
INSTITUTO TECNOLÓGICO DE VILLAHERMOSA

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN

TESÍS

**DESARROLLO DE UN SIMULADOR DE PROCESOS APLICADO A
LA INDUSTRIA PETROLERA DE MÉXICO.**

**PARA OBTENER EL GRADO DE
MAESTRO EN INGENIERÍA**

**PRESENTA:
EDUARDO MANUEL OSORIO BAUTISTA**

**ASESORES:
M.I.P.A JOSÉ REYES OSORIO
M.I.P.A MARÍA BERZABÉ VÁZQUEZ GONZÁLEZ
M.C NORA ALICIA PURATA PÉREZ**

VILLAHERMOSA TABASCO, JUNIO 2019

ÍNDICE

I. RESUMEN	1
II. ABSTRACT	2
III. INTRODUCCIÓN	3
IV. ANTECEDENTES	5
V. JUSTIFICACIÓN	8
VI. PLANTAMIENTO DEL PROBLEMA	9
VII. OBJETIVOS	10
I. FUNDAMENTO TEÓRICO	11
1.1 Generalidades	11
1.2 Modelos generales de simulación	11
1.2.1 Modelos físicos	11
1.2.2 Modelos simbólicos	12
1.2.3 Modelos analógicos	12
1.2.4 Modelos matemáticos	13
1.2.5 Modelos determinísticos	13
1.3 Estilos de simulación	13
1.4 Simulación cualitativa y cuantitativa	13
1.4.1 Simulación en estado estacionario	14
1.4.2 Simulación en estado dinámico	14
1.4.3 Métodos de solución en los simuladores	14
1.4.3.1 Simuladores globales orientados a ecuaciones	14
1.4.3.2 Simuladores modulares	15
1.5. Características de los simuladores modulares	15
1.6 Componentes básicos de un simulador	15
1.7 Etapas para el desarrollo de un simulador de procesos.	16
1.8 Petróleo	17

1.8.1 Generalidades.....	17
1.9 Propiedades físicas del petróleo	17
1.9.1 Densidad del petróleo	17
1.9.2 Presión de burbuja (Pb)	18
1.9.3 Viscosidad del petróleo	18
1.10 Correlaciones PVT para el petróleo	19
1.11 Aceite Negro.....	19
1.11.1 Viscosidad del aceite	20
1.11.2 Manejo de propiedades PVT para aceites negros	21
1.12 Gases Secos	22
1.12.1 Propiedades PVT para gases secos	22
1.12.2 Gravedad específica del gas	23
1.12.3 Factor de desviación de Gas.....	23
1.12.4 Manejo de propiedades PVT para gases secos.....	24
1.12.5 Estimación de la presión y temperatura reducidas.....	26
1.12.6 Estimación del factor de desviación del gas	27
1.13 Gases Húmedos.....	27
1.13.1 Propiedades PVT para gases húmedos.....	27
1.14 Ecuación de estado	28
1.14.1 Peng - Robinson	29
CAPITULO 2. METODOLOGÍA	31
2.1 Revisión Bibliográfica	31
2.2 Selección de parámetros que intervienen en el diseño del separador	32
2.2.1 Factor acéntrico	33
2.2.2 Constantes de equilibrio.....	33
2.2.3 Equilibrio de fases: líquido – vapor.....	34
2.2.4 Caracterización de la fracción pesada C7+ plus	35
2.2.5 Determinación de la temperatura de ebullición	37

2.3 Propiedades físicas del gas y petróleo	37
2.3.1 Gravedad específica del gas	37
2.3.2 Presión y temperatura pseudocrítica:	38
2.3.3 Correlación de Lee-González-Eakin	39
2.3.4 Peso molecular de la mezcla de gas natural.....	40
2.3.5 Determinación del porcentaje mol.....	40
2.3.6 Determinación de la fracción masa	40
2.3.7 Flujo molar por componente.....	40
2.3.8 Flujo másico por componente	41
2.4 Propiedades físicas del petróleo	42
2.4.1 Gravedad específica del petróleo γ_o :	42
2.4.2 Viscosidad y densidad en crudos pesados	42
2.4.3 Estimación del factor de caracterización de Watson.....	43
2.5 Dimensionamiento de un separador horizontal bifásico	44
2.5.1 Dimensionamiento de un separador vertical bifásico por API 12J	45
2.5.2 Dimensionamiento de un separador horizontal trifásico: gas-aceite-agua, API 12J (2008)	48
CAPITULO 3. RESULTADOS	53
3.1 Validación de resultados	53
3.2 Validación de la secuencia de diseño de separadores bifásicos.....	53
3.3 Condiciones iniciales.....	53
3.4 Determinación de las propiedades físicas.....	57
3.4.1 Viscosidad del gas	57
3.4.2 Densidad del gas	58
3.4.5 Viscosidad de aceite	59
3.4.6 Densidad de aceite	59
3.4.7 Ecuación de estado.....	60
3.5 Dimensionamiento del separador.....	62
CONCLUSIONES	65

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Clasificación del petróleo crudo según el API	18
Tabla 2. Clasificación de las viscosidades en los petróleos.	19
Tabla 3. Correlaciones para viscosidad del Gas.	24
Tabla 4. Propiedades críticas de los componentes puros.	25
Tabla 5. Propiedades de los fluidos	32
Tabla 6. Tiempos de retención (API 12J).	46
Tabla 7. Separador Vertical.....	47
Tabla 8. Tiempo de retención (API 12J).....	49
Tabla 9. Separador horizontal	50

ÍNDICE DE FIGURAS:

Figura 1. Condiciones iniciales de simulación	54
Figura 2. Relación de equilibrio con Aspen HYSYS V.8.8 (2015).	54
Figura 3. Relación de equilibrio con la herramienta propuesta.....	54
Figura 4. Interfaz del módulo de separación	55
Figura 5. Calculo de equilibrio composición de la herramienta propuesta.	56
Figura 6. Calculo de equilibrio con simulador comercial.	56
Figura 7. Calculo de la viscosidad de la fase gas.....	57
Figura 8. Comportamiento de la viscosidad vs temperatura.....	57
Figura 9. Estimación de la densidad a condiciones isotérmicas.....	58
Figura 10. Comportamiento de la densidad del gas.	58
Figura 11. Estimación de la viscosidad en un rango de temperatura.	59
Figura 12. Comportamiento de la viscosidad de aceite de 17 °API.....	59
Figura 13. Densidad a diversas condiciones de presión y temperatura.	60
Figura 14. Comportamiento de la densidad de aceite (herramienta vs simulador).	60
Figura 15. Interfaz de ecuación de estado de Peng-Robinson.....	61
Figura 16. Constantes de equilibrio y reglas de mezclado.	62
Figura 17. Parámetros de interacción binaria.....	62
Figura 18. Separador vertical bifásico API 12J:2008.....	63
Figura 19. Separador horizontal bifásico API 12J:2008.	63
Figura 20. Separador horizontal trifásico API 12J:2008.	64
Figura 21. Determinación de espesor de casco y envolvente.	64

I. RESUMEN

Actualmente la simulación de las propiedades de los crudos y variables de procesos se realiza mediante el uso de software comercial que presenta correlaciones termodinámicas provenientes de yacimientos extranjeros (Mar del norte, Canadá, EUA, etc.) y que en su mayoría simulan el comportamiento de los crudos ligeros y medios, el uso de estos programas y correlaciones puede sobreestimar los parámetros del proceso real tales como mayores caudales, mayores consumos de energía, generando toma de decisiones ineficientes y mayores costos en el diseño y puesta en marcha del proceso. En el presente trabajo se desarrolló una herramienta de simulación para estimar el comportamiento de las principales variables de procesos en tuberías y equipos de proceso de acuerdo a las propiedades termodinámicas de los crudos pesados de 31 °API a 6°API. Se consideraron las principales correlaciones para estimar la viscosidad de los crudos pesados lo anterior se comparó con los datos obtenidos con un simulador comercial y se encontraron similitudes en cuanto al comportamiento de variables de procesos. Los parámetros de interacción binaria y las reglas de mezclado fueron calculadas y reproducidas con éxito, esto le confiere certeza y seguridad a la herramienta porque le permite representar mucho mejor la composición y el equilibrio de fase con mayor exactitud. La herramienta tiene la capacidad de calcular la composición y el equilibrio de fases de manera análoga a como lo realiza el software de simulación comercial Aspen HYSYS V. 8.8, esto lo dota de características que pocos simuladores de distribución libre logran desarrollar lo cual hace valiosa la herramienta como cualquier otro simulador de tipo comercial.

II. ABSTRACT

Currently, the simulation of crude properties and process variables are carried out using commercial software that presents thermodynamic correlations from foreign deposits (North Sea, Canada, USA, etc.) and that mostly simulate the behavior of light and medium crude, the use of these programs and the correlations overestimate the parameters of the process, real stories such as higher flow rates, higher energy consumption, generating inefficient decisions and higher costs in the design and start-up of the process. In the present work we have a simulation tool to estimate the behavior of the main variables of energy processes and process equipment according to the thermodynamic properties of heavy crude oils from 31 ° API to 6 ° API. The main correlations were considered to estimate the viscosity of the crude oils and the previous data, compared with the data with a commercial simulator and the similarities in the behavior of the variables of the processes. The binary interaction parameters and the mixing rules were calculated and reproduced successfully, this gives certainty and security to the tool because it allows you to better represent the composition and the phase balance with greater accuracy. The tool has the ability to calculate the composition and phase balance in a manner almost similar to how the commercial simulation software Aspen HYSYS V. 8.8 does, this gives it characteristics that few free distribution simulators manage to develop which makes it valuable the tool like any other comercial type simulato

III. INTRODUCCIÓN

La simulación de procesos representa una herramienta de gran importancia y trascendencia para la industria ya que nos permite el análisis, síntesis y optimización de los procesos industriales.

Un simulador debe tomar en cuenta el almacenamiento de los datos y la interfaz gráfica, así como el lenguaje de programación que permita resolver sistemas de ecuaciones y realizar cálculos de propiedades de mezcla y componentes con la menor desviación posible.

La simulación de procesos implica el modelamiento matemático de los datos para obtener información que permita el análisis, la síntesis y la optimización, si el modelo es adecuado los resultados son reproducibles y representan el comportamiento del proceso (García, 2008; Hinojosa *et al.*, 2005).

El modelo de simulación ha tenido un desarrollo significativo, desde 1989 cuando Abdel-Hamid implementaron un modelo de simulación para el desarrollo de un proceso lo que ha generado interés para su desarrollo.

El desarrollo del software de proceso se caracteriza por la realización de varias etapas, por ejemplo: estimación de costo, especificaciones de requerimiento, diseño inicial, análisis detallado, implementación, inspección y pruebas, todas estas actividades se encuentran relacionadas entre sí (Ahmed, 2008).

De acuerdo a (Conde, 2008) los simuladores son herramientas predictivas que le permiten al ingeniero obtener información de una planta química de manera rápida y hasta cierto punto confiable para representar el comportamiento de las mezclas y variables de proceso.

Por otra parte (López, 2014) menciona que la simulación puede predecir qué sucederá con un sistema ya instalado bajo una situación dada; es decir, cuáles serán sus salidas si se especifican los cambios en las variables de entrada.

Actualmente los simuladores de procesos se encuentran ligados a todas las etapas de un proyecto de ingeniería, durante el diseño de equipo se usan para calcular caudales de la planta, dimensiones de los equipos, análisis de riesgo, en la etapa de operación pueden ser útiles para el cálculo de los balances de materia y energía, redimensionamiento y análisis de impacto ambiental (Conde, 2008).

En la actualidad Petróleos Mexicanos (Pemex) invierte importantes sumas de recursos en pagos de licencia para uso de software de simulación de procesos (Hysys, Aspen, Chemcap, Pro II) los cuales se caracterizan por su alto costo (Hinojosa *et al.*, 2005).

Por otra parte la industria petrolera mexicana no dispone de un software que represente el comportamiento de las propiedades de los fluidos (aceite, gas) provenientes de los yacimientos mexicanos, principalmente de la etapa de transporte y separación (batería de separación).

Actualmente la simulación de las propiedades de los crudos y variables de procesos se realiza mediante el uso de software comercial que presenta correlaciones termodinámicas provenientes de yacimientos extranjeros (Mar del norte, Canadá, EUA, etc.), el uso de estos programas puede sobreestimar los parámetros del proceso real tales como mayores caudales, mayores consumos de energía, generando toma de decisiones ineficientes y mayores costos en el diseño y puesta en marcha del proceso.

En este trabajo se desarrolló la herramienta de simulación, mediante el uso de Excel para simular el comportamiento de las operaciones de separación y transporte de fluidos empleando datos de los yacimientos mexicanos, se tomó en cuenta la información de los crudos pesados de 22.1°API a 10°API, se estimaron las principales variables de procesos en tuberías y equipos de acuerdo a las propiedades termodinámicas de los crudos y de acuerdo a las correlaciones para el cálculo de los flujos de fluidos.

IV. ANTECEDENTES

Guevara Corona (2004): Realizó un programa para calcular las propiedades críticas, y los parámetros de los pseudocomponentes. El programa de cómputo utiliza las diferentes correlaciones reportadas en la literatura con la finalidad de hacer una comparación de su influencia como estimación inicial en el cálculo del comportamiento de fases utilizando las ecuaciones de estado de Soave- Redlich- Kwong y la ecuación de Peng- Robinson.

Conde Abad (2007): Desarrollo un servidor de propiedades termodinámicas basado en las ecuaciones cúbicas de estado (Redlich- Kwong, Soave- Redlich- Kwong y Peng- Robinson), el servidor de propiedades termodinámicas fue escrito en lenguaje Python 2.5 basándose en las ecuaciones cúbicas de estado. El servidor de propiedades realiza la estimación del equilibrio de fases de mezclas, además calcula las propiedades termodinámicas como la entalpía, entropía, energía interna, energía libre de Gibbs, energía libre de Helmholtz. El programa desarrollado fue aplicado a la solución de problemas de procesos industriales y de la industria petrolera.

Varavei (2009): Desarrollado un simulador basado en ecuaciones de estado (EOS). En este modelo, una ecuación de estado se utiliza para cálculos de equilibrio entre todas las fases (petróleo, gas y agua). Además, las propiedades se calculan sobre la base de una ecuación de estado, lo que evita la necesidad de tablas de vapor para el cálculo de las propiedades de agua / vapor.

Este simulador puede usarse en diversos procesos de inundación térmica (es decir, agua caliente o Inyecciones de vapor). Dado que el simulador se implementó para equipos paralelos, es capaz de resolver problemas de inundación térmica a gran escala. El simulador se valida con éxito utilizando soluciones analíticas. Además, se realizan simulaciones para comparar este modelo con simuladores comerciales.

El uso de las EOS para el cálculo de varias propiedades para cada fase automáticamente satisface los requisitos de consistencia termodinámica.

González Maya (2014): Desarrolló un conjunto de correlaciones para el cálculo de la presión de burbuja, la relación de solubilidad y el factor de volumen de aceites en crudos de México. También, generó una correlación para determinar el valor del factor de volumen de aceite en el punto de burbuja de la prueba de separadores, cuando no es reportado por los laboratorios.

Así mismo, se planteó una metodología de calibración de correlaciones para reproducir con exactitud los datos experimentales. Finalmente, desarrolló el programa de cómputo PVTSEL que une varias funcionalidades como: validar el reporte PVT, corregir los datos de la prueba diferencial a condiciones del separador, evaluar, seleccionar y calibrar correlaciones PVT, y calcular las propiedades del aceite y su gas asociado. El programa PVTSEL fue desarrollado en Microsoft Visual Basic 6.0.

López German (2014): Desarrollo un simulador de redes de transporte y distribución de gas en estado estacionario considerando régimen isotérmico, este modelo incluye el cálculo de propiedades del gas, pérdidas de presión en accesorios por el método de las tres K, pérdidas de cabeza por válvulas de seguridad y válvulas de control y la curva característica de un equipo de compresión cuando es requerido.

