

**METODOLOGÍA PARA OPTIMIZAR LA PRESIÓN DE OPERACIÓN EN UN  
TREN DE SEPARACIÓN MULTITAPA. APLICACIÓN A GAS CONDENSADO Y  
ACEITE VOLÁTIL**

**HAVID PÉREZ JIMÉNEZ  
CARLOS ANDRÉS OCHOA LLANOS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO QUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
BUCARAMANGA**

**2013**

**METODOLOGÍA PARA OPTIMIZAR LA PRESIÓN DE OPERACIÓN EN UN  
TREN DE SEPARACIÓN MULTITAPA. APLICACIÓN A GAS CONDENSADO Y  
ACEITE VOLÁTIL**

**AUTORES:**

**HAVID PÉREZ JIMÉNEZ  
CARLOS ANDRÉS OCHOA LLANOS**

**Trabajo de grado como requisito para obtener título**

**INGENIERO DE PETRÓLEOS**

**DIRECTOR:**

**ING. CÉSAR AUGUSTO PINEDA GÓMEZ  
INGENIERO DE PETRÓLEOS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO QUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
BUCARAMANGA**

**2013**

## DEDICATORIA

*A Dios por brindarme Sabiduría y por rodearme de personas tan valiosas,*

*A mis padres Miguel y Clementina, por ser el motor de mi existencia,*

*A mis hermanos que siempre han sido un ejemplo de lucha para mí,*

*A Leydi por estar siempre a mi lado brindándome un apoyo incondicional*

*A mis amigos y compañeros que de una u otra manera hicieron y hacen parte de este proyecto vida.*

*Havíd Pérez*

## DEDICATORIA

*A Dios, pues esto es producto de su designio divino y de su gloria infinita. A mi familia y en especial a mi hermana por recordarme siempre cuál es y será el Norte de mi camino.*

*Carlos Andrés Ochoa*

## **AGRADECIMIENTOS**

Gracias a la vida, al universo y al destino todopoderoso por siempre abrir las puertas de los muchos caminos que he recorrido.

A nuestro director de tesis, Ing. Cesar Augusto Pineda Gómez por su atención y asesoría continua durante todo el proceso.

Sobremanera a mi compañero de tesis, a mis amigos y a mi familia por ser siempre el motor que me lleve a dar más de lo pensado.

## TABLA DE CONTENIDO

|                                                                                                    |           |
|----------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------|
| <b>INTRODUCCIÓN</b> .....                                                                          | <b>17</b> |
| <b>1. DESCRIPCIÓN DE ACEITES VOLÁTILES Y GASES CONDENSADOS</b> .....                               | <b>19</b> |
| <b>1.1 GENERALIDADES DE ACEITE VOLÁTIL</b> .....                                                   | <b>19</b> |
| <b>1.2 PROPIEDADES Y COMPORTAMIENTO DE LOS FLUIDOS</b> .....                                       | <b>20</b> |
| 1.2.1 Comportamiento de fase.....                                                                  | 20        |
| 1.2.2 Identificación de aceite volátil. ....                                                       | 22        |
| <b>1.3 GENERALIDADES DE LOS YACIMIENTOS DE GAS CONDENSADO</b> .....                                | <b>24</b> |
| <b>1.4 PROPIEDADES Y COMPORTAMIENTO DEL GAS CONDENSADO</b> .....                                   | <b>25</b> |
| 1.4.1 Comportamiento de fases. ....                                                                | 25        |
| 1.4.2 Identificación de gases condensados .....                                                    | 27        |
| <b>1.5 PREDICCIÓN DEL COMPORTAMIENTO DE FASES PARA YACIMIENTOS DE<br/>CONDENSADOS DE GAS</b> ..... | <b>28</b> |
| 1.5.1 Equilibrio vapor-liquido.....                                                                | 29        |
| 1.5.2 Análisis composicional de fluidos.....                                                       | 29        |
| <b>2. FUNDAMENTACIÓN TEORICA</b> .....                                                             | <b>31</b> |
| <b>2.1 ANTECEDENTES</b> .....                                                                      | <b>31</b> |
| <b>2.2 ESTABILIZACIÓN DEL CRUDO Y GAS</b> .....                                                    | <b>38</b> |
| <b>2.3 FUNDAMENTOS DEL EQUILIBRIO DE FASES</b> .....                                               | <b>39</b> |
| <b>2.4 OPTIMIZACIÓN DE LA PRESIÓN DE OPERACIÓN</b> .....                                           | <b>41</b> |
| <b>2.5 EXPERIMENTOS PRESIÓN-VOLUMEN</b> .....                                                      | <b>43</b> |
| 2.5.1 Expansión a Composición Constante (ECC) .....                                                | 44        |
| 2.5.2 Agotamiento a volumen constante (AVC) .....                                                  | 48        |
| 2.5.3 Prueba del Separador .....                                                                   | 50        |
| 2.5.4. Correlaciones matemáticas para la determinación de parámetros de los<br>fluidos. ....       | 51        |

|                                                                                                 |           |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------|
| <b>2.6 CORRELACIONES Y METODOLOGÍAS PARA EL CÁLCULO DE LA PRESIÓN ÓPTIMA DE SEPARACIÓN.....</b> | <b>52</b> |
| 2.6.1 Correlaciones para optimizar la presión de operación .....                                | 52        |
| 2.6.2 Parámetros para predecir las condiciones óptimas de separación .....                      | 53        |
| 2.6.3 Optimizar la presión en los separadores de baja presión .....                             | 54        |
| 2.6.4 Determinación de la presión óptima utilizando OPTI_PRE .....                              | 54        |
| 2.6.5 Nueva metodología para estimar presiones óptimas de separación.....                       | 54        |
| <b>3. METODOLOGÍA PARA OPTIMIZAR LA PRESIÓN DE SEPARACIÓN.....</b>                              | <b>55</b> |
| <b>3.1 COMPOSICIÓN DE ENTRADA. ....</b>                                                         | <b>56</b> |
| <b>3.2 SELECCIÓN DE NÚMERO DE ETAPAS.....</b>                                                   | <b>56</b> |
| <b>3.3 CONDICIONES PRELIMINARES DE OPERACIÓN.....</b>                                           | <b>57</b> |
| <b>3.4 CARACTERIZACIÓN DE LA FRACCIÓN PESADA DEL CRUDO .....</b>                                | <b>58</b> |
| <b>3.5 CÁLCULO DE EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR.....</b>                                             | <b>59</b> |
| <b>3.6 CÁLCULO DE LAS FUNCIONES OBJETIVOS.....</b>                                              | <b>65</b> |
| 3.6.1 Gravedad API .....                                                                        | 65        |
| 3.6.2 Relación gas disuelto-petróleo.....                                                       | 65        |
| 3.6.3 Factor volumétrico de formación.....                                                      | 66        |
| <b>4. APLICACIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS .....</b>                                             | <b>67</b> |
| <b>4.1 CASO DE APLICACIÓN.....</b>                                                              | <b>68</b> |
| 4.1.1 Análisis PVT.....                                                                         | 68        |
| <b>4.2 ANÁLISIS DE RESULTADOS. ....</b>                                                         | <b>76</b> |
| <b>CONCLUSIONES .....</b>                                                                       | <b>79</b> |
| <b>RECOMENDACIONES.....</b>                                                                     | <b>80</b> |
| <b>BIBLIOGRAFÍA .....</b>                                                                       | <b>81</b> |
| <b>ANEXOS.....</b>                                                                              | <b>84</b> |

## LISTA DE FIGURAS

|                                                                                                                       |    |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 1. Diagrama de fases para el petróleo volátil.....                                                             | 21 |
| Figura 2. Curva típica del FVF de un aceite volátil.....                                                              | 23 |
| Figura 3. Curva Típica de $R_s$ para un aceite volátil. ....                                                          | 23 |
| Figura 4. Diagrama de fases para un gas condensado. ....                                                              | 26 |
| Figura 5. Representación esquemática de una EMC para un Gas Condensado..                                              | 45 |
| Figura 6. Comportamiento P-V para gas condensado y aceite volátil.....                                                | 46 |
| Figura 7. Curva de volumen de líquido condensado en función de la presión. ....                                       | 47 |
| Figura 8. Representación esquemática de AVC para gases condensados. ....                                              | 49 |
| Figura 9. Esquema Prueba de Separador. ....                                                                           | 50 |
| Figura 10. Esquema básico de la metodología para el cálculo de la presión óptima de operación de cada separador. .... | 55 |
| Figura11. Diagrama de flujo del cálculo iterativo de constantes de equilibrio.....                                    | 59 |

## LISTA DE TABLAS

|                                                                                                                                                                       |    |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Tabla 1. Propiedades aceite volátil. ....                                                                                                                             | 22 |
| Tabla 2. Propiedades del gas condensado. ....                                                                                                                         | 27 |
| Tabla 3. Correlaciones de para optimizar presión de operación. ....                                                                                                   | 53 |
| Tabla 4. Guía para selección de número de etapas de separación. ....                                                                                                  | 57 |
| Tabla 5. Composición de fluido (% molar). ....                                                                                                                        | 68 |
| Tabla 6. Comparación de constantes de equilibrio, fracciones de cada fase calculados con el algoritmo y con HySyS con Presión de operación de 450 Psig y T=90°F. .... | 69 |
| Tabla 7. Comparación de constantes de equilibrio, fracciones de cada fase calculados con el algoritmo y con HySyS con Pop de 450 Psig y T=90°F. ....                  | 70 |
| Tabla 8. Cálculos en el tanque a condiciones estándar. ....                                                                                                           | 71 |
| Tabla 9. Variables obtenidas en cálculo de equilibrio. ....                                                                                                           | 71 |
| Tabla 10. Valores calculados de las funciones objetivos. ....                                                                                                         | 71 |
| Tabla 11. Cálculos de funciones objetivos para cada presión (variando $P_1$ ). ....                                                                                   | 73 |
| Tabla 12. Cálculos de funciones objetivos para cada presión (variando $P_2$ ). ....                                                                                   | 74 |
| Tabla 13. Condiciones primarias óptimas de operación. ....                                                                                                            | 74 |
| Tabla 14. Cálculo de $R_s$ y API para diferentes iteraciones. ....                                                                                                    | 75 |
| Tabla 15. Condiciones óptimas de operación. ....                                                                                                                      | 76 |
| Tabla 16. Condiciones iniciales de operación. ....                                                                                                                    | 77 |
| Tabla 17. Configuraciones de tren de separación. ....                                                                                                                 | 78 |

## LISTA DE ANEXOS

|                                                                                     |    |
|-------------------------------------------------------------------------------------|----|
| ANEXO A. ALGORITMO CALCULO DE CONSTANTES DE EQUILIBRIO .....                        | 84 |
| ANEXO B. CARACTERIZACIÓN DE LA FRACCIÓN PESADA .....                                | 87 |
| ANEXO C. ALGORITMO DE CÁLCULO PARA LA CARACTERIZACIÓN DE LA<br>FRACCIÓN PESADA..... | 89 |
| ANEXO D. CÁLCULOS DE OPTIMIZACION A DIFERENTES PRESIONES .....                      | 90 |
| ANEXO E. PROPIEDADES DE LOS COMPONENTES UTILIZADOS .....                            | 91 |

## **RESUMEN**

### **TITULO:**

METODOLOGÍA PARA OPTIMIZAR LA PRESIÓN DE OPERACIÓN EN UN TREN DE SEPARACIÓN MULTITAPAS. APLICACIÓN A GAS CONDENSADO Y ACEITE VOLÁTIL\*

### **AUTORES:**

PÉREZ JIMÉNEZ, Havid  
OCHOA LLANOS, Carlos Andrés<sup>1</sup>

### **PALABRAS CLAVE:**

SEPARADORES, CORRELACIONES, PRESIÓN ÓPTIMA, PVT, CONDICIONES OPERACIÓN, FUNCIONES OBJETIVOS.

### **DESCRIPCIÓN:**

Determinar la presión óptima en cada etapa de un tren de separación cuando los fluidos de yacimiento producidos son aceite volátil o gas condensado ha resultado indispensable para el desarrollo rentable de cualquier proyecto de desarrollo de un campo petrolero con este tipo de fluidos. El aceite volátil y gas condensado al llegar a superficie cambian su composición generando pérdidas de componentes importantes y valiosos para la rentabilidad de un proyecto petrolero, por lo que el correcto diseño de las condiciones de operación de las facilidades de superficie resulta determinante a la hora de separar la fracción de hidrocarburos líquidos.

El presente trabajo propone una metodología para determinar la presión óptima de separación para trenes de separadores, basado en algunos métodos propuestos para predecir el comportamiento de los fluidos de yacimiento respecto a la variación de presión en los separadores, teniendo en cuenta las funciones objetivo trazadas para corroborar que no solo se aumenta la cantidad de hidrocarburos líquidos obtenidos, sino que además se logra mejorar la calidad de dicho producto.

La metodología propuesta es aplicada a una muestra de un fluido de yacimiento cuyo análisis PVT y propiedades son conocidos y se conoce cuál es la variación de su composición a medida que varía la presión de yacimiento, obteniendo las presiones óptimas de separador para un tren de separación de dos etapas y cumpliendo con las funciones objetivo trazadas para la metodología propuesta.

---

\* Proyecto de Grado

<sup>1</sup> Facultad de Ingenierías Físico-Químicas, Escuela de Ingeniería de Petróleos, Director: Cesar Augusto Pineda Gómez

## ABSTRACT

### TITLE:

METHODOLOGY FOR OPTIMIZING OPERATING PRESSURE IN MULTISTAGE SEPARATION.APPLICATION TO GAS CONDENSATE AND VOLATILE OIL.\*

### AUTHORS:

PÉREZ JIMÉNEZ, Havid  
OCHOA LLANOS, Carlos Andrés<sup>2</sup>

### KEYWORDS:

SEPARATORS, CORRELATIONS, OPTIMAL PRESSURE, PVT, OPERATING CONDITIONS, OBJECTIVE FUNCTIONS

### DESCRIPTION:

Determine the optimum pressure at each stage of a separation system when the produced fluids are volatile oil and gas condensate has been indispensable for the development of any project of a field with this type of fluids. The volatile oil and gas condensate change their composition upon surface and loss part of their important and valuable components that are profitable of any oil Project, so that the correct design of the operating conditions of the surface facilities is decisive in the correct separation of the liquid hydrocarbon fraction.

This paper proposes a methodology for determining the optimum pressure for multistage separation, based on some methods proposed for predicting the behavior of reservoir fluids and the variation of pressure in the separators, taking into account the objective functions mapped to corroborate that with the methodology not only increases the amount of liquid hydrocarbons obtained but also is achieved by improving the quality of the product.

The proposed method is applied to a sample reservoir fluid PVT analysis and properties of which are known and knows what is the variation of its composition varies as reservoir pressure, obtaining optimal pressure multistage separator system of two stages and fulfilling the objective functions mapped to the proposed methodology.

---

\*Degree Project

<sup>2</sup>Physiochemical Engineering Faculty, Petroleum Engineer. Director: Eng. Cesar Augusto Pineda Gómez

## INTRODUCCIÓN

El diseño y operación de las facilidades de superficie de un campo petrolero, particularmente de un tren de separación, tiene como principal objetivo maximizar el volumen y la calidad de los hidrocarburos que se obtienen al final del proceso. En sistemas de fluidos como el aceite volátil y el gas condensado, establecer las presiones de separación gas/líquido tiene un mayor impacto sobre el volumen final de líquidos y/o condensados producidos dadas las características de este tipo de fluidos.

En Colombia los yacimientos de aceites volátiles y gases condensados aportan un porcentaje significativo en la producción de crudo nacional, por ejemplo, el departamento de Casanare produce 159.913 barriles diarios, que representan el 5,81% de la producción diaria nacional<sup>3</sup>; razón por la cual los parámetros de operación de los trenes de separación utilizados en dichos campos resultan ser un factor trascendental dentro del cálculo y estimación de la rentabilidad económica de dicho campo.

El aceite volátil y el gas condensado son tipos de hidrocarburos que se caracterizan por su composición rica en componentes livianos e intermedios, y representan para la industria proyectos más rentables dada su calidad. Sin embargo su producción y tratamiento en superficie requieren de especial atención respecto al control de la temperatura y presión para obtener la mayor cantidad de producto líquido.

De acuerdo a lo anterior las condiciones operativas de separador dependen del tipo de fluidos y las propiedades PVT de los mismos, y que convencionalmente se ha centrado en el estudio de estas propiedades en función de la variación de la presión como factor que determina el tratamiento de superficie.

---

<sup>3</sup> ASOCIACIÓN COLOMBIANA DEL PETRÓLEO, Informe Estadístico del Petróleo, 2011

Sin embargo el estudio de las propiedades PVT del fluido por medio de pruebas de laboratorio y correlaciones matemáticas puede resultar insuficiente para el caso de fluidos cercanos al punto crítico, pues a pesar de tener conocimiento de las propiedades del fluido es más complejo determinar el comportamiento confiable del mismo bajo condiciones dinámicas fluctuantes, de presión y temperatura a las cuales es normalmente sometido durante el proceso de producción.

El presente estudio tiene como finalidad realizar una estimación de las variables y propiedades involucradas en el proceso de separación gas-crudo mediante la aplicación de metodologías utilizadas actualmente en simuladores de procesos y publicaciones técnicas y especializadas. Se abordan simultáneamente el equilibrio termodinámico de las fases gas-crudo y e implementación de ecuación de estado para el cálculo de propiedades de fase.

## **1. DESCRIPCIÓN DE ACEITES VOLÁTILES Y GASES CONDENSADOS**

Uno de los factores más importantes durante la etapa inicial de un yacimiento es la identificación del tipo de fluido presente, porque de la caracterización que se hace dependen las decisiones que se tomen para su desarrollo.

Durante el periodo de producción se causa una caída progresiva de la presión del yacimiento mientras que generalmente se considera que su temperatura permanece constante, lo que causa que los fluidos caigan a la región de dos fases. Para identificar el tipo del fluido de yacimiento se utilizan datos representativos de producción.

Los cuatro datos más utilizados para la clasificación del tipo de fluido son:

- La relación gas aceite de producción inicial
- La gravedad API del líquido en el tanque de almacenamiento.
- El color del líquido en el tanque de almacenamiento.
- La composición de la fracción pesada.

Se han determinado cinco tipos fluidos de yacimientos los cuales se conocen como aceite negro, aceite volátil, gas condensado o retrogrado, gas húmedo y gas seco. El valor de mayor importancia a la hora de la clasificación del tipo de fluido de yacimiento es la relación de producción gas aceite. Los datos de esta clasificación son solamente una referencia aproximada debido a que para una correcta clasificación del fluido del yacimiento se hace necesario un completo estudio PVT.

### **1.1 GENERALIDADES DE ACEITE VOLÁTIL**

El aceite volátil es la clase de petróleo cuya presión de saturación es cercana a la del punto de burbuja y se encuentra en estado líquido en yacimiento puesto que la

temperatura de sistema es cercana a la temperatura crítica del fluido, que es mucho menor a la temperatura de un aceite negro, por esta razón estos aceites son llamados aceites casi críticos.

Los aceites volátiles son un fluido de alta merma, esto significa la reducción considerable de volumen que presentan con una caída de presión cuando se encuentra por debajo de la presión de burbuja.

