de dos fases, u otra fase líquida inmiscible, que puede ser más ligera o más pesada que la fase de la gota. Para empezar, se define una fuerza, como todos sabemos, como se indica en la ecuación:

$$F=m*a$$

F= fuerza que actúa sobre el objeto [N]

m= masa del objeto [kg]

a= aceleración del objeto [m/s²]

Como se muestra en la Figura 19, tres fuerzas actúan normalmente sobre la gota de líquido en la fase gaseosa continua dentro de un separador de dos fases, a saber, la fuerza de gravedad F_g en la ecuación, la fuerza de flotabilidad F_b según el Principio de Arquímedes y la fuerza de fricción o arrastre F_d según la Ley de Stokes en las ecuaciones siguientes.

La fuerza gravitacional siempre actúa hacia abajo y la flotabilidad, como ya lo dice el nombre, hacia arriba en todo momento, mientras que la fuerza de arrastre está alineada con el movimiento de la fase continua generadora de fricción.

$$F_g=m_{droplet}*g$$

F_g = fuerza de gravedad que actúa sobre la gota de líquido [N]

$m_{droplet}$ = masa de la gota de líquido [kg]

g = aceleración de la gota de líquido debido a la gravedad [m/s²]

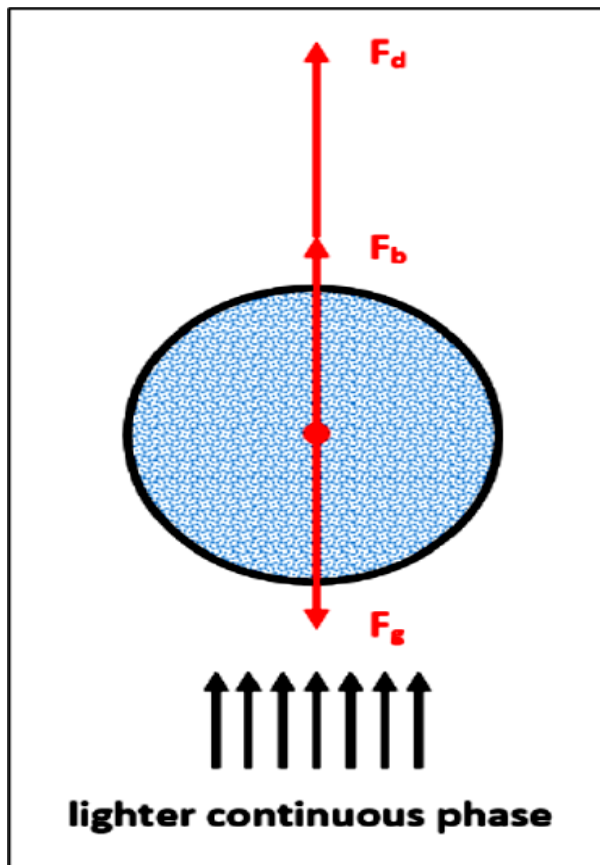


Fig. 19 Equilibrio de fuerzas de una fase más pesada en una fase continua más ligera

$$F_b = m_{displaced} * g$$

F_b = fuerza de flotabilidad que actúa sobre la gota de líquido [N]

m_{masa} = masa del volumen que es desplazado por la gota de líquido [kg]

g = aceleración de la gota de líquido debido a la gravedad [m/s^2]

$$F_d = 3 * \pi * d * \mu * v_{settling}$$

F_d = fuerza de arrastre que actúa sobre la gota de líquido [N]

d = diámetro de la gota de líquido [m]

μ = viscosidad dinámica de la fase continua [$Pa*s$]

$v_{velocidad}$ = velocidad relativa o velocidad de sedimentación de la gota de líquido [m/s]