Adicionalmente, un modelo de optimización es implementado, el cual utiliza un algoritmo de tipo evolutivo que permite hallar la combinación de diámetros de tubería, válvulas y compresores (en caso que estén presentes en la red) que minimiza el valor de una función objetivo de costo anualizado que tiene en cuenta costos de capital y costos operativos de la red. Finalmente, se resuelven ejemplos de redes estudiadas en la literatura y diseñadas a nivel industrial obteniéndose resultados satisfactorios al aplicar los modelos desarrollados.

Rodríguez Estuardo (2017): SimQuim es un software didáctico enfocado al diseño de procesos el cual permite llevar a cabo los cálculos termodinámicos y mecánicos para el dimensionamiento de las operaciones más comunes en la industria química y petroquímica. El software se encuentra conformado por módulos independientes enfocados a un equipo en específico cada uno; los cuales suministran al usuario toda la información empleada para llevar a cabo los cálculos; como son las correlaciones, ecuaciones, parámetros termodinámicos y mecánicos, gráficas y referencias bibliográficas. Posee además la capacidad de seleccionar o dimensionar modelos de equipos de proveedores industriales a fin de comprender el desempeño que tendrán en una operación real en la industria.

V. JUSTIFICACIÓN

Los actuales simuladores no consideran los crudos mexicanos (crudo maya de 22-10 °API) de acuerdo a la comisión nacional de hidrocarburos (CNH) el 30% de las reservas de petróleo corresponden al crudo ligero (etapa de agotamiento) y el 70% de las mismas al crudo pesado. Las reservas de crudo pesado exceden altamente las de crudo ligero, no solo a nivel mundial, pero de manera significativa a nivel de América Latina. Por tanto, la necesidad de explorar tecnología de punta y los procesos para optimizar el desarrollo de crudos pesados y extra pesados son sumamente relevantes (oil and gas magazine, 2017).

Los simuladores actuales (Hysys, Aspen y Pro II) representan el comportamiento de los crudos ligeros y de esta manera estiman los parámetros para el diseño de equipos. El desarrollo de un simulador de procesos en las operaciones de superficie (Mid-Stream) o de separación gas-aceite tiene como finalidad representar el comportamiento del crudo.

El uso del software comercial puede conducir a la obtención de datos erróneos lo cual derivaría en la estimación de parámetros de diseño que sobredimensionarían equipos, generando mayores costos económicos y la necesidad de optimización del mismo.

Desarrollar un simulador de procesos para las operaciones de acondicionamiento de crudo pesado (estimar propiedades fisicoquímicas y simular operaciones de separación) impactaría de forma positiva en el proceso y en el costo de los equipos, ya que no se sobredimensionan los mismos.

Con la realización de este trabajo se beneficiara a la industria petrolera y podrá ser de apoyo didáctico en las instituciones de educación superior ya que la herramienta estaría disponible de manera libre y gratuita para estudiantes y profesores como herramienta didáctica, así mismo sentara las bases para una futura línea de investigación en simulación de procesos que beneficiara en gran manera a estas instituciones.

VI. PLANTAMIENTO DEL PROBLEMA

En la actualidad petróleos mexicanos (Pemex) invierte importantes sumas de recursos en pagos de licencia por el uso de software (Hysys, Aspen, Chemcap, Pro II) los cuales se caracterizan por su costo elevado.

La industria petrolera mexicana no dispone de un software que represente el comportamiento de las propiedades de los fluidos (aceite, gas) provenientes de los yacimientos de petróleo crudo pesado, principalmente de la etapa de transporte y separación (batería de separación). Actualmente la simulación de las propiedades de los crudos y variables de procesos se realiza mediante el uso software comercial que presenta correlaciones termodinámicas provenientes de yacimientos extranjeros (Mar del norte, Canadá, EUA, etc.) y que en su mayoría simulan el comportamiento de los crudos ligeros y medios, el uso de estos programas y correlaciones puede sobreestimar los parámetros del proceso real tales como mayores caudales, mayores consumos de energía, generando toma de decisiones ineficientes y mayores costos en el diseño y puesta en marcha del proceso.

VII. OBJETIVOS

Objetivo general

Realizar el módulo de simulación del proceso de separación de crudo pesado mediante el uso de correlaciones PVT para el cálculo de las propiedades físicas en crudos mexicanos.

Objetivos específicos

Determinar las correlaciones PVT aplicables a los crudos mexicanos para el cálculo de las propiedades físicas del gas y el crudo.

Simular el comportamiento de la composición del proceso de separación gas líquido de una mezcla de crudo pesado.

Comparar los resultados obtenidos contra un simulador comercial para validar los parámetros obtenidos.

I. FUNDAMENTO TEÓRICO

1.1 Generalidades

La simulación se define como la utilización de recursos computacionales para desarrollar modelos matemáticos con el fin de construir un modelo representativo de un proceso bajo estudio. Por otra parte, se utiliza para predecir y comprender luego su comportamiento real durante la operación regular de la planta.

Estas herramientas pueden ser empleadas en todas las etapas del desarrollo de procesos, desde el diseño conceptual hasta la operación y posterior optimización de la planta. Los simuladores ofrecen la oportunidad de reducir el tiempo requerido para el desarrollo de cualquier proceso. También permiten comparar diferentes alternativas de solución a un problema profesional de forma precisa, de tal forma que un gran número de ideas puedan ser sintetizadas y analizadas interactivamente en un corto periodo de tiempo (Benítez *et al.*, 2018).

1.2 Modelos generales de simulación

Los modelos son representaciones físicas o matemáticas de un fenómeno, para su estudio se pueden clasificar por la descripción escrita del sistema. Aunque existen formas diferentes de clasificar los modelos de simulación teniendo presente que en un momento dado, un mismo modelo puede pertenecer a más de una clasificación, a continuación se presentan los más utilizados (Conde, 2007).

1.2.1 Modelos físicos

Son llamados así, debido a que se semejan al sistema en estudio. Durante muchos años, los ingenieros han usado modelos de tamaño natural y han reducido y puesto a escala a los mismos para probarlos (Aguilar, 2005).

a) Modelos prototipo: Estos modelos son los que más fielmente representan todos los atributos del sistema físico real. Este es un modelo físico bajo el cual se puede experimentar el riesgo y la incertidumbre asociados con la predicción del

desarrollo del sistema físico real. Ejemplos de estos modelos son la primera bomba atómica y los prototipos de aviones.

b) Modelos piloto o a escala: Son una versión en tamaño reducido del sistema físico real y contienen muchos de los atributos de este; los modelos piloto pueden escalarse físicamente a nivel industrial. En estos modelos se aprovechan los principios de similitud. Ejemplos de estos modelos son: las plantas de proceso químicas miniatura (planta piloto), presas a escala, túneles de viento y modelos de construcción arquitectónica.

1.2.2 Modelos simbólicos

Los modelos simbólicos representan la máxima abstracción y, por supuesto, la máxima generalidad; puede decirse que son universales. Estos representan las propiedades relevantes del sistema original, mediante cantidades, relaciones matemáticas o lógicas (Banks et al., 1996), algunos modelos simbólicos son:

a) Modelos de diagramas de bloques, diagramas de flujo, señales y funciones de transferencia: estos modelos son ampliamente usados en la ingeniería electrónica y control.

b) Las gráficas, tablas y monogramas: son formas frecuentes de la expresión de modelos.

c) Modelos funcionales y de procedimiento: estos modelos se implementan a través de algoritmos y secuencias lógicas de operación. Entre estos se incluyen los modelos económicos.

1.2.3 Modelos analógicos

En estos modelos aumenta el nivel de abstracción, con respecto a los modelos icónicos. Son representaciones físicas de los objetos materiales originales, en los cuales, el modelo no tiene un parecido directo (no es imagen) con el objeto original; sin embargo, puede establecerse una relación uno a uno entre las variables fundamentales del modelo y del objeto original (*Kelton et al., 1998*).

1.2.4 Modelos matemáticos

En los modelos matemáticos la realidad ha sido transformada en ecuaciones que pueden resolverse mediante operaciones aritméticas o algebraicas sin necesidad de experimentar en la vida real (*Shannon R.E., 1988*). Desde el punto de vista de los fenómenos que se estudian, los modelos también pueden clasificarse en determinísticos o estocásticos.

1.2.5 Modelos determinísticos

Es un modelo matemático donde las mismas entradas o condiciones iniciales producirán invariablemente las mismas salidas o resultados, no contemplándose la existencia de azar, o incertidumbre en el proceso modelada mediante dicho modelo (*Liu, Chang, 2004*).

1.3 Estilos de simulación

Los estilos de simulación se pueden clasificar de acuerdo a:

- Las características del proceso (cualitativa y cuantitativa)
- Tipo de análisis con respecto al tiempo (dinámico o estacionario)
- Tipo de proceso a simular (continuo o por lotes).
- Método de solución del problema (modular y global).
- La secuencia de resolución de los mismos (secuencial o no secuencial).

1.4 Simulación cualitativa y cuantitativa

La **simulación cualitativa** de un sistema dinámico permite conocer el comportamiento de un sistema con un mínimo de información acerca del mismo. Mediante este análisis se obtiene información que puede ayudar a mantener la estabilidad de un sistema. Un análisis cualitativo puede llevarse a cabo sin necesidad de grandes cantidades de información a diferencia de un análisis cuantitativo de los sistemas dinámicos (*Ortiz, 2008*).

En la **simulación cuantitativa** La simulación cuantitativa, en cambio, es aquella que describe numéricamente el comportamiento de un proceso, a través de un

modelo matemático del mismo. Para ello se procede a la resolución de los balances de materia, energía y cantidad de movimiento, junto a las ecuaciones de restricción que imponen aspectos funcionales y operacionales del sistema. (Scenna, 1999). La simulación cuantitativa abarca principalmente la simulación en estado estacionario y la simulación en estado dinámico.

1.4.1 Simulación en estado estacionario

Modelos en estado estacionario se caracterizan por asumir caudales y cargas constantes, y son generalmente simples. Esta simplicidad hace que este tipo de modelos sean particularmente útiles para el diseño. No se requiere tener una descripción completa de los parámetros del sistema sino más bien están orientados a definir los parámetros de diseño más importantes respecto al criterio de desempeño establecidos (López, Buitrón, & Cervantes, 2017).

1.4.2 Simulación en estado dinámico

Los modelos dinámicos Se caracterizan por modelar caudales y cargas variables, lo que implica que el tiempo se ha considerado e incluido como un parámetro más. Los modelos de simulación dinámica son útiles en la predicción de la respuesta en función del tiempo (López, Buitrón, & Cervantes, 2017).

1.4.3 Métodos de solución en los simuladores

Los métodos de solución de los simuladores se dividen según la forma en la cual se plantean los modelos que representan el proceso o sistema a simular.

1. Simuladores globales u orientados a ecuaciones
2. Simuladores modulares (secuenciales, no secuenciales)

1.4.3.1 Simuladores globales orientados a ecuaciones

Se trata del desarrollo de un modelo matemático que representa el proceso a simular. Este modelo está conformado por ecuaciones algebraicas, en su mayoría no lineales. Dentro de los inconvenientes que presenta el modelo de simulación global orientada a ecuaciones destacan: convergencia, al tratarse de ecuaciones algebraicas no lineales se tendrán varias soluciones correctas, imposibilidad de

definir; es decir, zonas de la planta en relación al sistema de ecuaciones que lo representa (Rodríguez, & Serrano, 2014).

1.4.3.2 Simuladores modulares

Los simuladores modulares secuenciales se basan, en módulos de simulación independientes que siguen aproximadamente la misma filosofía que las operaciones unitarias, es decir, cada equipo: bomba, válvula, intercambiadores, etc.; son modelados a través de modelos específicos para los mismos y además, el sentido de la información coincide con el “flujo físico” en la planta (Scenna, 1999). En estos simuladores se crea un diagrama de flujo (flowsheet) del proceso que se traduce a un diagrama similar, llamado diagrama de flujo de información (DFI) (Scenna, 1999).

1.5. Características de los simuladores modulares

De acuerdo a (Rodríguez *et al.*, 2014; Sterman, 2000) los simuladores comerciales deben de considerar:

- Biblioteca de módulos (equipos)
- Flowsheet: Entorno donde se construye el diagrama de flujo.
- Orden de resolución fijo (iteraciones).
- Lógica central o lógica general de simulación.
- Sección encargada de la estimación de las propiedades fisicoquímicas.
- Las condiciones de las corrientes de entrada para así poder calcular las condiciones de la corriente de salida con sus parámetros de operaciones.
- La información ingresada por el usuario es fácil de corregir e interpretar, ya que se relaciona con los equipos o corrientes.
- Los problemas de diseño (selección de parámetros) son más difíciles de resolver.
- Poco versátiles, pero muy flexibles, muy confiables y bastante robustos.

1.6 Componentes básicos de un simulador

De acuerdo a (Martínez, 2003) los componentes básicos de un simulador son:

- El sistema de unidades en que se desee trabajar.
- Las corrientes del proceso.
- La totalidad de los componentes que intervienen en un proceso.
- Los modelos termodinámicos apropiados para estimar las propiedades físicas relevantes.
- El régimen de flujo y las condiciones termodinámicas de las corrientes de entrada al proceso.
- Las condiciones de operación de los equipos en el diagrama de flujo.

1.7 Etapas para el desarrollo de un simulador de procesos.

De acuerdo a (Banks *et al.*, 1996) es necesario hacer un análisis preliminar del mismo, con el fin de determinar la interacción con otros sistemas, las restricciones del sistema, las variables que interactúan dentro del sistema y los resultados que se esperen obtener del estudio.

a) Formulación del sistema.

Especificación del modelo a partir de las características de los elementos del sistema que se quiere estudiar y sus interacciones teniendo en cuenta los objetivos del problema. Es necesario definir todas las variables que forman parte de él, sus relaciones lógicas y los diagramas de flujo que describan en forma completa el modelo.

b) Colección de datos.

Identifica, recoge y analiza los datos necesarios para el estudio. Se pone en práctica las decisiones efectuadas con el apoyo del estudio de simulación.

c) Validación.

Detalla la deficiencia en la formulación del modelo o en los datos alimentados al modelo. Comprobar que el modelo se comporta como es de esperar y que existe la correspondencia adecuada entre el sistema real y el modelo.

d) Experimentación.

Consiste en generar los datos deseados y en realizar análisis de sensibilidad de los índices requeridos.

e) Interpretación.

Se interpretan los datos que arroja la simulación y en base a esto se toma una decisión. Analizar los resultados de la simulación con la finalidad de detectar problemas y recomendar mejoras o soluciones.

f) Documentación.

Dos tipos de documentación son requeridos, uno es de tipo técnico y el otro se refiere al manual del usuario.

1.8 Petróleo

1.8.1 Generalidades

El petróleo es definido como una mezcla de gas natural, condensado y aceite crudo, físicamente es un líquido heterogéneo que consiste en hidrocarburos en una proporción de dos átomos de hidrógeno y uno de carbono. También contiene elementos tales como nitrógeno, azufre y oxígeno, los cuales constituyen menos del 3% (v/v). Hay componentes que comprenden menos del 1% (w/w), incluyendo fósforo y metales pesados como vanadio y níquel. Normalmente se utiliza la palabra crudo para denominar al petróleo sin refinar (IMP, 2018; Okoh, 2006).

1.9 Propiedades físicas del petróleo

1.9.1 Densidad del petróleo

La industria mundial de los hidrocarburos líquidos clasifica el petróleo de acuerdo a su densidad o gravedad API (parámetro del Instituto Americano del Petróleo), que diferencia las calidades del crudo, en la Tabla 1 se clasifican los diferentes tipos de petróleo crudo de acuerdo a su densidad.

Tabla 1. Clasificación del petróleo crudo según el API

Aceite crudo	Densidad (g/cm ³)	Densidad (°API)
Extrapesado	>1.0	10
Pesado	1.0 - 0.92	10.0 - 22.3
Mediano	0.92 - 0.87	22.3 - 31.1
Ligero	0.87 - 0.83	31.1 – 39
Superligero	< 0.83	> 39

Los °API se definen como: $(141.5)/\text{peso específico} - 131.5$ a 60 °F.