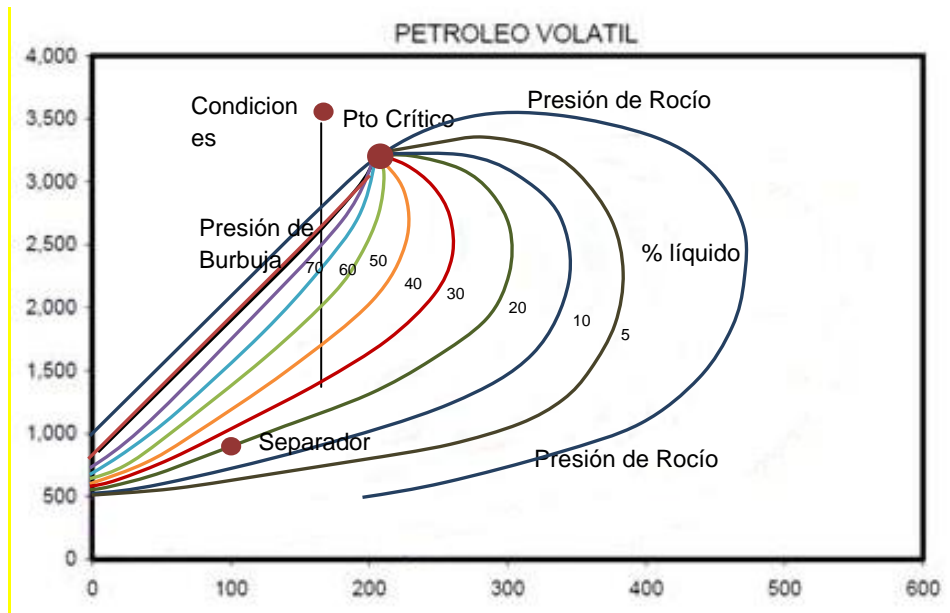
Estos aceites se caracterizan por contener relativamente gran cantidad de moléculas intermedias (definidas desde el etano hasta el hexano) y el gas asociado a un aceite volátil es un gas rico que libera líquido en superficie.

## **1.2 PROPIEDADES Y COMPORTAMIENTO DE LOS FLUIDOS**

### **1.2.1 Comportamiento de fase**

Como se observa en la figura 1 los aceites volátiles son fluidos que a pesar de encontrarse en estado líquido en yacimiento, en el momento de su explotación y al sufrir cambios de presión liberan grandes cantidades de gas llegando el aceite a ser un 50% de gas en el yacimiento a solo unos pocos cientos de psi por debajo de la presión de punto de burbuja; el gas asociado puede liberar una gran cantidad de condensados, sin embargo su producción está sujeta al manejo de diversos procesos de facilidades de superficie, los cuales evitan la liberación excesiva de gas manteniendo la rentabilidad del campo.

Figura 1. Diagrama de fases para el petróleo volátil. MCCAIN, William, D. The Properties of Petroleum Fluids. 1990



Fuente: MCCAIN, William, The Properties of Petroleum Fluids. 1990

Estos fluidos de yacimiento con características de fase entre aceites negros y gases o condensados de gas son encontrados en yacimientos a grandes profundidades, a altas temperaturas, cercanas a 250°F y a presiones por encima de 4300 Psia<sup>4</sup>.

Debido a que los aceites volátiles contienen menor cantidad de moléculas pesadas que los aceites negros, se presentan tres efectos sobre el diagrama de fases del aceite volátil con respecto al del aceite negro:

1. El rango de temperatura del diagrama de fases es más pequeño.
2. Las líneas isovolumétricas están desviadas hacia arriba, dirigidas a la línea del punto de burbuja y no están igualmente espaciados.
3. El punto crítico está más hacia la izquierda del diagrama de fases comparado con un aceite negro, la temperatura crítica ( $T_c$ ) del aceite volátil está más cercana

<sup>4</sup>MCCAIN, William, D. Jr, The Properties of Petroleum Fluids. PennWell. 1990

a la temperatura del yacimiento ( $T_{yac}$ ) y más baja que la  $T_c$  de un aceite negro. Sin embargo, para que un fluido de yacimiento sea un aceite volátil su  $T_c$  debe ser más grande que la  $T_{yac}$ .

### 1.2.2 Identificación de aceite volátil.

Se ha establecido un GOR DE 3200 scf/STB como un límite entre un aceite volátil y un gas retrogrado. El GOR aumenta mientras la producción del yacimiento continua y la presión del yacimiento cae por debajo de la presión de burbuja. También se ha limitado estos dos tipos de fluidos con un límite de composición molar del C7+ del 12,5%, debido a que para el caso del aceite volátil la fracción molar del C7+ puede llegar hasta un orden de  $0,3^2$ .

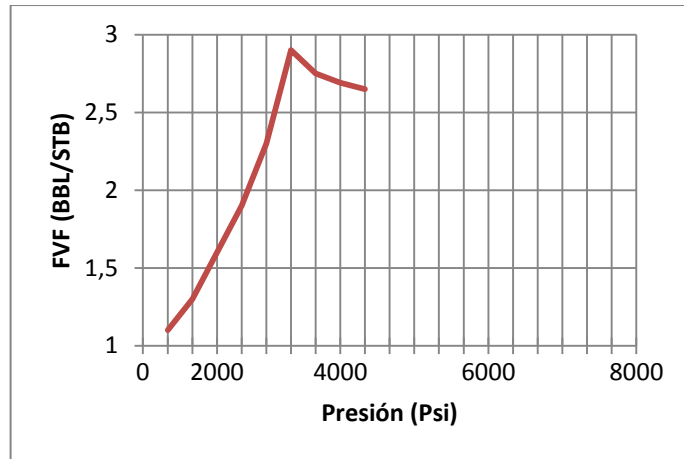
Tabla 1. – Propiedades aceite volátil.

|              |                        |
|--------------|------------------------|
| GOR          | 2000-3000 [SCF/STB]    |
| °API         | Mayor a 40             |
| Boi          | Mayor a 2 [resBL/STB]  |
| % Hc Pesados | 12,5% - 30 %           |
| Coloración   | Marrón, Naranja, Verde |

Fuente: McCAIN, William, The Properties of Petroleum Fluids. 1990

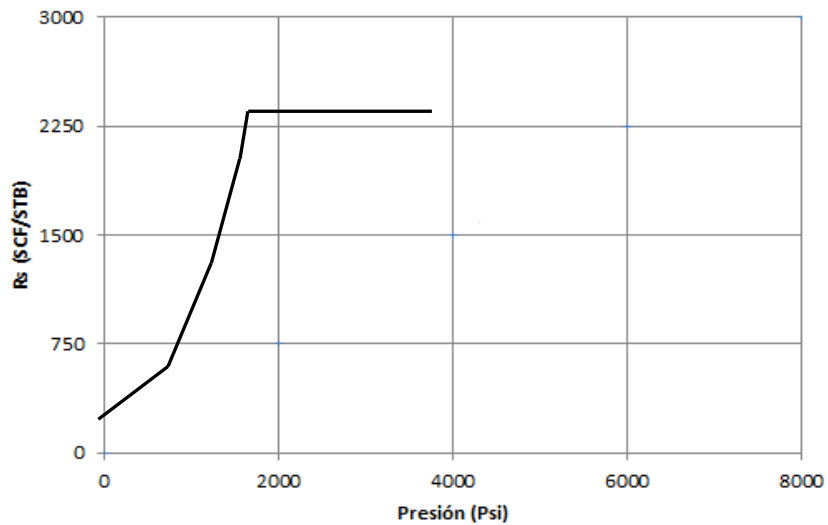
El comportamiento típico para las curvas de  $B_o$  y  $R_s$  se muestra en las figuras 2 y 3. Las grandes disminuciones en ambas curvas es notable a presiones inmediatamente inferiores a la presión de burbuja ( $P_b$ ), como efecto de la liberación de gran cantidad de gas en el yacimiento a presiones por debajo de  $P_b$ .

Figura 2. Curva típica del FVF de un aceite volátil.



Fuente: McCAIN, William, The Properties of Petroleum Fluids. 1990

Figura 3. Curva típica de Rs para un aceite volátil.



Fuente: McCAIN, William, The Properties of Petroleum Fluids. PennWell. 1990

Las viscosidades de los aceites volátiles son mucho más bajas que las viscosidades de los aceites negros. Son comunes valores de 0.1 Cp - 0.2 Cp en el

punto de burbuja, presentándose usualmente un aumento de 10 veces en la viscosidad entre  $P_b$  y una presión más baja.

A medida que la presión disminuye en un yacimiento de aceite volátil, la corriente de flujo en el yacimiento llega a ser virtualmente gas. Sin embargo, este gas es un gas retrógrado y es suficientemente rico para liberar grandes cantidades de condensado a condiciones de superficie. Así, en la vida temprana del yacimiento de aceite volátil, el líquido del tanque proviene de la fase aceite en el yacimiento, y en la vida tardía, casi la mitad del líquido en el tanque es un condensado del gas del yacimiento. La gravedad API aumenta durante la producción mientras la presión del yacimiento cae por debajo de  $P_b$  debido al aumento de la cantidad de condensado en la corriente de producción y al mezclado de este con el aceite volátil del yacimiento.

El aceite en el tanque puede presentar un color marrón, con un contenido de C/7+ cercano al 15%, y factores volumétricos de la formación cercanos a 2.7 bbl/ac/STB en el punto de burbuja<sup>5</sup>.

### **1.3 GENERALIDADES DE LOS YACIMIENTOS DE GAS CONDENSADO**

Es tipo de fluido es también conocido como gas retrógrado, y está compuesto por una gran fracción de hidrocarburos livianos y una parte restante de fracciones pesadas. El gas condensado es un fluido que es totalmente gas en el yacimiento cuando su presión está por encima de la presión de rocío. Cuando la presión disminuye, este alcanza la zona de saturación. Al ocurrir una reducción adicional de presión se condensará líquido en el yacimiento, el cual normalmente no fluye, razón por la cual no podrá ser producido.

---

<sup>5</sup> ESCOBAR MACUALO, Fredy Humberto. Fundamentos de Ingeniería de Yacimientos. Editorial Universidad Surcolombiana.

A medida que la presión fluyente de fondo continua disminuyendo, en un proceso considerado isotérmico, el porcentaje de condensado producido aumenta hasta alcanzar un máximo. Posteriormente, la fracción de condensado empieza a disminuir, a medida que la presión continua reduciéndose como consecuencia de la revaporización, presentándose comportamiento retrógrado, ya que una fracción de sus condensados vuelve a retornar a su estado gaseoso inicial en condiciones de superficie.

Los yacimientos de condensados de gas pueden existir a presiones por debajo de 2000 Psi y temperaturas por debajo de 100°F, y probablemente pueden existir a cualquier presión y temperatura mayor alta dentro del alcance de la perforación. Sin embargo la mayoría de los yacimientos de condensados de gas retrógrados están en el rango de 3000 a 8000 Psi y 200 a 400°F. Estos rangos de temperatura y presión junto con los amplios rangos de composición, suministran una gran variedad de condiciones para el comportamiento físico de los depósitos de condensados de gas.

Para estos sistemas, la temperatura crítica es menor que la del yacimiento y esta a su vez es menor que la cricondentérmica.

## **1.4 PROPIEDADES Y COMPORTAMIENTO DEL GAS CONDENSADO**

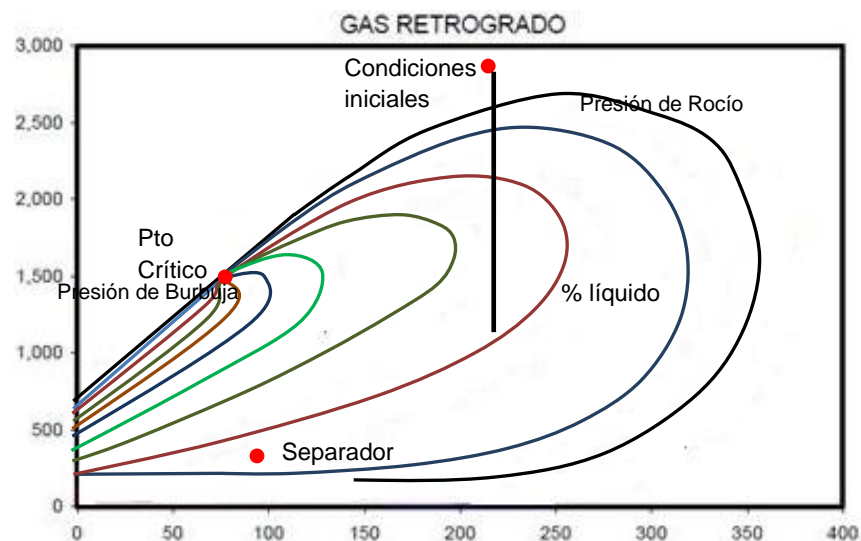
### **1.4.1 Comportamiento de fases.**

Inicialmente, toda acumulación de hidrocarburos tiene su propio diagrama de fases que depende solo de la composición. El comportamiento de fases de un yacimiento de gas condensado se explica mediante la Figura 5, durante el proceso de producción del gas, y en el momento en el que la presión disminuye isotérmicamente por debajo de la presión de rocío el gas comienza a condensarse, pero a medida que la presión continúa disminuyendo y (observando

las líneas de calidad) parte del aceite precipitado vuelve a retornar su condición inicial.

Realmente, una vez que se alcanza el punto de rocío, debido a que varía la composición del fluido producido, la composición del fluido remanente en el yacimiento también cambia, y la curva envolvente comienza a desviarse. El diagrama de fases de un yacimiento de condensado de gas retrógrado es más pequeño que el de los aceites y el punto crítico está más hacia el lado izquierdo del domo, lo cual es consecuencia de los pocos hidrocarburos pesados que contienen estos yacimientos.

Figura 4. Diagrama de fases para un gas condensado.



Fuente: McCAIN, William, The Properties of Petroleum Fluids. 1990

Los condensados generados durante la producción de este tipo de gas son aceites livianos de alto grado API ya que generalmente se encuentran en yacimientos ubicados a profundidades mayores a 3000 pies. Alrededor del 85% del petróleo puede permanecer como líquido en condiciones de superficie si no se le controlan su presión y temperatura.

El gas condensado se diferencia del gas húmedo pues el primero posee una fracción de hidrocarburos pesados mayor y por su comportamiento retrógrado con las variaciones de presión, además el gas húmedo contiene una cantidad mucho mayor de vapor de agua asociado.

Las propiedades de estos gases también varían dependiendo de la profundidad del yacimiento en el que se encuentren en el modo en el que, a mayor profundidad de yacimiento se encontrarán gases compuestos por fracciones más livianas y con un GOR mayores.

#### 1.4.2 Identificación de gases condensados

El límite inferior para relación gas-liquido en producción es aproximadamente 3000 scf/STB. El límite superior no se ha definido exactamente pues se han observado valores superiores a 150 000 scf/STB. La fracción de C7+ es menor que 12.5% molar. Una relación gas-líquido de 3000 a 5000 scf/STB indica que el fluido es un gas rico.

Si la relación gas líquido en producción es alta, la condensación de líquido será menor en el yacimiento. Para relaciones gas-líquido en producción mayor de 50.000 scf/STB. La cantidad de líquido retrógrado es muy pequeña. Esta relación aumenta a medida que la producción continúa.

Tabla 2. Propiedades del gas condensado.

| GOR            | Más de 3200 [SCF/STB]        |
|----------------|------------------------------|
| °API en tanque | 40-60                        |
| Boi            | -----                        |
| % Hc pesados   | 4% - 12,5%                   |
| Coloración     | Marrón, Naranja, Verde claro |

Fuente: McCAIN, William, The Properties of Petroleum Fluids. PennWell. 1990

La gravedad API del líquido en el tanque de almacenamiento está entre 40 y 60 °API y a medida que la presión de yacimiento disminuye esta aumenta. Sin embargo, se han encontrado yacimientos con gravedades tan bajas como 29 °API. El líquido puede ser usualmente de color café, naranja, verdoso o lechoso.

El gas en superficie es rico en componentes intermedios y a menudo se procesa para remover propano líquido, butano, pentano e hidrocarburos más pesados.

Cuando las relaciones iniciales gas-aceite de producción están entre 6000 y 15000 SCF/STB normalmente se espera un comportamiento retrógrado durante la depleción a temperatura constante. Como regla práctica, cuando el GOR está por encima de 50000 SCF/STB, la cantidad de líquido retrógrado en el yacimiento es muy pequeña y el fluido del yacimiento puede ser tratado como si este fuera gas húmedo.

### **1.5 Predicción del Comportamiento de Fases para Yacimientos de Condensados de Gas.**

En yacimientos que contienen aceites livianos (condensados de gas o aceites volátiles) el equilibrio vapor-líquido depende de la composición así como también de la presión. Los cálculos flash son hechos con valores K o una ecuación de Estado (EOS) para determinar las composiciones de cada una de las fases. La viscosidad y densidad de cada fase pueden ser calculadas de las composiciones de las fases. Las EOS más utilizadas para describir el comportamiento de fases son la ecuación de Peng-Robinson y la ecuación de Redlich-Kwong. Se debe realizar la caracterización de los hidrocarburos pesados cuando se usan ecuaciones de estado para cálculos de equilibrio de fases, lo cual implica la estimación de  $T_c$ ,  $P_c$  y  $W$  (factor acéntrico). El  $C_{7+}$  es el elemento clave para caracterizar y obtener concordancia entre los resultados de comportamiento de fases medidos y calculados.

### 1.5.1 Equilibrio vapor-liquido

Las pruebas de laboratorio de los sistemas de condensados de gas usualmente son hechas para determinar el comportamiento volumétrico de los sistemas a condiciones de yacimiento y superficie. Las composiciones y volúmenes de cada fase pueden ser calculadas exactamente, a cualquier presión y temperatura específica usando los datos de equilibrio vapor-líquido; esto es útil para el cálculo de las composiciones de cada una de las fases durante la depleción de un yacimiento de condensado.

La distribución de un componente de un sistema entre vapor y líquido es expresada por la relación de equilibrio K:

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i}$$

El uso de las relaciones de equilibrio (K) permite calcular las presiones de punto de rocío, y las proporciones de vapor y líquido en equilibrio a presiones y temperatura donde existen las dos fases.

### 1.5.2 Análisis composicional de fluidos

La técnica estándar usada para determinar composiciones de mezclas de hidrocarburos involucra cromatografía y destilación. La muestra de gas se analiza únicamente utilizando cromatografía. El equipo separa los componentes hidrocarburos llevando una pequeña cantidad de muestra a una columna absorbente a diferentes tiempos, dependiendo de su afinidad con el material de la columna. El detector responde a la masa de los componentes presentes y se calibra usando cantidades de mezclas de composición conocida. Se requiere realizar corridas a través de diferentes medios y con varias muestras.

Los líquidos también se analizan usando las técnicas de cromatografía gaseosa, pero son separados en fracciones de destilación. Para líquidos recolectados a

una presión del separador alta, se realiza una separación flash (bajo condiciones controladas) y el gas liberado se analiza por separado. En estas circunstancias se requieren dos combinaciones para calcular la composición de los fluidos de yacimiento. Aunque algunas veces el análisis hasta el C11 es suficiente; en la mayoría de los casos, un análisis extendido es muy útil para caracterizar la fracción pesada para propósitos de agrupamiento usado en ecuaciones de estado.

El análisis se realiza usando la técnica de destilación y midiendo la cantidad de destilado recolectado entre los puntos de destilación (True Boiling Point o técnica TBP) de hidrocarburos parafínicos normales.

Otra técnica comúnmente usada es la destilación simulada por cromatografía de gas, ya que es considerable más económica y consume menos tiempo. Sin embargo la cantidad y calidad de datos medidos se reduce porque las fracciones nunca están disponibles para estudiar por separado y entonces la mayoría de propiedades asignadas a las fracciones se deben calcular.

El método de espectrometría de masas puede ser combinado con la destilación simulada para examinar la distribución de parafinas, naftenos y aromáticos en las fracciones de puntos de ebullición diferentes. Esta es una técnica especializada que no se aplica frecuentemente.

La precisión de las mediciones composicionales tiene gran importancia en la estimación de la validez de datos, ya que las diferencias reportadas en la composición de un grupo de muestras no necesariamente significan que estas no sean válidas. En general, la precisión en la medición de la concentración de un componente en particular es función de la concentración y naturaleza del mismo.