Al igualar las ecuaciones como se presenta a continuación y después de reorganizarlas, la velocidad de sedimentación constante, que es crucial para el proceso de dimensionamiento de cualquier separador, se puede determinar como se muestra:

$$F_g = F_b + F_d$$

$$m_{droplet} * g = m_{displaced} * g + 3 * \pi * d * \mu * v_{settling}$$

$$\rho_l * V_{droplet} * g = \rho_g * V_{droplet} * g + 3 * \pi * d * \mu * v_{settling}$$

$$v_{settling} = \frac{(\rho_l - \rho_g) * V_{droplet} * g}{3 * \pi * d * \mu} = \frac{(\rho_l - \rho_g) * \frac{d^3 * \pi}{6} * g}{3 * \pi * d * \mu} = \frac{(\rho_l - \rho_g) * d^2 * g}{18 * \mu}$$

ρ_l = densidad de la gota de líquido más pesada [kg/m³]

ρ_g = densidad de la fase gaseosa continua más ligera [kg/m³]

$V_{droplet}$ = volumen de la gota de líquido [m³]

Sin embargo, la ecuación de la fuerza de flotabilidad en esta forma solo se puede aplicar para flujo laminar o un número de Reynolds más bajo, que es adimensional y se define como se indica a continuación para el flujo de fluido de gotas esféricas en una fase continua.

$$Re = \frac{\rho_g * v_{settling} * d}{\mu}$$

Por lo tanto, debe reescribirse en una forma que se pueda corregir para un posible flujo turbulento por medio del coeficiente de arrastre C_D , que es igual a $24/Re$ para flujo laminar, como se muestra y prueba en la siguiente ecuación:

$$F_d = 3 * \pi * d * \mu * v_{settling} = 3 * \pi * d * \mu * v_{settling} * \frac{\rho_g}{\rho_g} * \frac{v_{settling}}{v_{settling}} * \frac{d}{d} = 3 * \pi * d^2 * v_{settling}^2 * \rho_g * \frac{1}{Re} = 3 * \pi * d^2 * v_{settling}^2 * \rho_g * \frac{1}{Re} * \frac{4}{4} = 12 * A * v_{settling}^2 * \rho_g * \frac{1}{Re} = 12 * A * v_{settling}^2 * \rho_g * \frac{1}{Re} * \frac{2}{2} = A * v_{settling}^2 * \rho_g * \frac{24}{Re} * \frac{1}{2} = C_D * A * \rho_g * \frac{v_{settling}^2}{2}$$

A = área de la sección transversal de la gota de líquido [m²]

C_D = coeficiente de arrastre [-]

El coeficiente de arrastre puede entonces aproximarse y determinarse mediante correlaciones o diagramas, ya sea directamente o mediante iteraciones.

Para completar, la fórmula asociada para la velocidad de asentamiento se determina en las ecuaciones mostradas a continuación:

$$\rho_l * V_{droplet} * g = \rho_g * V_{droplet} * g + C_D * A * \rho_g * \frac{v_{settling}^2}{2}$$

$$v_{settling} = \sqrt{\frac{2 * (\rho_l - \rho_g) * V_{droplet} * g}{C_D * A * \rho_g}} = \sqrt{\frac{2 * (\rho_l - \rho_g) * \frac{d^3 * \pi}{6} * g}{C_D * \frac{d^2 * \pi}{4} * \rho_g}} = \sqrt{\frac{4 * d * g * (\rho_l - \rho_g)}{3 * C_D * \rho_g}}$$

- **Trifásica: gas, petróleo y agua**

Además de la separación de líquido y gas en un entorno bifásico, las diferentes fases líquidas se separan en un separador trifásico según sus densidades con una emulsión entre ellas.

Durante este proceso, el agua libre se define como la parte que se separa debido a la sedimentación por gravedad. Sin embargo, hay una parte del agua, es decir, el agua emulsionada, que no se puede separar por medio de la gravedad. Una emulsión de agua en aceite o, con un corte de agua creciente, una emulsión de aceite en agua, se debe separar mediante un tratamiento térmico, químico o electrostático.

En un entorno trifásico puede suceder que la gota de líquido esté rodeada por una fase más ligera, como en el caso de una gota de agua en una fase de aceite continua, o más pesada, como en el caso de una gota de aceite en la fase de agua circundante.