Para exportación, en México se preparan tres variedades de petróleo crudo:

Maya: Pesado con densidad de 22 grados API y 3.3% de azufre en peso.

Istmo: Ligero con densidad de 33.6 grados API y 1.3% de azufre en peso.

Olmeca Súper ligero con densidad de 39.3 grados API y 0.8% de azufre en peso.

1.9.2 Presión de burbuja (Pb)

Es la presión a la cual se forman las primeras burbujas de gas al pasar de un sistema de estado líquido a un estado de dos fases (líquido-vapor) existe una gran cantidad de correlaciones para determinar el punto de burbuja las cuales están en función de la solubilidad del gas (R_s), gravedad específica del gas (γ_g), gravedad API del aceite (γ_{API}), gravedad específica del aceite (γ_o) y la temperatura (T).

1.9.3 Viscosidad del petróleo

La viscosidad de un fluido es la resistencia o fricción interna de las moléculas a fluir. Según Tarek Ahmed la viscosidad de los aceites cercanos al punto crítico se encuentra en el rango 10 centipoise hasta 1000 centipoise para los aceites pesados. La viscosidad depende de propiedades como, temperatura, presión, gravedad del aceite, gravedad del gas, solubilidad del gas en el aceite y la composición del crudo.

Las correlaciones para determinar la viscosidad dependiendo de los datos disponibles se dividen en correlaciones basadas en datos obtenidos de pruebas PVT (Rs y gravedad API) y correlaciones basadas en la composición del aceite.

La viscosidad para aceites se puede clasificar en tres clases dependiendo de la presión:

Tabla 2. Clasificación de las viscosidades en los petróleos.

Viscosidad del aceite muerto	Viscosidad del aceite saturado	Viscosidad del aceite sub saturado
Esta viscosidad está dada a presión atmosférica y a la temperatura del sistema (no presenta gas en solución).	Esta viscosidad está definida a una presión menor o igual a la presión de burbuja.	Esta viscosidad está definida a una presión mayor a la del punto de burbuja y a la temperatura del yacimiento.

1.10 Correlaciones PVT para el petróleo

El uso de las correlaciones es muy importante para poder determinar las propiedades de los fluidos debido a que se pueden obtener valores que ayudan a optimizar y mejorar la caracterización del yacimiento tales como la cantidad de fluidos de interés presentes en el yacimiento, capacidad de producción y vida productiva del yacimiento.

1.11 Aceite Negro

Los aceites negros constituyen la mayoría de los aceites que producimos. Están presentes en casi todas las cuencas. La mayoría de los reservorios de petróleo negro se descubren inicialmente como depósitos no saturados (la presión inicial es más alta que el punto de burbuja)

Los fluidos de aceite negro consisten en una gran cantidad de hidrocarburos componentes del metano a veces a moléculas de carbono con números muy altos, también pueden incluir impurezas de cantidades variables de no hidrocarburos.

Según McCain, los aceites que se producen inicialmente con relación gasóleo. (GOR) contienen menos de 1750 scf / STB o tienen más de 20% de C7+ y 1% en moles.

Se consideran aceites negros los aceites que se producen inicialmente o que contenga menos C7+, 20% se consideran aceites volátiles.

Las propiedades de la PVT para aceites negros se requieren en casi todos los reservorios, en la producción y para los cálculos en instalaciones de superficie para gestionar y pronosticar el comportamiento del yacimiento de petróleo.

También afectan los cálculos que son sensibles al valor económico de reservorios de petróleo (por ejemplo, reservas y previsión de producción).

La ingeniería de fluidos de aceite negro requiere el conocimiento de múltiples PVT propiedades que incluyen presión de punto de burbuja, factor de volumen de formación de aceite, solución GOR, densidad del aceite, viscosidad del aceite y compresibilidad isotérmica del aceite.

1.11.1 Viscosidad del aceite

La viscosidad dinámica o absoluta se define como la resistencia al flujo ejercida por un fluido (generalmente medido en centipoise, cp). La viscosidad del aceite es afectada por la composición del aceite, además de la cantidad de gas solución y la temperatura.

Es una medida de la magnitud de la fricción interna entre las capas de fluido como se mueven en relación unos con otros. La alta viscosidad se asocia generalmente con aceites bajos en GOR; Una viscosidad más baja se ve generalmente con aceites de alto GOR en general se espera que los pozos con menor viscosidad tengan tasas de flujo más altas y reservorios.

Con aceites de menor viscosidad para recuperar más reservas estático (o cinemático).

El comportamiento de la viscosidad es similar al de la densidad. La viscosidad del aceite disminuye con la reducción de la presión, debido a la reducción de la fricción entre las capas de fluido con la reducción de la presión. La viscosidad de aceite registra un valor mínimo en el punto de burbuja. Con el agotamiento de la presión del yacimiento y la liberación de gas libre, el yacimiento el aceite se vuelve más pesado (es decir, más viscoso) debido a la pérdida de componentes más ligeros en el gas libre.

1.11.2 Manejo de propiedades PVT para aceites negros

Las propiedades de PVT para aceites negros se pueden determinar en el laboratorio de PVT con estudio del fluido del reservorio. Para los aceites negros, el estudio del líquido del yacimiento generalmente consiste de cinco experimentos (composición, CCE, liberación diferencial (DL), prueba (s) de separación, y medición de viscosidad). Cuando un fluido representativo muestra o informe de laboratorio PVT no está disponible, se consideran las correlaciones para calcular las propiedades de la PVT para aceites.

Las correlaciones suelen ser expresiones simples (Ecuaciones) que permiten a los ingenieros calcular las propiedades de PVT fácilmente disponibles.

Las correlaciones generalmente se desarrollan a partir de grandes conjuntos de datos de PVT muchas correlaciones se basan en datos recogidos de muestras de petróleo en una región o cuenca particular, otros utilizan muestras de aceite de origen mundial. La correlación generalmente se desarrolla ajustando una forma predeterminada de una ecuación (o más) con los datos medidos y calculando los parámetros de la ecuación (es).

Es importante tener en cuenta el rango de aplicabilidad de cada correlación, como el rendimiento de cualquier correlación. La predicción no está garantizada fuera de su rango de aplicabilidad.

1.12 Gases Secos

Los gases secos representan gases que cuando se producen no caen condensados en la superficie ni en el reservorio, y así, la composición del gas del depósito es la misma que la composición del gas de la superficie.

En la práctica, la mayoría del gas de los reservorios contiene pequeñas cantidades de hidrocarburos superiores además del metano. Dichos depósitos de gas natural producen una cantidad pequeña e inapreciable de condensado cuando el gas sale a la superficie.

Mientras esta cantidad del condensado es muy pequeño, el comportamiento de estos reservorios generalmente puede ser aproximado con el modelo de gas seco.

De acuerdo a (McCain y Piper 1994), el concepto de gas seco pertenece a gases que contienen C7+ y un porcentaje menor del 0,8% al 1%, o los gases que producen relación de gas de condensado inferior a 10 STB / MMscf. Esta relación es equivalente a una relación inicial de gas y petróleo (GOR) superior a 100.000 scf / STB.

En la práctica, una gran parte del gas producido en todo el mundo cumple con estos criterios y puede considerarse gas seco para fines de ingeniería.

1.12. 1 Propiedades PVT para gases secos

De hecho, los tipos de gases de hidrocarburos más ampliamente disponibles pueden considerarse gases secos aunque algunos de estos gases pueden producir algo de condensado. La ingeniería del gas seco de los embalses requiere múltiples cálculos, incluyendo balance de materiales, reservorios y previsiones de producción de pozos, flujo en cálculos de tuberías e instalaciones de superficie. Todos estos cálculos requieren una estimación de las propiedades de la PVT del gas en diferentes presiones y temperaturas.

Las propiedades PVT necesarias para la ingeniería de los gases secos incluyen factor z, factor de volumen de formación de gas, densidad del gas, viscosidad del gas y compresibilidad del gas isotérmico. Aunque todas estas propiedades de la

PVT del gas se pueden obtener en el laboratorio realizando experimentos en una muestra representativa, el número de los informes de PVT para gases secos no son significativos suele ser suficiente para medir.

1. 12. 2 Gravedad específica del gas

La gravedad específica del gas se define como la relación de la densidad del gas a la densidad de aire seco. Ambas densidades se miden a la misma temperatura y presión.

Esta relación viene dada por la siguiente ecuación:

$$Y_g = \frac{\rho_g}{\rho_a}$$

1.12. 3 Factor de desviación de Gas

Factor de desviación del gas también se llama factor de compresibilidad del gas, factor z, o supe compresibilidad. El factor de desviación se define como la relación entre el volumen real (o real) del gas y el volumen ideal del gas.

Está dada por la siguiente ecuación:

$$Z = \frac{V_{real}}{V_{Ideal}}$$

El factor de desviación del gas es una medida de cómo el comportamiento del gas se desvía del comportamiento ideal (dado por la ley del gas ideal se determina en el laboratorio. El factor de desviación del gas se ha correlacionado con parámetros que son fácilmente disponible para que pueda computarse en ausencia de datos de laboratorio.

El factor de desviación del gas es una propiedad esencial para determinar el cálculo de la envolvente de gases.

1.12. 4 Manejo de propiedades PVT para gases secos

Las propiedades de PVT para gases se pueden determinar en el laboratorio de PVT por estudio de fluidos de reservorio conocido como el estudio de gas-condensado.

El estudio consta de tres experimentos principales (composición, CCE, volumen constante agotamiento). Además, la viscosidad del gas a menudo se estima a partir de las correlaciones.

Las entradas a las correlaciones de gas seco son bastante sencillas. Uno necesita para conocer la gravedad específica del gas o la composición del gas a ser capaz de calcular todas las propiedades PVT para gas seco a cualquier presión y temperatura.

Se desarrollaron varias correlaciones a lo largo de los años para estimar el gas seco. El cálculo del factor de desviación del gas es por lo tanto uno de los primeros pasos en la preparación de las propiedades PVT de los gases secos.

Tabla 3. Correlaciones para viscosidad del Gas.

Viscosidad de gas	Al-Nasser and Al- Marhoun (2012)	Sutton (2007)
De Ghetto et al. (1995)	Dean and Stiel (1965)	Londono et al. (2005)
Lee et al. (1966)	Londono et al. (2002)	ElSharkawy (2006)
McCain (1990)	Standing (1947)	Dempecy (1965)

La presión crítica y la temperatura se definen como la presión y la temperatura en el punto crítico. Para una mezcla de gases, el punto crítico se define como el punto (presión y temperatura) en el que todas las propiedades del líquido y la el gas se vuelve idéntico también es el punto en el que se une la línea del punto de burbuja.

La línea del punto de rocío para una sustancia pura, la presión crítica se define como la presión por encima de la cual el líquido y el gas no pueden coexistir a ninguna temperatura.

La temperatura crítica para una sustancia pura es la temperatura por encima de la cual el gas no puede volverse líquido, independientemente de la presión aplicada.

Las presiones y temperaturas críticas para componentes de hidrocarburos puros son conocidas y se puede obtener de muchas fuentes.

Tabla 4. Propiedades críticas de los componentes puros.

ID	Compound	Formula	Mo.Wt. (lb mol)	P_c (psia)	T_c (F)	V_c (ft ³ /lbm)	Density (60°F, 14.696 psia)	
							Specific Gravity	lbm/ft ³
1	Methane	CH ₄	16.04	667.8	- 116.7	0.0988	0.3000	18.701
2	Ethane	C ₂ H ₆	30.07	707.8	90.1	0.0788	0.3562	22.214
3	Propane	C ₃ H ₈	44.10	616.3	206.0	0.0737	0.5070	31.619
4	<i>n</i> -Butane	C ₄ H ₁₀	58.12	550.7	305.6	0.0703	0.5629	35.104
5	Isobutene	C ₄ H ₁₀	58.12	529.1	275.0	0.0724	0.5840	33.430
6	<i>n</i> -Bentane	C ₅ H ₁₂	72.15	488.6	385.6	0.0674	0.6247	38.960
7	Isopentane	C ₅ H ₁₂	72.15	490.4	369.0	0.0679	0.6311	39.360
8	Neopentane	C ₅ H ₁₂	72.15	464.0	321.1	0.0673	0.5967	37.211
9	<i>n</i> -Hexane	C ₆ H ₁₄	86.18	436.9	453.6	0.0689	0.6638	41.400
10	2-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.18	436.6	435.7	0.0682	0.6579	41.028
11	3-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.18	453.1	448.2	0.0682	0.6690	41.723
12	Neohexane	C ₆ H ₁₄	86.18	446.9	420.0	0.0668	0.6539	40.778
13	2,3-Dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	86.18	453.5	440.0	0.0665	0.6663	41.524

Normalmente se encuentran en los fluidos de reservorio las presiones y temperaturas críticas generalmente no se miden para hidrocarburos mezclas o para la fracción más en un experimento de composición y por lo tanto debe ser estimado a partir de correlaciones. Presión crítica y temperatura las correlaciones requieren que la gravedad específica del gas o la totalidad

Si las propiedades críticas son estimadas para una mezcla en lugar de un componente puro, se denominan presión pseudocrítica y temperatura pseudocrítica.

Si la gravedad específica del gas es conocida o estimada, varias correlaciones pueden ser utilizadas para calcular la presión y la temperatura pseudocrítica.

Si se conoce la composición completa del gas, otros conjuntos de correlaciones pueden ser utilizadas para estimar la presión y la temperatura pseudocrítica del gas mezcla. Las más directas son las reglas de (Kay, 1936). Estos mezclando las reglas se calculan de la siguiente manera:

$$T_{PC} = \sum_{i=1}^{nc} y_i T_{ci} \qquad P_{PC} = \sum_{i=1}^{nc} y_i P_{ci}$$

El cálculo de las propiedades pseudocríticas de la composición requiere que la presión crítica y la temperatura se conocen por la fracción positiva. Numera correlaciones para calcular las propiedades pseudocríticas para la fracción más como el C7+ (Riazi, 2005). Estas correlaciones dependen de diferentes entradas. Las entradas comunes son el peso molecular y / o la gravedad específica de la C7+ (ambos se miden generalmente en el laboratorio PVT para la fracción más) y temperatura de ebullición normal. En general, para gases secos, la fracción molar C7+.

1.12.5 Estimación de la presión y temperatura reducidas

Algunas propiedades de PVT se correlacionan con presión y temperatura reducidas. El más crítico es el factor z. Cuando se define para una mezcla de gases, reducido la presión y la temperatura suelen denominarse presión pseudorreducida y temperatura pseudorreducida. Están definidos por las siguientes ecuaciones:

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} \qquad T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}}$$

1.12.6 Estimación del factor de desviación del gas

El factor de desviación del gas (factor z) se usa en el cálculo de casi todas las PVT. Existen más de 20 correlaciones conocidas (y diferentes) para calcular el factor z . Todos ellos calculan el factor z de un pseudorreducido conocido Presión y temperatura pseudorreducida.

Estimación de otras propiedades de PVT del gas se pueden calcular directamente varias propiedades del gas si el factor z se conoce en Presión y temperatura específicas. Estas propiedades incluyen la formación de gas, factor de volumen, densidad y compresibilidad del gas. Viscosidad del gas, sin embargo, se calcula a partir de las correlaciones. Varias correlaciones para la viscosidad del gas son conocidas.

1. 13 Gases Húmedos

Los gases húmedos se encuentran entre los gases secos y los condensados del gas. Este líquido de reservorio cubre una gran parte de los gases producidos en muchas cuencas. La designación del gas húmedo se refiere al comportamiento de los gases que condensan algunos líquidos en la superficie.

Los líquidos de hidrocarburos producidos en la superficie a partir de gases húmedos son menores que los producidos a partir de depósitos de gas condensado.

Teóricamente, los gases húmedos no dejan condensado en el embalse esto significa que la composición del gas del yacimiento no cambia en cualquier etapa de agotamiento. Cuando la cantidad de condensado producido en la superficie (en relación con la cantidad de gas) es baja, podemos utilizar el gas húmedo “Modelo” o “concepto” de gas húmedo para describir el fluido.