## 2. FUNDAMENTACIÓN TEORICA

### 2.1 ANTECEDENTES<sup>6</sup>

Los últimos años se ha abarcado de manera más amplia el proceso de separación de gas-liquido enfocado a maximizar la recuperación de hidrocarburos líquidos, por lo que se cuenta con una gran cantidad de estudios y trabajos técnicos dedicados exclusivamente a este tema.

Uno de los enfoques más importantes es llegar a predecir el comportamiento de las variables involucradas en la separación gas-aceite. Esta predicción se puede llevar a cabo mediante la aplicación de un conjunto de metodologías técnicas, donde los temas esenciales son: el cálculo del equilibrio líquido-vapor, la solución simultánea de los balances de materia y energía involucrados.

Para determinar el equilibrio líquido-vapor de una mezcla de hidrocarburos se puede recurrir a diversos métodos en base a la información disponible y a la precisión requerida. Un parámetro de gran utilidad en ingeniería es la llamada "constante de equilibrio"  $K_i$ , la cual proporciona la relación entre las fracciones molares en las fases vapor y líquido para cada componente  $i$  de la mezcla de hidrocarburos. Las metodologías para la evaluación de las constantes de equilibrio parten de dos enfoques: aquel que utiliza herramientas generales de predicción fundamentadas en relaciones termodinámicas básicas que asocian correlaciones generalizadas y ecuaciones de estado (EOS) para la descripción del comportamiento de fases; y, por otra parte aquel que se basa en mediciones experimentales más directas como análisis PVT (Presión Volumen-Temperatura).

Los análisis PVT consisten en una serie de pruebas realizadas a muestras representativas de los fluidos presentes en el yacimiento o en superficie, entre estas pruebas se encuentran la medición de la gravedad específica, la

---

<sup>6</sup> Maldonado Daniel Ángel, "Modelación del proceso de separación de gas-crudo en la industria petrolera". Universidad del Istmo, México 2010.

relación gas/crudo, el análisis composicional del sistema, la expansión a composición constante (vaporización flash), la liberación diferencial (vaporización diferencial), la reducción a volumen constante y pruebas efectuadas en un equipo separador.

Almehaideb R., Abdulcarim M. y Al-Khanbashi A<sup>7</sup>, han presentado trabajos en los cuales realizan pruebas PVT como son liberación diferencial y reducción de presión a volumen constante para varias muestras de crudo de diferentes yacimientos en los Emiratos Árabes Unidos, con el fin de obtener la composición del gas presente en las muestras. Con los datos conseguidos de estas pruebas y empleando técnicas de balance de materia, determinan las constantes de equilibrio K de los componentes. Los valores de estas son correlacionados y comparados con aquellos obtenidos por otras expresiones presentadas en la literatura. La correlación propuesta por estos autores para este tipo de crudos la obtienen ajustando los parámetros de la correlación de Standing usando regresión multi-variable. Por su parte,

Los análisis PVT permiten evaluar la precisión de las ecuaciones de estado, cuando estas son empleadas para predecir el comportamiento de fases de los fluidos presentes en los pozos petroleros. Las aproximaciones obtenidas con estas ecuaciones pueden mejorarse afinando o ajustando estas con algunos datos experimentales medidos. Las propiedades usadas comúnmente para este propósito son factores de compresibilidad, densidad y presiones de saturación proporcionados por laboratorios PVT. Sin embargo, tales ajustes a la ecuación solo son válidos para esos mismos fluidos alrededor del mismo intervalo de presiones y temperaturas de los datos experimentales<sup>8</sup>.

---

<sup>7</sup> Almehaideb, R., Ashour I., EL-Fattah., 2003. Improved K-value correlation for UAE crude oil components at high pressures using PVT laboratory data. Fuel. 82, 1057-1065.

<sup>8</sup> Abrishami, Y., Hatamian, H., and Dawe, R., 1997. Tuning of Peng-Robinson equation of state for simulation of compositional change in flue gas injection processes. Fluid Phase Equilibria 139 (1997) 219-254.

Si bien los cálculos basados en ecuaciones de estado presentan desviaciones en relación a los datos experimentales proporcionados por un análisis PVT, estas ecuaciones permiten predecir de manera aproximada el desempeño de los equipos de separación en superficie (separador gas-crudo), a partir de las propiedades críticas y factor acéntrico de los componentes de la mezcla. Las EOS pueden ser usadas para el cálculo del equilibrio de fases en amplios intervalos de temperatura y presión y pueden aplicarse a mezclas de diversos componentes, desde gases ligeros hasta líquidos pesados<sup>9</sup>. Este tipo de ecuaciones han conseguido amplia aceptación como herramientas que permiten el cálculo conveniente y flexible del comportamiento complejo de fases de los fluidos del yacimiento debido a su simplicidad, consistencia y precisión<sup>10</sup>.

En el 2007, Ahmed T<sup>8</sup>. presentó una publicación en la cual la mayoría de su material es basado en trabajos realizados por la Society of Petroleum Engineers (SPE). El enfoque principal de su trabajo es presentar los fundamentos básicos de las ecuaciones de estado y los análisis PVT de laboratorio. Además realiza una revisión del avance en el campo de las EOS presentando la aplicación práctica en ingeniería petrolera de las ecuaciones de Van der Waals, Redlich-Kwong, Soave-Redlich-Kwong, y Peng Robinson, para abordar el equilibrio de fases en mezclas de hidrocarburos.

Danesh A<sup>11</sup>. desarrolla un trabajo similar; en su publicación explica los fundamentos relevantes y presenta métodos prácticos para determinar las propiedades requeridas en la ingeniería de yacimientos haciendo énfasis en la aplicación de datos PVT y comportamiento de fases a problemas de

---

<sup>9</sup> Wei, Y., Sadus, R., 2000. Equation of State for the Calculation of fluid-phase equilibria. Alche Journal. Vol. 46, N° 1, 169-196.

<sup>10</sup> Ahmed, T., 2007. Equations of State and PVT Analysis, Applications for Improved Reservoir Modeling. Gulf publishing, Houston, Texas.

<sup>11</sup> Danesh, A., 1998. PVT and Phase Behaviour of Petroleum Reservoir Fluids. Elsevier Science & B.V. Amsterdam, Netherlands.

ingeniería. También muestra una serie de métodos experimentales, métodos gráficos, correlaciones y ecuaciones de estado que aún son usados en la industria petrolera, indicando sus ventajas y limitaciones.

Por su parte, Hoyos B<sup>12</sup>. realiza un estudio comparativo del cálculo del volumen específico de líquidos puros por medio de ecuaciones de estado cúbicas, mostrando las ventajas de la ecuación de Peng-Robinson sobre otras ecuaciones de estado. Nasri Z. y Binous H<sup>13,14</sup>. presentan la aplicación de ecuaciones de estado como la de Peng Robinson y Soave-Redlich-Kwong, en la estimación de propiedades de componentes puros y la predicción del equilibrio líquido-vapor de una mezcla de hidrocarburos, implementando algoritmos de cálculo en software como MATHEMATICA Y MATLAB.

En el API Technical Data Book, se presenta el desarrollo de un procedimiento detallado para estimar los valores de las constantes de reparto  $K_i$  para mezclas de hidrocarburos y no hidrocarburos empleando la modificación de Soave a la ecuación de estado de Redlich-Kwong, mediante el cual se determinan las fugacidades para establecer la condición de equilibrio. Asimismo, muestra un amplio banco de datos de equilibrio líquido-vapor para sistemas de hidrocarburos, hidrocarburos-hidrogeno e hidrocarburos-gases no hidrocarburos, presentados en gráficas y nomogramas como función de la presión y temperatura a la cual se encuentran.

---

<sup>12</sup> Hoyos, B., 2000. Cálculo Del Volumen Específico De Líquidos Puros Con Ecuaciones De Estado Cúbicas. Dyna. 129, 85-92.

<sup>13</sup>Nasri, Z., Binous, H., 2007. Applications of Soave-Redlich-Kwong Equation of State Using Mathematica. Journal of Chemical Engineering of Japan. Vol. 40, N° 6, 534-538.

<sup>14</sup> Nasri, Z., Binous, H., 2007. Applications of Peng-Robinson Equation of State Using MATLAB. National Institute of Applied Sciences and Technology BP 676 Centre Urbain Nord, 1080 Tunis, Tunisia.

Manning F. y Thompson R<sup>15</sup>, presentaron una publicación en la cual dedican una sección a la descripción del comportamiento de las fases presentes en los equipos utilizados en el procesamiento del crudo (entre ellos separadores gas-crudo). También realizan una revisión de las principales ecuaciones de estado empleadas para estimar las constantes de reparto K de una mezcla de hidrocarburos y la aplicación de una EOS para determinar las entalpías de mezcla requeridas en los cálculos de balance de energía. Por otra parte se presenta un programa de cálculo para predecir el comportamiento de los procesos que intervienen en la producción de crudo mediante la solución del equilibrio de fases y los balances de materia y energía. Uno de los procesos que pretende describir, es la estabilización del crudo a través de una separación multietapas. Este algoritmo se basa en una modificación realizada por Usdin-McAuliffe de la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong, usada para determinar las fugacidades y constantes de reparto de los componentes, así como la desviación de la entalpía del gas ideal. Las entalpías ideales de los componentes definidos son obtenidas del API Technical Data Book. Para determinar la entalpía ideal de la fracción pesada C7+ emplea el método de Stevens-Thodos. La estimación de las propiedades críticas y el factor acéntrico se realiza utilizando correlaciones generalizadas.

Para realizar la estimación tanto del equilibrio líquido-vapor como de los balances de materia y energía, es necesario contar con una buena base de datos que proporcione las propiedades de los fluidos que se manejan en la industria petrolera. El API Technical Data Book<sup>16</sup> y el Perry's Chemical Engineer's Handbook<sup>17</sup>, proveen una amplia colección de propiedades (propiedades críticas, factor acéntrico, temperatura de ebullición, peso molecular, etc.) Para

---

<sup>15</sup> Manning, F. S., Thompson, R., 1991. Oilfield processing volume two: crude oil. Penn- Well, Tulsa.

<sup>16</sup> American Petroleum Institute, 1992. API Technical Data Book. Chapter 1. General Data. Fifth edition.

<sup>17</sup> Perry, R., 1997. Perry's Chemical Engineers' Handbook. Seventh edition. McGraw-Hill. United States of America.

una gran variedad de hidrocarburos y no hidrocarburos, seleccionados por su amplio uso en la industria química y del petróleo.

Al usar una ecuación de estado para predecir el comportamiento de fases de mezclas, es necesario proporcionar la presión crítica, la temperatura crítica y el factor acéntrico para cada componente en la mezcla. Para componentes puros, las propiedades requeridas son bien definidas y conocidas. Sin embargo, petróleo crudo contiene componentes pesados que no están bien definidos. Estos componentes son a menudo agrupados como una sola fracción (C7+). El problema de cómo caracterizar adecuadamente la fracción C7+ en términos de sus propiedades críticas y factor acéntrico ha sido reconocido en la industria petrolera desde hace varios años. En base a la información disponible de la fracción pesada, tres aproximaciones son usadas comúnmente para generar las propiedades de esta fracción: correlaciones generalizadas, correlaciones basadas sobre la determinación de PNA (Parafinas, Naftenos y Aromáticos) y correlaciones gráficas. La descripción de cada una de estas correlaciones se puede encontrar en trabajos como el de Ahmed T<sup>8</sup>. y Danesh A<sup>9</sup>.

Whinery y Campbell (1958) desarrollaron un método para la determinación de la óptima presión de la segunda etapa en un sistema tres etapas, el método es simple, preciso y elimina la necesidad para el cálculo de vaporización flash.

Penick y Thrasher (1977) sugirió encontrar la presión óptima de separación mediante la relación de equilibrio frente a la presión. Calculando los valores de K, que se define como la relación de fracción molar de un componente en el vapor y la fracción molar de dicho componente en el líquido, entonces cuando se aplican cálculo de equilibrio flash convencional la condición que da la mayor proporción de componente en la fase líquida es donde los valores de K sean más bajos.

AL-Ameeri (1981) propuso un modo matemático capaz de encontrar las presiones óptimas para sistemas de separación gas-aceite, el objetivo principal del diseño de este modelo era resolver el problema del exceso de gas natural que se enfrentan

los países productores de petróleo en Oriente Medio y en otras partes del mundo. El objetivo era disminuir la relación gas-aceite.

Jalali, Van Wasscnhovc, Romano y Pickles (1997) construyeron un algoritmo para predecir presión óptima en el separador para la primera estación en un campo en el Mar Norte. Además. Ellos sugirieron una formulación sencilla para el mismo fin.

Palke y Horne (1997) hizo modelo de producción integrado, compuesto por varios componentes, incluye modelo de separador. Los autores utilizaron la ecuación de estado de Redlich -Kwong para determinar propiedades de fases y las técnicas de optimización no lineales son métodos matemáticos de la determinación de la conjunto de valores de las variables de decisión que maximiza el valor de la función objetivo.

También se han desarrollado correlaciones para encontrar las presiones optimas de un tren de separación, en el año 2010 Mohammed S. AL-Jawad; Omar F. Hassan desarrollaron una serie de correlaciones con el fin de facilitar y hacer más ágil los cálculos para sistema de dos y tres etapas de aceites pesados, las correlaciones se han desarrollado trabajando muestras de petróleo iraquí.

A. Bahadori (2009) presento una metodología simple para la optimización de las presiones de separación en la unidad de producción del crudo. La nueva metodología propuesta determina las presiones óptimas de los separadores de las diferentes etapas de separación y, está basado en el cálculo de las constantes de equilibrio graficando su comportamiento contra las diferentes presiones y la condición optimas es donde  $K_i$  se mínimo para el propano.

Kengang Ling, Xingru Wu, Boyun Guo y Jun He (2013) desarrollaron una metodología enfocada en el cálculo de la presiones optimas en un sistema de separación de varias etapas, determinando unas funciones objetivos ( $B_o$ , API y

GOR) a medida que se varía las presiones en los separadores. El objetivo es conseguir una máxima API y un menor GOR y Bo.

## **2.2 ESTABILIZACIÓN DEL CRUDO Y GAS**

La estabilización es el proceso de aumentar la cantidad de compuestos intermedios (C3 a C5) y componentes pesados (C6 +) en la fase líquida. En un campo de petróleo de este proceso se llama estabilización de crudo y en un campo de gas se denomina estabilización de condensado.

En casi todos los casos, las moléculas tienen un valor más alto como líquidos que en fase gaseosa. Las corrientes de petróleo normalmente contienen un bajo porcentaje de componentes intermedios. Por lo tanto, generalmente no es económicamente atractivo considerar otras alternativas a la separación multietapas para estabilizar el crudo. Por otra parte, el gas condensado, puede contener relativamente un alto porcentaje de componentes intermedios. Por lo que la estabilización de condensado debe ser considerada para cada instalación de producción de gas.

El método más común utilizado para eliminar los componentes livianos del hidrocarburo antes de que ingrese a un tanque de almacenamiento es una estación de separación. Los separadores y estabilizadores deben operar a condiciones termodinámicas que favorezcan la separación, de lo contrario la eficiencia de la operación será baja sin importar que otros factores de dinámica de fluidos afecten la operación. La selección de las mejores condiciones termodinámicas de operación depende fundamentalmente de los objetivos de producción que se pretendan alcanzar<sup>3</sup>.

Generalmente, estos objetivos se orientan a incrementar el ritmo de producción, reducir los costos por compresión de gas, maximizar la recuperación de hidrocarburos líquidos o asegurar la obtención de productos estabilizados para su transporte posterior a otros sitios de producción.

## 2.3 FUNDAMENTOS DEL EQUILIBRIO DE FASES

Para un compuesto en particular, los cambios de estado entre las fases líquida y gaseosa, se presentan a una temperatura y presión específicas. En estos cambios, el compuesto pasa del estado líquido al gaseoso pasando por una etapa de equilibrio que va desde la formación de la primera burbuja de vapor hasta la evaporación de la última gota de líquido o viceversa. Un sistema formado por dos o más componentes muestra estos cambios de estado a una presión y temperatura que dependen directamente de la composición del sistema y de las propiedades termodinámicas de cada componente. En un sistema multicomponente en equilibrio, las concentraciones de cada componente son diferentes para las fases líquida y gaseosa. Para calcular las condiciones termodinámicas a las cuales se presentan estos cambios y, consecuentemente, calcular las composiciones de líquido y vapor, se tienen dos alternativas. La primera consiste en la medición directa del estado de equilibrio bajo condiciones controladas y la segunda consiste en el empleo de ecuaciones de estado que se ajusten a las propiedades del sistema y consideren sus interacciones moleculares.

Un tanque de separación súbita (tanque flash), como los que se emplean en los procesos de separación primaria de hidrocarburos, opera bajo este principio de separación de fases, el cual tiene como objetivo la obtención de gas y condensados amargos en sus respectivas fases con un porcentaje abundante de los componentes de interés. Para determinar las condiciones de presión y temperatura a las cuales se darán estos objetivos, se necesitan conocer las características de dichos componentes, sus porcentajes molares, sus propiedades termodinámicas de equilibrio particulares y el empleo de una ecuación de estado.

Si la composición del flujo de alimentación al separador o sus condiciones de presión y temperatura cambian, se presenta un cambio en las composiciones de líquido y vapor y, con ello, se podrían no alcanzar los objetivos de separación deseados. Por ello, se emplean los cálculos de equilibrio físico para alcanzar los

objetivos de separación de hidrocarburos, los cuales consisten en obtener gas rico en hidrocarburos ligeros, tales como metano, etano y propano, así como líquidos compuestos por cadenas más largas que conforman los condensables a alta presión, aceites, etc.

En la aplicación práctica de ingeniería de petróleos, nos interesa el comportamiento de fase de la mezcla de hidrocarburos líquidos, la cual a una temperatura y presión específica, está en equilibrio con una mezcla de hidrocarburos gaseosa a la misma presión y temperatura

En una mezcla multicomponente de hidrocarburos, la fugacidad del componente en cada fase es introducida para desarrollar un criterio de equilibrio termodinámico. Físicamente, la fugacidad del componente  $i$  en una fase con respecto a la fugacidad del componente en la otra fase es una medida del potencial para transferir componentes entre fases. La fase con el componente de más baja fugacidad acepta el componente de la fase con una fugacidad más alta. Fugacidades iguales de un componente en las dos fases resulta en una transferencia neta de cero. Por eso, la condición del equilibrio termodinámico puede ser expresada matemáticamente por:

$$\hat{f}_i^L = \hat{f}_i^V \dots (1)$$

Los coeficientes de fugacidad son una relación adimensional entre la fugacidad de cada componente, su fracción mol y la presión del sistema.

$$\hat{\phi}_i^V = \left( \frac{\hat{f}_i^V}{Y_i P} \right) \dots (2) \quad \text{y} \quad \hat{\phi}_i^L = \left( \frac{\hat{f}_i^L}{X_i P} \right) \dots (3)$$

La relación de equilibrio o constante de reparto  $K_i$  para un componente dado, se define como la relación entre las fracciones molares del componente  $i$  en las fases vapor y líquida.

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} \dots \dots (4)$$

Expresando las constantes de reparto de cada componente en función de los coeficientes de fugacidad y aplicando la condición de equilibrio, encontramos que la constante de reparto está dada por la relación de los coeficientes de fugacidad.

$$K_i = \frac{\hat{f}_i^L / X_i P}{\hat{f}_i^V / Y_i P} \dots \dots (5)$$

Ahora bien, la relación termodinámica generalizada para el coeficiente de fugacidad de un componente i en una mezcla, es expresada por la ecuación:

$$K_i = \frac{\hat{f}_i^L / X_i P}{\hat{f}_i^V / Y_i P} = \frac{\hat{\phi}_i^L}{\hat{\phi}_i^V} \dots \dots (6)$$

## 2.4 OPTIMIZACIÓN DE LA PRESIÓN DE OPERACIÓN

Un concepto importante en la separación de la superficie de fase es que la recuperación de fracción líquido siempre se mejora mediante la adición de más separadores entre la cabeza del pozo y el tanque de almacenamiento. Un concepto igualmente importante es que para un número finito de separador, hay una óptima combinación de presiones de separación que maximizan la recuperación de líquidos. En la combinación óptima de presiones de separación, la gravedad API del crudo se maximiza y la relación gas-aceite se reduce al mínimo.

