



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA  
EXPLORACIÓN Y EXPLOTACIÓN DE RECURSOS NATURALES – PRODUCCIÓN

INFLUENCIA DE LAS CONDICIONES DE SEPARACIÓN PARA LA RECUPERACIÓN  
ÓPTIMA DE HIDROCARBUROS EN LOS YACIMIENTOS DE ACEITE

TESIS  
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:  
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:  
ING. CARLOS ALBERTO GONZÁLEZ MAYA

TUTOR PRINCIPAL  
M.I. ALFREDO LEÓN GARCÍA  
FACULTAD DE INGENIERÍA, UNAM

CIUDAD UNIVERSITARIA, CD. MX., JUNIO DE 2017



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

**JURADO ASIGNADO:**

Presidente: Dr. Samaniego Verduzco Fernando

Secretario: M.I. Gómez Cabrera José Ángel

Vocal: M.I. León García Alfredo

1<sup>er</sup>. Suplente: Dr. Luna Rojero Erick Emanuel

2<sup>do</sup>. Suplente: M.I. Clavel López Juan De La Cruz

CIUDAD UNIVERSITARIA, CD. MX.

**TUTOR DE TESIS:**

M.I. León García Alfredo



-----  
**FIRMA**

# AGRADECIMIENTOS

---

**A Dios.** Gracias padre mío por enseñarme el milagro más grande del universo; el poder ver tu creación. Por estar conmigo en los momentos más difíciles, y guiarme en este largo camino para conseguir todas las metas que me he propuesto, como el de terminar una Maestría.

**A mi tutor de tesis el M.I. Alfredo León García.** Por proporcionarme los conocimientos para desarrollar y finalizar este trabajo, y por haberme ayudado a cumplir una de las metas más importantes de mi vida.

**Al M.I. José Ángel Gómez Cabrera.** Por el gran apoyo que nos ha dado a mí y a mi familia, y por haberme motivado a estudiar un posgrado en ingeniería.

**Al M.I. Juan de la Cruz Clavel López.** Por haber sido uno de mis profesores y un buen amigo. Agradezco sus consejos.

**Al Dr. Erick Emanuel Luna Rojero.** Por su dedicación, por sus enseñanzas y por ser mi sinodal.

**Al Dr. Fernando Samaniego Verduzco.** Por darme parte de su tiempo en la revisión de este trabajo y por sus recomendaciones para la mejora del mismo.

**A mis profesores.** Por transmitirme todos sus conocimientos y experiencias.

**A la UNAM.** Por darme la oportunidad de pertenecer a la mejor universidad de México y por respaldar con tu nombre mi profesión y grado. Me siento orgulloso al decir que soy universitario.

**Al Posgrado de Ingeniería y a la Facultad de Ingeniería.** Por darme las herramientas en sus aulas para desarrollarme profesionalmente.

**A mi madre Lilia Fidelina Maya Figueroa.** A ti te agradezco tanto por quererme demasiado, por darme todo tu apoyo y todo tu amor incondicional, por ser madre y padre a la vez, por cuidarme y aliviarme en mis enfermedades, porque me diste la vida, por haberme dado una profesión y un grado, por estar siempre cuando te necesito, por ponerte a jugar todavía conmigo y sobre todo, porque tu solita sacaste a cuatro profesionistas sin ayuda de nadie. **¡Te amo muchísimo mamita linda!**

**A mi abuelita Reynalda Ortega Jarquín.** Te agradezco por criar y querer a mi mamá, por haberle inculcado todas tus enseñanzas y valores, y por hacerla una mujer de bien ya que nos ama muchísimo a mí y a mis hermanos. **¡Descansa en Paz! †**

**A mi padre el Ing. Héctor González Martínez.** En donde quiera que te encuentres te agradezco por casarte con mi madre, ser su esposo, el haberme concebido y darme tu apellido. **¡Descansa en Paz! †**

**A mi hermana la Ing. Lilia Simona González Maya.** A ti hermanita por el cariño y los consejos que siempre me das, por brindarme tu fuerza, mostrar tu convicción y por aliviarme cuando estoy preocupado. Te quiero mucho muñequita.

**A mi hermano el M.F. Héctor González Maya.** A ti hermanito por darme tu sabiduría, enseñarme las cosas que no sé, ayudarme a tomar las decisiones más difíciles que he tenido, y tranquilizar mi corazón cuando me siento triste. Te quiero mucho hermanito.

**A mi hermana la M.I. Yuliana Lourdes González Maya.** Te agradezco hermanita porque siempre has estado conmigo, eres mi mejor amiga, mi compañera de la escuela y mi profesora desde que estábamos en la primaria hasta la universidad, siempre me aclaras mis dudas. Te doy las gracias por el gran apoyo que me has dado y sobre todo por quererme tanto yuyita. Te quiero mucho.

**A mi hermana Sandra Lorena González Maya.** Por demostrarme como hay que enfrentarse a la vida en la que has superado varias adversidades. Te quiero hermanita.

# RESUMEN

---

Para determinar la presión de separación óptima en el campo, la industria petrolera recurre a pruebas de laboratorio como el experimento de separación en etapas (SEE). Pero en ocasiones no se realiza por su costo alto o por la dificultad de tomar muestras de fluido. En estos casos, se pueden utilizar correlaciones. Sin embargo, no proporcionan resultados exactos o solo se aplican en su rango de validez. Otro método utilizado es la ecuación de estado de Peng-Robinson (EOS-PR), pero requiere que se ajuste a los datos de laboratorio para aumentar su precisión, lo que no es un proceso sencillo y no siempre puede predecir con exactitud otras condiciones de separación.

Debido a la complejidad alta de ajustar la EOS-PR, en el trabajo presente se propone un método nuevo para calibrar los valores de las constantes de equilibrio calculadas con esta ecuación, a partir de la generación de funciones de ajuste dependientes de la presión y temperatura de separación. También, se plantea un procedimiento para estimar las constantes de equilibrio a condiciones distintas a las proporcionadas por el laboratorio, con el fin de simular diferentes experimentos SEE y determinar los escenarios de separación óptimos. Además, se propone una forma para generar información consistente entre la prueba SEE y la composición del gas separado, que pasa distintos criterios de validación. Adicionalmente, se modifica el método de balance molar de Whitson y Torp para aplicarse al experimento antes mencionado.