1.13.1 Propiedades PVT para gases húmedos

La ingeniería de gases húmedos incluye cálculos de yacimientos, producción y procesos. Casi todos los cálculos requeridos para pronosticar el comportamiento

del reservorio o estimar las tasas de producción de un pozo requieren propiedades PVT.

Las propiedades de PVT para gases húmedos de ingeniería incluyen el mismo conjunto de propiedades de PVT requerido para ingeniería de gases secos (factor z, factor de volumen de formación de gas, viscosidad del gas, densidad del gas y compresibilidad del gas) y para estimar presión del punto de rocío y líquidos de gas natural (LGN) derivados de plantas de gas.

1.14 Ecuación de estado

Una fase es definida como una parte del sistema que es uniforme en sus propiedades físicas y químicas, en composición homogénea y separada de otra fase coexistente definida por una superficie de frontera, los más importantes cambios de fase ocurren en la producción del petróleo y gas, este último puede verse como una fase líquida adicional, las variables que describen el cambio de fase y por ello el equilibrio son la temperatura, la presión y la composición (Ahmed, 2010), y esta descripción se representa por medio de una ecuación de estado.

Una ecuación de estado es una expresión analítica que relaciona la presión (P), la temperatura (T) y el Volumen (V); una descripción apropiada de esta relación PVT, para una mezcla de hidrocarburos reales, es esencial para la determinación de la volumetría y del comportamiento de los fluidos de yacimiento de petróleo además de predecir las características de las instalaciones de separación en la superficie (Ahmed, 2010).

La ecuación de estado mejor conocida es la ecuación de gas ideal, cuya expresión matemática está dada por:

$$P = \frac{RT}{V}$$

Donde V: es el volumen de gas en pies cúbicos por 1 mol de gas, a partir de esta sencilla relación PVT, se adaptaron diversas expresiones analíticas para representar el comportamiento de una mezcla de hidrocarburos, dada que la

ecuación de los gases ideales representaba ciertas limitaciones, es por ello que surgieron ecuaciones de estado como la de: Van der Waals, Redlich-Kwong, Soave-Redlich-Kwong (SRK), SRK modificada y Peng-Robinson.

1.14.1 Peng - Robinson

Peng y Robinson en 1976, realizaron un estudio exhaustivo para evaluar el uso de la ecuación de estado SRK para predecir el comportamiento del comportamiento real de la composición de los sistemas de hidrocarburos, otras de las características fue la necesidad de mejorar la predicción de la densidad de los líquidos y de otros fluidos particularmente en la vecindad de las regiones críticas, como parte de la necesidad de implementar esta mejora Peng y Robinson propusieron la siguiente ecuación (Ahmed, 2010):

$$P = \frac{RT}{V - b} \frac{a\alpha}{(V - b)^2 - cb^2}$$

Donde a,b y α tienen el mismo significado que en la ecuación de estado de SRK el parámetro "c" es un numero optimizado para analizar el valor de dos términos Z_c y b/V_c , obtenido de la ecuación. Es generalmente aceptable que el valor de Z_c es de 0.28 y el valor de b/V_c es de 0.26, un valor óptimo de C es de 2, más sin embargo estas primeras aplicaciones conto con algunas inconsistencias y no se logró alcanzar los valores óptimos para los parámetros por lo que la ecuación se reordeno del siguiente modo para alcanzar sus objetivos (Peng , 1976):

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a\alpha}{V(V + b) + b(V - b)}$$

Los parámetros de punto crítico quedaron expresados como:

$$a_i = \frac{\Omega_a R^2 T c_i^2}{P c_i}$$

$$b_i = \frac{\Omega_b R T c_i}{P c_i}$$

El parámetro α un valor dependiente de la temperatura quedo expresado como:

$$\sqrt{\alpha_i} = 1 + m (1 - Tr_i^{0.5})$$

Donde m es:

$$m = 0.3796 + 1.5422\omega - 0.2699\omega^2$$

Cuando el factor acéntrico > 0.49 entonces m es igual:

$$m = 0.379642 + 1.48503\omega - 0.1644\omega^2 + 0.016667\omega^3$$

El factor de compresibilidad para la mezcla de hidrocarburos está dada por:

$$Z^3 + (B - 1)Z^2 + (A - 3B^2 - 2B)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0$$

CAPITULO 2. METODOLOGÍA

Para el acondicionamiento de la mezcla de hidrocarburos se requiere de equipos de separación con diversas condiciones geométricas según la capacidad de producción de gas y el lugar donde será instalado, la finalidad del equipo es eliminar el agua asociado a la extracción, y separar la corriente de gas y petróleo respectivamente, en la industria actual estos separadores son implementados en operaciones terrestres, aguas someras y aguas profundas, la metodología presentada se enfocara para operaciones terrestres y aguas someras.

Para el dimensionamiento de los equipos de separación se requiere de una metodología de diseño que cumpla los requerimientos mínimos para pre-seleccionar un equipo que pueda dar certeza a la separación eficiente de los fluidos a procesar, para ello los separadores tienen un configuración geométrica tipo: horizontal y vertical, y la separación de la mezcla puede ser: bifásica (gas-líquido), ó trifásica (gas-aceite-agua). La metodología propuesta estará encaminada en estos dos aspectos, empleando correlaciones en lugar de gráficos, tablas o nomogramas.

2.1 Revisión Bibliográfica

Para la construcción del módulo de separación fue necesario recopilar la información bibliográfica relacionada con el diseño de separadores bifásicos y trifásicos de la literatura actual.

Se describen las propiedades termodinámicas y físicas de los fluidos, principios de separación, proceso y etapas que comprenden la separación, estableciendo así, los factores y consideraciones para la clasificación y el dimensionamiento de los mismos.

De lo anterior se realizó la investigación en cada una de las partes mencionadas consultando: artículos científicos de Scient-Direct, libros técnicos del área de petróleo, tesis de maestría, publicaciones de la SPE y Wiley, informes técnicos, además de la consulta en Internet de algunos sitios web relacionadas con las áreas específicas de este trabajo.

2.2 Selección de parámetros que intervienen en el diseño del separador

Para efectos de diseño de un separador se consideraron los parámetros operacionales y las propiedades físicas de fluido que afectan el comportamiento del sistema. El análisis de las propiedades del fluido deriva el comportamiento de las fases individuales las cuales ingresan en forma de una mezcla de hidrocarburos al recipiente. Las características del gas y del líquido dentro de la unidad intervienen de manera directa en el dimensionamiento. Las principales variables del sistema son:

Tabla 5. Propiedades de loa fluidos

- Propiedades de los Fluidos	- Parámetros de Operación
Viscosidad. Gravedad específica. Densidad. Gravedad API. Factor de compresibilidad (z).	Presión. Temperatura. Tasa de Gas. Tasa de Petróleo. Tasa de Agua (de ser requerida)

2.2.1 Factor acéntrico

Edmister (1968) propuso una correlación para estimar el factor acéntrico ω de los fluidos puros y las fracciones de petróleo. La correlación es actualmente la más usada para estimar este parámetro en la industria petrolera y requiere conocer el punto de ebullición, la presión y temperatura crítica la expresión propuesta está dada por la siguiente relación (Ahmed, Working guide to reservoir rock properties and fluid flow, 2010):

$$\omega = \frac{3 \left[\log\left(\frac{P_c}{14.70}\right) \right]}{7 \left[\left(\frac{T_c}{T_b} - 1\right) \right]} - 1$$

Dónde:

T: factor acéntrico

Pc: presión crítica, psia.

Tc: temperatura crítica, R

Tb: Punto de ebullición normal, R

2.2.2 Constantes de equilibrio

Las constantes de equilibrio para los sistemas de hidrocarburos emplean dos variables del sistema la presión y temperatura, de igual manera la composición del sistema debe ser conocido por lo que el procedimiento puede describirse como:

Etapas 1. Se asume un valor inicial de equilibrio para cada componente en la mezcla a la presión y temperatura del sistema específico, la ecuación de Wilson puede dar una aproximación inicial a los valores:

$$k^A_i = \frac{P_{ci}}{P} \exp \left[5.37(1 + \omega) \left(1 - \frac{T_{ci}}{T} \right) \right]$$

Etapas 2. Se hace uso de la composición general se asume los valores de K_i se desarrolla los cálculos flash para determinar la composición de vapor y líquido además del número de moles de líquido y vapor.

Etapa 3. Se usa la composición calculada para la fase líquida y se determina el coeficiente de fugacidad Φ para cada componente de la fase líquida.

Etapa 4. Se repite el paso 3 usando la composición de la fase gas y se determina la fugacidad.

Etapa 5. Calcular el nuevo valor del equilibrio dado por:

$$K_i = \frac{\Phi_i^L}{\Phi_i^V}$$

Etapa 6. Revisar la solución y aplicar la siguiente restricción:

$$\sum_{i=1}^n \left[\frac{K_i}{K_i^A} - 1 \right]^2 < \varepsilon$$

Donde ε es la tolerancia de error presente: 0.00001

n es el número de componentes del sistema

2.2.3 Equilibrio de fases: líquido – vapor

Los cálculos de equilibrio de fases pueden ser estimados siempre que se conozca la caracterización inicial de la mezcla (Z_i), así como la estimación de la constante de equilibrio de cada uno de los componentes.

El equilibrio es una etapa importante en los cálculos de yacimientos y de ingeniería de procesos, la finalidad del cálculo es realizado para determinar la composición existente en la fase gas y líquida, por lo que el procedimiento de cálculo es el siguiente (Ahmed, 2016):

Etapa 1: Calcular el número de moles de la fase gas, este puede resolverse por medio de iteración empleando Newton-Raphson, una buena aproximación de cálculo puede asumirse que el valor se encuentre en 0.5, bajo la siguiente relación:

$$n_v = \frac{A}{A + B}$$

Dónde:

$$A = \sum_i [Z_i(K_i - 1)]$$

$$B = \sum_i \left[Z_i \left(\frac{1}{K_i} - 1 \right) \right]$$

Asumiendo el valor de “n” se evalúa: “f (n_v)”, bajo la siguiente expresión:

$$f(n_v) = \sum_i \frac{Z_i(K_i - 1)}{n_v(K_i - 1) + 1}$$

Si el valor de la función “f (n_v)”, es más pequeño que una tolerancia de 10⁻⁶, se asume que ese valor es la solución al sistema de equilibrio, pero si el valor es mayor a la tolerancia permisible, se debe desarrollar un nuevo cálculo, esta comparativa debe expresarse de acuerdo a la siguiente expresión:

$$(n_v)_{new} = n_v - \frac{f(n_v)}{f'(n_v)}$$

Como la derivada “f'(n_v)”, está dada por:

$$f'(n_v) = \sum_i \frac{Z_i(K_i - 1)^2}{n_v[(K_i - 1) + 1]^2}$$

Etap 2. Calcular el número de moles de la fase líquida:

$$n_L = 1 - n_v$$

Etap 3. Dado los valores de n_v y n_L, se calcula la composición de la fase líquida “X_i”:

$$x_i = \frac{Z_i}{n_L + n_v K_i}$$

Etap 4. Calcular la composición de la fase gas “Y_i”:

$$y_i = \frac{Z_i K_i}{n_L + n_v K_i} = x_i K_i$$

2.2.4 Caracterización de la fracción pesada C7+ plus

Las propiedades críticas de una mezcla o de un componente son generalmente utilizadas para la determinación de los parámetros de las ecuaciones de estado, para lo cual se requiere su caracterización para la estimación de las constantes críticas que tienen como objetivo definir al pseudo-componente.

Para los aceites pesados las siguientes correlaciones son las más empleadas en la definición de los parámetros críticos como: temperatura crítica, presión crítica, volumen crítico, factor acéntrico, temperatura de ebullición y peso molecular (Aladwani, 2005).

Temperatura crítica por correlación de Riazi - Daubert (Ahmed, 2016):

$$\theta = aT_b^b \gamma^c \exp[dT_b + e\gamma + fT_b\gamma]$$

Dónde: a=544.4, b=0.2998, c=1.0555, d= -1.3478x10⁻⁴, e= -0.61641, f=0

Presión crítica por correlación de Lee - Kesler (Ahmed, 2016):

$$\ln(P_c) = 8.3634 - \frac{0.0566}{\gamma} - \left[0.24244 + \frac{2.2898}{\gamma} + \frac{0.11857}{\gamma^2} \right] 10^{-3} T_b$$

$$+ \left[1.4685 + \frac{3.648}{\gamma} + \frac{0.47227}{\gamma^2} \right] 10^{-7} T_b^2 - \left[0.42019 + \frac{1.6977}{\gamma^2} \right] 10^{-10} T_b^3$$

Volumen crítico por correlación de Riazi - Daubert (Ahmed, 2016):

$$\theta = aT_b^b \gamma^c \exp[dT_b + e\gamma + fT_b\gamma]$$

Dónde: a= 1.20600x10⁻², b= 0.20378, c= -1.30360, d= -2.657x10⁻³, e= 0.5287, f= 2.6012x10⁻³

Peso molecular, correlación del procedimiento 2B2.2 - API 1997 (API, 1997):

$$M = 20.486 \left[\exp(1.165 \times 10^{-4} T_b - 7.78712 * S + 1.1582 \times 10^{-3} T_b * S) \right] T_b^{1.26007} S^{4.98308}$$

Para el factor acéntrico la correlación de Riazi – Sahhaf's (Pan, 1997), corresponde a:

$$\ln \omega_i = -36.1544 + 30.94 m_i^{0.026261}$$

2.2.5 Determinación de la temperatura de ebullición, correlación de Silva y Rodríguez (1992)

- Determinar la gravedad específica.
- Especificar peso molecular

Aplicar la siguiente ecuación:

$$T_b = 460 + \left[447.08723 * \ln \left(\frac{M}{64.2576} \right) \right]$$

- Determinar la gravedad específica.

$$\gamma = 0.132467 * \ln(T_b - 460) + 0.0116483$$

2.3 Propiedades físicas del gas y petróleo

2.3.1 Gravedad específica del gas

La gravedad específica del gas se define como una relación de la densidad del gas sobre la densidad del aire, ambas medidas a las condiciones de presión y temperatura (Banzer S., 1996). Como la gravedad del gas se mide generalmente en las condiciones normales de operación (14.696 lb/in² y 60°F), tanto el gas como el aire se comportan como gases ideales y puede y se expresa como:

$$\gamma_g = \frac{\rho_g}{\rho_r}$$

Donde

ρ_r : es la densidad referencia (aire)

ρ_g : es la densidad del gas

La densidad del gas se define como la masa por unidad de volumen, por lo tanto la ecuación queda definida como:

$$\rho_g = \frac{m}{v} = \frac{pM}{RT}$$

A partir de la ecuación anterior y considerando la gravedad específica del gas la densidad de una mezcla de hidrocarburos puede definirse como:

$$2.698572 \frac{S.G.*p}{T*Z}$$

ρ_g : Densidad del gas natural, lb/ft³

$S.G.$: Gravedad específica del gas

p : Presión en lb/in²

T : Temperatura del sistema, °R

Z : Factor de compresibilidad para la mezcla de hidrocarburos gaseosos.

2.3.2 Presión y temperatura pseudocrítica:

Con el propósito de analizar el comportamiento de la mezcla gaseosa, se ha introducido el concepto de presión y temperatura pseudocrítica P_{sc} y T_{sc} , una serie de métodos o reglas de combinación que han sido propuestos para determinar estas propiedades pseudocríticas cuando se conoce la composición de la mezcla gaseosa, este método supone que cada componente contribuye a la presión y temperatura pseudocrítica en proporción a su porcentaje de volumen de gas y a la presión y temperaturas críticas, respectivamente de dichos componentes (Banzer S., 1996).