El primero da como resultado una fórmula de velocidad de sedimentación, que se muestra en la siguiente ecuación, similar a la ecuación derivada anteriormente debido al mismo equilibrio de fuerzas que se muestra en la Figura 19 anterior.

$$v_{settling} = \sqrt{\frac{2 * (\rho_w - \rho_o) * V_{droplet} * g}{C_D * A * \rho_o}} = \sqrt{\frac{2 * (\rho_w - \rho_o) * \frac{d^3 * \pi}{6} * g}{C_D * \frac{d^2 * \pi}{4} * \rho_o}} = \sqrt{\frac{4 * d * g * (\rho_w - \rho_o)}{3 * C_D * \rho_o}}$$

ρ_w = densidad de la gota de agua más pesada [kg/m³]

ρ_o = densidad de la fase de aceite continua más ligera [kg/m³]

Sin embargo, como se destaca en la Figura 20, este último método implica un enfoque diferente. Esto conduce a una velocidad de asentamiento, que está dominada y caracterizada por la fuerza de flotabilidad y se muestra en las ecuaciones siguientes con una disposición diferente de las densidades que en los casos anteriores, a pesar del apoyo de la fuerza de arrastre en la dirección de la gravedad.

Debido a eso, es más apropiado llamarla velocidad ascendente (rising), o simplemente velocidad terminal, que se puede utilizar en todo momento para ambas direcciones.

$$F_g + F_d = F_b$$

$$\rho_o * V_{droplet} * g + C_D * A * \rho_w * \frac{v_{rising}^2}{2} = \rho_w * V_{droplet} * g$$

$$v_{rising} = \sqrt{\frac{2 * (\rho_w - \rho_o) * V_{droplet} * g}{C_D * A * \rho_w}} = \sqrt{\frac{2 * (\rho_w - \rho_o) * \frac{d^3 * \pi}{6} * g}{C_D * \frac{d^2 * \pi}{4} * \rho_w}} = \sqrt{\frac{4 * d * g * (\rho_w - \rho_o)}{3 * C_D * \rho_w}}$$

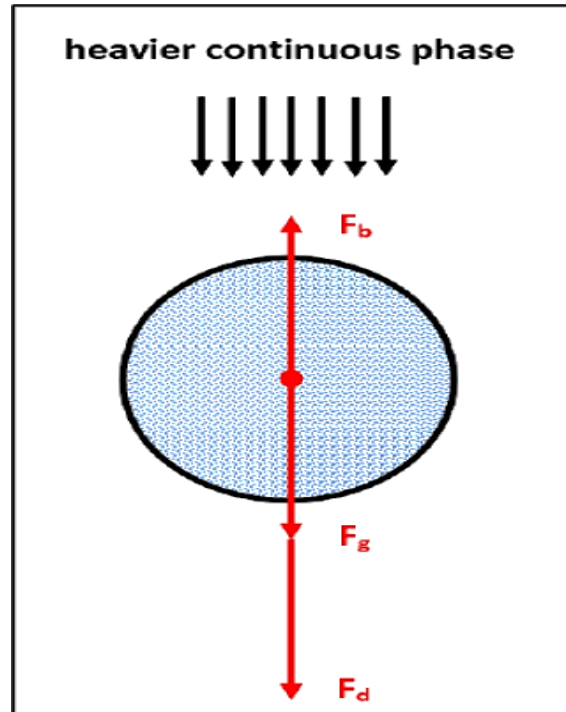


Fig. 20 Equilibrio de fuerzas de una fase más ligera en una fase continua más pesada

IV. DISCUSIÓN

4.1. Método Nolasco: Capacidad de tratamiento de los separadores de 2 fases

Los principales factores que afectan la capacidad de los separadores de petróleo y gas son:

- El diámetro y la longitud del separador.
- El diseño y la disposición de las partes internas del separador.
- Las características físicas y químicas del petróleo y el gas a separar. (Densidad del petróleo y el gas, saturación del gas, equilibrio de fases, etc.)
- La presión y temperatura de operación del separador.
- El número de fases de separación.
- El nivel de líquido en el separador.
- La tendencia del petróleo a formar espuma.
- El volumen de material sólido transportado por los fluidos a separar.
- Las condiciones del separador y sus componentes.