Para alcanzar los objetivos del estudio, se programaron con macros en Excel el método propuesto, la ecuación de estado de Peng-Robinson, el método de Whitson y Torp modificado, y las correlaciones de Standing y Katz. Estos métodos se aplicaron a tres muestras de aceite de 22, 39 y 42 grados *API*, pertenecientes a diferentes campos de México. Se utilizaron los criterios de Bashbush y de Hoffmann, Crump y Hocott para validar la información experimental, y el procedimiento planteado en este trabajo para corregir inconsistencias. Se calcularon de 19 a 31 parámetros y propiedades fisicoquímicas de los fluidos, entre las que destacan: la densidad *API*, relación gas-aceite total y el factor de volumen del aceite, para determinar las condiciones de separación óptimas. Se evaluaron y compararon los resultados del método propuesto, la EOS-PR sin calibración y la EOS-PR ajustada por medio de un simulador comercial, con respecto a la información experimental mediante parámetros estadísticos del error, como el promedio y la desviación estándar.

Las conclusiones principales y resultados que se obtuvieron en el estudio presente fueron, que el método propuesto calibra los valores de  $K$  calculados con la EOS-PR de una forma sencilla, eficaz y eficiente, sin necesidad de ajustar convencionalmente los parámetros internos de la ecuación. El método planteado reprodujo con exactitud los datos experimentales de la prueba SEE I con errores cercanos a 0%, y predijo las propiedades fisicoquímicas bajo otras condiciones y escenarios, con un error promedio y desviación estándar menores al 3.2%. La EOS-PR sin calibración generó errores mayores a 780% en el cálculo de las constantes de equilibrio, de -37% a 1285% en el cálculo de la composición del gas y del líquido, y de hasta 26.3% en la estimación de las propiedades. La EOS-PR ajustada por un simulador comercial, produjo errores promedio y desviaciones estándar de hasta 63% y 85%, respectivamente, al calcular las constantes de equilibrio, y de hasta -2.6% y 8.1% en el cálculo de las propiedades. El procedimiento planteado para la corrección de inconsistencias de los datos reportados, cambia el valor de  $B_{ob}$  para mantener un balance entre la composición modificada de gas y los valores medidos de  $R_j$  y  $\rho_{oj}$ , pasando distintos criterios de validación. Finalmente, el procedimiento formulado puede usarse para calibrar las constantes de equilibrio calculadas por cualquier método, y aproximarlas a los datos de laboratorio.

# CONTENIDO

---

<b>LISTA DE FIGURAS .....</b>	<b>v</b>
<b>LISTA DE TABLAS .....</b>	<b>ix</b>
<b>INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>1</b>
<b>REVISIÓN DE LA LITERATURA.....</b>	<b>4</b>
<b>CAPÍTULO 1. DEFINICIÓN DE LAS CONDICIONES DE SEPARACIÓN DE ACEITE Y GAS EN EL CAMPO .....</b>	<b>14</b>
1.1. Separación de Hidrocarburos.....	15
1.1.1. Principios de separación .....	15
1.1.2. Eficiencia de separación .....	17
1.2. Tipos de separadores.....	18
1.2.1. Secciones que conforma un separador gas-líquido .....	18
1.2.2. Ventajas y desventajas del tipo de separador .....	21
1.3. Métodos de estabilización de gas y aceite .....	22
1.3.1. Separación en etapas y tanque de almacenamiento.....	22
1.3.2. Calentadores de aceite después de la separación.....	24
1.3.3. Torres estabilizadoras .....	25



1.4. Definición de las condiciones de separación en el campo .....	27
1.4.1. Internos de un separador .....	27
1.4.2. Tiempo de residencia del aceite.....	31
1.4.3. Selección de las etapas de separación .....	31
1.4.4. Presión de operación .....	32
1.5. Determinación de las condiciones de separación óptimas .....	34
<b>CAPÍTULO 2. ESTUDIOS DE LABORATORIO.....</b>	<b>36</b>
2.1. Análisis composicional de fluidos .....	37
2.1.1. Destilación fraccionada a la temperatura de ebullición .....	37
2.1.2. Cromatografía de gas.....	39
2.2. Expansión a Composición Constante.....	41
2.3. Separación Diferencial .....	43
2.4. Agotamiento a Volumen Constante.....	45
2.5. Experimento de Separación en Etapas .....	47
2.6. Viscosidad del aceite.....	49
<b>CAPÍTULO 3. VALIDACIÓN DEL ANALISIS PVT .....</b>	<b>52</b>
3.1. Gas y condensado y Aceite volátil.....	53
3.1.1. Método de Bashbush .....	53
3.1.2. Método de Whitson y Torp .....	60
3.1.3. Comprobación de la consistencia de la información experimental .....	64
3.1.4. Corrección de la información experimental .....	69
3.2. Aceite negro .....	71
3.2.1. Técnica de Rojas.....	71
3.2.2. Método de Bashbush modificado para la prueba de separación diferencial .....	77
<b>CAPÍTULO 4. SIMULACIÓN DE LA SEPARACIÓN EN ETAPAS EN SUPERFICIE.....</b>	<b>80</b>
4.1. Métodos para determinar las constantes de equilibrio y las cantidades de aceite y gas separados .....	81
4.1.1. Método de Standing .....	82
4.1.2. Método de Bashbush modificado .....	85
4.1.3. Ecuación de estado de Peng-Robinson .....	88
4.1.4. Ajuste de la EOS-PR.....	94
4.2. Método para determinar las propiedades físicas de los fluidos en cada etapa de separación .....	95