Método de Kay:

La presión y la temperatura están dadas por:

$$P_{scM} = \sum_{j=1}^n y_i * P_{ci}$$

$$T_{scM} = \sum_{j=1}^n y_i * T_{ci}$$

P_{scM} : Presión pseudocrítica de la mezcla (lb/in²)

T_{scM} : Temperatura pseudocrítica de la mezcla, °R

P_{ci} : Presión crítica del componente i, (lb/in²)

T_{ci} : Temperatura crítica del componente i, °R

y_i : Componente i, en la mezcla

n : Número de componentes en la mezcla

La viscosidad de un gas es en general considerablemente más baja que la de un líquido, ya que las distancias intermoleculares de un gas son mayores a la de un líquido (Banzer S., 1996). Además todos los gases tienen un comportamiento newtoniano y se rigen bajo la ley de viscosidad de newton.

2.3.3 Correlación de Lee-González-Eakin

Lee y colaboradores midieron experimentalmente la viscosidad de 4 gases naturales con impurezas (CO₂, N₂) a temperaturas desde 100 hasta 8000 lb/in² con temperaturas desde 100°F a 340°F, los datos experimentales medidos arrojaron la siguiente correlación (Banzer S., 1996):

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

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

$$X = 3.5 + \frac{986}{T} + 0.01M$$

$$Y = 2.4 - 0.2X$$

Dónde:

μ_g : Viscosidad de gas natural, cP

M : Peso molecular del gas, lb/lbmol

γ : Gravedad específica del gas natural

T : Temperatura, °R

2.3.4 Peso molecular de la mezcla de gas natural

El peso molecular de una mezcla de hidrocarburos es calculado por medio del promedio del peso molecular de sus componentes dado por:

$$PM = \sum x_i * PM_i$$

x_i : Fracción de "i" componente

PM_i : Peso molecular de "i" componente

2.3.5 Determinación del porcentaje mol

Etap 1: Multiplicar la fracción mol por 100, para cada uno de los componentes puros y/o pseudo-componente.

$$\%mol X_i = (\text{Fracción mol, componente}) (100)$$

Etap 2: Sumar cada uno de los porcentos mol calculado para cada componente puro para obtener el porcentaje mol total, la cantidad total que debe reflejarse es 100.

2.3.6 Determinación de la fracción masa

Para determinar la fracción de cada componente primero se divide el peso molecular de cada uno de los componente puros entre el peso molecular total de la mezcla.

$$\text{Fracción masa} = (PM X_i) / (PM \text{ total})$$

La cantidad total que debe de reflejarse es 1.0

2.3.7 Flujo molar por componente

Paso 1: Multiplicar la fracción mol de cada uno de los componentes individuales por el flujo molar de la mezcla.

$$(\text{fracción mol})(\text{flujo molar de la mezcla o total en kgmol/hr})$$

En caso de conversión:

$$\text{Flujo molar } X_i \text{ (lbmol/hr)} = (\text{fracción mol})(\text{flujo molar de la mezcla o total en lbmol/hr})$$

Paso 2: La suma total, del flujo molar por componente, debe ser el flujo molar total de la mezcla.

2.3.8 Flujo másico por componente

Etapa 1: Multiplicar el flujo molar en Kgmol/hr por la fracción mol de la mezcla

Flujo másico (kg/hr)= (flujo molar componente individual en kgmol/hr)(peso molecular)

Para lb/hr:

Flujo másico (lb/hr)= (flujo molar componente individual en lbmol/hr)(peso molecular)

Etapa 2: La suma total, del flujo másico por componente, debe ser el flujo másico total de la mezcla.

2.4 Propiedades físicas del petróleo

2.4.1 Gravedad específica del petróleo γ_o :

La gravedad específica del petróleo γ_o , se define como la razón de la densidad del petróleo a la densidad del agua, ambas medidas a la presión y temperatura.

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

La gravedad específica “adimensional” normalmente es reportada como 60°/60°, esto significa que las densidades del petróleo y del agua fueron medidas a 60°F y presión atmosféricas.

Para el petróleo es de común uso la gravedad API (Americam Petroleum Institute), definida mediante la siguiente relación:

$$API = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5$$

Dónde: API es la gravedad del petróleo, γ_o es la gravedad específica del petróleo a 60°/60°, para petróleos más livianos que el agua $\gamma_o < 1.0$, para petróleos más pesados que el agua $\gamma_o > 1.0$.

2.4.2 Viscosidad y densidad en crudos pesados

La viscosidad y la densidad son dos propiedades físicas muy importantes en los sistemas de crudos pesados, sin embargo son escasas las correlaciones para el cálculo de estas propiedades en el aceite pesado sobre todo a elevadas temperaturas, las más recientes fueron presentadas por (Alomair, 2015), para un rango de temperatura entre 20°C -160°C y °API: 11.7 – 18.8.

La correlación para estimar la densidad del aceite pesado por (Alomair, 2015) es:

$$\rho_{od} = a + b \left(API_{60^\circ F} \frac{F}{60^\circ F} \right) + cT$$

Dónde: a=1.072408845, b= -0.00652625, y c= -0.0006639

La correlación de (Alomair, 2015) para la viscosidad está dada por:

$$\ln(\mu_{od}) = a + \frac{b}{T} + c(\rho_{od}^2) \ln(\rho_{od})$$

Para T (20-100°C): a= 10.76, b= 275.3, y c= 107.8

Para T (por encima de 100°C): a= 7.93, b= 309.60, y c= 61.51

(Alomair, A viscosity prediction model for Kuwaiti heavy crude Oils at elevated temperatures, 2014), propuso una correlación para determinar la viscosidad del crudo pesado, la cual aplico a diversas regiones incluyendo el crudo pesado mexicano o Maya de 21 °API, obteniendo resultados favorables en su comportamiento a comparación de otras correlaciones existentes en la literatura, la ecuación quedo expresada de la siguiente manera:

$$\ln(\ln(\mu)) = 0.07547 + \frac{5.76588}{\ln(API)} - 0.00101(1.8T + 32) * \ln(1.8T + 32)$$

Un modelo de viscosidad para aceite muerto fue propuesto por (Cruz, 2013), aplicado a los crudos pesados mexicanos, el rango de aplicación corresponde a °API: 11.5 – 19.4, temperatura de: 300.8 - 397.1 °K, y viscosidad de: 10.9–7476.7 cP., esta correlación quedo expresada como:

$$\mu_{od} = \frac{e^a}{API^2} - 1$$

Dónde:

$$a = 39,053.9772T^{1.3683}$$

2.4.3 Estimación del factor de caracterización de Watson

Para clasificar la fracción del petróleo, la industria petrolera usualmente emplea un parámetro de caracterización. El factor de caracterización de Watson es el

parámetro de caracterización más ampliamente utilizado, según lo presentado por Watson et al. (1935). Este parámetro se define como

$$k_w = \frac{(1.8T_b)^{\frac{1}{3}}}{SG}$$

Dónde: T_b es el punto de ebullición normal en K, y SG es el peso específico. Según esta definición, para hidrocarburos puros tenemos (Danesh, 1998).

12.5 < Kw 13.5	Parafinas
11 < Kw 12.5	Naptenos
8.5 < Kw 11	Aromaticos

El factor de caracterización de Watson se puede determinar a partir del peso molecular y gravedad específica utilizando la correlación de Riazi - Daubert.

$$Kw = 4.5579MW^{0.15178}SG^{0.84573}$$

Esta relación es adecuada para la última fracción cuando la ebullición normal no está disponible. La experiencia demuestra que la ecuación anterior es más confiable. Para fracciones más ligeras que C_{20} . En la mayoría de los casos, para un campo dado la variación del factor de caracterización de Watson es relativamente pequeña, particularmente para una fracción pesada.

2.5 Dimensionamiento de un separador horizontal bifásico

En esta sección se presenta una metodología para estimar el tamaño inicial de un separador horizontal con capacidad de 50% líquido y el resto gas, para el dimensionamiento de un separador horizontal es necesario seleccionar una longitud de soldadura a soldadura y un diámetro efectivo. Esta selección debe satisfacer el tiempo suficiente que permita a las gotas de líquido caer desde el gas hasta la zona de volumen de líquido, mientras que el gas atraviesa la longitud efectiva del separador es decir desde la entrada al recipiente y su paso por los internos de separación hasta salir del equipo. Por lo anterior se debe proveer un

tiempo de retención suficiente para que el líquido se separe del gas evitando en todo momento el carry-over.

1.- Cálculo del coeficiente de arrastres (C_D)

Cálculo de C_D esta en base a la correlación de Svrcek and Monnery, 1993:

$$C_D = \frac{5.0074}{\ln(x)} + \frac{40.927}{\sqrt{x}} + \frac{484.07}{x}$$

$$x = \frac{0.95 * 10^8 * D_d^3 * \rho_g (\rho_g - \rho_l)}{\mu_v^2}$$

Dónde: D_d esta in ft, las densidades están en lb/ft³, y la viscosidad esta en cP.

2.- Restricción de capacidad de gas:

$$dL_{eff} = 420 \left[\frac{T Z Q_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{\frac{1}{2}}$$

El factor de compresibilidad de gas es determinado por la correlación propuesta por Papay 1985:

$$Z = 1 - \frac{3.53 P_{pr}}{10^{0.9813 T_{pr}}} - \frac{0.274 P_{pr}^2}{10^{0.8157 T_{pr}}}$$

3.- Restricción de capacidad de líquido:

$$d^2 L_{eff} = \frac{t_r Q_r}{0.7}$$

4.- Cálculo combinado de L_{ss} y d , para la capacidad de gas y liquido

5.- Cálculo de la longitud soldadura a soldadura para varios diámetros:

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12}$$

6.- Determinación de la razón L/D para un rango común entre 3 o 4

2.5.1 Dimensionamiento de un separador vertical bifásico por API 12J

1. Parámetros a especificar:

Q_g = Flujo de gas en MMPCSD

Q_o = Flujo de aceite en BPD

P= Presión de operación en psia
 T'= Temperatura de operación °F
 t= Tiempo de retención en minutos

Tabla 6. Tiempos de retención (API 12J).

Tiempos de retención (API 12J)	
Por encima de 35°API	1
20- 30 °API	1 a 2
10- 20 °API	2 a 4

L= Altura en ft
 NLL= Nivel de líquido, en %
 -Diámetro seleccionado

2. Determinar las propiedades físicas siguientes:

- Gravedad específica del gas
- Gravedad específica del aceite
- Peso molecular
- Factor de compresibilidad
- Constante de Souders and Brown (Ks) en ft/s
- Densidad del gas:

$$2.698572 \frac{S.G.*p}{T * Z}$$

P= Presión de operación en psia
 T'= Temperatura de operación °R
 Y=Gravedad específica del gas
 Z=Factor de compresibilidad
 -Densidad del aceite:

$$\rho_o = \rho_w Y_o$$

- Calcular la Velocidad superficial:

$$V_a = K \sqrt{\frac{d_L - d_g}{d_g}}$$

K= Constante de Souders and Brown en ft/s

dL= Densidad del líquido en lb/ft³

dG= Densidad del gas en lb/ft³

- Considerar los siguientes parámetros para Ks:

Tabla 7. Separador Vertical

Separador Vertical (Tabla C.1_API 12J)	
Altura o longitud L(ft)	Rango típico factor K
5	0.12 a 0.24
10	0.18 a 0.35

- Flujo volumétrico actual de gas

Aplicar la siguiente formula:

$$Q_{g,a} = Q_g * 1000000 * \frac{MW}{379.5} / \rho_{gas}$$

Qg,a= Flujo volumétrico actual de gas en ft³/seg

Qg= Flujo de gas en MMPCSD

MW= Peso molecular, ρg en lb/ft³

- Área mínima de flujo de gas

$$A_{g,min} = \frac{Q_g}{Q_{g,a}}$$

Ag,min= Área mínima de flujo de gas, en ft²

Qg,a= Flujo volumétrico actual de gas en ft³/seg

Qg= Flujo de gas en MMPCSD

- Determinación de diámetro mínimo

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4}{\pi * Ag, min}} * 12$$

Dmin= Diámetro mínimo, en in

Ag,min= Área mínima de flujo de gas, en ft²

- Determinación de diámetro equivalente

L/D= Longitud equivalente, cuyo valor debe encontrarse en 2<L/D<4

L= longitud en in

D= Diámetro en in

- Determinación de volumen de líquido

$$V = (\text{Diámetro Seleccionado})^2 * 3.142 / 4 * L * NLL / 144 / 5.615$$

L= longitud en ft

NLL= Nivel de líquido, en %

V= Volumen en BBL

- Capacidad de manejo

$$W = \frac{1440 * V}{t}$$

W= Capacidad de manejo, en BPD

V= Volumen de líquido, en barriles (BBL)

t= tiempo en min.

Nota: el tamaño estándar de los separadores verticales se especificó conforme a la normativa de la API 12J y esta se considera como referencia más no limitativo, la selección definitiva también puede ser a criterio del diseñador en base a su experiencia.

2.5.2 Dimensionamiento de un separador horizontal trifásico: gas-aceite-agua, API 12J (2008)

Etapas 1. Parámetros a especificar:

Qg= Flujo de gas en MMPCSD

Qo= Flujo de aceite en BPD

Qw= Flujo de agua en BPD

P= Presión de operación en psia

T'= Temperatura de operación °F

t= Tiempo de retención en minutos

Tabla 8. Tiempo de retención (API 12J).

Tiempos de retención (API 12J)	
Por encima de 35°API	3 a 5
Por abajo de 35°API	
100 + °F	5 a 10
80 + °F	10 a 20
60 + °F	20 a 30

L= Altura en ft

NLL= Nivel de líquido, en %

-Diámetro supuesto

-Diámetro seleccionado

2. Determinar las propiedades físicas siguientes:

-Gravedad específica del gas

- Gravedad específica del aceite

-Peso molecular

-Factor de compresibilidad

-Constante de Souders and Brown (Ks) en ft/s

-Densidad del gas:

$$2.698572 \frac{S.G.*p}{T * Z}$$

P= Presión de operación en psia

T'= Temperatura de operación °R

Y=Gravedad específica del gas

Z=Factor de compresibilidad

-Densidad del aceite

$$\rho_o = \rho_w Y_o$$

- Calcular la Velocidad superficial:

$$V_a = K \sqrt{\frac{d_L - d_g}{d_g}}$$

K= Constante de Souders and Brown en ft/s

dL= Densidad del líquido en lb/ft³

dG= Densidad del gas en lb/ft³

Considerar los siguientes parámetros para Ks:

Tabla 9. Separador horizontal

Separador horizontal (Tabla C.1_API 12J)	
Altura o longitud L(ft)	Rango típico factor K
10	0.4 a 0.5
Otras longitudes	0.4 a 0.5 x (L/10) ^{0.56}

- **Flujo volumétrico actual de gas**

Aplicar la siguiente formula:

$$Q_{g,a} = Q_g * 1000000 * \frac{MW}{379.5} / \rho_{gas}$$

Qg, a= Flujo volumétrico actual de gas en ft³/seg

Qg= Flujo de gas en MMPCSD

MW= Peso molecular, ρ_g = densidad del gas

- Área mínima de flujo de gas:

$$A_{g,min} = \frac{Q_g}{Q_{g,a}}$$

Ag, min= Área mínima de flujo de gas, en ft²

Qg, a= Flujo volumétrico actual de gas en ft³/seg

Qg= Flujo de gas en MMPCSD

- Área mínima de flujo de gas; emplear la siguiente formula:

$$A_{g,min} = (D_{min}/2) * ACOS((D_{min}/2 - D_{min} * NLL) / (D_{min}/2)) - ((D_{min}/2 - D_{min} * NLL) * RAIZ(2 * D_{min}/2 * D_{min} * NLL - (D_{min} * NLL)^2)) / 12/12$$

Dónde:

Dmin= Diámetro mínimo

NLL= Nivel de líquido

- **Calculo de porcentaje de error**

Realizar la diferencia entre el área mínima de flujo de gas el cual debe ser “cero” considerando 4 cifras significativas, el área mínima de flujo en función de la densidad y velocidad, el área mínima de flujo en función del diámetro.