Al llevar a cabo el proceso de separación gas-aceite, el objetivo principal es tratar de lograr los siguientes objetivos<sup>18</sup>.

- ✓ Separar los componentes ligeros (metano y etano) del aceite.

---

<sup>18</sup> HARRIS. Billy, et al. Understanding Gas-Condensate Reservoirs.

- ✓ Maximizar la recuperación de los componentes intermedios (propano, butano, y pentano) en el petróleo crudo.
  
- ✓ Mantener los componentes pesados (que son la mayor parte de petróleo crudo) en el producto líquido.

Para lograr estos objetivos, algunos hidrocarburos de la grupo intermedio inevitablemente se pierden en la corriente de gas. Para minimizar esta pérdida y maximizar la recuperación del líquido, dos técnicas de separación son comparadas<sup>5</sup>.

1. Diferencial o separación mejorada
  
2. Flash o separación en equilibrio

En la separación diferencial, los gases ligeros (grupo livianos) son gradualmente y casi completamente separados del aceite en una serie de etapas, a medida que la presión total del fluido se reduce. La separación diferencial se caracteriza por el hecho de que los gases ligeros se separan tan pronto como son liberados (debido a la reducción de la presión). En otras palabras, los componentes ligeros no entran en contacto con los hidrocarburos más pesados, en su lugar, encuentran su camino de salida.

Para la separación flash, por otra parte, los gases liberados del aceite se mantienen en contacto íntimo con la fase líquida. Como resultado, del equilibrio termodinámico que se establece entre las dos fases y la separación se lleva a cabo a la presión requerida.

En la comparación de los dos métodos, uno encuentra que en la separación diferencial, el rendimiento de los hidrocarburos pesados (los grupos intermedio y pesado) se maximiza y el volumen de aceite que experimenta contracción en el tanque de almacenamiento se reduce al mínimo. Esto podría explicarse por el hecho de que la separación de la mayor parte de los gases livianos tienen lugar en

la anterior etapa de alta presión: de ahí, la oportunidad de perder componentes pesados con los gases livianos en la etapa de baja presión es minimizado. Como resultado, se concluyó que la separación flash es inferior a la separación diferencial porque las experiencias anteriores demuestran pérdidas más grandes de hidrocarburos pesados que son arrastrados con los gases livianos, debido a las condiciones de equilibrio.

Sin embargo, la separación comercial basada en el concepto diferencial es muy costosa y no es un enfoque práctico debido a las muchas etapas requeridas. Esto eliminaría la separación diferencial, dejando el proceso flash como el único sistema viable para afectar la separación gas-aceite utilizando un pequeño número de etapas.

## **2.5 EXPERIMENTOS PRESIÓN-VOLUMEN**

Con el tiempo se ha desarrollado una serie de técnicas y experimentos por medio de los cuales se pueden conocer algunas de las propiedades fundamentales de los fluidos, pruebas como Agotamiento a Volumen Constante (AVC), Expansión a Composición Constante (ECC) y la prueba del separador, que permiten el cálculo de propiedades del fluido bajo condiciones parecidas a las que son sometidos durante el proceso de producción. Dichos experimentos permiten obtener datos que al ser relacionados con distintos parámetros por medio de correlaciones matemáticas permiten vislumbrar el comportamiento y las propiedades de los fluidos.

Los dos experimentos fundamentales realizados en sistemas de gas condensado y aceite volátil son el Agotamiento a Volumen Constante (AVC) y la Expansión a Composición Constante (ECC). En los dos se emplea una celda PVT, la cual es un recipiente cuyo volumen interno es conocido para un amplio rango de presiones y temperaturas y que además puede mantenerse a temperatura constante.

Esta celda está equipada con una ventana resistente a altas presiones a través de la cual puede verse y medirse cualquier cambio de fase en la muestra analizada.

Los cambios de presión y volumen se realizan introduciendo o retirando mercurio directamente a la celda o usando pistones flotantes.

Inicialmente la celda se carga con los volúmenes de gas y líquido necesarios para formar de nuevo una muestra representativa. Posteriormente se deja en equilibrio a presión y temperatura de yacimiento, algunas de ellas tienen mecanismos de agitación para lograr alcanzarlo más rápidamente.

### **2.5.1 Expansión a Composición Constante (ECC)**

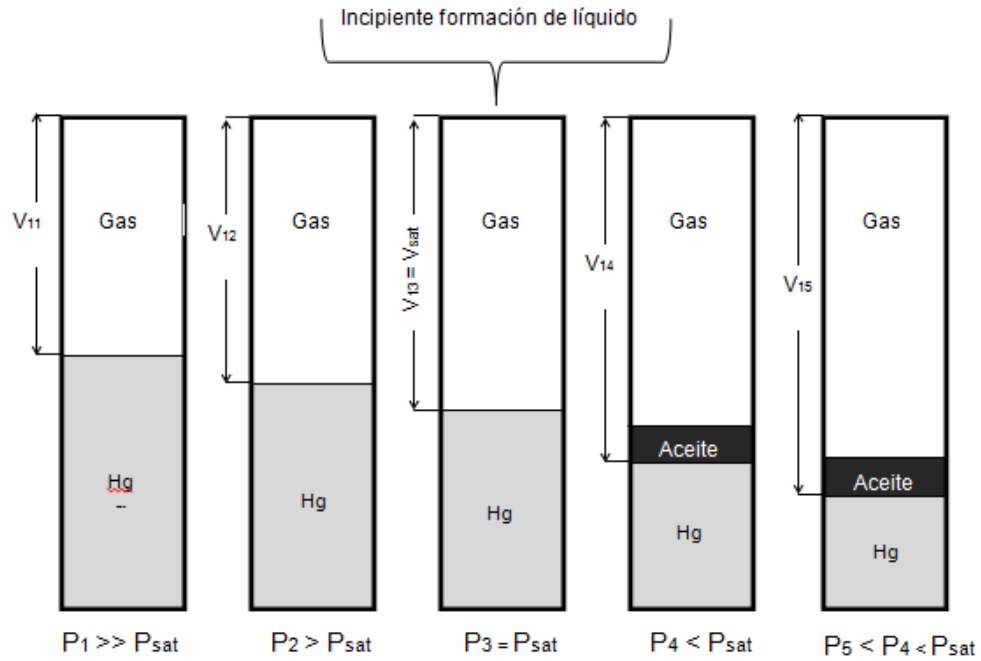
Esta prueba se conoce también como Expansión a Composición Constante o vaporización flash y es la que inicia el proceso de pruebas PVT para un fluido de yacimiento.

Se realiza para cualquier tipo de fluido. Se usa para medir el volumen total de fluido y su compresibilidad para un amplio rango de presiones desde la presión inicial de yacimiento hasta valores por debajo de la del separador. Para aceites negros y volátiles también se usa en la determinación de la presión de saturación a condiciones de yacimiento.

A fin de alcanzar un fluido de yacimiento representativo, la muestra se transfiere a la celda en la misma relación gas - líquido medida durante el muestreo.

Una vez hecho esto, el sistema en la celda PVT, se lleva a la temperatura de yacimiento y se comprime hasta alcanzar una presión superior a la de yacimiento medida. En este punto, la celda se deja (usualmente durante la noche) para lograr equilibrio. El sistema se revisa para ver si está todo en una fase y se registra el volumen total  $T$ . En este momento puede comenzar el proceso de expansión a masa constante que se presenta en la figura 5.

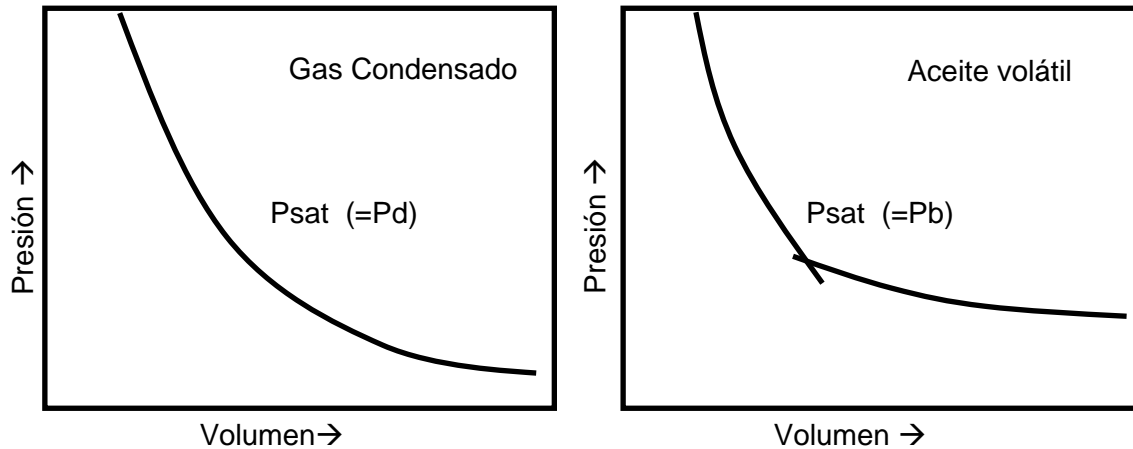
Figura 5. Representación esquemática de una Expansión a Masa Constante para un Gas Condensado.



Fuente: McCAIN, William, The Properties of Petroleum Fluids. PennWell. 1990

La presión se reduce paso a paso. Se observa en la celda visual el sistema y se registra el volumen en cada cambio de presión, según las lecturas de la bomba manual. La figura 6 muestra las curvas para condensados y volátiles

Figura 6. Comportamiento P-V para gas condensado y aceite volátil.



Fuente: McCAIN, William, The Properties of Petroleum Fluids. PennWell. 1990

En el caso de fluidos volátiles cercanos al punto crítico, puede ser difícil determinar si la presión de saturación es un punto de rocío o de burbuja, porque las dos fases son cercanamente idénticas. Los cambios de fases son rápidos y exhiben grandes variaciones en su comportamiento para pequeños cambios de presión y temperatura.

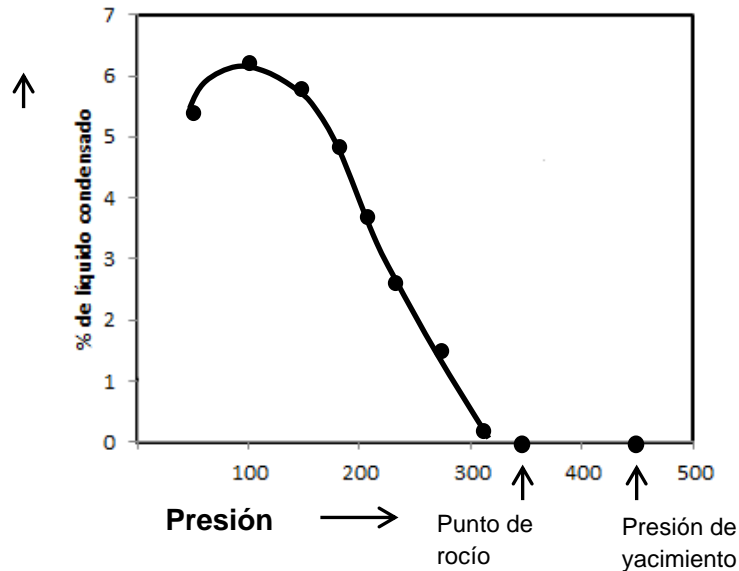
Una vez la presión de saturación del sistema se ha encontrado, y el estudio a masa constante se ha realizado, el programa de trabajo continua de la misma manera que para un gas condensado.

Para aceite volátil lejano al punto crítico la transición desde el sistema en una fase al sistema en dos fases es fácil de reconocer en la gráfica, pero en condensados la separación de la fase líquida no es muy notoria, por lo tanto debe hacerse visualmente.

Debido a que la presión del punto de rocío puede ser un poco difícil de reconocer en gases condensados, el agotamiento continúa por debajo de esta presión. En este momento se debe determinar el volumen de líquido condensado en cada paso, con lo cual obtenemos la curva de condensación de líquido que se observa

en la figura 7, sobre la cual se determina el punto de rocío extrapolando para un volumen de líquido de cero.

Figura 7. Curva de volumen de líquido condensado en función de la presión.



Fuente: McCAIN, William, The Properties of Petroleum Fluids.. 1990

En la región de una fase las curvas P-V también pueden ser usadas para calcular:

- La variación de la densidad con la presión
- La compresibilidad isotérmica
- La expansión térmica si el volumen de muestra se registra a más temperaturas.

El número de reducciones y el rango de presión que se va a cubrir, generalmente se decide consultando con el ingeniero que solicita el estudio.

La expansión a masa constante puede realizarse además a otras temperaturas para ayudar a modelar las condiciones de producción para procesos futuros.

Para muestras de aceite, la expansión volumétrica por debajo del punto de burbuja es mayor que por encima de este. Esto permite determinar fácilmente dicho punto

en la gráfica, el cual será aquel en donde la pendiente de la curva cambia. El gran cambio en expansión se debe a la presencia de vapor, el cual es mucho más compresible que la fase líquida.

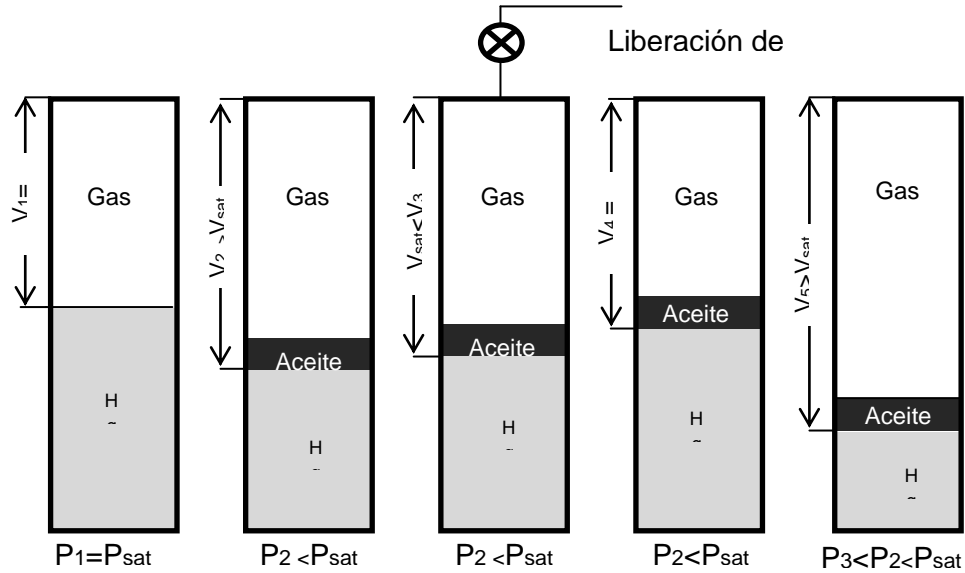
Es importante anotar que el volumen que se registra en las gráficas es un volumen relativo al volumen medido en el punto de saturación, aunque algunos laboratorios lo definen como la relación del volumen de líquido condensado sobre el volumen de fluido total.

### **2.5.2 Agotamiento a volumen constante (AVC)**

Este experimento se realiza generalmente para aceites volátiles y gases condensados para simular el comportamiento del fluido en el yacimiento durante la producción. Se diferencia de la liberación diferencial (prueba que se hace a aceites negros) en que no todo el gas se remueve en cada etapa de presión, de esta forma, se puede modelar una formación de volumen constante que está produciendo gas rico, pero reteniendo la fase líquida en equilibrio.

Esta prueba se realiza para aceites volátiles debido a los grandes volúmenes de gas liberados a condiciones de yacimiento cuando la presión cae por debajo del punto de burbuja y al alto encogimiento de la fase líquida cuando esto ocurre. La figura 8 muestra un diagrama de este procedimiento.

Figura 8. Representación esquemática del experimento de Agotamiento a Volumen Constante para gases condensados.



Fuente: McCAIN, William, The Properties of Petroleum Fluids. Penn Well. 1990

De nuevo el experimento comienza con una muestra de fluido en una fase, de volumen conocido, a presión de saturación y temperatura de yacimiento. De la misma manera que el experimento anterior, la presión se reduce paso a paso, resultando una expansión del volumen en cada uno. Después de alcanzar el equilibrio, se retira fluido de la celda hasta alcanzar el volumen inicial. En algún momento durante la reducción, el fluido pasa por el punto de burbuja (volátiles) o por el punto de rocío (condensados).

El fluido removido en cada etapa, se lleva a condiciones estándar y se analiza para determinar la composición y el peso molecular del C7+. Generalmente se realizan entre cinco y diez reducciones hasta alcanzar la presión atmosférica. Después de la etapa final, el líquido se remueve de la celda para analizarlo. Los datos que son determinados en la prueba son los volúmenes de gas y líquido a presión y temperatura, la cantidad de gas producida acumulada, el factor Z del gas

y la composición total de la corriente del pozo. Todos los datos volumétricos se reportan.

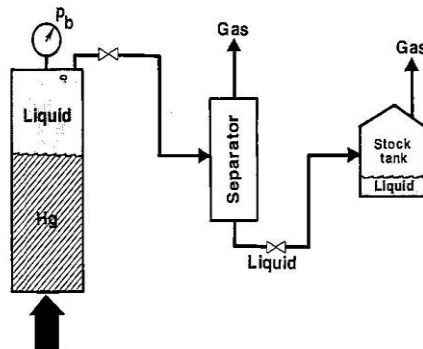
### 2.5.3 Prueba del Separador

La prueba del separador es una prueba PVT con la que se busca conocer las propiedades de los fluidos de yacimiento, el montaje de la prueba consiste básicamente en un recipiente con dos celdas aisladas, en la primer celda entra la muestra del fluido y se simulan las condiciones de temperatura y presión de saturación del mismo. Posteriormente se abre la válvula de paso y la fracción líquida es liberada en dos etapas de separación. Durante todo el proceso la presión de la celda inicial se mantiene a presión de burbuja, esta prueba tiene como finalidad simular los fenómenos que ocurren con el fluido de estudio en el momento en el que entra a los separadores.

Específicamente, esta prueba permite medir:

- Factor volumétrico de formación del petróleo
- Gravedad API del crudo
- Relación Gas-Aceite en solución
- Composición del gas separado
- Factor volumétrico de formación del petróleo

Figura 9. Esquema Prueba de Separador.



Fuente: The Properties Of Petroleum Fluids - WILLIAM D. McCAIN

#### **2.5.4. Correlaciones matemáticas para la determinación de parámetros de los fluidos.**

Es muy importante conocer especialmente las propiedades de los fluidos que se producen en cada yacimiento pues las propiedades de estos fluidos son determinantes en la selección y funcionamiento del mecanismo de producción que se utilizará.

Mediante las pruebas PVT es posible conocer parámetro como factores volumétricos de formación, relaciones entre cantidad de gas y petróleo crudo y características específicas de los hidrocarburos gaseosos.

A continuación se presenta la metodología matemática para determinar algunas de las propiedades más importantes de los fluidos utilizando los datos obtenidos por medio de las pruebas PVT.