<b>CAPÍTULO 5. MÉTODO PROPUESTO PARA CALIBRAR LOS VALORES DE <math>K</math> CALCULADOS CON LA EOS-PR</b>	<b>98</b>
5.1. Modificación del método de Whitson y Torp	99
5.2. Corrección propuesta de la información experimental	101
5.3. Calibración de los valores de las constantes de equilibrio	103
5.4. Simulación de las diferentes condiciones de separación	110
5.4.1. Rango de presiones y temperaturas de separación permitidas en las funciones de ajuste generadas	116
<b>CAPÍTULO 6. ANÁLISIS DE CASOS DE CAMPO</b>	<b>119</b>
6.1. Procedimiento para determinar las condiciones de separación óptimas	120
6.2. Caso campo A	121
6.2.1. Información experimental	121
6.2.2. Validación de la información experimental	125
6.2.3. Reproducción de la información experimental	127
6.2.4. Determinación de las condiciones de separación óptimas	133
6.3. Caso campo B	138
6.3.1. Información experimental	138
6.3.2. Validación de la información experimental	139
6.3.3. Reproducción de la información experimental	144
6.3.4. Determinación de las condiciones de separación óptimas	151
6.4. Caso campo C	153
6.4.1. Información experimental	153
6.4.2. Validación de la información experimental	154
6.4.3. Reproducción de la información experimental	159
6.4.4. Determinación de las condiciones de separación óptimas	164
<b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</b>	<b>166</b>
<b>NOMENCLATURA</b>	<b>170</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>176</b>

<b>APÉNDICE</b> .....	<b>183</b>
A.1. Propiedades fisicoquímicas .....	184
A.1.1. Componentes puros.....	184
A.1.2. Propiedades críticas del C <sub>7+</sub> .....	185
A.1.3. Temperatura de ebullición y parámetro <i>b</i> propuestos por Standing .....	185
A.1.4. Coeficientes de interacción binaria para la EOS-PR.....	186
A.1.5. Correlación de densidad del aceite saturado.....	187
A.2. Métodos numéricos aplicados en la separación de líquido y gas .....	190
A.2.1. Cálculo de la fracción de líquido .....	190
A.2.2. Cálculo de las raíces de la ecuación cúbica de Peng-Robinson.....	193
A.2.3. Generación de funciones lineales .....	195
A.3. Parámetros estadísticos del error .....	197
A.4. Datos de la muestra uno.....	198

# LISTA DE FIGURAS

---

<b>Fig. 1.1</b> Esquema de un separador horizontal (Arnold y Stewart, 2008).....	20
<b>Fig. 1.2</b> Esquema de un separador vertical (Arnold y Stewart, 2008).....	20
<b>Fig. 1.3</b> Esquema de un separador esférico (Arnold y Stewart, 2008).....	20
<b>Fig. 1.4</b> Efecto de la presión de separación para la recuperación de aceite en el tanque de almacenamiento (Arnold y Stewart, 2008).....	24
<b>Fig. 1.5</b> Proceso de separación flash en etapas a presión constante y con incremento de temperatura (Arnold y Stewart, 2008).....	25
<b>Fig. 1.6</b> Esquema de una torre estabilizadora (Arnold y Stewart, 2008).....	26
<b>Fig. 1.7</b> Incremento de líquido recuperable contra el número de etapas (Arnold y Stewart, 2008).....	31
<b>Fig. 1.8</b> Presiones de operación de las etapas de separación (Arnold y Stewart, 2008).....	33
<b>Fig. 1.9</b> Variación de las propiedades del aceite con respecto a la presión de separación (McCain, 1990).....	34
<b>Fig. 1.10</b> Nomograma para calcular la constante A (Campbell et al., 1992).....	35
<b>Fig. 2.1</b> Porcentaje de peso acumulado de las n-parafinas en función de sus temperaturas de ebullición promedio.....	38
<b>Fig. 2.2</b> Cromatografía de gas (Whitson y Brulé, 2000).....	39
<b>Fig. 2.3</b> Experimento de expansión a composición constante.....	41
<b>Fig. 2.4</b> Experimento de separación diferencial para aceite negro.....	43
<b>Fig. 2.5</b> Experimento de agotamiento a volumen contante para aceite volátil.....	45
<b>Fig. 2.6</b> Experimento de separación en etapas para aceite.....	47
<b>Fig. 2.7</b> Principio de funcionamiento del viscosímetro de tipo canica.....	49
<b>Fig. 2.8</b> Esquema de un viscosímetro Saybolt.....	50
<b>Fig. 3.1</b> Balance molar para la prueba de agotamiento a volumen constante para gas y condensado.....	54
<b>Fig. 3.2</b> Balance molar para la prueba de agotamiento a volumen constante para aceite volátil.....	55
<b>Fig. 3.3</b> Balance molar en la prueba AVC para gas y condensado y aceite volátil.....	60

<b>Fig. 3.4</b> a) Comportamiento de la composición del gas reportada con respecto a la presión. b) Tendencia de la composición de líquido calculada con respecto a la presión (Bashbush, 1981).....	65
<b>Fig. 3.5</b> a) Comportamiento favorable $K$ con respecto a la presión. b) Comportamiento inadecuado de $K$ debido a inconsistencias en la composición de la fase gas (Bashbush, 1981).....	66
<b>Fig. 3.6</b> Comportamiento lineal del producto de $Kp$ con respecto al factor característico $F$ , a la temperatura del sistema para una presión dada (Hoffmann et al., 1953). ....	68
<b>Fig. 3.7</b> a) Tendencia lineal de las constantes de equilibrio a cierta presión, con respecto a la temperatura de ebullición de cada componente. b) Comportamiento no lineal (Mazariegos, 1990).....	69
<b>Fig. 3.8</b> Comportamiento lineal de la función $Y$ para presiones menores a $p_b$ .....	72
<b>Fig. 3.9</b> Comportamiento de la función $Y$ cuando la $p_b$ reportada no es confiable. ....	72
<b>Fig. 3.10</b> Ecuación de línea recta que describe aquellos puntos que presentan una tendencia lineal.....	73
<b>Fig. 4.1</b> Balance molar de la prueba de separadores en el laboratorio. ....	81
<b>Fig. 5.1</b> Planos descritos por las funciones de factor de ajuste, generadas para cuatro componentes distintos de la muestra uno. ....	105
<b>Fig. 5.2</b> Valores de las constantes de equilibrio experimentales, calculadas con la EOS-PR y calibradas con las funciones de ajuste, para la primera etapa de separación de la muestra uno. ....	106
<b>Fig. 5.3</b> Valores de la fracción gas experimental, calculada con la EOS-PR y la calibrada para la primera etapa de separación de la muestra uno. ....	108
<b>Fig. 5.4</b> Valores de la fracción líquida experimental, calculada con la EOS-PR y la ajustada para la primera etapa de separación de la muestra uno. ....	108
<b>Fig. 5.5</b> Comparación de los comportamientos de $K$ , $y$ y $x$ experimentales, calculadas con la EOS-PR y calibradas para la segunda, tercera y cuarta etapa de la muestra uno. ....	109
<b>Fig. 5.6</b> Ecuación de línea recta que describe el logaritmo de $K$ calibrado, de aquellos componentes que presentan una tendencia lineal, para la primera etapa de la muestra uno. ....	111
<b>Fig. 5.7</b> Conjunto de valores de $K$ experimental, calculada, calibrada y recalibrada para condiciones de separación distintas a las originales, de la primera etapa de la muestra uno. ....	112
<b>Fig. 5.8</b> Composición del gas experimental, calculada con EOS-PR, calibrada y recalibrada para condiciones de separación distintas a las originales, de la primera etapa de la muestra uno...	113
<b>Fig. 5.9</b> Composición del líquido experimental, calculada, calibrada y recalibrada para condiciones de separación distintas a las originales, de la primera etapa de la muestra uno. ....	113
<b>Fig. 5.10</b> Comportamiento de la densidad del aceite experimental, calculada con la correlación de Standing y Katz (1942) y la calibrada a datos medidos. ....	115
<b>Fig. 5.11</b> Intervalo de presiones y temperaturas que producen factores de ajustes positivos y menores e iguales a cero. ....	117
<b>Fig. 5.12</b> Ejemplo del comportamiento de los factores de ajuste calculados a $p_b$ y $T_R$ , con las $i$ -funciones generadas en el procedimiento de calibración a datos medidos. ....	118
<b>Fig. 5.13</b> Rango de presiones y temperaturas definido por el área que comparten ambos componentes.....	118