4.1.1. Cálculo de la capacidad de tratamiento de los separadores verticales

➤ Capacidad de separación de gases

De la ecuación de continuidad:

$$V_t = \frac{q_f}{A_f}$$
$$A_f = \frac{\pi d^2}{4}$$

Resulta:

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

De la ecuación de gas generalizada, para las condiciones base y condiciones de operación del separador:

$$\frac{P_s q_{sg}}{RT_s} = \frac{P_f q_f}{Z_f RT_f}$$

Despejando q_{sg}

$$q_{sg} = \frac{T_s P_f}{P_s Z_f T_f} q_f$$

Sustituyendo q_f en esta ecuación, considere $T_s = 520^\circ\text{R}$, $P_s = 14,7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$. Y multiplique el segundo término por 86400 para obtener el q_{sg} en $\text{ft}^3/\text{día}$ en condiciones estándar.

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

La velocidad de asentamiento V_t :

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

Sustituyendo la ley de Stokes en esta ecuación:

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

q_{sg} es el caudal de gas en condiciones estándar que el separador puede manejar, sin que la corriente de gas absorba partículas con diámetros mayores que d_p . La capacidad de gas de un separador vertical, que se muestra en la expresión 4-20, no depende de la longitud del separador.

Ejemplo

En este ejemplo se han hecho las siguientes asunciones:

- El diámetro de las partículas líquidas separadas por gravedad es de 100 micrones o mayor.
- El caudal que ingresa al separador es constante.
- El aceite no tiende a formar espuma.
- La longitud del separador es de 10 pies.
- La temperatura de operación es mayor que la temperatura de formación de hidratos.

Las temperaturas de operación a considerar según la presión de operación son:

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

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

- La densidad relativa del gas es 0,65
- El volumen de las gotas de líquido es 35 °API
- El factor de compresibilidad del gas en la condición de funcionamiento del separador, Z_f , es igual a 1.

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

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

- Considerando $Z_f = 1$** y suponiendo que el diámetro de las gotas de aceite es de 100 micras, la ecuación es:

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

b) Cálculo de q_g sobre P_f y T_f

Para un gas con las siguientes condiciones:

$$\gamma_g = 0,65$$

$$P_f = 75 + 14,7 = 89,7 \text{ lb/pg}^2\text{abs.}$$

Tenemos un valor de $Z_f = 0,983$

$$\rho_g = 2.7028 \times \gamma_g \frac{P_f}{Z_f T_f} = 2.7028 (0.65)(89.7/0.983 \cdot 520)$$

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

Como ρ_g para aplicar la correlación de Lee debe ser gr/cm^3 ;

$$\rho_g = 0,00494 \text{ g/cm}^3$$

μ_g calculado:

Se calcula utilizando la correlación de Lee

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

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

$$X = 5.584$$

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

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

$$K = 106.672$$

$$\mu_g = 10^{-4} K e^{X \rho_g^7} = 10^{-4} (106.672) e^{5.584 \cdot (0.00494)^{1.283}}$$

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

c) Cálculo de q_{sg}

Suponiendo que para $d_o = 16 \text{ pg}$ y $P_d = 1000 \text{ lb/pg}^2$ el diámetro interior correspondiente es, $d = 1,1825 \text{ pies}$.

Convirtiendo los datos a las unidades requeridas:

$$d_p = 100 \text{ micrones} = 3,2808 \times 10^{-4} \text{ pies}$$

$$\rho_L = 35 \text{ }^\circ\text{API por lo que } \rho_p = 53,03 \text{ lbm/ft}^3$$

Sustituyendo los valores en la ecuación:

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

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

➤ **Capacidad de separación de líquidos.**

Para calcular la capacidad de manejo de líquidos de un separador, ya sea horizontal o verticalmente, se debe considerar el diámetro del separador, el nivel de líquido sobre la salida de aceite en el separador, la cantidad de aceite en la condición de operación del separador. y el tiempo de retención del líquido.