- **Determinación de diámetro equivalente**

L/D= Longitud equivalente, cuyo valor debe encontrarse en $2 < L/D < 4$

L= longitud en in

D= Diámetro en in

- **Determinación de volumen de líquido**, aplicar la siguiente formula

$$((Diam.-selecc./12/2)^2 * ACOS((Diam.-selecc./12/2 - Diam.-selecc./12 * NLL) / (Diam.-selecc./12/2)) - ((Diam.-selecc./12/2 - (Diam.-selecc./12 * NLL) * RAIZ((2 * Diam.-selecc./12/2 * Diam.-selecc./12 * NLL - (Diam.-selecc./12 * NLL)^2)))) * (L) * 0.17811$$

Diam.-selecc.= Diámetro seleccionado en in

L= longitud en ft

NLL= Nivel de líquido, en %

V= Volumen en BBL

- Capacidad de manejo

$$W = \frac{1440 * V}{t}$$

W= Capacidad de manejo, en BPD

V= Volumen de líquido, en barriles (BBL)

t= tiempo en min.

Tamaño estándar de los separadores horizontales, referencia mas no limitativo, puede ser a criterio del diseñador.

CAPITULO 3. RESULTADOS

La veracidad de la corrida realizadas por el simulador en las secuencias tanto del diseño como del diagnóstico del separador bifásico y trifásico para la configuración horizontal o vertical respectivamente se determinará, por medio de la comparación de los resultados obtenidos del software de simulación de procesos: Aspen HYSYS V. 8.8, luego de haber creado el código para cada una de las secuencias de cálculo bajo el esquema de una hoja de cálculo, con datos de bibliografías, es decir, ejercicios realizados por los autores Arnold K. y Stewart M. en el libro “Surface Production Operations” y Martínez Marcías J, en el manual “Diseño Conceptual de Separadores”. De esta manera se ratificará los resultados obtenidos.

3.1 Validación de resultados

Se compararán los resultados obtenidos por el programa computacional con los de la bibliografía consultada.

3.2 Validación de la secuencia de diseño de separadores bifásicos

La validación de los cálculos estimados por el simulador estará en función a los resultados determinados por el simulador de proceso Aspen HYSYS V.8.8, para ello se estimó parámetros como la densidad, viscosidad, gravedad específica, etc., a las mismas condiciones de operación de la herramienta tecnológica y del simulador comercial, obteniendo resultados satisfactorios como los que se muestran a continuación.

3.3 Condiciones iniciales

Se procedió a establecer las condiciones iniciales de simulación en este rubro se incluyó las variables presión, temperatura y flujo, a las mismas condiciones se realizó la simulación en la herramienta comercial, para tener una mayor certeza que las propiedades calculadas con el simulador comercial y la herramienta propuestas sean casi similares. En la (figura 1) se muestra las condiciones iniciales que fueron establecidas en el simulador comercial y la herramienta tecnológica:

Condiciones iniciales

- Presión: 34.2 kg/cm² man.
- Temperatura: 54°C
- Flujo: 1450 kgmol/hr

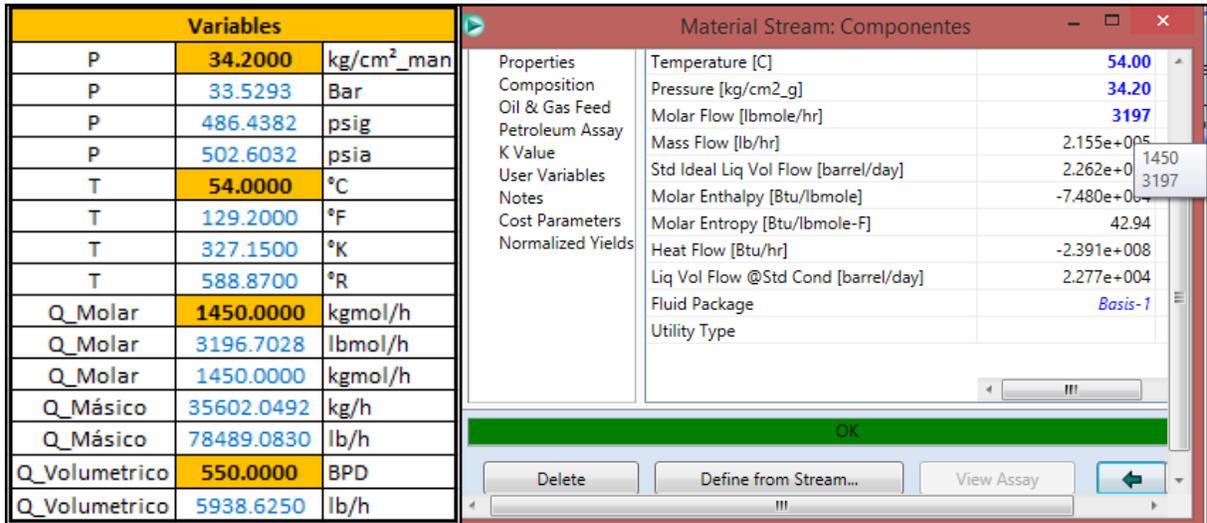


Figura 1. Condiciones iniciales de simulación

Uno de los cálculos más importantes que realiza una herramienta de simulación es el equilibrio composicional donde se detalla la cantidad en fracción mol de cada una de las especies químicas que constituyen una fase o una mezcla de hidrocarburos,, cuando este suma 1, se dice que el sistema está en equilibrio en todas sus fases, el simulador comercial y el propuesto para el caso en cuestión se empleó la misma composición y ecuación de estado obteniéndose resultados satisfactorios (figuras 2 y 3).

The screenshot shows the 'Separator: Separador' window with the 'Worksheet' tab selected. The 'Conditions' sub-tab is active, showing the following equilibrium composition:

Name	Componentes	Liquidos	Gas
Vapour	0.7726	0.0000	1.0000

Figura 2. Relación de equilibrio con Aspen HYSYS V.8.8 (2015).

Composición (ELV)		
FV	FL	FT
0.7843	0.2157	1.0000

Figura 3. Relación de equilibrio con la herramienta propuesta

Una interfaz fue creada para representar el módulo de separación en la cual se visualiza los datos introducidos a la alimentación de la mezcla, la fracción de vapor y la fracción de líquido, previamente a las condiciones establecidas (figura 4).

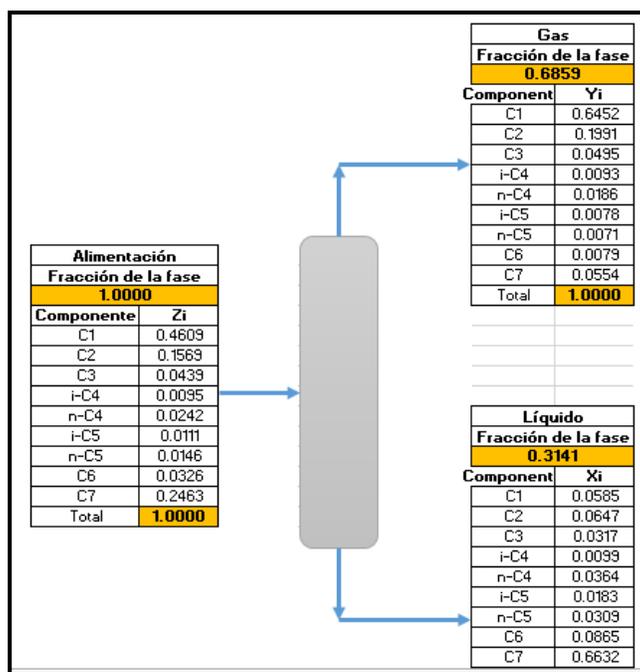


Figura 4. Interfaz del módulo de separación

El equilibrio composicional a las condiciones dadas arroja datos aproximados con los que calcula el software de simulación comercial esta parte es muy importante debido a que es la que representa la cantidad de constituyentes más importantes de una mezcla multifásica lo que comercialmente se traduce como la cantidad de hidrocarburo más valioso a la hora de realizar el refinamiento o tratamiento en petroquímicas, conocer la composición es una de las etapas primordiales de la industria en lo que respecta a la separación de hidrocarburos, el caso de la herramienta propuesta da aproximaciones bastantes similares, tal y como se refleja en las (figuras 5 y 6).

Composición (Mezcla)			Composición (ELV)		
N2	0.0124	% mol			
CO2	0.0267	% mol			
H2S	0.0125	% mol			
H2O	0.0000	% mol			
Metano	0.5793	% mol			
Etano	0.0869	% mol			
Propano	0.0339	% mol			
I-Butano	0.0395	% mol			
n-Butano	0.0242	% mol			
I-Pentano	0.0414	% mol			
n-Pentano	0.0246	% mol			
n-Hexano	0.0126	% mol			
C7	0.1060	% mol			
Total	1.0000				

Componente	Composición (ELV)		
	FV	FL	FT
	0.7843	0.2157	1.0000
Componente	Gas	Líquido	
N2	0.0156	0.0004	% mol
CO2	0.0319	0.0078	% mol
H2S	0.0122	0.0135	% mol
H2O	0.0000	0.0000	% mol
Metano	0.7116	0.0983	% mol
Etano	0.0990	0.0427	% mol
Propano	0.0347	0.0310	% mol
I-Butano	0.0351	0.0554	% mol
n-Butano	0.0162	0.0535	% mol
I-Pentano	0.0252	0.1003	% mol
n-Pentano	0.0092	0.0807	% mol
n-Hexano	0.0012	0.0540	% mol
C7	0.0080	0.4624	% mol
	1.0000	1.0000	

Figura 5. Calculo de equilibrio composición de la herramienta propuesta.

Worksheet	Componentes	Líquidos	Gas
Conditions	Nitrogen 0.0124	0.0006	0.0159
Properties	CO2 0.0267	0.0086	0.0320
Composition	H2S 0.0125	0.0096	0.0134
Oil & Gas Feed	H2O 0.0000	0.0000	0.0000
Petroleum Assay	Methane 0.5793	0.0745	0.7278
K Value	Ethane 0.0869	0.0413	0.1003
User Variables	Propane 0.0339	0.0371	0.0330
Notes	i-Butane 0.0395	0.0700	0.0305
Cost Parameters	n-Butane 0.0242	0.0507	0.0164
Normalized Yields	i-Pentane 0.0414	0.1181	0.0188
	n-Pentane 0.0246	0.0759	0.0095
	n-Hexane 0.0126	0.0473	0.0024
	C7+* 0.1060	0.4662	0.0000

Figura 6. Calculo de equilibrio con simulador comercial.

La herramienta está dotada con características para poder predecir el equilibrio composicional y determinar la fracción de los componentes especificando únicamente la presión, temperatura y la fracción mol de la alimentación, devolviendo como calculo la composición de las fases individuales de gas y líquido, así como la fracción de equilibrio liquido - vapor.

3.4 Determinación de las propiedades físicas

3.4.1 Viscosidad del gas

El simulador considero las respectivas correlaciones para determinar la viscosidad del gas, toda vez que la mezcla proveniente del yacimiento tiene componentes asociados como el N₂, CO₂, H₂S y H₂O, que representa a los componentes no hidrocarburos pero que sin embargo son contaminantes asociados a la producción de petróleo, la herramienta tiene la capacidad de predecir el comportamiento de los hidrocarburos amargos aquellos que tienen gas sulfhídrico y no amargos aquellos que tienen este último en bajas concentraciones y a presiones parciales menores a 5 psi (figura 7), una gráfica fue empleada para analizar el comportamiento de la viscosidad estimada por la herramienta y el simulador comercial.

Calculo de la viscosidad del gas	P (kg/cm ² man)	18.5	35	39	42	48	57.6	77.832	88.08	100
	T (°C)	27	46	57.2	65	73	93.8	109.5	130	155
	Visc. Hysys	0.0121	0.0133	0.0138	0.0141	0.0146	0.0155	0.0166	0.0175	0.0184
	Visc. Calc.	0.0104	0.0119	0.0124	0.0127	0.0132	0.0141	0.0152	0.0159	0.0166
	Error fracc.	0.1438	0.1042	0.1001	0.0979	0.0921	0.0913	0.0861	0.0925	0.0984

Figura 7. Calculo de la viscosidad de la fase gas

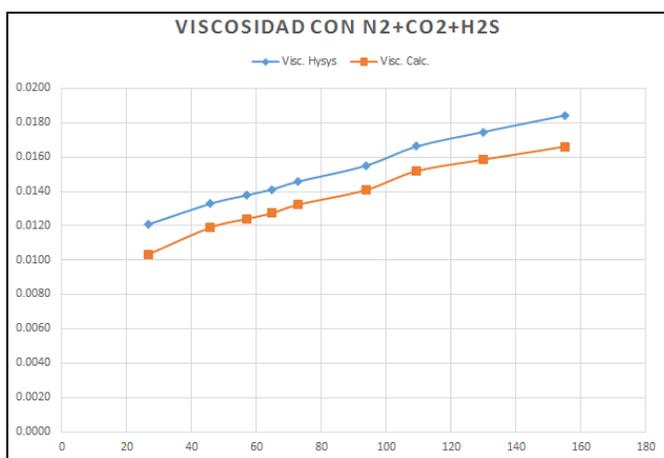


Figura 8. Comportamiento de la viscosidad vs temperatura.

La diferencia que se muestra en la comparativa de los resultados puede explicarse a el uso de los decimales la variación entre ambos no es mucha y siguen el mismo comportamiento, las correlaciones usadas por la herramienta son las más comúnmente usadas por la industria alrededor del mundo prueba de ello es la casi similitud de estimaciones a diversas condiciones de temperatura.

3.4.2 Densidad del gas

Con respecto a la densidad del gas se obtuvo resultados exitosos con respecto a los cálculos realizados con el simulador comercial, se realizaron varias corridas a condiciones isotérmicas de operación, los datos estimados por medio del simulador comercial con respecto de la herramienta propuesta, son similares (figura 9), se incluyó una gráfica (figura 10) para representar previamente su comportamiento encontrándose que siguen la misma tendencia.

Presión	Comport. Isotermico 30.425 °C			
	Densidad Calc.	Dens. HYSYS	Error fracc.	Error Porc.
15.56	15.0019	15.9984	0.0623	6.2287
20.37	19.7490	20.7512	0.0483	4.8293
25.68	25.1600	26.1728	0.0387	3.8698
30.16	29.8732	30.8972	0.0331	3.3143
35.49	35.6677	36.7069	0.0283	2.8309
42.68	42.8938	44.8898	0.0445	4.4465
50.92	53.7035	54.7943	0.0199	1.9907
64.38	71.1783	72.3221	0.0158	1.5815
78.95	92.2652	93.4746	0.0129	1.2938
89.17	108.6472	109.9083	0.0115	1.1474

Figura 9. Estimación de la densidad a condiciones isotérmicas.

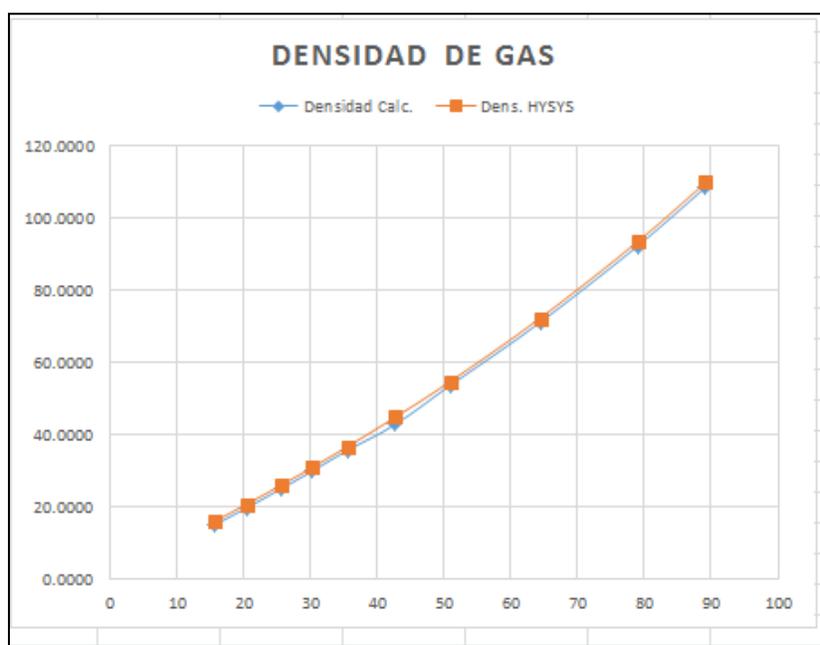


Figura 10. Comportamiento de la densidad del gas.