<b>Fig. 6.1</b> Procedimiento para obtener las condiciones de separación óptimas.....	120
<b>Fig. 6.2</b> Comparación de los valores experimentales de distintas propiedades, contra los calculados con los métodos de Bashbush y de Whitson y Torp modificados. ....	125
<b>Fig. 6.3</b> Validación de la información experimental mediante el criterio de Bashbush y de Hoffmann et al. ....	126
<b>Fig. 6.4</b> Valores de las constantes de equilibrio experimentales y las calculadas con la EOS-PR. ....	127
<b>Fig. 6.5</b> Comparación de $K$ experimental contra la calculada antes y después del proceso de calibración. ....	129
<b>Fig. 6.6</b> Comparación de $y$ experimental contra la calculada antes y después de la calibración de la EOS-PR. ....	129
<b>Fig. 6.7</b> Comparación de $x$ experimental contra la calculada antes y después de la calibración de la EOS-PR. ....	130
<b>Fig. 6.8</b> Comparación del error relativo de distintos parámetros y propiedades físicas del gas y del aceite.....	130
<b>Fig. 6.9</b> Experimentos SEE II y SEE III: comparación de los valores experimentales de las constantes de equilibrio contra los calculados con la EOS-PR, después de la calibración y recalibración.....	131
<b>Fig. 6.10</b> Experimento SEE II y SEE III: comparación de los valores experimentales de la fracción gas contra los calculados con la EOS-PR, después de la calibración y recalibración. ....	132
<b>Fig. 6.11</b> Experimento SEE II y SEE III: comparación de los valores experimentales de la fracción líquida contra los calculados con la EOS-PR, después de la calibración y recalibración.....	132
<b>Fig. 6.12</b> Experimentos SEE II y SEE III: comparación del error relativo de distintos parámetros y propiedades físicas del gas y del aceite, para la EOS-PR y el método propuesto.....	133
<b>Fig. 6.13</b> Comparación del valor experimental de los grados $API$ , $R_T$ y $B_{ob}$ contra los calculados con la EOS-PR y el método propuesto. ....	134
<b>Fig. 6.14</b> Comportamiento de los planos generados al evaluar las 12 funciones de ajuste, desde condiciones estándar hasta condiciones de presión de burbuja y temperatura de yacimiento. ....	135
<b>Fig. 6.15</b> Valor de la densidad $API$ , $R_T$ y $B_{ob}$ obtenidos de la simulación de diferentes condiciones de separación con el método propuesto. ....	137
<b>Fig. 6.16</b> Validación de la información experimental mediante el criterio de Bashbush y de Hoffmann et al. ....	140
<b>Fig. 6.17</b> Validación de la composición modificada mediante el criterio de Bashbush y de Hoffmann et al. ....	143
<b>Fig. 6.18</b> Valores de las constantes de equilibrio experimentales y las calculadas con la EOS-PR. ....	144
<b>Fig. 6.19</b> Comparación $K$ experimental contra la calculada antes y después de la calibración de la EOS-PR. ....	145
<b>Fig. 6.20</b> Comparación de la composición gas experimental contra la calculada antes y después de la calibración de la EOS-PR. ....	146
<b>Fig. 6.21</b> Comparación de la composición líquida experimental contra la calculada antes y después de la calibración de la EOS-PR.....	146