##### **Relación gas en solución – petróleo (Rs)**

Tiene relación directa con la solubilidad del gas y se entiende como la razón entre el volumen de un pie cúbico a condiciones estándar en solución y el volumen de barril de petróleo a condiciones específicas de presión y temperatura.

$$R_s = \frac{V_{g_s}}{V_o}$$

##### **Factor volumétrico de Formación del Petróleos (Bo)**

Por medio de este parámetro es posible relacionar el volumen del petróleo con el del correspondiente gas disuelto a condiciones de yacimiento y su volumen en superficie.

$$\beta_o = \frac{Vol(\text{petróleo} + \text{gas en solución})(\text{Cond. yac})}{Vol(\text{petróleo})(\text{Cond. sup})}$$

### **Factor volumétrico de Formación del Gas (Bg)**

Aunque se asemeja al concepto del factor volumétrico de formación del petróleo, para el caso de este factor de formación se presenta la relación entre el volumen del gas en yacimiento y su correspondiente volumen en superficie.

$$\beta g = \frac{P_{sup} * Z_{yac} * \eta_{yac} * R_{yac} * T_{yac}}{P_{yac} * Z_{sup} * \eta_{sup} * R_{sup} * T_{sup}} = 0,02827 \frac{Z_{yac} * T_{yac}}{P_{yac}}$$

### **Factor volumétrico de Formación Total (Bt)**

Éste parámetro refiere al volumen que ocupa un barril de petróleo con su gas disuelto inicialmente a cualquier condición de presión y temperatura.

$$\beta t = \beta o + \beta g (r_i - R_s)$$

## **2.6 CORRELACIONES Y METODOLOGÍAS PARA EL CÁLCULO DE LA PRESIÓN ÓPTIMA DE SEPARACIÓN.**

### **2.6.1 Correlaciones para optimizar la presión de operación**

Mohammed S. Al-Jawad y Omar F. Hassan desarrollaron una serie de correlaciones para optimizar la presión de operación en un tren de separación de hasta cuatro separadores más el tanque a condiciones estándar. Para la obtención de las correlaciones el autor trabajó con muestras de aceites volátiles para tener en cuenta los cambios composicionales que ocurren en este tipo de fluidos.

Tabla 3. Correlaciones de para optimizar presión de operación.

| # Etapas | Etapa   | Correlación                                                                                                                                        |
|----------|---------|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Dos      | Primera | $(P_1)_{opt} = aCG^{a_1}T_1^{a_2}T_2^{a_3}$                                                                                                        |
| Tres     | Primera | $(P_1)_{opt} = aCG^{a_1}T_1^{a_2}T_2^{a_3}T_3^{a_4} + a_5 \text{Log}(CG) + a_6$                                                                    |
|          | Segunda | $(P_2)_{opt} = aCG^{a_1}T_1^{a_2}T_2^{a_3}T_3^{a_4}(P_1)_{opt}^{a_5} + a_6 \text{Log}[CG(P_1)_{opt}] + a_7$                                        |
| Cuatro   | Primera | $(P_1)_{opt} = aT_1^{a_1}T_2^{a_2}T_3^{a_3}T_4^{a_4}CG^{a_5} \text{Ln}(a_6CG)$                                                                     |
|          | Segunda | $(P_2)_{opt} = aT_1^{a_1}T_2^{a_2}T_3^{a_3}T_4^{a_4}CG^{a_5} \text{Ln}(a_6CG)(P_1)_{opt}^{a_7}$                                                    |
|          | Tercera | $(P_3)_{opt} = aT_1^{a_1}T_2^{a_2}T_3^{a_3}T_4^{a_4}CG^{a_5} \text{Ln}(a_6CG)(P_1)_{opt}^{a_7}(P_2)_{opt}^{a_8}$                                   |
| Cinco    | Primera | $(P_1)_{opt} = aT_1^{a_1}(T_2T_3T_4T_5)^{a_2}CG^{a_3} + a_4 \left(\frac{T_2T_3}{T_4T_5}\right)^{a_5}$                                              |
|          | Segunda | $(P_2)_{opt} = a \left(\frac{T_1T_3}{T_4T_5}\right)^{a_1} CG^{a_2}T_1^{a_3}(P_1)_{opt}^{a_4} + a_5(CGT_2)^{a_6}$                                   |
|          | Tercera | $(P_3)_{opt} = a \left(\frac{T_1T_3}{T_4T_5}\right)^{a_1} CG^{a_2}T_1^{a_3}(P_1)_{opt}^{a_4}(P_2)_{opt}^{a_5} + a_6(CGT_3)^{a_7}$                  |
|          | Cuarta  | $(P_4)_{opt} = a \left(\frac{T_1T_3}{T_4T_5}\right)^{a_1} CG^{a_2}T_1^{a_3}(P_1)_{opt}^{a_4}(P_2)_{opt}^{a_5}(P_3)_{opt}^{a_6} + a_7(CGT_4)^{a_8}$ |

Fuente: MOHAMMED S. & Hassan O. Optimum Separation Pressure for Heavy Oils Sequential Separation. University of Baghdad. 2010.

Donde CG representan la corrección por  $C_1\% + H_2S\% + CO_2\% + N_2\%$  y las constantes  $a_1, a_2, a_3, a_4, a_5, a_6, a_7, a_8$  han sido determinadas empíricamente.

### 2.6.2 Parámetros para predecir las condiciones óptimas de separación

Mohammed S. Al-Jawad y Omar F. Hassan desarrollaron también un estudio sobre las condiciones óptimas que se pueden llegar a tener dentro de los sistemas de separación multietapa. Utilizando el modelo computacional OSPV los autores obtienen el máximo API, el máximo factor volumétrico de formación de petróleo y el mínimo GOR permitido para el estudio y logran concluir que utilizando dicho modelo computacional y el método de Rosenbrock es posible determinar la presión óptima de separación para el sistema teniendo en cuenta los parámetros de mayor calidad del fluido.

### **2.6.3 Optimizar la presión en los separadores de baja presión**

Boyer B.E plantea que las mayores pérdidas de aceite condensado se generan en la liberación espontánea del fluido en los separadores, y que frecuentemente estas fracciones valiosas de líquido terminan siendo emitidas a la atmósfera generando, disminuyendo las ganancias del proyecto. Él propone que mediante la reducción de la presión de operación de los separadores de baja presión la cantidad de pérdidas por liberación espontánea disminuirán.

### **2.6.4 Determinación de la presión óptima utilizando OPTI\_PRE**

Eva Sánchez y Néstor Martínez generaron un diferente modelo matemático para la empresa PEMEX utilizando el simulador OPTI\_PRE para determinar la presión óptima de separación sistemas multietapa de separación. Los autores se basaron en los criterios mínimos de compresión y en la recuperación máxima de fluidos, los parámetros más importantes dentro del análisis económico para este tipo de proyectos.

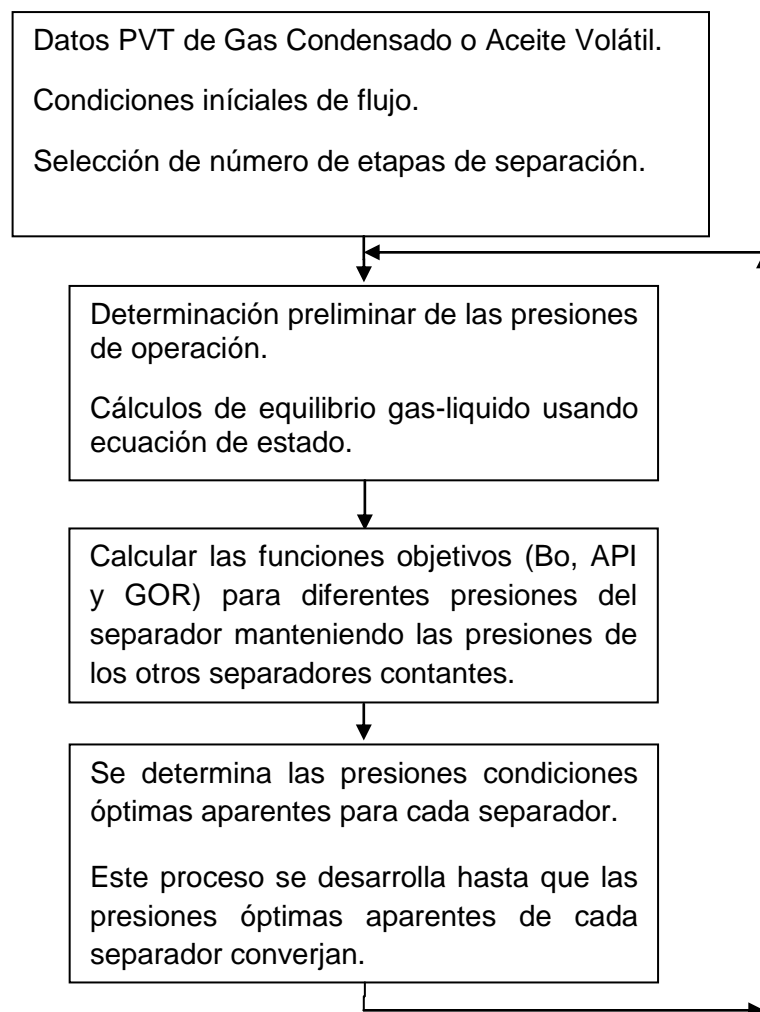
### **2.6.5 Nueva metodología para estimar presiones óptimas de separación.**

KengangLing, XingruWu, BoyunGuo y Jun He (2013) desarrollaron una nueva metodología para el cálculo de las presiones óptimas en un tren de separación, para ello se calculaban unas funciones objetivos ( $B_o$ , API y GOR) a medida que se varía la presión en el primer separador y las otras presiones permanecen constantes. La presión óptima aparente de este separador es la que cumple el objetivo planteado, es decir, máximo API y un menor GOR y  $B_o$ . El mismo procedimiento es aplicado a los otros separadores, obteniendo así, las presiones óptimas aparentes del tren de separación. Por último se plantea repetir el anterior proceso hasta que las presiones en cada separador converjan cumpliendo el objetivo de la optimización.

### 3. METODOLOGÍA PARA OPTIMIZAR LA PRESIÓN DE SEPARACIÓN.

En este capítulo se realiza la descripción detallada de la metodología utilizada para el cálculo de la presión en cada separador, partiendo de la base de la metodología expuesta en el capítulo 2, sección 2.5.5, se expondrán las consideraciones especiales debido a los tipos de fluidos que se van a trabajar, y se emplea el cálculo de equilibrio de fases implementando un código de cálculo que permite estimar las variables involucradas en el proceso de separación gas-aceite.

Figura 10. Esquema básico de la metodología para el cálculo de la presión óptima de operación de cada separador.



Fuente: KENGANGLING, XingruWu, BOYUNGUO, Jun He. New Method To Estimate Surface Separator Optimum Operating Pressures. SPE 2013

### **3.1 COMPOSICIÓN DE ENTRADA.**

Debido a que el aceite volátil y el gas condensado son fluidos especiales por el hecho de que su composición está variando a todo momento, a medida que el yacimiento se depleta, su proceso de optimización se hace más complejo. Una forma de luchar contra ello es contar con un análisis PVT donde se haga una valoración de las composiciones a medida que la presión cae. Lo ideal sería conocer la composición al La figura 10 representa el esquema básico de la metodología para el cálculo de la presión óptima de operación en un tren de separación. Debido a que los tipos de fluidos para los cual esta metodología se desarrolló, tales como aceite volátil y gas condensado, varían su composición a medida que el yacimiento se depleta, se hace necesario contar con un análisis PVT de los fluidos para conocer cada una de las composiciones a diferentes presiones, y así, considerar dichos cambios de composición.

### **3.2 SELECCIÓN DE NÚMERO DE ETAPAS.**

Otro parámetro muy importante es conocer el número de etapas del proceso de separación ya que para cada proceso de producción hay un número óptimo de etapas de separación. En muchos casos es muy difícil de determinarlo debido a que la composición del fluido de los pozos es muy variada y puede cambiar por pozo a medida que la presión del yacimiento va declinando. La tabla 3 es una guía para determinar el número óptimo de etapas de separación, excluyendo el tanque, y fue determinada a partir de experiencias de campo.

Tabla 4. Guía para selección de número de etapas de separación.

| Presión de separador inicial (Psig) | Numero de etapas* |
|-------------------------------------|-------------------|
| 25-125                              | 1                 |
| 125-300                             | 1-2               |
| 300-500                             | 2                 |
| 500-700                             | 2-3**             |

\*No incluye el tanque

\*\* Si la producción es mayor a 100,000 barriles por día, se pueden requerir más etapas.

Fuente: Arnold K. y Stewart M. "Surface Production Operations".

### 3.3 CONDICIONES PRELIMINARES DE OPERACIÓN.

Para determinar las condiciones preliminares de operación KengangLing, XingruWu, BoyunGuo y Jun He plantearon una manera práctica de calcularlas, determinando una relación de presiones y con ella calcula las presiones de cada separador; se asume que el tanque esta a condición atmosférica. El planteamiento es el siguiente:

$$RP = \left(\frac{P_{wh}}{P_{atm}}\right)^{\frac{1}{n}}$$

$$P_1 = \frac{P_{wh}}{RP}$$

$$P_2 = \frac{P_1}{RP}$$

$$P_{n-1} = \frac{P_{n-2}}{RP}$$

Donde:

RP: Relación de presiones

P<sub>1</sub>, P<sub>2</sub>, P<sub>n-1</sub>, P<sub>n-2</sub>, Presión de cada separador.

### 3.4 CARACTERIZACIÓN DE LA FRACCIÓN PESADA DEL CRUDO

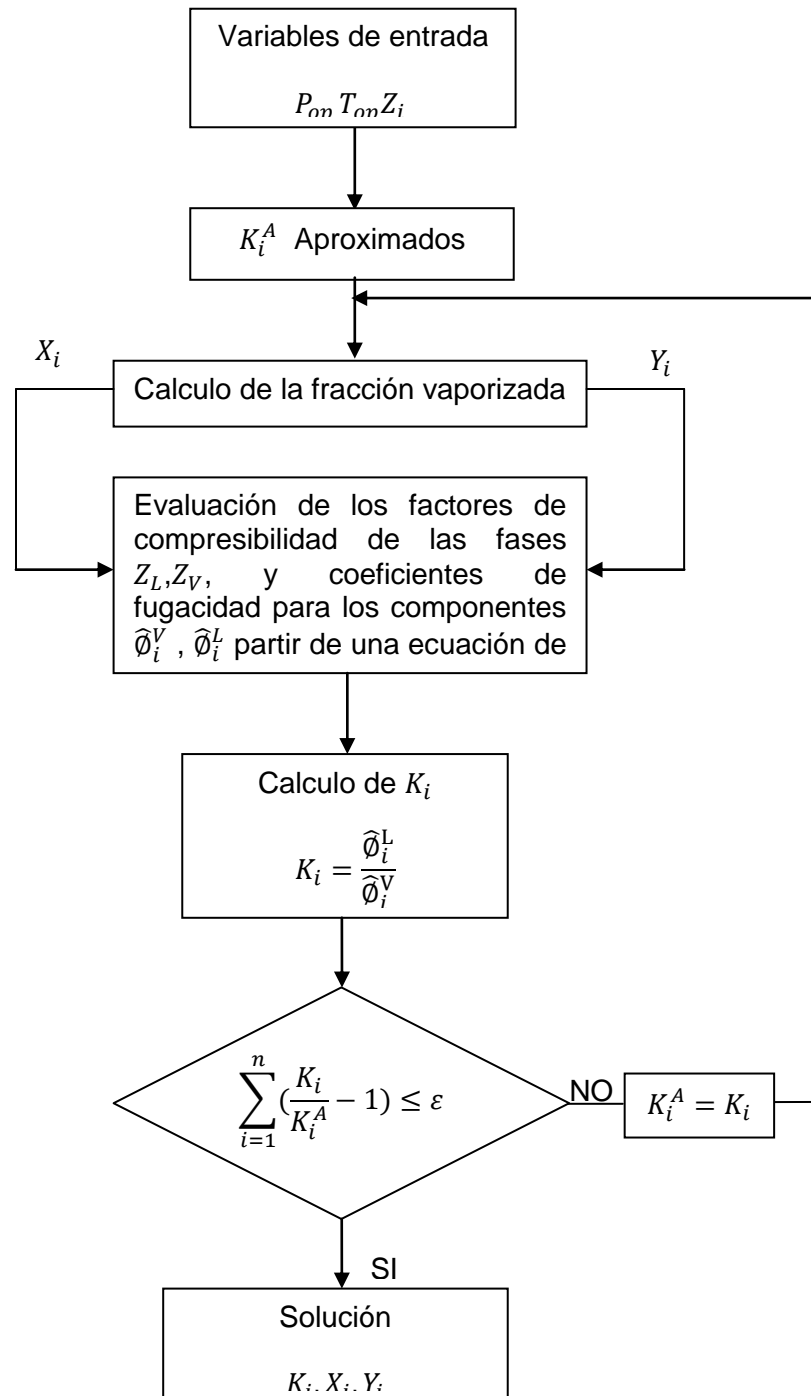
El análisis composicional de una muestra de crudo usualmente se realiza definiendo los hidrocarburos puros (C1-C6), los no-hidrocarburos (CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S) y agrupando los componentes más pesados que el C7 en una fracción conocida como C7+. Debido a que la precisión de las ecuaciones de estado depende del número de cortes y caracterización de la fracción pesada, esta fracción es dividida en un número limitado de cortes, donde cada uno de estos es tratado como un componente (pseudocomponente). Las fracciones del petróleo no definidas son los componentes pesados que juntos son identificados como la fracción extra, conocida como la fracción C7+. Se emplean análisis por destilación y cromatografía para la caracterización de la fracción pesada y sus cortes. Se estiman propiedades tales como la densidad, el peso molecular y la temperatura de ebullición de cada corte.

Dependiendo de los datos disponibles de la fracción C7+, tres aproximaciones son comúnmente usadas para generar las propiedades físicas de los componentes que constituyen esta fracción (también conocidos como pseudocomponentes): correlaciones generalizadas, correlaciones basadas sobre la determinación de PNA (parafínicos, nafténicos y aromáticos) y correlaciones gráficas. En este trabajo se aplican correlaciones generalizadas para obtener las propiedades críticas y el factor acéntrico de los componentes de esta fracción, las cuales son empleadas en la ecuación de estado para determinar el equilibrio de fases y en la evaluación de entalpías. Entre las correlaciones más utilizadas en la industria del petróleo, se encuentran: la correlación de Riazi-Daubert para obtener la temperatura de ebullición de los pseudocomponentes y la correlación de Kesler-Lee para determinar el factor acéntrico y las propiedades críticas de estos.

Estas dos metodologías serán empleadas para definir las propiedades de la fracción pesada. Su descripción y algoritmo de cálculo se muestran en el anexo A.

### 3.5 CÁLCULO DE EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR

Figura11. Diagrama de flujo del cálculo iterativo de constantes de equilibrio



Fuente: Ahmed, T., 2007. Equations of State and PVT Analysis, Applications for Improved Reservoir Modeling. Gulf publishing, Houston, Texas.

Para el cálculo del equilibrio líquido-vapor con una ecuación de estado es necesario partir de un valor estimado inicial para las composiciones del líquido y vapor. Se emplea aquí la ecuación de Wilson para esta aproximación de las constantes de reparto. Este autor propuso una expresión termodinámica simplificada para estimar los valores de estas constantes a partir de las propiedades críticas y el factor acéntrico:

$$K_i^A = \frac{P_{ci}}{P} \exp \left[ 5.371(1 + w_i) \left( 1 - \frac{T_{ci}}{T} \right) \right] \dots (7)$$

Dónde:

$K_i^A$ , Constante de reparto aproximada del componente  $i$ .

$T$ , Temperatura de equilibrio, R.

$P_{ci}$ , Presión crítica del componente  $i$ , Psia.

$T_{ci}$ , Temperatura crítica del componente  $i$ , R.

$w_i$ , Factor acéntrico del componente  $i$ .