Para separadores verticales, se recomienda que el nivel máximo de líquido sea entre una y tres veces el diámetro del separador, según el diseño. La cantidad de líquido que se puede utilizar en un separador vertical es:

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

Por lo tanto, el caudal de líquido en condiciones estándar que puede manejar el separador es:

$$q_{sL} = \frac{V_{lv}}{B_o tr} = \frac{\pi d^2 h}{4 B_o tr}$$

Dónde:

qsL a ft³/min

Para obtener qsL en bl/día, multiplique la ecuación V_{lv} por 1440/5,615, lo que deja

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

Se recomiendan los siguientes tiempos mínimos de separación para que sus separadores funcionen correctamente:

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

Ejemplo

Calcule la capacidad de manejo de líquidos de un separador vertical, a presiones de operación de 125 y 1800 lb/pg². Las dimensiones del separador y las condiciones de operación son:

L=10 pies

d=1,3088 pies

h=1,3333 pies

tr= 1 min.

Aplique la ecuación q_{sL} para ambas presiones de operación:

caso a) Considerando Pf=125 lb/pg², Bo = 1,0

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

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

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

4.1.2. Estimación de la capacidad de curado de separadores horizontales.

➤ Capacidad de separación de gases.

Para establecer la ecuación de cómo se calcula la capacidad de manejo de gases de los separadores horizontales, se deben tener en cuenta las siguientes consideraciones en función del diseño específico del separador:

- Las gotas de líquido caen en un ángulo de 45°, desde la entrada de los fluidos al separador, que se encuentra ubicado en su parte superior, en la interfase gas-líquido.
- El extractor de neblina se encuentra a una distancia del doble del diámetro del separador menos el nivel del líquido.

De acuerdo a lo anterior, la velocidad de evolución de las gotas de líquido, V_t , es:

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

Resolviendo t_{rg} , que es el tiempo de residencia del gas necesario para que las gotas de líquido se depositen en la interfaz gas-líquido:

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

Donde:

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

Según la ecuación de continuidad,

$$q_f = V_g A_f = \sqrt{2} V_t A_f$$

Donde:

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

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

$$\frac{P_s q_{sg}}{RT_s} = \frac{P_f q_f}{Z_f RT_f}$$

Despejando q_{sg} :

$$q_{sg} = \frac{T_s P_f}{P_s Z_f T_f} q_f$$

Sustituyendo la ecuación de continuidad en esta última ecuación, considere $T_s=520$ °R, $P_s=14,7$ lb/pg² abs y multiplique el segundo término por 86400, para obtener q_{sg} en ft³/día en condiciones estándar.

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

En esta ecuación V_t se calcula de la ecuación:

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

Sustituyendo V_t :

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

q_{sg} es el caudal de gas en condiciones estándar que el separador puede manejar, sin que partículas con diámetros mayores que d_p sean arrastradas por la corriente de gas.

Ejemplo

Calcule la capacidad de manejo de gas de un separador horizontal en las siguientes condiciones:

$L=10$ pie

$h=0.333$ pie

$$d_o=16 \text{ pg}$$

$$P_f=75 \text{ lb/pg}^2$$

$$T_f=60 \text{ °F}$$

$$P_d=1000 \text{ lb/pg}^2$$

$$\gamma_g=0.65$$

$$\rho_L=35 \text{ ° API}$$

$$P_s=14.7 \text{ lb/pg}^2$$

$$T_s=60 \text{ °F}$$

Si $Z_f = 1$ y suponiendo que el diámetro de las gotas de líquido es de 100 micrones, la ecuación de q_{sg} se convierte en:

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

Del ejemplo de aplicación para separadores verticales, $Z_f=0,983$, $\rho_g=0,3084 \text{ lbm/ft}^3$ y $\mu_g= 7,212 \times 10^6 \text{ lbm/ft-seg}$

a) Cálculo de A_f .