3.4.5 Viscosidad de aceite

La viscosidad es una de las propiedades más importantes a la hora de caracterizar el crudo pesado, esta propiedad es también imprescindible para el diseño de los equipos de separación y ductos, diversas correlaciones fueron utilizadas para la determinación de la viscosidad en crudos pesados, se muestra los resultados obtenidos (figura 11) con la correlación de G. Baptista de Ghetto, para crudos pesados corriéndose a diversas condiciones de temperatura desde 15.56 (condiciones estándar), hasta (89.17), para un crudo pesado de 17 °API, mostrando una ligera variación en el cálculo pero siguiendo la misma tendencia de comportamiento, tal variación puede obedecer a que diversas correlaciones están programadas en el simulador comercial y que variando las condiciones de temperatura permita llamar algunas de ellas en la etapa de cálculo (figura 12).

Temperatura	15.56	20.37	25.68	30.16	35.49	42.68	50.92	64.38	78.95	89.17
Visc. Calc.	8.8202	8.8078	6.0543	5.4794	4.5252	3.6875	3.0244	2.2638	1.7043	1.4516
Visc. HYSYS	18.1082	23.0202	13.9470	13.3947	11.1317	9.5752	8.1635	6.4546	5.1560	4.4716

Figura 11. Estimación de la viscosidad en un rango de temperatura.

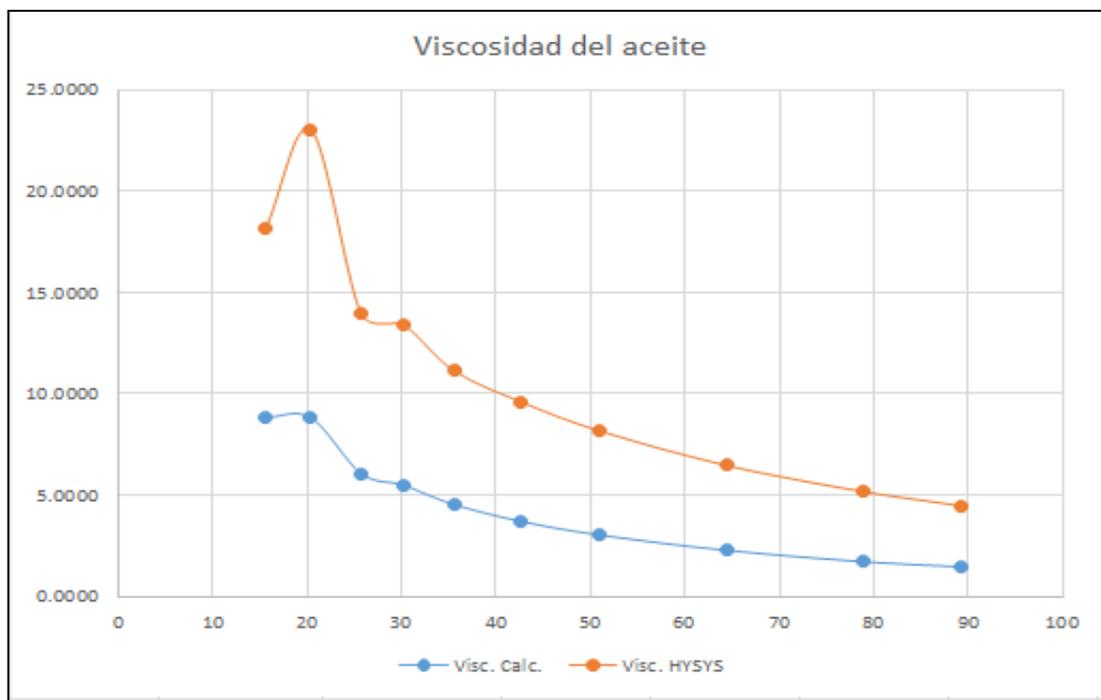


Figura 12. Comportamiento de la viscosidad de aceite de 17 °API.

3.4.6 Densidad de aceite

La densidad es una propiedad que nos ayuda a determinar qué tan pesado es un líquido con respecto al agua en cuestiones de diseño es parte vital con respecto de las emulsiones que se generan y el tiempo de retención que se requiere para inducir la separación entre la fase: aceite-agua, varias estimaciones fueron realizadas a diversas condiciones de presión y temperatura (figura 13), tanto en el caso del simulador comercial y la herramienta propuesta se observó que en base a los resultados obtenidos se sigue una tendencia similar aunque con una variación después de los 20 psi de presión, en nuestro caso posiblemente se debe al uso de las constante de determinación (a y b) de la correlación de Ahmed para crudos pesados, debido a que se han desarrollado variados valores para predecir mejor el comportamiento de la densidad..

Presión	1.00	7.26	16.38	27.36	36.89	42.69	54.16	67.98	75.69	84.56
Temperatura	15.56	20.37	25.68	30.16	35.49	42.68	50.92	64.38	78.95	89.17
Densidad Calc.	849.8273	851.6358	837.9982	834.5088	827.1603	819.9331	811.8587	799.5230	787.2078	779.0170
Dens. HYSYS	845.5974	850.3269	839.7965	838.8298	834.1362	829.9636	825.1563	817.2430	808.5890	802.4618

Figura 13. Densidad a diversas condiciones de presión y temperatura.

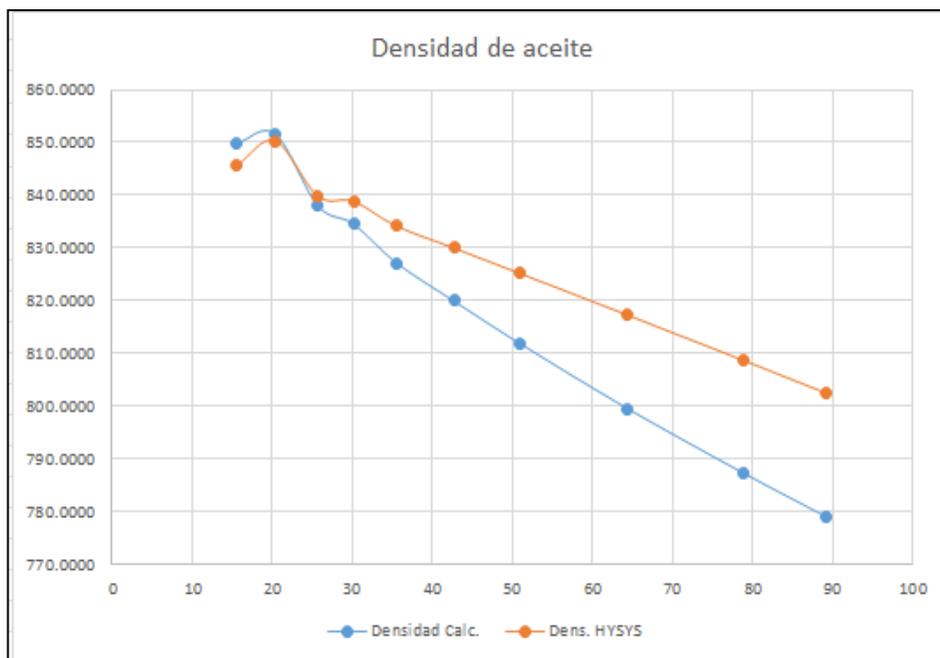


Figura 14. Comportamiento de la densidad de aceite (herramienta vs simulador).

parámetros de interacción más sin embargo el que se determinó en la herramienta se ajustó con éxito y la determinación de la última composición que determina internamente la herramienta es coherente con la del simulador comercial.

$f(nv) = \sum_i \frac{Z_i^{norm}(K_i - 1)}{n_v(K_i - 1) + 1} = 0$ EC.8. Ecuación de Rachford-Rice.		$X_i = \frac{Z_i}{n_v K_i + n_L}$ EC.10. Fracción Líquido.	$Tr_i = \frac{T}{T_c}$ EC.12. Temperatura reducida de cada especie.	$Pr_i = \frac{P}{P_c}$ EC.13. Presión reducida de cada especie.	$Y_i = X_i K_i$ EC.11. Fracción Vapor o Gas.	$\sqrt{\alpha_i} =$ EC.15. Const.									
$K_i = \frac{p^{vap}}{P}$ EC.6. Constante de equilibrio de cada especie	Cálculo de Fase Semi-Empírico R.R. (Cálculo Flash Preliminar)	$\Delta(nv)/n-nv$	0 n vap	0.99420667	0.99420667	1									
mar Ki por ecuación de antoine extendida.		Fracción liq.	Fracción vap	Paso 4	Parametro para estimar el Factor de Compresibilidad										
D	E	F	Pvap (Kpa)	Ki	Zi norm	f nv	f' nv	xi	yi	Tr i	Pr i	Ki	αi	aci	ai
-4.3185	0.0000793	2	2411393.57	11658.0864	0.02	0.02011481	-0.02023027	0	0.02	2.37717908	0.06101563	0.40629601	0.60818883	148.502094	90.3173154
-21.267	0.0409	1	6662.99777	32.212827	0.025	0.02436066	-0.02373767	0	0.025	0.98619329	0.02802751	0.6391637	1.00887502	396.347044	399.864633
-11.199	0.0188	1	2079.54985	10.0537599	0.003	0.00271577	-0.00245847	0	0.003	0.80385852	0.0231368	0.50647453	1.10750113	492.446798	545.385387
-3.2613	0.0000294	2	62059.831	300.033509	0.2	0.20049105	-0.2009833	0	0.2	1.57397692	0.04496587	0.37464	0.81834325	249.632731	204.285259
-4.9764	1.46E-05	2	4347.09706	21.0164089	0.052	0.04980053	-0.04769408	0	0.052	0.98231827	0.04238586	0.53568071	1.00953663	604.131958	609.893343
-6.1088	0.0000112	2	1000.31172	4.83609173	0.3	0.23906503	-0.19050697	0	0.3	0.81124932	0.04866894	0.60545478	1.12386589	1017.08781	1143.0703
-7.0167	0.0000104	2	368.645758	1.78224913	0.1	0.04400301	-0.01936265	0	0.1	0.73511394	0.05666932	0.64711243	1.1930889	1442.29431	1720.78533
-8.2549	0.0000116	2	259.272435	1.25347455	0.2	0.04049094	-0.00819758	0	0.2	0.70555033	0.05443237	0.66569175	1.22440944	1503.89142	1841.37885
-8.0894	0.00000925	2	97.9726851	0.47365724	0.03	-0.0331237	-0.03657265	0	0.03	0.6516073	0.06119615	0.68718264	1.28249673	1982.2914	2542.28223
-8.3787	0.00000662	2	21.0454513	0.10174602	0.07	-0.5879181	-4.93782421	0	0.07	0.59124951	0.06964411	0.80915822	1.40890777	2740.04719	3860.47379
						1	-3.6637E-15	-5.48756785	0	1					

Figura 16. Constantes de equilibrio y reglas de mezclado.

Paso 5. Interacción Binaria		i										
j	Componente	Nitrógeno	Dióxido de carbono	Ácido sulfhídrico	Metano	Etano	Propano	Iso-Butano	n-Butano	Iso-Pentano	n-Hexano	
		Nitrógeno	1.23559084	1.21734642	1.20001976	1.19814752	1.05212477	0.94156948	0.85415033	0.86441827	0.80447131	0.74376102
	Dióxido de carbono	1.21734642	1.19933161	1.18222155	1.18037263	1.03611734	0.92683213	0.84037541	0.85053222	0.79122681	0.73114854	
	Ácido sulfhídrico	1.20001976	1.18222155	1.16531586	1.16348894	1.02090223	0.91281715	0.82727047	0.83732218	0.77862367	0.7191435	
	Metano	1.19814752	1.18037263	1.16348894	1.16166439	1.01925739	0.91130165	0.82585306	0.83589344	0.77726037	0.7178447	
	Etano	1.05212477	1.03611734	1.02090223	1.01925739	0.89051196	0.79242416	0.71448227	0.72365462	0.67003766	0.61557457	
	Propano	0.94156948	0.92683213	0.91281715	0.91130165	0.79242416	0.70151058	0.62905292	0.63758991	0.5876488	0.5368252	
	Iso-Butano	0.85415033	0.84037541	0.82727047	0.82585306	0.71448227	0.62905292	0.56080297	0.56885182	0.5217374	0.47371838	
	n-Butano	0.86441827	0.85053222	0.83732218	0.83589344	0.72365462	0.63758991	0.56885182	0.57695732	0.529951468	0.48116975	
	Iso-Pentano	0.80447131	0.79122681	0.77862367	0.77726037	0.67003766	0.5876488	0.5217374	0.529951468	0.48397366	0.43751789	
	n-Hexano	0.74376102	0.73114854	0.7191435	0.7178447	0.61557457	0.5368252	0.47371838	0.48116975	0.43751789	0.39294112	

Figura 17. Parámetros de interacción binaria.

3.5 Dimensionamiento del separador

El módulo de pre-dimensionamiento del separador, tiene la capacidad para determinar el volumen del recipiente con configuración geométrica vertical y/o horizontal (figura 18 y 19), dentro de las características principales destaca la determinación del diámetro y la longitud, a partir de una serie de ecuaciones y correlaciones entre las que se incluye el coeficiente de arrastre, el diámetro de partícula a considerar, en la mayor parte de la literatura referente al diseño conceptual de separadores bifásicos y trifásicos el diámetro de partícula esta

referenciado a nomogramas, generalmente este valor se determina por medio de valores considerados a criterio y experiencia del diseñador, el simulador comercial realiza este tipo de estimaciones con resultados similares a los que realiza la herramienta propuesta, adicionalmente se consideró la determinación de los espesores de la envolvente y el casco del recipiente de separación, esta característica no se encuentra disponible en la herramienta de simulación comercial, por lo que es una característica adicional con la que cuenta la herramienta, a diferencia del simulador comercial los cálculos de espesor de placas y cascos no están considerados.

Separador bifásico vertical: gas-aceite, API 12J (2008)			
Datos de entrada			
Q_g	15.00	MMPCSD	Flujo de gas
Q_o	3000	BPD	Flujo de aceite
γ	0.85		Gravedad específica del gas
ρ'_g	40	$^\circ$ API	Densidad del aceite
γ_o	0.83		Gravedad específica del aceite
P	814.5	psia	Presión de operación
T'	80	$^\circ$ F	Temperatura de operación $^\circ$ F
T	541	$^\circ$ R	Temperatura de operación $^\circ$ R
MW	24.7	lb/lbmol	Peso molecular
t	1	minutos	Tiempo de retención
Z	0.84		Factor de compresibilidad
L	10	ft	Altura
K	0.2723	ft/s	Constante de Souders-Brown
N_L	30%		Nivel de líquido
Cálculo de las propiedades físicas			
ρ_g	4.130	lb/ft ³	Densidad de gas de operación
ρ_o	51.485	lb/ft ³	Densidad de aceite de operación
V_a	0.92206	ft/seg	Velocidad superficial
$Q_{g,a}$	2.7360	ft ³ /seg	Flujo volumétrico actual de gas
$A_{g,min}$	2.9673	ft ²	Área mínima de flujo de gas
D _{min}	23.32	in	Diametro mínimo
D _{min}	1.944	ft	Diametro mínimo
D _{min}	0.592	m	Diametro mínimo
Dimensiones			
D (selecc.)	30	in	Diametro
D (selecc.)	0.762	m	Diametro
L	10	ft	Altura
L	3.048	m	Altura
L/D	4.00		Relacion longitud-diametro
Cálculo de capacidad			
V	2.623	BBL	Volumen de líquido
V	0.417	m ³	Volumen de líquido
V	417.02	l	Volumen de líquido
W	3777.11	BPD	La capacidad de manejo debe ser mayor a 3000 (valor de

Figura 18. Separador vertical bifásico API 12J:2008.