Después de obtener un valor estimado para las constantes  $K$ , se procede a calcular la fracción de la mezcla que será vaporizada ( $v$ ) para posteriormente determinar las composiciones de las fases vapor y líquido

La fracción vaporizada y las composiciones están dadas por las siguientes expresiones:

$$F = \sum_{i=1}^n \frac{Z_i(K_i^A - 1)}{1 + v(K_i^A - 1)} = 0 \dots (8)$$

$$Y_i = \frac{Z_i K_i^A}{1 + v(K_i^A - 1)} \dots (9) \quad X_i = \frac{Z_i}{1 + v(K_i^A - 1)} \dots (10)$$

Dónde:

$Z_i$ , Fracción molar del componente  $i$  en la mezcla de alimentación.

$Y_i$ ,  $X_i$ , Fracción molar del componente  $i$  en las fases vapor y líquido, respectivamente.

$v$ , Fracción en moles de la mezcla que se está vaporizando.

La solución de la ecuación 8 requiere un procedimiento iterativo asignándole diversos valores a  $v$  hasta que  $f(v)$  sea cercano a cero. En este trabajo se emplea el método de Newton-Rapson para resolver esta ecuación.

### **Cálculo de fugacidades con la ecuación de Peng-Robinson**

La ecuación de estado de Peng-Robinson es bien aceptada en publicaciones técnicas, trabajos de investigación y simuladores para predecir el comportamiento de los sistemas de hidrocarburos naturales. Se relacionan las variables P-V-T para predecir el comportamiento termodinámico de un sistema.

$$P = \frac{R * T}{v - b} - \frac{a * \alpha}{v(v + b) + (v - b)} \dots \dots (11)$$

Dónde:

P, Presión del sistema, Psia.

T, Temperatura del sistema, R.

$a$ , Parámetro de atracción.

$\alpha$ , Factor adimensional.

$b$ , Parámetro de repulsión.

$v$ , Volumen molar,  $\frac{ft^3}{lbmol}$

R, Constante del gas ideal,  $10.73 \frac{Psi * ft^3}{lbmol * R}$

Si queremos emplear la ecuación 11 para predecir el comportamiento termodinámico de una mezcla multicomponente de hidrocarburos, es necesario

definirlos parámetros empleados en esta ecuación para cada uno de los componentes.

Posteriormente estos se deben relacionar entre sí a través de una expresión empírica (regla de mezclado), para obtener los parámetros de la mezcla. Los parámetros por componente y de mezcla se definen a continuación.

En la ecuación 11, el parámetro  $a$  es considerado como una medida de las fuerzas atractivas entre las moléculas y el parámetro  $b$  está asociado al volumen ocupado por las moléculas. Para un componente  $i$  en una mezcla estos parámetros se representa como  $i a$  y  $i b$  respectivamente, y quedan definidos por:

$$a_i = 0.45724 \frac{R^2 T_{ci}^2}{P_{ci}} \dots \dots \dots (12) \quad b_i = 0.07780 \frac{R T_{ci}}{P_{ci}} \dots \dots \dots (13)$$

El factor adimensional  $\alpha$  para un componente  $i$  en una mezcla se representa como  $\alpha_i$  y es una función de la temperatura reducida ( $Tr_i$ ) y el factor acéntrico ( $w_i$ ) del componente. Las expresiones que lo describen son las siguientes

$$\alpha_i = [1 + m_i(1 - Tr_i^{0.5})]^2 \dots \dots \dots (14)$$

Para  $w \leq 0.49$ ;  $m_i = 0.37464 + 1.54226w_i - 0.26993w_i^2 \dots \dots \dots (15a)$

Para  $w > 0.49$ ;  $m_i = 0.379642 + 1.48503w_i - 0.164423w_i^2 + 0.016666w_i^3 \dots (15b)$

Dónde:

$\alpha_i$ , Factor adimensional para el componente  $i$ .

$Tr_i$ , Temperatura reducida del componente  $i$ ,  $Tr_i = T/T_{ci}$ .

Para obtener los parámetros  $a$  y  $b$  de una mezcla multicomponente se relacionan los parámetros de cada componente a través de una regla de mezclado.

Empleando la regla de mezclado de Van der Waals, estos quedan definidos por:

$$a = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n [X_i X_j (a_i a_j \alpha_i \alpha_j)^{0.5} (1 - K_{ij})] \dots \dots (16) \quad b = \sum_{i=1}^n [X_i b_i] \dots \dots (17)$$

Dónde:

*a*, Parámetro de atracción de la mezcla.

*b*, Parámetro de repulsión de la mezcla.

*X<sub>i</sub>, X<sub>j</sub>* Fracciones molares de los componentes *i, j* en la mezcla.

*a<sub>i</sub>, a<sub>j</sub>* Parámetros de atracción de los componentes *i, j*.

*b<sub>i</sub>* Parámetro de repulsión del componente *i*.

*α<sub>i</sub>, α<sub>j</sub>* Factores adimensionales de los componentes *i, j*.

*K<sub>ij</sub>* Coeficiente de interacción binaria entre los componentes *i, j*.

Nota: En este trabajo los *K<sub>ij</sub>* son extraídos del simulador Hysys8.0.

De la ecuación de estado de Peng-Robinson (P-R) se obtiene una expresión que permite determinar el factor de compresibilidad *Z*, la cual está dada por:

$$Z^3 + (B - 1)Z^2 + (A - 3B^2 - 2B)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \dots \dots \dots (18)$$

Donde las variables *A* y *B* están definidas por las ecuaciones siguientes:

$$A = \frac{aP}{(RT)^2} \dots \dots \dots (19) \quad B = \frac{bP}{RT} \dots \dots \dots (20)$$

Para obtener el factor de compresibilidad de una mezcla multicomponente, las constantes *a* y *b* en las ecuaciones 19 y 20, son los parámetros de atracción y repulsión de la mezcla respectivamente. Estos se describen en las ecuaciones 16 y 17.

Introduciendo la ecuación de estado de Peng-Robinson (Ecuación 11) en la relación termodinámica que define el coeficiente de fugacidad del componente *i* en la mezcla.

$$\ln \hat{\phi}_i = \frac{1}{RT} \int_0^P \left( \bar{V}_i - \frac{RT}{P} \right) dP$$

La ecuación (21) obtenida es la siguiente:

$$\hat{\phi}_i = \exp \left[ \frac{b_i(Z-1)}{b} - \ln(Z-B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} \left[ \frac{2 \sum_{j=1}^n [X_j (a_j \alpha_j)^{0.5} (1 - K_{ij})]}{a} - \frac{b_i}{b} \right] \ln \left[ \frac{Z + (1 + \sqrt{2})B}{Z + (1 - \sqrt{2})B} \right] \right]$$

Donde los parámetros de mezcla y de cada uno de los componentes empleados en esta ecuación fueron definidos previamente.

Si evaluamos el coeficiente de fugacidad de cada componente tanto en la fase líquida como en la fase vapor con la ecuación anterior, podemos calcular las constantes de reparto  $K_i$  con la expresión siguiente:

$$K_i = \frac{\hat{\phi}_i^L}{\hat{\phi}_i^V} \dots \dots (22)$$

Dónde:

$\hat{\phi}_i^L$ , Coeficiente de fugacidad para el componente  $i$  en la fase líquida.

$\hat{\phi}_i^V$ , Coeficiente de fugacidad para el componente  $i$  en la fase vapor.

$K_i$ , Constante de reparto del componente  $i$ .

En el anexo A se describe el algoritmo para el cálculo del equilibrio de fases.

### 3.6 CÁLCULO DE LAS FUNCIONES OBJETIVOS

El objetivo de esta metodología es encontrar la presión de operación a la cual se recupera la mayor cantidad de líquido, mínimo Bo, mínimo GOR y con una mayor gravedad API de líquido, por lo tanto, para cada presión que se vaya iterando se le calcula dichas propiedades de los fluidos en el tanque.

William Mc Cain (1990) planteo una serie de relaciones para determinar dichas propiedades partiendo desde los cálculos de equilibrio.

#### 3.6.1 Gravedad API

La gravedad API es función de la densidad del crudo en el tanque a condiciones estándar.

$$API = \frac{141,5}{\gamma_0} - 131,5 \dots \dots (23)$$

Donde,  $\gamma_0$  es la gravedad específica del líquido del tanque.

#### 3.6.2 Relación gas disuelto-petróleo

La producción total gas-petróleo, es la suma de las relaciones de liberación de gases que se presenta en cada uno de los separadores y en el tanque. Para un sistema de tres etapas se plantea la siguiente:

$$R_{SP1} = \frac{2138n_{g1}\rho_{STO}}{n_{L1}n_{L2}n_{L3}M_{STO}} \dots \dots \dots (24)$$

$$R_{SP2} = \frac{2138n_{g2}\rho_{STO}}{n_{L2}n_{L3}M_{STO}} \dots \dots (24)$$

$$R_{ST} = \frac{2138n_{g3}\rho_{STO}}{n_{L3}M_{STO}} \dots \dots (26)$$

$$R = R_{SP1} + R_{SP2} + R_{ST} \dots \dots (27)$$

Donde,

$R_{SP1}, R_{SP2}$ , Relación gas-petróleo en los separadores, (scf/STB)

$R_{ST}$ , Relación gas petróleo en el tanque,

$R$ , Relación gas-petróleo total,

$n_{g1}, n_{g2}, n_{g3}, n_{L1}, n_{L2}, n_{L3}$ , moles de cada fase separada en cada etapa,

$\rho_{STO}$ , Densidad del líquido en el tanque,

$M_{STO}$ , peso molecular del líquido en el tanque.

### 3.6.3 Factor volumétrico de formación.

Para determinar el factor volumétrico de formación se desarrollaron las siguientes ecuaciones:

$$B_o = \frac{M_{OR}\rho_{STO}}{M_{STO}\rho_{OR}n_{L1}n_{L2}n_{L3}} \dots \dots \dots (28)$$

Si es un yacimiento de gas la ecuación anterior no aplica, en ese caso, cuando el líquido obtenido basado en el gas recuperado en superficie es deseado, la ecuación es:

$$B_o = \frac{M_{STO}n_{L1}n_{L2}n_{L3}}{0,002138 * \rho_{STO} * (n_{g1} + n_{g2}n_{L1} + n_{L1}n_{L2}n_{g3})} \dots \dots \dots (29)$$

Y cuando el líquido obtenido basado en la producción de gas del yacimiento es deseado, la ecuación es:

$$B_o = \frac{M_{STO}n_{L1}n_{L2}n_{L3}}{0,002138 * \rho_{STO}} \dots \dots \dots (30)$$

Donde

$B_o$ , Factor volumétrico de formación

$M_{oR}$ , peso molecular del fluido de yacimiento.

$\rho_{oR}$ , densidad del aceite en yacimiento

#### **4. APLICACIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS**

En esta sección se aplicara la metodología a una muestra de fluido, encontrado en la literatura a el cual se le ha realizado un análisis PVT y se les ha determinado la variación en la composición a medida que el yacimiento se depleta.

Para este caso se hará caracterización de la fracción pesada del fluido aplicando la metodología propuesta para ello mediante correlaciones del anexo B y el algoritmo de cálculo del anexo C.

Se validara la calidad de la metodología en una comparación con los datos de un simulador, para este caso se utilizará HySyS v8.0. Así mismo se reproducen el comportamiento de las funciones objetivos determinadas ( $API$ ,  $R_s$ ,  $B_o$ ).

## 4.1 Caso de Aplicación

### 4.1.1 Análisis PVT

Para este caso de aplicación se tiene una prueba PVT, donde se ha determinado como variará su composición a medida que el yacimiento se depleta.

Tabla 5. Composición de fluido (% molar).

| Componente           | Presión de Yacimiento (Psig) |            |            |            |
|----------------------|------------------------------|------------|------------|------------|
|                      | 4795                         | 2310       | 1410       | 690        |
| CO <sub>2</sub>      | 0.27                         | 0.27       | 0.28       | 0.30       |
| N <sub>2</sub>       | 0.24                         | 0.28       | 0.28       | 0.27       |
| C <sub>1</sub>       | 66.83                        | 79.89      | 79.96      | 77.01      |
| C <sub>2</sub>       | 8.28                         | 8.44       | 8.84       | 9.9        |
| C <sub>3</sub>       | 5.15                         | 4.41       | 4.68       | 5.70       |
| i-C <sub>4</sub>     | 1.04                         | 0.75       | 0.79       | 0.95       |
| n-C <sub>4</sub>     | 2.27                         | 1.62       | 1.65       | 2.11       |
| i-C <sub>5</sub>     | 1.00                         | 0.58       | 0.57       | 0.68       |
| n-C <sub>5</sub>     | 1.04                         | 0.60       | 0.60       | 0.69       |
| C <sub>6</sub>       | 1.85                         | 0.80       | 0.71       | 0.79       |
| C <sub>7+</sub>      | 12.03                        | 2.36       | 1.64       | 1.60       |
|                      | <b>100</b>                   | <b>100</b> | <b>100</b> | <b>100</b> |
| PM C <sub>7+</sub>   | 182                          | 145        | 140        | 141        |
| GE C <sub>7+</sub>   | 0.801                        | 0.774      | 0.771      | 0.772      |
| *Pci C <sub>7+</sub> | 268.75                       | 308.5      | 332.9      | 331.2      |
| *Tci C <sub>7+</sub> | 1251.77                      | 1153.1     | 1139.2     | 1142.3     |
| *Wi C <sub>7+</sub>  | 0.5499                       | 0.4421     | 0.4261     | 0.4290     |

\*Propiedades calculadas con el algoritmo de caracterización de la fracción pesada.

Fuente: Autores.

La metodología propuesta plantea considerar los cambios de la composición a medida que cae la presión en el yacimiento, por lo cual la optimización del tren de separación se hará para cada una de las composiciones presentadas en la tabla 4.

El tren de separación en primera instancia para este fluido está diseñado con un separador de alta presión de 450Psig, un segundo separador con una presión de 100 Psig y el tercero es el tanque a condiciones estándar.

Las tablas 6 muestran los cálculos de las constantes de equilibrio, las fracciones molares de cada componente en las diferentes fases y se comparan con las obtenidas por medio del simulador HySyS.

Tabla 6. Comparación de constantes de equilibrio, fracciones de cada fase calculados con el algoritmo y con HySyS con Presión de operación de 450 Psig y T=90°F.

| Comp.            | %molar | Algoritmo |          |          | HySyS     |          |            |
|------------------|--------|-----------|----------|----------|-----------|----------|------------|
|                  |        | Ki        | Xi       | Yi       | Ki        | Xi       | Yi         |
| CO <sub>2</sub>  | 0.27   | 2.457402  | 0.001187 | 0.003293 | 2.774520  | 0.001145 | 0.00317702 |
| N <sub>2</sub>   | 0.24   | 19.023844 | 0.000153 | 0.002852 | 18.642373 | 0.000166 | 0.00308550 |
| C <sub>1</sub>   | 66.83  | 6.984647  | 0.117564 | 0.832015 | 7.077123  | 0.118274 | 0.83703802 |
| C <sub>2</sub>   | 8.28   | 1.584933  | 0.057483 | 0.092410 | 1.607614  | 0.056520 | 0.09086224 |
| C <sub>3</sub>   | 5.15   | 0.541248  | 0.081758 | 0.043384 | 0.530635  | 0.080365 | 0.04264464 |
| i-C <sub>4</sub> | 1.04   | 0.245745  | 0.025483 | 0.006014 | 0.235999  | 0.025039 | 0.00590912 |
| n-C <sub>4</sub> | 2.27   | 0.173940  | 0.064832 | 0.011341 | 0.174925  | 0.061581 | 0.01077203 |
| i-C <sub>5</sub> | 1.00   | 0.077364  | 0.032453 | 0.002536 | 0.078147  | 0.033949 | 0.00265299 |
| n-C <sub>5</sub> | 1.04   | 0.061045  | 0.034986 | 0.002122 | 0.060663  | 0.036987 | 0.00224373 |
| C <sub>6</sub>   | 1.85   | 0.022738  | 0.074736 | 0.001625 | 0.021745  | 0.073588 | 0.00160015 |
| C <sub>7+</sub>  | 12.03  | 0.000026  | 0.509365 | 0.000014 | 0.000028  | 0.512388 | 0.00001456 |

Fuente: Autores.

Obteniendo las composiciones se procede a calcular en el segundo separador las mismas propiedades, con una presión de operación de 100 Psig y T=90°F. Como lo muestra la tabla 7.

Tabla 7. Comparación de constantes de equilibrio, fracciones de cada fase calculados con el algoritmo y con HySyS con Pop de 450 Psig y T=90°F.

| Comp.            | Algoritmo |          |          | HySyS     |          |          |
|------------------|-----------|----------|----------|-----------|----------|----------|
|                  | Ki        | Xi       | Yi       | Ki        | Xi       | Yi       |
| CO <sub>2</sub>  | 10.698584 | 0.000451 | 0.004825 | 10.781456 | 0.000443 | 0.004772 |
| N <sub>2</sub>   | 86.536483 | 0.000012 | 0.001038 | 87.450567 | 0.000011 | 0.000963 |
| C <sub>1</sub>   | 31.163743 | 0.020148 | 0.627887 | 30.221263 | 0.020600 | 0.622568 |
| C <sub>2</sub>   | 5.767483  | 0.030985 | 0.178705 | 5.781559  | 0.031827 | 0.184010 |
| C <sub>3</sub>   | 1.647583  | 0.073590 | 0.121246 | 1.660748  | 0.072584 | 0.120543 |
| i-C <sub>4</sub> | 0.657483  | 0.025798 | 0.016962 | 0.661593  | 0.026493 | 0.017528 |
| n-C <sub>4</sub> | 0.463537  | 0.066780 | 0.030955 | 0.476249  | 0.067300 | 0.032052 |
| i-C <sub>5</sub> | 0.187457  | 0.037865 | 0.007098 | 0.190486  | 0.039082 | 0.007445 |
| n-C <sub>5</sub> | 0.154638  | 0.042565 | 0.006582 | 0.143924  | 0.042953 | 0.006182 |
| C <sub>6</sub>   | 0.043538  | 0.085363 | 0.003717 | 0.045045  | 0.087080 | 0.003923 |
| C <sub>7+</sub>  | 0.000023  | 0.616443 | 0.000014 | 0.000024  | 0.611626 | 0.000015 |

Fuente: Autores.

Por último se tiene el tanque a condición atmosférica, en este caso operará a condiciones estándar, es decir, a 60°F y una presión de 14.7 Psia. En este punto se hacen los cálculos de la funciones objetivos.

Tabla 8. Cálculos en el tanque a condiciones estándar.

| Comp.            | Algoritmo  |           |           | HySys      |           |          |
|------------------|------------|-----------|-----------|------------|-----------|----------|
|                  | Ki         | Xi        | Yi        | Ki         | Xi        | Yi       |
| CO <sub>2</sub>  | 63.834782  | 0.000058  | 0.0037024 | 64.987654  | 0.000051  | 0.003323 |
| N <sub>2</sub>   | 602.049393 | 0.0000002 | 0.0001204 | 600.076687 | 0.0000002 | 0.000096 |
| C <sub>1</sub>   | 197.848739 | 0.000794  | 0.1570919 | 196.804994 | 0.000873  | 0.171849 |
| C <sub>2</sub>   | 32.983743  | 0.006084  | 0.2006731 | 34.100510  | 0.006279  | 0.214101 |
| C <sub>3</sub>   | 9.298387   | 0.038825  | 0.3517115 | 9.062329   | 0.035547  | 0.322136 |
| i-C <sub>4</sub> | 3.337488   | 0.019773  | 0.0659922 | 3.400539   | 0.020065  | 0.068230 |
| n-C <sub>4</sub> | 2.429483   | 0.058363  | 0.1417919 | 2.402181   | 0.056531  | 0.135798 |
| i-C <sub>5</sub> | 0.882372   | 0.042839  | 0.0369176 | 0.906078   | 0.039320  | 0.035627 |
| n-C <sub>5</sub> | 0.668938   | 0.043847  | 0.0286620 | 0.671481   | 0.044607  | 0.029953 |
| C <sub>6</sub>   | 0.208384   | 0.094736  | 0.0197415 | 0.194682   | 0.096791  | 0.018843 |
| C <sub>7+</sub>  | 0.000061   | 0.717647  | 0.0000426 | 0.000062   | 0.699936  | 0.000043 |

Fuente: Autores.