De la ecuación de A_f y suponiendo que para $d_o=16 \text{ pg}$, $P_d=1000 \text{ lb/pg}^2$ y el diámetro interno correspondiente $d=1,1825 \text{ ft}$, entonces:

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

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

b) Cálculo de q_{sg}

Sustituyendo valores en la ecuación de q_{sg}

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

➤ Capacidad de separación de líquidos.

En el caso de los separadores horizontales, se recomienda que el líquido máximo sea inferior a la mitad del diámetro interior del separador. Los volúmenes disponibles para el manejo de líquidos en un separador horizontal son:

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

Por lo tanto, el caudal de líquido en condiciones estándar que puede manejar el separador es:

$$q_{sL} = \frac{V_{Lh}}{Bo \cdot tr} = \frac{\left(\frac{\pi d^2}{4} - A_f \right) L}{Bo \cdot tr}$$

q_{sL} = pie³/min. a c.s.

Para obtener q_{sL} en bl/día, la ecuación se multiplica por 1440/5,615, quedando:

$$q_{sL} = 256.474 \frac{\left(\frac{\pi d^2}{4} - A_f \right) L}{Bo \cdot tr}$$

Ejemplo

Calcule la capacidad de manejo de líquidos del separador a presiones de operación de 125 y 1800 lb/pg². Las dimensiones y condiciones de operación del separador son:

L = 6 pie

d = 1.3088 pie

h = 0.4444 pie

tr = 1 min.

Aplicar la ecuación para calcular A_f a partir de la ecuación de tr:

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

A_f = 0.9427 pies²

Ahora use la ecuación q_{sL} para las mismas presiones de operación:

caso a) Para P_f = 125 lb/pg², Bo = 1.0

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

caso b) Para P_f = 1800 lb/pg², Bo = 1.225

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

V. CONCLUSIONES

1. La tesis busca demostrar las bases y conocimientos básicos para diseñar instalaciones terrestres básicas donde se inicia el tratamiento directo de los hidrocarburos, ya que en los separadores es donde el proceso debe ser más efectivo y eficiente con el fin de reducir costos y mejorar los procesos, como el aprovechamiento de la energía del mismo fluido.
2. El conocimiento del fluido, su comportamiento (B_o , RGA, densidad, etc.) así como su composición, es necesario para realizar cualquier cálculo y es imprescindible para el diseño de cualquier instalación.
3. Se muestran diversos métodos para el diseño de separadores y para decidir las presiones óptimas para las diferentes etapas, etc., que formarán la base para la planificación y mejora de las instalaciones. También debemos entender que todos los procesos están sujetos a los estándares de diseño y medio ambiente.
4. Después del procesamiento en campo, el crudo no puede ser utilizado directamente; debe procesarse en una refinería para producir fracciones que pueden usarse solas o pueden usarse en combinación con compuestos químicos o en procesos químicos.
5. La estabilización es un parámetro importante, pues es el resultado de la calidad de nuestro producto para su transporte y venta, por lo que es necesario conocer nuestro fluido para poder decidir el mejor proceso y ajustar la concentración de H_2S al valor máximo permisible.
6. Para un diseño eficiente de las instalaciones de superficie, es necesario conocer las características del yacimiento desde el mecanismo de empuje hasta sus cambios en RGA, B_o , etc. se puede realizar en cualquier etapa de la vida del yacimiento, esto se puede hacer con la ayuda de ecuaciones de estado o mediante pruebas PVT para determinar el fluido a diferentes condiciones de presión y temperatura, así como también tomando en cuenta las instalaciones y equipos que remoción de agua, H_2S , arena, etc.

VI. RECOMENDACIONES

- El resultado del presente estudio es que nunca se debe centrar la atención solo en encontrar la presión y la temperatura de funcionamiento óptimas para encontrar el valor máximo de beneficio, sino también el consumo mínimo de energía.
- Para determinar las dimensiones y materiales del Separador Vertical Bifásico, se recomienda conocer los códigos y normas que intervienen en su fabricación.
- Utilizar un programa de cómputo para determinar las dimensiones del separador sin necesidad de realizar cálculos, ingresando únicamente los parámetros del fluido (presión, temperatura, densidad, viscosidad, etc.).
- Considerar la relación entre la altura y el diámetro del Separador (H/D), es importante respetar la relación para determinar las dimensiones y el diseño.
- Seleccionar el material de mayor resistencia, ya que las condiciones de operación del fluido varían de pozo a pozo.