<b>Fig. 6.22</b> Error relativo de las diferentes propiedades calculadas con la EOS-PR y el método propuesto. ....	147
<b>Fig. 6.23</b> Experimentos SEE II, SEE III y SEE IV: comparación de los valores experimentales de $K$ contra los calculados con la EOS-PR, después de la calibración y de la recalibración. ....	148
<b>Fig. 6.24</b> Experimentos SEE II SEE III y SEE IV: comparación de los valores experimentales de la fracción gas contra los calculados con la EOS-PR, después de la calibración y de la recalibración. ....	149
<b>Fig. 6.25</b> Experimentos SEE II SEE III y SEE IV: comparación de los valores experimentales de la fracción líquida contra los calculados con la EOS-PR, después de la calibración y de la recalibración. ....	149
<b>Fig. 6.26</b> Experimentos SEE II, SEE III y SEE IV: comparación del error relativo de distintos parámetros y propiedades físicas del gas y del aceite, para la EOS-PR y el método propuesto. ....	150
<b>Fig. 6.27</b> Comparación del valor experimental de la densidad $API$ , $R_T$ y $B_{ob}$ contra los calculados con la EOS-PR y el método propuesto. ....	151
<b>Fig. 6.28</b> Valor de la densidad $API$ , $R_T$ y $B_{ob}$ obtenidos de la simulación de diferentes presiones de separación, en la primera etapa con el método propuesto. ....	152
<b>Fig. 6.29</b> Validación de la información experimental mediante el criterio de Bashbush y de Hoffmann et al. ....	155
<b>Fig. 6.30</b> Validación de la composición modificada mediante el criterio de Bashbush y de Hoffmann et al. ....	158
<b>Fig. 6.31</b> Comparación de la $K$ experimental contra la calculada con el método propuesto y el simulador. ....	160
<b>Fig. 6.32</b> Comparación de la composición gas y líquida experimental, contra la calculada con el método propuesto y el simulador comercial. ....	160
<b>Fig. 6.33</b> Error relativo de diferentes propiedades calculadas con el simulador comercial y el método propuesto. ....	161
<b>Fig. 6.34</b> Experimentos SEE II, SEE III y SEE IV: comparación de los valores experimentales de $K$ , contra los calculados con el simulador comercial y el método propuesto. ....	162
<b>Fig. 6.35</b> Experimentos SEE II SEE III y SEE IV: comparación de los valores experimentales de la fracción gas, contra los calculados con el simulador comercial y el método propuesto. ....	162
<b>Fig. 6.36</b> Experimentos SEE II SEE III y SEE IV: comparación de los valores experimentales de la fracción líquida, contra los calculados con el simulador comercial y el método propuesto. ....	163
<b>Fig. 6.37</b> SEE II, SEE III y SEE IV: comparación del error relativo de distintos parámetros del gas y del aceite. ....	163
<b>Fig. 6.38</b> Comparación del valor experimental de la densidad $API$ , $R_T$ y $B_{ob}$ contra los calculados con el simulador comercial y el método propuesto. ....	164
<b>Fig. 6.39</b> Valor de la densidad $API$ , $R_T$ y $B_{ob}$ obtenidos de la simulación de diferentes presiones de separación, en la primera etapa con el método propuesto. ....	165

# LISTA DE TABLAS

---

<b>Tabla 1.1</b> Ventajas y desventajas de los separadores convencionales (Gómez, 2004). .....	21
<b>Tabla 1.2</b> Valores de $K$ para seleccionar el tipo de separador (Guo, Lyons y Ghalambor, 2007). .....	30
<b>Tabla 1.3</b> Características de los diferentes extractores de niebla (Arnold y Stewart, 2008). .....	30
<b>Tabla 1.4</b> Tiempos de residencia de un separador de dos fases (Arnold y Stewart, 2008). .....	31
<b>Tabla 1.5</b> Directrices para la selección del número de etapas de separación (Arnold y Stewart, 2008). .....	32
<b>Tabla 1.6</b> Correlación para calcular la presión óptima de separación en la segunda etapa, en un sistema de tres etapas. ....	35
<b>Tabla 6.1</b> Análisis composicional del fluido del yacimiento a $p_b$ y $T_R$ . .....	121
<b>Tabla 6.2</b> Experimento de separación en etapas. ....	121
<b>Tabla 6.3</b> Propiedades de la fracción pesada. ....	121
<b>Tabla 6.4</b> Factores de ajuste para la densidad de líquido calculada con correlación de Standing y Katz (1942). ....	122
<b>Tabla 6.5</b> Primer experimento SEE. ....	122
<b>Tabla 6.6</b> Composición del gas separado del primer experimento SEE. ....	123
<b>Tabla 6.7</b> Error entre el valor de las propiedades medidas y las calculadas. ....	123
<b>Tabla 6.8</b> Segundo experimento SEE. ....	124
<b>Tabla 6.9</b> Composición del gas separado del segundo experimento SEE. ....	124
<b>Tabla 6.10</b> Tercer experimento SEE. ....	124
<b>Tabla 6.11</b> Composición del gas separado del tercer experimento SEE. ....	125
<b>Tabla 6.12</b> Factores de ajuste del conjunto de las constantes de equilibrio. ....	128
<b>Tabla 6.13</b> Coeficientes de la regresión lineal múltiple $F_A^* = a_0 + a_1 p + a_2 T$ . ....	128
<b>Tabla 6.14</b> Condiciones de separación de los escenarios A, B, C y D. ....	136
<b>Tabla 6.15</b> Valores de las propiedades físicas al simular el escenario A –SEE A. ....	136
<b>Tabla 6.16</b> Valores de las propiedades físicas al simular el escenario B –SEE B. ....	136
<b>Tabla 6.17</b> Valores de las propiedades físicas al simular el escenario C –SEE C. ....	136
<b>Tabla 6.18</b> Valores de las propiedades físicas al simular el escenario D –SEE D. ....	137