Se procede a hacer el cálculo de las funciones objetivos a partir de las variables obtenidas en los cálculos de equilibrio.

Tabla 9. Variables obtenidas en cálculo de equilibrio.

| P(Psig) | V <sub>1</sub> | V <sub>2</sub> | V <sub>3</sub> | L <sub>1</sub> | L <sub>2</sub> | L <sub>3</sub> | Densidad (lb/ft <sup>3</sup> ) | PM <sub>sto</sub> (lb/lbmol) |
|---------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|--------------------------------|------------------------------|
| 450     | 0,7652         | 0,1514         | 0,1373         | 0,2348         | 0,8486         | 0,8627         | 48,44                          | 148                          |
| 500     | 0,7579         | 0,172          | 0,1391         | 0,2421         | 0,828          | 0,8609         | 48,42                          | 147,5                        |
| 400     | 0,7728         | 0,1302         | 0,1346         | 0,2272         | 0,8698         | 0,8654         | 48,46                          | 148,5                        |
| 475     | 0,7616         | 0,1618         | 0,1383         | 0,2384         | 0,8382         | 0,8617         | 48,43                          | 147,8                        |
| 425     | 0,769          | 0,1409         | 0,1361         | 0,231          | 0,8591         | 0,8639         | 48,45                          | 148,2                        |

Fuente: Autores.

Tabla 10. Valores calculados de las funciones objetivos.

| <b>P (Psig)</b> | <b>API</b>   | <b>Rs total (scf/STB)</b> |
|-----------------|--------------|---------------------------|
| 450             | 50,77        | 3371,12                   |
| <b>500</b>      | <b>50,85</b> | <b>3365,04</b>            |
| 400             | 50,70        | 3381,93                   |
| 475             | 50,81        | 3367,96                   |
| 425             | 50,73        | 3377,97                   |

Fuente: Autores.

Posterior a ello se varía la presión en la primera etapa, permaneciendo las presiones de los demás separadores constantes, para luego calcular las funciones objetivos con las ecuaciones de la sección 3.6 y determinar así la presión óptima aparente de operación del separador, esto será donde el Bo y el Rs sean mínimos y el API sea máximo.

Luego la presión que se varía es la del segundo separador, con las otras constantes al igual que en lo paso anterior, se determina la presión óptima aparente del segundo separador. Este procedimiento se le aplica a cada uno de los separadores presente en el tren de separación.

Después de determinar las condiciones aparentes de optimización se hace nuevo el procedimiento anterior hasta que la presión óptima de cada separador converja y se obtenga así de manera definitiva una mayor calidad de líquido en el tanque.

Como se está considerando que la composición del fluido está variando, los cálculos deberán realizarse a las composiciones dispuestas en la tabla 5. Estos cálculos se presentan en el anexo D.

Tabla 11. Cálculos de funciones objetivos para cada presión (variando solo la del primer separador).

| <b>Presión (Psig)</b> | <b>API</b>   | <b>Rs(SCF/STB)</b> |
|-----------------------|--------------|--------------------|
| <b>464.7</b>          | 50.77        | 3371.12            |
| 114.7                 |              |                    |
| 14.7                  |              |                    |
| <b>514.7</b>          | <b>50.85</b> | <b>3365.04</b>     |
| <b>114.7</b>          |              |                    |
| <b>14.7</b>           |              |                    |
| <b>414.7</b>          | 50.70        | 3381.93            |
| 114.7                 |              |                    |
| 14.7                  |              |                    |
| <b>489.7</b>          | 50.81        | 3367.96            |
| 114.7                 |              |                    |
| 14.7                  |              |                    |
| <b>439.7</b>          | 50.73        | 3377.97            |
| 114.7                 |              |                    |
| 14.7                  |              |                    |

Fuente: Autores.

Se selecciona la presión a la cual haya sido mejor el rendimiento, es decir, a las cuales el API este entre los más altos y el Rs este entre los más bajo. Posterior a ello se variara la presión del separador intermedio dejando constante la presión del primer separador y la del tanque.

Tabla 12. Cálculos de funciones objetivos para cada presión (variando solo la del segundo separador).

| <b>Presión (Psia)</b> | <b>API</b>   | <b>Rs(SCF/STB)</b> |
|-----------------------|--------------|--------------------|
| <b>514.7</b>          | 50.85        | 3365.04            |
| 114.7                 |              |                    |
| 14.7                  |              |                    |
| <b>514.7</b>          | 50.60        | 3402.24            |
| 214.7                 |              |                    |
| 14.7                  |              |                    |
| <b>514.7</b>          | 50.70        | 3378.15            |
| 164.7                 |              |                    |
| 14.7                  |              |                    |
| <b>514.7</b>          | 50.84        | 3360.85            |
| 64.7                  |              |                    |
| 14.7                  |              |                    |
| <b>514.7</b>          | <b>50.88</b> | <b>3350.72</b>     |
| <b>89.7</b>           |              |                    |
| <b>14.7</b>           |              |                    |

Fuente: Autores.

Tabla 13. Condiciones primarias óptimas de operación.

| <b>Presión (Psia)</b> | <b>API</b> | <b>Rs(SCF/STB)</b> |
|-----------------------|------------|--------------------|
| <b>514.7</b>          | 50.88      | 3350.72            |
| <b>89.7</b>           |            |                    |
| <b>14.7</b>           |            |                    |

Fuente: Autores.

Obteniendo las condiciones primarias o aparentes de optimización se realiza de nuevo el mismo procedimiento hasta que las presiones de cada separador converjan.

Tabla 14. Cálculo de Rs y API para diferentes iteraciones.

| P2=75 Psig |              |                | P1=525 Psig |              |                |
|------------|--------------|----------------|-------------|--------------|----------------|
| P1(Psig)   | API          | Rs(SCF/STB)    | P2(Psig)    | API          | Rs(SCF/STB)    |
| 350        | 50.66        | 3394.53        | 40          | 50.96        | 3354.81        |
| 375        | 50.72        | 3388.26        | 50          | 50.98        | 3349.76        |
| 400        | 50.77        | 3378.71        | <b>65</b>   | <b>51.01</b> | <b>3347.62</b> |
| 425        | 50.80        | 3371.42        | 75          | 50.92        | 3348.79        |
| 450        | 50.85        | 3364.81        | 90          | 50.90        | 3354.75        |
| 475        | 50.87        | 3358.23        | 100         | 50.85        | 3364.23        |
| 500        | 50.88        | 3350.62        | 115         | 50.81        | 3375.34        |
| <b>525</b> | <b>50.92</b> | <b>3348.79</b> | 130         | 50.78        | 3382.65        |
| 550        | 50.91        | 3349.42        | 150         | 50.74        | 3391.49        |
| P2=65 Psig |              |                | P1=500 Psig |              |                |
| P1 (Psig)  | API          | Rs(SCF/STB)    | P2(Psig)    | API          | Rs(SCF/STB)    |
| 350        | 50.85        | 3369.92        | 40          | 50.96        | 3350.45        |
| 375        | 50.89        | 3364.56        | 50          | 51.02        | 3348.94        |
| 400        | 50.91        | 3358.75        | <b>65</b>   | <b>51.07</b> | <b>3346.41</b> |
| 425        | 50.93        | 3354.66        | 75          | 51.03        | 3347,93        |
| 450        | 50.98        | 3351.74        | 90          | 51.00        | 3349.58        |
| 475        | 51.03        | 3348.94        | 100         | 50.98        | 3355.59        |
| <b>500</b> | <b>51.07</b> | <b>3346.41</b> | 115         | 50.94        | 3359.43        |
| 525        | 51.01        | 3347.62        | 130         | 50.91        | 3364.88        |
| 550        | 50.99        | 3349.04        | 150         | 50.89        | 3371.40        |

Fuente: Autores.

## 4.2 ANÁLISIS DE RESULTADOS.

Luego de realizado este procedimiento anterior (sección 4.1) se seleccionara las presiones optimas del tren de separación, que serán el conjunto donde las funciones objetivos hayan alcanzado el mayor rendimiento.

Para este caso, un tren de separación de tres etapas, se obtuvo la siguiente configuración.

Tabla 15. Condiciones óptimas de operación.

| <b>Presión (Psia)</b> | <b>API</b>   | <b>Rs(SCF/STB)</b> |
|-----------------------|--------------|--------------------|
| <b>514.7</b>          | <b>51.07</b> | <b>3346,41</b>     |
| <b>79.7</b>           |              |                    |
| <b>14.7</b>           |              |                    |

Fuente: Autores.

El proceso de optimización resulta ser muy dispendioso por la complejidad de los cálculos que se plantaron en esta metodología. Una de los parámetros de mayor importancia era el cálculo de las constantes de reparto que a su vez iban siendo comparadas con las determinadas por el simulador HySyS. Que al igual que en el algoritmo se trabajó con la ecuación de Peng Robinson. Como se pudo observar en las tablas 5, 6 y 7 los valores del programa son similares a los arrojados por el simulador.

En la metodología se calculaban las llamadas en este trabajo funciones objetivos (API, Rs), que indican el éxito del proceso de optimización, por lo que el análisis esta principalmente enfocado a ello.

En el caso de estudio la muestra de aceite volátil contaba con un análisis PVT y con unas condiciones de operación iniciales ya determinadas, como se muestra en la tabla 16. El fin de la metodología es optimizar las condiciones de operación y obtener una mayor calidad de líquido en superficie.

Tabla 16. Condiciones iniciales de operación.

| <b>Presión (Psia)</b> | <b>API</b> | <b>Rs(SCF/STB)</b> |
|-----------------------|------------|--------------------|
| <b>464.7</b>          | 50.77      | 3771.12            |
| <b>114.7</b>          |            |                    |
| <b>14.7</b>           |            |                    |

Fuente: Autores.

Para este caso la presión óptima de separación está solo 50 Psi encima de la presión actual pero logra aumentar el API hasta en 0,4 grados, y se alcanza una notable reducción del Rs total de producción.

La configuración del tren de separación va a estar relacionada con la composición que presente el fluido a medida que el yacimiento se depleta. Por medio del procedimiento anterior y los cálculos presentados en el anexo D, se determinó cada una de las siguientes configuraciones óptimas, como se muestra en la tabla 17:

Tabla 17. Configuraciones de tren de separación.

| <b>Pyto (Psig)</b> | <b>Configuración</b>             | <b>API</b> | <b>Rs total(scf/STB)</b> |
|--------------------|----------------------------------|------------|--------------------------|
| <b>4795</b>        | <b>P<sub>1</sub>= 514,7 Psia</b> | 51,07      | 3346,41                  |
|                    | <b>P<sub>2</sub>= 89,7 Psia</b>  |            |                          |
|                    | <b>P<sub>TK</sub>= 14,7 Psia</b> |            |                          |
| <b>2310</b>        | <b>P<sub>1</sub>= 514,7 Psia</b> | 54,21      | 11816,45                 |
|                    | <b>P<sub>2</sub>= 79,7 Psia</b>  |            |                          |
|                    | <b>P<sub>TK</sub>= 14,7 Psia</b> |            |                          |
| <b>1410</b>        | <b>P<sub>1</sub>= 514,7 Psia</b> | 58,57      | 16844,36                 |
|                    | <b>P<sub>2</sub>= 74,7 Psia</b>  |            |                          |
|                    | <b>P<sub>TK</sub>= 14,7 Psia</b> |            |                          |
| <b>690</b>         | <b>P<sub>1</sub>= 514,7 Psia</b> | 61,95      | 16837,35                 |
|                    | <b>P<sub>2</sub>= 79,7 Psia</b>  |            |                          |
|                    | <b>P<sub>TK</sub>= 14,7 Psia</b> |            |                          |

Fuente: Autores.

## CONCLUSIONES

- El proceso de estabilización de aceite volátil y gas condensado es un proceso dispendioso debido al comportamiento particular que tiene este tipo de fluido, para el desarrollo de este proyecto considero algunas de esas particularidades y se planteó partir desde un análisis PVT considerar los cambios composicionales a los que se ve sometido estos fluido.
- Para simular el comportamiento de separación se planteó un mecanismo de cálculo consultado en la bibliografía para calcular el equilibrio liquido-vapor. Además se implementó una metodología para la caracterización de la fracción pesada del fluido.
- El enfoque principal de la metodología al optimizar era el aumento del crudo y una mayor calidad de este, para lo que se planteó una serie de funciones objetivos que eran las se encargaban de guiar proceso de optimización. Referente a dicho proceso fue posible comprobar que utilizando la metodología propuesta es posible aplicar dichas funciones para las diferentes etapas de separación del fluido.
- La correcta determinación de la fracción pesada del fluido de estudio permite dar una mejor predicción del comportamiento del mismo bajo diversas condiciones durante su producción. De acuerdo con lo anterior se considera que el proceso para determinar la composición de la fracción pesada fue exitoso y representativo para los fines del proyecto.
- Es importante resaltar que por medio de la metodología propuesta no solo se aumenta la cantidad de condensados obtenidos, sino también la calidad de los hidrocarburos líquidos obtenidos en la última etapa de separación.

## RECOMENDACIONES

- Se recomienda generar un modelo dinámico donde se considere los cambios composicionales del fluido que ingresa al separador en función de la caída de presión del yacimiento.
- Se recomienda establecer un factor de corrección para el modelo donde se tenga en cuenta las variaciones de la composición que puedan ser generadas por la presencia de equipos complementarios en las facilidades de superficie.
- Se recomienda hacer un estudio de factibilidad económica de el proceso de optimización, es decir, determinar si los beneficios de optimizar el proceso me compensa los costos de este.

## BIBLIOGRAFÍA

1. ABDEL-AAL, H.K., AGGOUR. Mohamed y FAHIM. M.A. Petroleum and Gas Field Processing. New York: Marcek Dekker, 2003.
2. AHMED, Tarek. Equations of State and PVT Analysis. Gulf Publishing Company. Houston, Texas
3. Al-Jawad, Mohammed; Bassam, Omar; Prediction of optimum separation conditions for sequential field separation system, Universidad de Baghdad, septiembre 2005.
4. AL-ZAHABY, Ahmed; et al. Guidelines for Selecting Appropriate PVT Correlations for Black Oils. SPE, 2012
5. Arnold K. y Stewart M. "Surface Production Operations". Volumen 1. Houston, Texas. Gulf Publishing Company. USA 1991.
6. ASOCIACIÓN COLOMBIANA DEL PETRÓLEO, Informe Estadístico del Petróleo, 2011
7. B.E. Boyer, Optimize Separator Operating Pressures to Reduce Flash Losses. SPE, COMM Engineering, and S.C. O'Connell, Devon Energy Corp
8. BAKER, R. O; et. al. PVT Error Analysis for Material Balance Calculations, Petroleum Society of Canada, 2003
9. BOYER B.E. Optimize Separation Operating Pressures to Reduce Flash Losses. Devon Energy Group & SPE. 2006.
10. CARLSON. Mike, et al. Obtaining PVT Data For Very Sour Retrograde Condense Gas and Volatile Oil Reservoirs: A multi-disciplinary approach. SPE, 1996
11. FARSHAL F. et al. Empirical Correlations For Colombian Crude Oil. SPE, 1996
12. GAMBOA GÓMEZ, Diego Felipe; PEÑA SÁENZ, Yuly Paola. Tesis de grado "Determinación de Estándares Operativos para Separadores" Universidad Industrial de Santander, Escuela de Petróleos, Facultad de ingenierías fisicoquímicas, Bucaramanga 2007.

13. GARCIA, Carlos y VILLA Jose; Pressure and PVT Uncertainty in Material-Balance Calculations. SPE, 2007
14. GOMEZ, Juan Ángel. Apuntes de Manejo de la Producción de Superficie México D.F. Universidad Autónoma de México.
15. HARRIS. Billy, et al. Understanding Gas-Condensate Reservoirs.
16. KENGANGLING, XingruWu, BOYUNGUO, Jun He. New Method To Estimate Surface Separator Optimum Operating Pressures. SPE 2013.
17. KhouryFouad, Multistage Separation Processes. Third edition, CRC Press. 2005.
18. LAWRENCE, Jhon; et al. Quality Assessment And Consistency Evaluation Of Hydrocarbon PVT Data. International Petroleum Technology Conference. 2009
19. MAHSAKAZEMI, Optimization of Oil and Gas Multi Stage Separators Pressure to Increase Stock Tank Oil. Faculty of Chemical Engineering, Tarbiat Modanes University, Tehran (Iran), 2007.
20. MALDONADO Daniel Ángel, "Modelación del proceso de separación de gas-crudo en la industria petrolera". Universidad del Istmo, México 2010.
21. MOHAMMED S. & Hassan O. Correlating Optimum Stage Pressure of Sequential Separation Systems. University of Baghdad. 2004.
22. MOHAMMED S. & Hassan O. Optimum Separation Pressure for Heavy Oils Sequential Separation. University of Baghdad. 2010.
23. MOHAMMED S. and Hassam AL. Prediction of Optimum Separation Conditions for Sequential Field Separation System. University of Baghdad. 2003
24. MOKHATAB S, Bahadori A. Simple Methodology Predicts Optimum Pressures of Multistage Separators, Petroleum Science and Technology, 27:3, 315-324
25. OLGA Sánchez y NÉSTOR Martínez. A New Methodology to Determine the Optimal Pressures of the Stages in the Separation Oil-Gas. PEMEX/UNAM. 1998.