VII. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] A. Y. Dandekar, Petroleum reservoir rock and fluid properties, 2nd ed., Boca Raton, Fla.: CRC Press, 2013.
- [2] P. Atkins y J. De Paula, Atkins' Physical Chemistry, Eighth ed., Oxford, UK: Oxford University Press, 2006.
- [3] C. Konecnik y P. Eng, Re - Development of TVP / RVP Correlation for Western Canadian Crudes, Ottawa, Canadian, 2012.
- [4] W. L. Nelson, Petroleum Refinery Engineering, 1990.
- [5] G. Towler y R. Sinnott, Chemical engineering design. Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, Amsterdam: Elsevier, 2008.
- [6] A.-A. Hussein K. y et al, Petroleum and Gas Field Processing, 2nd ed., Boca Raton: CRC Press, 2018.
- [7] Ø. W. Kylling, «Optimizing separator pressure in a multistage crude oil production plant,» 2009.
- [8] Z. Raoui y et al., «Methods and simulations of water / oil separation in petroleum industries,» 2017.
- [9] F. Manning y R. Thompson, Oilfield Processing of Petroleum, PennWell Corp., 1991.
- [10] E. C. Carlson, «Don't Gamble with Physical Properties for Simulations,» *CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS*, pp. 35-46, 1996.
- [11] C. Chung, Simulation Modeling Handbook: A Practical Approach, Boca Raton: CRC Press LLC, 2004.
- [12] C. Patrascioiu y M. Jamali, «Crude Distillation Process Simulation Using Unisim Design Simulator,» *Engineering and Technology International Journal of Chemical and Molecular Engineering*, vol. 12, nº 7, 2018.
- [13] M. Wang y et al., «Optimal design and operation of a c3mr refrigeration system for natural gas liquefaction,» *Computers & Chemical Engineering, Elsevier*, vol. 39, p. 84–95, 2012.

- [14] M. Stewart y K. E. Arnold, *Surface Production Operations*, Elsevier, 2016.
- [15] Shell GSI, «Gas/Liquid Separators - Type Selection and Design Rules,» *Shell Global Solutions International B.V.*, nº 1–100, 2007.
- [16] A. P. Institute, «Specification for oil and gas separators,» *API*, 2008.
- [17] G. P. S. Association, «GPSA Engineering Data Boo,» *G. P. S. Association*, 2018.
- [18] D. F. Rudd y et al., *Process synthesis*, Prentice-Hall, 1973.
- [19] S. Bradley y et al., *Applied mathematical programming*, Addison Wesley, 1977.
- [20] N. Nishida y et al., «A review of process synthesis,» *AIChE Journal*, vol. 27, nº 3, p. 321–351, 1981.
- [21] T. R. Colmenares y W. D. Seider, «Synthesis of utility systems integrated with chemical processes,» *Industrial & engineering chemistry research, ACS Publications*, vol. 28, nº 1, p. 84–93, 1989.
- [22] G. Lee y et al., «Optimal synthesis of mixed-refrigerant systems for low-temperature processes,» *Industrial & engineering chemistry research, ACS Publications*, vol. 41, nº 20, p. 5016–5028, 2002.
- [23] A. Willersrud y et al., «Short-term production optimization of offshore oil and gas production using nonlinear model predictive control,» *Journal of Process Control*, vol. 23, nº 2, p. 215–223, 2013.
- [24] T. L. Silva y et al., «Modeling of flow splitting for production optimization in offshore gas-lifted oil fields: Simulation validation and applications,» *Journal of Petroleum Science and Engineering*, vol. 128, p. 86–97, 2015.
- [25] P. Diban y D. C. Foo, «Targeting and design of heating utility system for offshore platform,» *Energy*, vol. 146, p. 98–111, 2017.