<b>Tabla 6.19</b> Experimento SEE I, 39.44 °API.....	138
<b>Tabla 6.20</b> Experimento SEE II, 39.60 °API.....	138
<b>Tabla 6.21</b> Experimento SEE III, 39.39 °API.....	138
<b>Tabla 6.22</b> Experimento SEE IV, 39.19 °API. ....	138
<b>Tabla 6.23</b> Composición del fluido del yacimiento y del gas separado en cada etapa de los cuatro experimentos SEE. ....	139
<b>Tabla 6.24</b> Composición modificada del gas separado en cada etapa de los cuatro experimentos SEE. ....	141
<b>Tabla 6.25</b> Experimento SEE I con $B_o$ modificado. ....	142
<b>Tabla 6.26</b> Experimento SEE II con $B_o$ modificado. ....	142
<b>Tabla 6.27</b> Experimento SEE III con $B_o$ modificado. ....	142
<b>Tabla 6.28</b> Experimento SEE IV con $B_o$ modificado.....	142
<b>Tabla 6.29</b> Resultados de la prueba de densidad.....	142
<b>Tabla 6.30</b> Factores de ajuste de las $K$ para los 12 componentes en cada presión de separación. ....	144
<b>Tabla 6.31</b> Coeficientes de regresión lineal $F_A^* = a_0 + a_1 p$ de los 12 componentes de la mezcla. ....	145
<b>Tabla 6.32</b> Factores de ajuste de la densidad del aceite. ....	147
<b>Tabla 6.33</b> Experimento SEE I, 42.55 °API.....	153
<b>Tabla 6.34</b> Experimento SEE II, 42.76 °API.....	153
<b>Tabla 6.35</b> Experimento SEE III, 42.55 °API.....	153
<b>Tabla 6.36</b> Experimento SEE IV, 42.12 °API. ....	153
<b>Tabla 6.37</b> Composición del fluido del yacimiento y del gas separado en cada etapa de los cuatro experimentos SEE. ....	154
<b>Tabla 6.38</b> Composición modificada del gas separado en cada etapa de los cuatro experimentos SEE. ....	156
<b>Tabla 6.39</b> Experimento SEE I con $B_o$ modificado. ....	157
<b>Tabla 6.40</b> Experimento SEE II con $B_o$ modificado. ....	157
<b>Tabla 6.41</b> Experimento SEE III con $B_o$ modificado. ....	157
<b>Tabla 6.42</b> Experimento SEE IV con $B_o$ modificado.....	157
<b>Tabla 6.43</b> Resultados de la prueba de densidad.....	157
<b>Tabla 6.44</b> Factores de ajuste de $K$ para los 12 componentes en cada presión de separación. ....	159
<b>Tabla 6.45</b> Coeficientes de regresión lineal $F_A^* = a_0 + a_1 p$ de los 12 componentes de la mezcla. ....	159
<b>Tabla 6.46</b> Factores de ajuste de la densidad del aceite. ....	161
<b>Tabla A.1</b> Propiedades físicas de los componentes puros (GPSA, 2004). ....	184
<b>Tabla A.2</b> Constantes para la correlación de Riazi y Daubert (1980). ....	185
<b>Tabla A.3</b> Valores de $b$ y $T_B$ para el uso de la correlación de Standing (1979), para $p_{sp} < 1000 \text{ lb}_f/\text{pg}^2$ y $T_{sp} < 200 \text{ °F}$ . ....	186
<b>Tabla A.4</b> Valores del coeficiente de interacción binaria utilizados en la EOS-PR (Ahmed, 2007).....	186
<b>Tabla A.5</b> Ecuaciones para calcular las tres raíces que resuelven la Ec. (A.25) de acuerdo con el valor del discriminante $D$ . ....	194
<b>Tabla A.6</b> Experimento de separación en etapas. ....	198
<b>Tabla A.7</b> Composición del fluido de yacimiento y del gas separado en cada etapa.....	198

# INTRODUCCIÓN

---

Durante la explotación de un yacimiento, los fluidos producidos se someten a un proceso de separación superficial, en donde el gas se remueve del líquido. Este proceso puede consistir en dos o más separadores en serie, cuyo propósito adicional es reducir la presión del aceite en cada etapa, y maximizar su recuperación en el tanque de almacenamiento. Para lograr lo anterior, el sistema de separación debe tener las condiciones de presión y de temperatura óptimas. De lo contrario, se pueden tener pérdidas de componentes con alto valor económico.

Para optimizar la presión de separación, la industria petrolera utiliza pruebas de laboratorio que analizan el fluido producido, y proporcionan resultados de más de un experimento SEE. Sin embargo, los análisis de laboratorio son costosos y en ocasiones no se pueden realizar por la dificultad de obtener la muestra de fluido. Por ello, se recurre a distintos métodos para estimar la presión óptima, como son: correlaciones empíricas que no necesitan realizar cálculos flash y solo requieren el número de etapas, la temperatura o la composición de la mezcla de hidrocarburos. Ecuaciones de estado como la de Peng-Robinson que predice el comportamiento de fase de los fluidos y sus propiedades físicas, pero el proceso convencional de ajuste a datos medidos es muy complicado. Los balances molares como el desarrollado por Bashbush (1981) o Whitson y Torp (1983), que determinan las constantes de equilibrio y las cantidades de gas y líquido separados en cada etapa a partir de cálculos flash.

Cualesquiera de los métodos antes mencionados necesita información de laboratorio, que debe verificarse antes de utilizarla en cálculos de ingeniería de yacimientos o de producción. Para ello, distintos autores han desarrollado pruebas de validación que revisan la consistencia y corrigen la información.

Determinar las condiciones de separación óptimas, se traduce en reducir costos por transporte de fluidos y disminuir problemas asociados al bombeo de líquido y compresión de gas, ya que entre mayores grados *API* tenga el aceite, aumenta su valor económico porque es más ligero. Un valor de relación gas-aceite menor, significa que el líquido tiene menos cantidad de gas disuelto liberado durante la separación, por consiguiente la bomba no corre el riesgo de gasificarse. Y entre un valor menor de factor de volumen de aceite, indica que su encogimiento es mínimo, por lo tanto hay mayor volumen de líquido recuperable en el tanque de almacenamiento.

El trabajo presente tiene como objetivo, proporcionar un método sencillo que reproduzca con exactitud los datos de la prueba SEE y que simule distintas condiciones y escenarios de separación, sin necesidad de ajustar los parámetros internos de la EOS-PR con la calibración convencional.

A continuación se describe el contenido de la tesis.

En el capítulo uno se describe el proceso de separación en el campo que tienen los fluidos producidos del yacimiento. Las diferentes configuraciones de los separadores y cómo se determina la presión de operación en cada etapa, así como la presión de separación óptima.

En el capítulo dos se explican los diferentes análisis PVT de laboratorio, que se le realizan a las muestras de fluido recolectadas en el fondo del pozo. Las cuales proporcionan las propiedades fisicoquímicas principales en función de la presión, temperatura y volumen.

En el capítulo tres se detallan las validaciones de los análisis PVT de gas y condensado, aceite volátil y aceite negro desarrolladas por: Bashbush (1981), Whitson

y Torp (1983), Rojas (2005) y León et al. (2011, 2014), para analizar la información de laboratorio y corregir inconsistencias.

En el capítulo cuatro se muestran los métodos para calcular los valores de las constantes de equilibrio del experimento SEE. Entre los que destacan la correlación de Standing (1979), el balance molar de Bashbush modificado por León (2014), así como la ecuación de estado de Peng-Robinson (1976), (EOS-PR) y su ajuste.