26. Øyvind Widerøe Kylling, Optimizing separator pressure in a multistage crude oil production plant. Norwegian University of Science and Technology Department of Engineering Cybernetics. 2009.
27. PAEZ CAPACHO, Ruth. Diplomado de facilidades de superficie. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander.
28. Pan-Echeverría, Geovanny; Gaumer-Araujo, Teddy; Carrillo, Daniel, 2009. Simulación y optimización de una planta de separación y estabilización de gas y condensados.
29. PAREDES ENCISO, Jorge Enrique, et al. Validación automatizada de análisis PVT para yacimientos petrolíferos. Asociación de Ingenieros de Petróleos de México. Año 2012
30. PEMEX/UNAM. A New Methodology to Determine the Optimal Pressures of the Stages in the Separation Oil-Gas. SPE, 1998
31. Requena G. José L; Rodríguez M, Mauricio. "Diseño y Evaluación de Separadores Bifásicos y Trifásicos". Universidad Central de Venezuela, Caracas 2006.
32. ROSENEGGER L. et. al. Comparison of PVT Properties From Equation of State Analysis and PVT Correlations for Reservoir Studies. Petroleum Society of Canada, 2000
33. Schulmberger. Quality Assurance Tool for PVT Simulator Predictions. SPE, 2002
34. Sokolov Boris Et Al. Typisation of Oil-Gas-Bearing Basins on Fluid-Dynamic Parameters. MSU, Rusia.
35. SUTTON, Robert; Fundamental PVT Calculations for Associated and Gas/Condensate Natural-Gas Systems, SPE, 2007

## ANEXOS

### ANEXO A. ALGORITMO CALCULO DE CONSTANTES DE EQUILIBRIO<sup>28</sup>

Calculo de las constantes de reparto aproximadas. Ecuación de Wilson.

$$K_i^A = \frac{P_{ci}}{P} \exp \left[ 5.371(1 + w_i) \left( 1 - \frac{T_{ci}}{T} \right) \right]$$

“Cálculo para determinar la fracción

|F| < ε

NO

SI

$$F = \sum_{i=1}^n \frac{Z_i(K_i^A - 1)}{1 + v(K_i^A - 1)}$$

$$DF = - \sum_{i=1}^n \frac{Z_i(K_i^A - 1)^2}{[1 + v(K_i^A - 1)]^2}$$

$$V = V - \frac{F}{DF}$$

$$Y_i = \frac{Z_i K_i^A}{1 + v(K_i^A - 1)} \quad X_i = \frac{Z_i}{1 + v(K_i^A - 1)}$$

**APLICACIÓN DE ECUACION DE LA ECUACIÓN DE PENG ROBINSON PARA EL CÁLCULO DEL FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DE LAS MEZCLAS EN FASE LIQUIDA Y VAPOR**

CÁLCULOS DE LAS PRPIEDADES DE LA EOS PARA CADA COMPONENTE

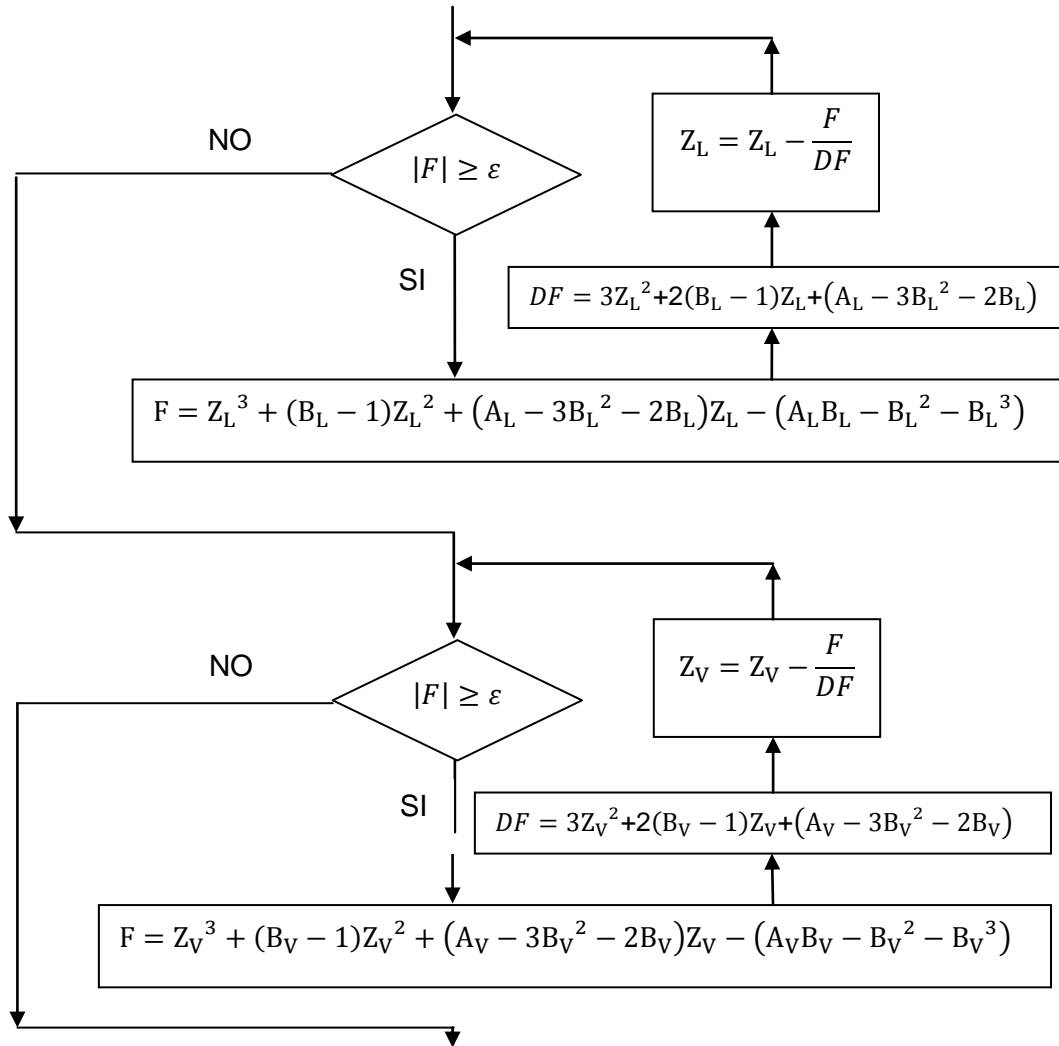
$$\Psi_i^L = \sum_{j=1}^n [X_i(a_j \alpha_j)^{0.5} (1 - K_{ij})] \quad \Psi_i^V = \sum_{j=1}^n [Y_i(a_j \alpha_j)^{0.5} (1 - K_{ij})]$$

CÁLCULO DE LOS PARAMETROS PARA CADA UN DE LAS FASES

$$a_L = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n [X_i X_j (a_i a_j \alpha_i \alpha_j)^{0.5} (1 - K_{ij})] \quad a_V = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n [Y_i Y_j (a_i a_j \alpha_i \alpha_j)^{0.5} (1 - K_{ij})]$$

$$b_L = \sum [X_i b_i] \quad b_V = \sum [Y_i b_i] \quad A_L = \frac{a_L P}{(RT)^2} \quad A_V = \frac{a_V P}{(RT)^2} \quad B_L = \frac{b_L P}{RT} \quad B_V = \frac{b_V P}{RT}$$

SOLUCION ITERATIVA DE LA ECUACION CUBICA DE ESTADO  
 PARA EL CALCULO DE  $Z_L$  Y  $Z_V$  (METODO DE NEWTON RAPHSON)



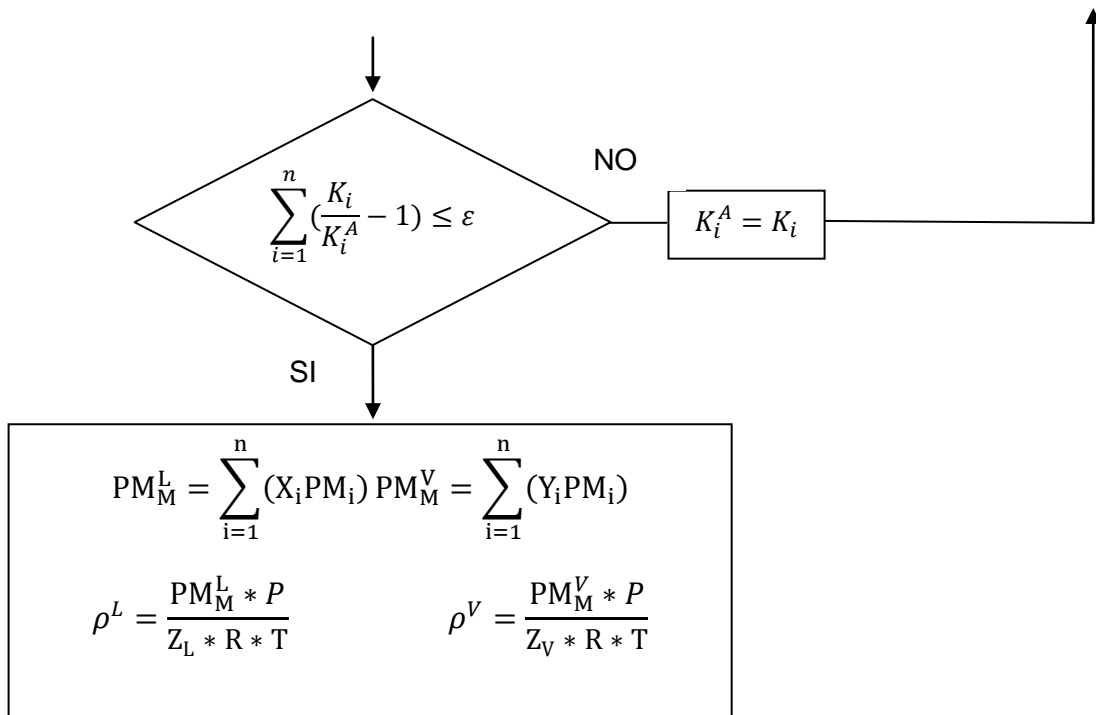
CÁLCULO DE COEFICIENTES DE FUGACIDAD Y CONSTANTES DE REPARTO  
 DE LAS MEZCLAS EN FASE LIQUIDA Y VAPOR EMPLEANDO LA ECUACION DE ESTADO DE PENG ROBINSON

CÁLCULO DE COEFICIENTES DE FUGACIDAD Y CONSTANTES DE REPARTO

$$\hat{\phi}_i^L = \exp \left[ \frac{b_i(Z_L - 1)}{b_L} - \ln(Z_L - B_L) - \frac{A_L}{2\sqrt{2}B_L} \left[ \frac{2\Psi_i^L}{a_L} - \frac{b_i}{b_L} \right] \ln \left[ \frac{Z_L + (1 + \sqrt{2})B_L}{Z_L + (1 - \sqrt{2})B_L} \right] \right]$$

$$\hat{\phi}_i^V = \exp \left[ \frac{b_i(Z_V - 1)}{b_V} - \ln(Z_V - B_V) - \frac{A_V}{2\sqrt{2}B_V} \left[ \frac{2\Psi_i^V}{a_V} - \frac{b_i}{b_V} \right] \ln \left[ \frac{Z_V + (1 + \sqrt{2})B_V}{Z_V + (1 - \sqrt{2})B_V} \right] \right]$$

$$K_i = \frac{\hat{\phi}_i^L}{\hat{\phi}_i^V}$$



## ANEXO B. CARACTERIZACIÓN DE LA FRACCIÓN PESADA<sup>19</sup>

### CORRELACIÓN DE RIAZI-DAUBERT

$$Tb_i = a * M_i^3 * \gamma_i * \exp[(d * M_i) + (e * \gamma_i) + (f * M_i * \gamma_i)] \dots$$

$Tb_i$  Temperatura de ebullición del componente i, R

$M_i$  peso molecular del componente i

$\gamma_i$  gravedad específica del componente i

$a, b, c, d, e, f$  constantes de la ecuación de Riazi-Daubert

| Propiedad | Constantes |          |          |            |          |             |
|-----------|------------|----------|----------|------------|----------|-------------|
| Tb (°R)   | a          | b        | C        | d          | E        | f           |
|           | 6,77857    | 0,401673 | -1,58262 | 0,00377409 | 2,984036 | -0,00425288 |

### CORRELACIÓN DE KESLER-LEE

$$Tc_i = 3417 + 8111 * \gamma_i + (0.4244 + 0.1174) * Tb_i + \left( \frac{0.4669 - 3.26328 * \gamma_i}{Tb_i} \right) * 10^5 \dots$$

$$Pc_i = \exp 8.3634 - \left( \frac{0.0566}{\gamma_i} * \left( 0.24244 + \frac{2.2898}{\gamma_i} + \frac{0.11857}{\gamma_i^2} \right) * 10^{-3} * Tb_i \right) \\ + \left( 1.4685 + \frac{3.648}{\gamma_i} + \frac{0.47227}{\gamma_i^2} \right) * 10^{-7} * Tb_i^2 - \left( 0.42019 + \frac{1.6977}{\gamma_i^2} \right) \\ * 10^{-10} * Tb_i^3 \dots$$

$Tc_i$  Presión crítica del componente i en psia

$Pc_i$  Temperatura crítica del componente i, R

<sup>19</sup> Ahmed, T., 2007. Equations of State and PVT Analysis, Applications for Improved Reservoir Modeling. Gulf publishing, Houston, Texas.

$$K_{WATSON} = \frac{Tb_i^{1/3}}{\gamma_i} \dots$$

$$\theta = \frac{Tb_i}{Tc_i}$$

Para  $\theta > 0.8$

$$w_i = -7.904 + 0.1352 * K_{WATSON} - 0.00746 * K_{WATSON}^2 + 8.359 * \theta + \left( \frac{1.408 - 0.01063 * K_{WATSON}}{\theta} \right) \dots$$

Para  $\theta < 0.8$

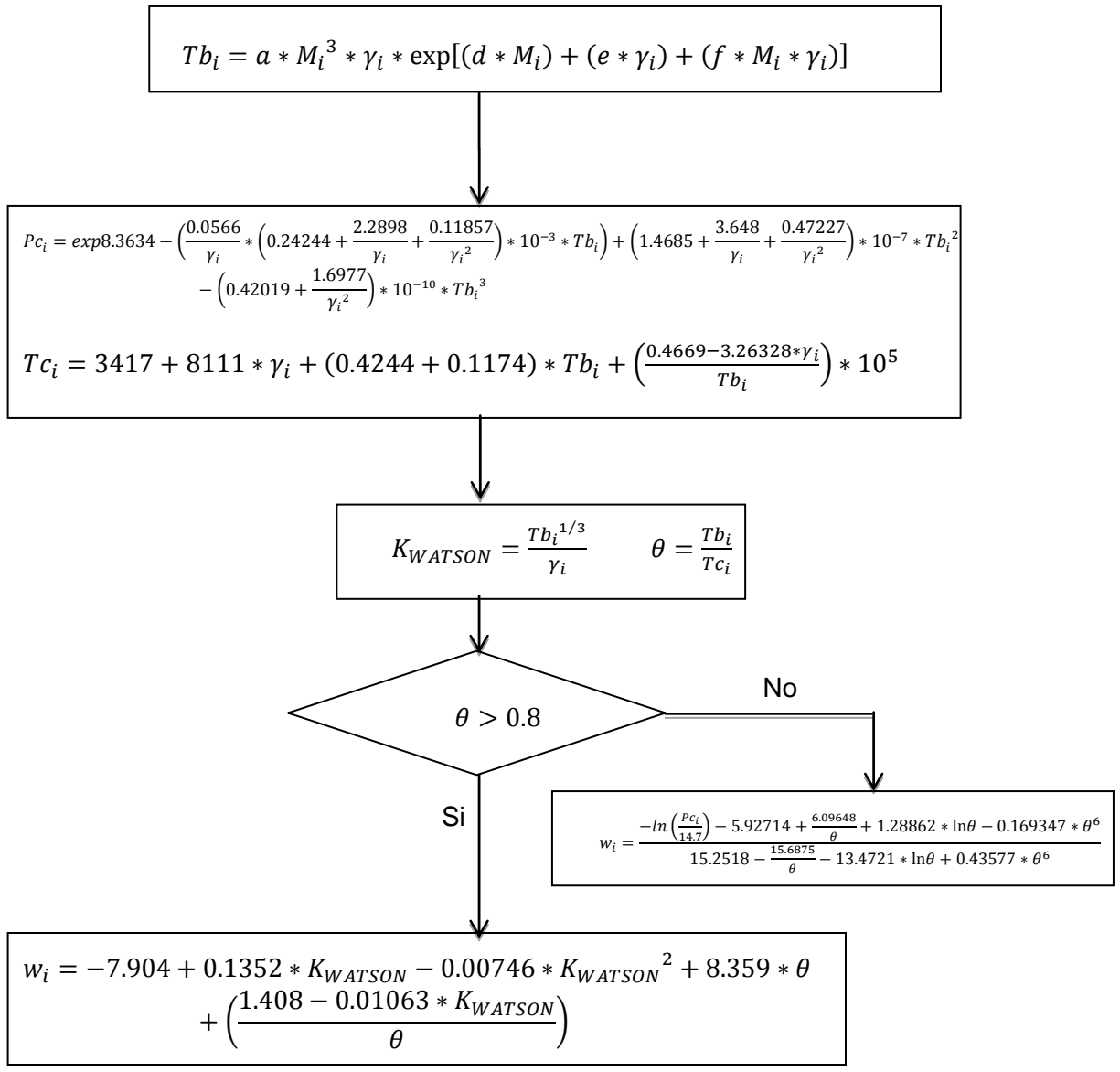
$$w_i = \frac{-\ln\left(\frac{Pc_i}{14.7}\right) - 5.92714 + \frac{6.09648}{\theta} + 1.28862 * \ln\theta - 0.169347 * \theta^6}{15.2518 - \frac{15.6875}{\theta} - 13.4721 * \ln\theta + 0.43577 * \theta^6} \dots$$

$w_i$  Factor acéntrico del componente i

$\theta$  Relación entre  $Tb_i$  y  $Tc_i$

$K_{WATSON}$  Factor de caracterización de Watson

**ANEXO C. ALGORITMO DE CÁLCULO PARA LA CARACTERIZACIÓN DE LA FRACCIÓN PESADA<sup>28</sup>**



## ANEXO D. CÁLCULOS DE OPTIMIZACION A DIFERENTES PRESIONES

### Optimización cuando presión de yacimiento es 2310 Psig

| P (Psig)   | API          | Rs total (scf/STB) | P (Psig)  | API          | Rs total (scf/STB) |
|------------|--------------|--------------------|-----------|--------------|--------------------|
| <b>500</b> | <b>54,19</b> | <b>11823,73</b>    | 100       | 53,64        | 11828,45           |
| 475        | 53,76        | 11827,24           | 200       | 52,91        | 11835,48           |
| 450        | 53,23        | 11832,36           | 75        | 54,19        | 11823,73           |
| 425        | 52,94        | 11839,43           | 50        | 54,08        | 11818,54           |
| 400        | 52,71        | 11847,45           | <b>65</b> | <b>54,21</b> | <b>11816,45</b>    |

### Optimización cuando presión de yacimiento es 1410 Psig

| P (Psig) | API   | Rs total (scf/STB) | P (Psig)  | API          | Rs total (scf/STB) |
|----------|-------|--------------------|-----------|--------------|--------------------|
| 500      | 58,56 | 18648,65           | 65        | 58,56        | 18648,65           |
| 475      | 57,98 | 18653,63           | 100       | 57,42        | 18652,88           |
| 450      | 57,56 | 18657,98           | 75        | 58,10        | 18650,07           |
| 425      | 57,15 | 18663,54           | <b>60</b> | <b>58,57</b> | 18644,36           |
| 400      | 56,79 | 18668,12           | 50        | 58,55        | 18646,64           |

### Optimización cuando presión de yacimiento es 1410 Psig

| P(Psig)    | API          | Rs total (scf/STB) | P (Psig)  | API          | Rs total (scf/STB) |
|------------|--------------|--------------------|-----------|--------------|--------------------|
| <b>500</b> | <b>61,94</b> | <b>16839,83</b>    | 60        | 61,94        | 16839,83           |
| 475        | 61,45        | 16842,47           | 50        | 61,89        | 16840,92           |
| 450        | 61,01        | 16845,64           | 100       | 61,88        | 16842,74           |
| 425        | 60,87        | 16849,29           | 75        | 61,93        | 16840,45           |
| 400        | 60,62        | 16854,02           | <b>65</b> | <b>61,95</b> | <b>16837,35</b>    |

## ANEXO E. PROPIEDADES DE LOS COMPONENTES UTILIZADOS

| COMPONENTE       | Pmi(lb/lbmol) | Pci [Psia] | Tci [R] | wi     |
|------------------|---------------|------------|---------|--------|
| CO <sub>2</sub>  | 44.01         | 1070.83    | 547.58  | 0.2236 |
| N <sub>2</sub>   | 28.01         | 493.14     | 227.16  | 0.0377 |
| C <sub>1</sub>   | 16.04         | 667.04     | 343.01  | 0.0115 |
| C <sub>2</sub>   | 30.07         | 706.64     | 549.58  | 0.0995 |
| C <sub>3</sub>   | 44.1          | 616.13     | 665.69  | 0.1523 |
| i-C <sub>4</sub> | 58.12         | 529.11     | 734.65  | 0.1808 |
| n-C <sub>4</sub> | 58.12         | 550.57     | 765.22  | 0.2002 |
| i-C <sub>5</sub> | 72.15         | 490.38     | 828.77  | 0.2275 |
| n-C <sub>5</sub> | 72.15         | 488.79     | 845.46  | 0.2515 |
| C <sub>6</sub>   | 86.18         | 438.75     | 913.68  | 0.3013 |