Separador bifásico horizontal: gas-aceite, API 12J (2008)			
Datos de entrada			
Q_g	26.00	MMPCSD	Flujo de gas
Q_o	3500	BPD	Flujo de aceite
γ	0.70		Gravedad específica del gas
ρ'_g	40	$^\circ$ API	Densidad del aceite
γ_o	0.825		Gravedad específica del aceite
P	814.5	psia	Presión de operación
T'	80	$^\circ$ F	Temperatura de operación $^\circ$ F
T	541	$^\circ$ R	Temperatura de operación $^\circ$ R
MW	20.3	lb/lbmol	Peso molecular
t	1	minutos	Tiempo de retención
Z	0.84		Factor de compresibilidad
L	10	ft	Altura
D	4.3683	in	Dimetro propuesto
K	0.5000	ft/s	Constante de Souders-Brown
N_L	30%		Nivel de líquido
Cálculo de las propiedades físicas			
ρ_g	3.394	lb/ft ³	Densidad de gas de operación
ρ_o	51.485	lb/ft ³	Densidad de aceite de operación
V_a	1.88204	ft/seg	Velocidad superficial
$Q_{g,a}$	4.7425	ft ³ /seg	Flujo volumétrico actual de gas
$A_{g,min}$	2.520	ft ²	Área mínima de flujo de gas
D _{min}	4.37	in	Diametro mínimo
D _{min}	0.364	ft	Diametro mínimo
D _{min}	0.111	m	Diametro mínimo
$A_{g,min}$	2.520	ft ²	Área mínima de flujo de gas
Error	0.0000	%	
Dimensiones			
D (selecc.)	30	in	Diametro
D (selecc.)	0.762	m	Diametro
L	10	ft	Altura
L	3.048	m	Altura
L/D	4.00		Relacion longitud-diametro
Cálculo de capacidad			
V	2.530	BBL	Volumen de líquido
V	0.4023	m ³	Volumen de líquido
V	402.28	l	Volumen de líquido
W	3643.55	BPD	La capacidad de manejo debe ser mayor a 3500 (valor de

Figura 19. Separador horizontal bifásico API 12J:2008.

EI

diseño y pre-dimensionamiento de un separador horizontal trifásico tiene las características que poseen el separador vertical bifásico en ambas configuraciones, las cuales son determinación del diámetro, la altura, el volumen lleno, y los espesores de las placas y el casco, una interfaz (figura 20 y 21) donde se visualiza los resultados y datos específicos fue elaborado para propósitos de diseño con respecto a variables que les puedan resultar útiles a un usuario que tenga interacción con la herramienta.

Separador horizontal trifásico: gas-aceite-agua, API 12J (2008)			
Datos de entrada			
Q _g	18.00	MMPCSD	Flujo de gas
Q _a	7000	BPD	Flujo de aceite
Q _w	3000	BPD	Flujo de agua
γ	0.70		Gravedad específica del gas
ρ _a	40	*API	Densidad del aceite
γ _a	0.825		Gravedad específica del aceite
P	250	psia	Presión de operación
T	60	*F	Temperatura de operación °F
T	521	*R	Temperatura de operación °R
MW	20.3	lb/lbmol	Peso molecular
τ	5	minutos	Tiempo de retención (aceite)
τ	5	minutos	Tiempo de retención (agua)
Z	0.84		Factor de compresibilidad
L	18	ft	Altura
D	5.49	in	Diámetro supuesto
K	0.3500	ft/s	Constante de Souders-Brown
N _{LL}	50%		Nivel de líquido
Cálculo de las propiedades físicas			
ρ _g	1.082	lb/ft ³	Densidad de gas de operación
ρ _o	51.485	lb/ft ³	Densidad de aceite de operación
V _a	2.389	ft/seg	Velocidad superficial
Q _{g,a}	10.301	ft ³ /seg	Flujo volumétrico actual de gas
Ag,min	4.312	ft'	Área mínima de flujo de gas
D _{min}	5.49	in	Diámetro mínimo
D _{min}	0.458	ft	Diámetro mínimo
D _{min}	0.139	m	Diámetro mínimo
Ag,min	4.312	ft'	Área mínima de flujo de gas
Error	0.000		
Dimensiones			
D (selecc.)	78	in	Diámetro
D (selecc.)	1.98	m	Diámetro
L	18	ft	Altura
L	5.49	m	Altura
L/D	2.77		2 < L/D < 4 Relación longitud-diámetro
Cálculo de capacidad			
V	76.64	BBL	Volumen de líquido
V	12.78	m ³	Volumen de líquido
V	12184.13	l	Volumen de líquido
W	11035.56	BPD	La capacidad de manejo debe ser mayor a 10000 (valor de

Figura 20. Separador horizontal trifásico API 12J:2008.

Espesor de recipiente		
t=	0.2386	pulg
Espesor para cabeza hemisférica		
t=	0.1181	pulg
Espesor para cabeza elipsoidal 2:1		
t=	0.2351	pulg
Espesor para cabeza Torisférica, (L/r) = 16 2/3		
r=	2.88	pulg
L/r	16.6667	
t=	0.4165	pulg
Espesor para cabeza Torisférica, (L/r) < 16 2/3		
r=	6	pulg
L/r	8	
M=	1.4571	
t=	0.3435	

Figura 21. Determinación de espesor de casco y envolvente.

CONCLUSIONES

- El módulo de separación cuenta con la capacidad de realizar estimaciones de propiedades físicas propias de una mezcla de crudos pesados debido a que sus correlaciones están basadas en calidades API que van desde 22.1 hasta 10.

- Muchas de las propiedades de interés para el diseño conceptual de un separador que es muy común emplear en la práctica como la densidad, viscosidad, peso molecular, entre otros, siguen una tendencia favorable en su comportamiento estimándolos a las mismas condiciones de operación por ello debido a la importancia que estos representan en el diseño la herramienta es capaz de realizar estos cálculos de manera rápida y precisa lo que le confiere esta característica de seguridad en el cálculo similar a la capacidad con la que lo realiza un simulador comercial.

- El cálculo de la viscosidad una propiedad muy importante en los crudos pesados que se estima con la herramienta está elaborado con correlaciones recientes y propias para esta calidad de crudo, se ha observado en simuladores de tipo comercial que la estimación de la viscosidad cuando se caracterizan crudos pesados no es la más confiable del todo se ha visto incluso que el simulador comercial Aspen HYSYS, ha realizado cálculos de viscosidades en crudos pesados a bajas temperatura similares al cálculo que realiza con un crudo ligero es decir determina en la mayoría de los casos viscosidades relativamente bajas lo cual no es congruente con el tipo de crudo representado, esta característica desarrollada en la herramienta le confiere seguridad en este parámetro a la hora de tomar decisiones de diseño.

- La caracterización del C7+ y/o pseudo-componente, cuenta con correlaciones capaz de estimar las propiedades críticas de los crudos pesados, para ello se selección aquellas cuyo rangos ya han sido probados en esta escala de crudos, las propiedades que se estiman son: la temperatura critica, presión critica, volumen crítico, factor acéntrico y peso molecular, alimentado por un

mínimo de variables como la temperatura de ebullición, la densidad o gravedad específica del crudo y el peso molecular cuando se dispone de este, para ello se constituyó un módulo dedicado a la caracterización del aceite crudo.

- Un módulo de equilibrio de fases fue anexado al simulador este es el modulo más complejo que fue desarrollado en la herramienta debido a que esta soportado por la ecuación de estado Peng-Robinson 1976, la finalidad de este módulo es predecir la composición de las fases individuales gas-liquido, calcular ya que de esta última parte depende el cálculo de las propiedades físicas de las fases individuales gas o líquido, otra ajuste con que cuenta la herramienta es el normalizado de la composición la cual le constituye una ventaja para reordenar la composición en caso de existir un excedente en los valores.

- La herramienta tiene la capacidad de calcular la composición y el equilibrio de fases de manera casi simular a como lo realiza el software de simulación comercial Aspen HYSYS V. 8.8, con esto lo dota de una característica especial que pocos simuladores de distribución libre son capaz de lograr lo cual la hace competitiva con cualquier otro simulador de tipo comercial.

- Los parámetros de interacción binaria y las reglas de mezclado fueron calculadas y reproducidas con éxito, esto le confiere certeza y seguridad a la herramienta porque le permite representar mucho mejor la composición y el equilibrio de fase con mayor exactitud.

- El cálculo de los espesores de los cascos y la envolvente es otra de las características con la que cuenta la herramienta, esta parte es esencial conocerla en la etapa de diseño y al menos en la versión del software comercial con el que se realizó la corrida es una característica que no estaba incluida.

- En un futuro no lejano se tiene pensado anexar otras características importantes como la determinación de la concentración de salinidad tratándose de un fluido emulsionado, la caída de presión considerando internos de separación

como los de efecto ciclónico, rompedores de vórtices, vanes en la salida de gas, etc. Así como considerar tablas y gráficos para el cálculo de la velocidad de erosión, la caracterización de la envolvente de fase, etc.

- En los trabajos futuros se pretende ampliar la herramienta con módulos de calentamiento y lavado como es el caso de los Gun-Barrels, e incluso proponer alguna herramienta que represente un área de oportunidad para la industria como el balance volumétrico o composicional soportado por ecuación de estado que es una problemática hoy en día debido al incremento de los operadores en campos petroleros mexicanos y que no cuentan con la certeza de saber cuánto y en que composición están enviando y mezclando sus corrientes de crudos con los que produce la empresa productiva Pemex, por lo que se constituye un área de oportunidad en la cual se pretende incursionar la herramienta.

BIBLIOGRAFIA

Abad, L. C. (2007). Servidor de propiedades termodinamicas de codigo abierto basado en ecuaciones de estado. Cd. México: IPN.

Aguilar M. 2005 Modelos científicos en la filosofía de la ciencia, pág. 113, Cd de México.

Ahmed Tarek. Equations of State and PVT Analysis Applications for Improved.

Ahmed Tared. Working Guide to Vapor – Liquid, Firts edition (2006), Gulf Professional Publishing of Elsevier, pag. 2, 59, 66 – 86, 97 y 98.

Ahmed Tared. Working Guide To Reservoir Rock Properties And Fluid Flow (2010). Gulf Professional Publishing of Elsevier, pag. 28.

Ahmed R. (2008). Software process simulation modelling: A survey of practice. UK: Journal of simulation 2, 91-102.

Banks J., Carson J.S., Nelson B.L, 1996, "Discrete-Event System Simulation. Second Edition.

Benitez et al. (2018). Simulación de una planta de producciónde aceite de moringa empleando elsimulador de procesos Superpro Designer. Tecnología Química, 1-12.

Conde Abad Lira (2007) Servidor de propiedades termodinamicas de codigo abierto basado en propiedades termodinamicas, Tesis IPN

Garcia Gonzales, J. M. (2008). La simulación de procesos en ingeniería química. Revista de investigación científica, volumen 4, No. 2, 8.

German, L. F. (2014). Desarrollo de una herramienta computacional para el dimensionamiento de gasoductos y redes de distribución de gas. Colombia: Universidad Nacional de Colombia.

R, A. (2008). Software process simulation modelling: A survey of practice. UK: Journal of simulation 2, 91-102.

Banks J., C. J. (1996). Discrete-Event System Simulation. . New Jersey: second.

Bahadori Alireza. Fluid Phase Behavior for Conventional and Unconventional Oil and Gas Reservoirs (2017), Gulf Professional Publishing of Elsevier, pag. 156 y 157.

Banzer S. Carlos. Correlaciones numéricas PVT, Instituto de investigaciones petroleras, Universidad de Zulia, primera edición (1996), pag. 2, 3, 5, 39, 43

Barragán-Aroche, Fernando; Bazúa-Rueda, Enrique R.; Hinojosa-Gómez, Humberto; (2005). El modelo termodinámico de mezclas crudo-gas, un reto en la enseñanza de la ingeniería química. Tecnología, Ciencia, Educación, julio-diciembre, 57-62.

Conde, L. A. (2007). Servidor de propiedades termodinamicas de codigo abierto basado en ecuaciones de estado, pág 105, Cd. México, Instituto Politecnico Nacional (IPN).

Garcia Gonzales, J. M. (2008). La simulación de procesos en ingeniería química. Revista de investigación científica, volumen 4, No. 2, 8.

Instituto Mexicano del petróleo. (2010). Clasificación de petróleos crudos.

Recuperado de <http://www.imp.mx/petróleo/?imp=tipos>. 21 de Febrero del 2018.

Kay, W., 1936. Gases and vapors at high temperature and pressure - density of hydrocarbon. Ind. Eng. Chem. 28 (9), 1014-1019.

Kelton W.D., Sadowski R.P., Sadowski D.A., 1998, "Simulation with Arena", Mc Graw Hill, Boston.

Ken Arnold, Maurice Stewart. Surface Production Operations Design of Oil Handling Systems and Facilities, Third edition (2008), Gulf Professional Publishing of Elsevier, pag. 232.

Liu, Chuang, 2004, "Laws and Models in a Theory of Idealization", Synthese, vol. 138, pp. 363-385.

Lopez, V. C., Buitrón, M. F., & Cervantes, C. H. (2017). Tratamiento biológico de aguas residuales: principios, modelación y diseño. . IWA publishing.

López, G. (2014). Desarrollo de una herramienta computacional para el dimensionamiento de gasoductos y redes de distribución de gas. Colombia: Universidad Nacional de Colombia.

Lopez, V. C., Buitrón, M. F., & Cervantes, C. H. (2017). Tratamiento biológico de aguas residuales: principios, modelación y diseño. . IWA publishing.

McCain jr. W.D., 1994. Reservoir-fluid property correlations - state of the art. SPE 266-272.

oilandgasmagazine. (15 de 06 de 2017). <https://oilandgasmagazine.com.mx/>.
Obtenido de <https://oilandgasmagazine.com.mx/>

Piper, L.D., McCain, W.D., jr., Corredor, J.H. 1993. Compressibility factors for naturally occurring petroleum gases. In paper SPE 26668 Presented at the SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Houston, TX, USA, October 3-6.

Reservoir Modeling, Second Edition (2016), Gulf Professional Publishing of Elsevier, pág. 212.

Riazi, M.R. 2005. Caracterización and properties of Petroleum Fractions. ASTM Manual Series: MNL50. 100 Barr Harbor.

Scenna, N. J. (1999). Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos.

Shannon R.E., 1988, "Simulación de Sistemas. Diseño, desarrollo e implementación", Trillas, México

Sterman J (2000) , Business Dynamics. Systems Thinkings and Modeling for a complex. Boston, MA.

Martínez, S. V. (2003). Simulación de procesos en Ingeniería Química. México: Plaza & Valdez S.A. de C.V.

Okoh, A. I. (2006). Biodegradation alternative in the cleanup of petroleum

Biotechnology and Molecular Biology, 1(2), 38-50.

Ortiz, B. J. (2008). ResearchGate 2019. Obtenido de Tesis: Simulación Cualitativa sobre Diagramas de Bifurcación: https://www.researchgate.net/publication/278406242_Simulacion_Cualitativa_sobre_Diagramas_de_Bifurcacion.

Osorio Bautista Luis M. Simulación del proceso de transporte y procesamiento del crudo pesado, Tesis de Maestría, Instituto Tecnológico de Villahermosa (2017), pag. 28,29, 30, 32 y 33.

Peng D. Y. & Robinson D. B. (1976). A new two-constant equation of state, Industrial Engineering Chemistry Fundamentals, pag. 59 y 60.

Rodríguez, D. F., Mejías, S. F., & Serrano, S. D. (2014). Procesos auxiliares de fabricación en el mecanizado por arranque de viruta. IC Editorial.

Saeid Mokhatab, William A. Poe, John Y. Mak. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing_ Principles and Practices, Fourth Edition (2019), Gulf Professional Publishing of Elsevier, pág. 196.