En el capítulo cinco se describen las aportaciones del proyecto de tesis siguientes: modificación del método de Whitson y Torp para aplicarse a la prueba SEE, a partir de un mol de fluido en el sistema; corrección de inconsistencias en la información tomando en cuenta las propiedades medidas; método de calibración de las constantes de equilibrio calculadas con la EOS-PR, mediante funciones de ajuste en términos de la presión y temperatura de separación; procedimiento de simulación del comportamiento del aceite y del gas a diferentes condiciones, a partir de estas funciones.

En el capítulo seis se exponen los resultados del método propuesto, para reproducir las pruebas SEE reportadas de tres muestras de aceite. Además, se presenta la confiabilidad que tiene éste procedimiento para simular distintos escenarios de separación y determinar el más recomendable. También se muestra su evaluación y validación al compararlo con los datos experimentales y los calculados con la EOS-PR, programada sin calibrar y la ajustada con un simulador comercial.

En el Apéndice se describen los distintos métodos utilizados en el desarrollo de este trabajo, como: la correlación de Standing y Katz (1942) para calcular la densidad del aceite, algoritmos numéricos para determinar la fracción líquida y las raíces de la ecuación de estado cúbica, así como para generar regresiones lineales de una variable y multivariable. Además, se proporcionan las propiedades críticas de distintos componentes y los parámetros estadísticos del error para evaluar el método propuesto.

Finalmente, se presentan las conclusiones y recomendaciones del estudio.

# REVISIÓN DE LA LITERATURA

---

En esta sección se indican los métodos que se han propuesto para validar la consistencia de los resultados de análisis PVT, en algunos de los experimentos de laboratorio para la caracterización de los fluidos producidos del yacimiento. También se señalan los métodos existentes para el cálculo de las constantes de equilibrio líquido-vapor, que a su vez proporcionan los valores de la composición y fracción mol del líquido y del gas. Finalmente, se mencionan las investigaciones que se han realizado para la optimización de la presión de separación.

## Métodos para validar las pruebas de laboratorio PVT

Para aceite volátil y gas-condensado, los análisis de laboratorio que se realizan a presiones distintas y a la temperatura del yacimiento son: composición original, expansión a composición constante (ECC), agotamiento a volumen constante (AVC), viscosidad del aceite, y la prueba de separación en etapas (SEE) a temperatura variable. Mientras que para aceite negro, los experimentos convencionales son: composición original, separación diferencial (SD), ECC, SEE y viscosidad del aceite. Sin embargo, antes de utilizar la información de los reportes PVT en cálculos de ingeniería de yacimientos y de producción, se debe validar cada análisis para determinar la consistencia y representatividad de los datos. A continuación se presentan las investigaciones realizadas por distintos autores.

Bashbush (1981) así como Whitson y Torp (1983), desarrollaron métodos para validar la composición del gas reportada en la prueba AVC. Estos autores efectúan un balance molar donde la composición del líquido y los valores de las constantes de equilibrio ( $K$ ), se calculan a diferentes presiones basándose de los datos de la composición del gas. Los dos métodos generan los mismos resultados, pero la diferencia entre ellos radica en que Whitson y Torp trabaja a partir de un mol de fluido a la presión de saturación, mientras que Bashbush lo hace a partir de un pie cúbico. Al graficar el logaritmo de los valores  $K$  de cada uno de los componentes, contra la presión de cada etapa de agotamiento, las curvas deben presentar una tendencia suavizada, sin que se crucen entre ellas.

Con el método de Hoffmann, Crump y Hocott (1953) se puede evaluar la consistencia de los valores de  $K$  obtenidos con el método de Bashbush o de Whitson y Torp. Este método relaciona el logaritmo del producto de la constante de equilibrio por la presión correspondiente a cada agotamiento, contra un factor de caracterización que es propio de un hidrocarburo en particular y está en función de su temperatura de ebullición. Los autores mostraron que al graficar el logaritmo  $Kp$  de un hidrocarburo específico contra su factor de

caracterización, tiende a dar una línea recta. Por lo tanto, el valor calculado de  $K$  es correcto si se cumple esta tendencia lineal.

Cuando el método gráfico de Hoffman et al. no proporciona resultados consistentes de un análisis composicional PVT, pueden corregirse mediante los procedimientos propuestos por Mazariegos (1990) o Corona (1993). En este caso, se efectúa un balance composicional para corregir la fracción mol de la fase gas, y se recalculan los valores de  $K$  hasta que presenten una tendencia lineal con respecto a la temperatura de ebullición. La diferencia entre ambos autores es que el primero proporciona dos correcciones; una manual y otra semiautomática, mientras que el segundo muestra una corrección automática.

Rojas (2005) sugiere utilizar para aceite negro, las cuatro pruebas de validación siguientes: linealidad de la función "Y", que verifica que sean confiables el valor reportado de la presión de burbuja, y los datos de volumen relativo del experimento ECC; densidad, que comprueba que el error relativo entre los valores de la densidad del aceite a  $p_b$  en las pruebas SD y SEE, debe ser menor o igual al 5%; balance de materiales, que evalúa la consistencia de los datos experimentales de la relación de solubilidad del análisis SD, al observar que sean iguales a los calculados por esta prueba; desigualdad, que revisa la consistencia del factor de volumen de aceite y del gas al cumplirse la condición siguiente: que la derivada del factor del volumen del aceite con respecto a la presión, sea menor que la derivada de la relación de solubilidad con respecto a la presión, multiplicada por el factor de volumen del gas.

Lawrence y Gupta (2009) describen algunos métodos para evaluar la calidad y consistencia de datos PVT de los hidrocarburos. Explican el balance de materia junto con las gráficas de Hoffmann et al. para verificar la consistencia de la información del análisis composicional y los datos flash. Presentan técnicas gráficas para validar las pruebas AVC y ECC para gas-condensado, a partir de datos del factor de compresibilidad  $Z$  y de densidad del gas. Muestran la técnica de traslación para combinar los datos de la prueba ECC y de separadores, para obtener valores adecuados del factor de volumen de aceite y de la relación de solubilidad a bajas presiones.

León, García, Pérez, Samaniego, Sánchez y González (2011) modificaron el método de Bashbush (1981) para validar los datos de composición de la prueba de expansión por separación diferencial. Esto, con el objetivo de extender su aplicación a estudios de fluidos de alto encogimiento, que tengan únicamente la prueba SD y que no cuenten con la prueba AVC. Este método se puede aplicar de acuerdo con la clasificación de León, Alamilla y García (2013) a aceite negro, ligero y volátil.

León, Bashbush, Samaniego y Maldonado (2014) proponen una metodología para verificar la consistencia de los datos del experimento de separación en etapas, a partir de las técnicas de balance molar y de la modificación del método de Bashbush (León et al., 2011). Los autores presentan una descripción del proceso de separación en etapas, sus características principales y las ventajas de tener las condiciones de separación óptimas, para recuperar la mayor cantidad de aceite en el campo.



## Métodos para el cálculo de las constantes de equilibrio líquido-vapor

Determinar el valor de las constantes de equilibrio, es sumamente importante para resolver problemas de fase en el yacimiento y en ingeniería de procesos. Algunas aplicaciones del cálculo de estas constantes en las áreas de Ingeniería de yacimientos y de producción son: la estimación de la presión de rocío y de burbuja, y para cálculos de separación entre fases. Existen varios métodos para obtener los valores de  $K$  entre los que destacan: balance molar, correlaciones y ecuaciones de estado. A continuación se presentan las investigaciones realizadas por algunos autores.

### Balance molar:

Bashbush (1981) y Withson y Torp (1983) desarrollaron métodos de balance molar para validar la composición del gas separado. Sin embargo, dentro de su procedimiento se calculan principalmente los valores de  $K$  en términos de la composición medida del gas.

### Correlaciones:

Wilson (1968) propuso una expresión termodinámica simplificada para la estimación de los valores de  $K$  en términos de las presiones y temperaturas críticas y del sistema, así como del factor acéntrico de cada componente de la mezcla. La correlación genera valores razonables de  $K$  cuando se aplica a presiones bajas.

Standing (1979) derivó una correlación para calcular  $K$  con los datos de Katz y Hachmuth (1938) para presiones menores a  $1000 \text{ lb}_f/\text{pg}^2$  y temperaturas menores a  $200^\circ\text{F}$ . La correlación está basada en observaciones efectuadas por Hoffmann et al. (1953), Brinkman y Sicking (1960), Kehn (1964), Dykstra y Mueller (1965), trazando  $\text{Log}(Kp)$  contra el factor característico  $F$  a una presión dada, formando generalmente líneas

rectas. Glaso y Whitson (1982) mostraron que estas ecuaciones son adecuadas para separaciones instantáneas de aceite en un rango de relación gas-aceite de 300 a 1500 pie<sup>3</sup>/bl (53 – 267 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>) y una densidad de aceite de 26 a 48 °API.

Whitson y Torp (1981) reformularon la correlación de Wilson (1968) para obtener resultados más exactos a temperaturas altas. La ecuación de Wilson se modificó para incorporar la presión de convergencia dentro de la correlación.

Lohrenze, Clark y Francis (1963) desarrollaron una correlación de  $K$  para los componentes no hidrocarburos, en función de la presión y temperatura del sistema así como de la presión de convergencia. Sin embargo, no proporciona valores correctos de  $K$  a presiones bajas.

### **Ecuaciones de estado:**

Van der Waals (1873) modificó la ecuación de estado de los gases ideales para representar el comportamiento de los gases reales. Se enfocó en eliminar las suposiciones en que se basa la ecuación de los gases ideales, considerando que las moléculas de gas ocupan una fracción significativa de volumen a presiones altas, y que existen fuerzas de atracción entre las moléculas. Estas aseveraciones las incorporó como parámetros en su ecuación de estado.

Redlich y Kwong (1949) demostraron que se mejora la predicción de las propiedades físicas y volumétricas de la fase vapor, al ajustar el término de presión de atracción de la ecuación de van der Waals incluyendo la temperatura del sistema. Así que los autores remplazaron el término de presión por un término de temperatura generalizado.

Soave (1972) modificó uno de los parámetros involucrados en el término de presión de Redlich y Kwong, utilizando un término de temperatura más general que el propuesto originalmente por ambos autores. Esta modificación ayudó a mejorar la predicción del comportamiento de los fluidos. Hoy en día la ecuación de estado se llama Soave-Redlich-Kwong (SRK)

Peng y Robinson (1976) condujeron un estudio para evaluar el uso de la ecuación de estado SRK, para predecir el comportamiento del sistema de hidrocarburos. Los autores ilustraron la necesidad de un mejoramiento en la ecuación para predecir la densidad del líquido así como de otras propiedades de los fluidos, particularmente en la vecindad de la región crítica. Actualmente, la ecuación de estado de Peng-Robinson es ampliamente utilizada en la industria petrolera, por su capacidad de predecir el comportamiento de los fluidos.

## Optimización de la presión de separación

Durante el proceso de separación de fluidos en superficie, se busca tener las condiciones de presión y temperatura óptimas en cada separador, para maximizar la cantidad de aceite recuperable en el tanque de almacenamiento. Generalmente, los análisis PVT proporcionan una o más pruebas de separación en etapas, con las cuales se estima la presión óptima. Sin embargo, cuando estas pruebas de separación no están disponibles o no son adecuadas para determinar ésta presión, se pueden utilizar correlaciones empíricas o procedimientos desarrollados por algunos autores. A continuación se mencionan las investigaciones que se pueden encontrar en la literatura para optimizar la presión de separación en superficie.

Whinery y Campbell (1958) desarrollaron una correlación para calcular la presión de la segunda etapa en un sistema de tres separadores. Los datos de entrada son: la presión de primera etapa, la presión del tanque y la fracción mol de metano, etano y propano. El método es rápido, simple, no requiere cálculos flash y tampoco necesita todo el espectro de la composición del fluido del yacimiento. Sin embargo, la exactitud y la confiabilidad de los cálculos no están garantizadas, debido a que la correlación no toma en cuenta la temperatura del separador y del tanque, así como la composición del butano y de la fracción pesada.

Chilingarian y Beeson (1969) propusieron un método para determinar la presión de separación óptima para un sistema de dos etapas, donde el tanque está a condiciones atmosféricas. En su método, las relaciones gas-aceite obtenidas de cada etapa de separación, se grafican contra la presión de separación, seleccionando como presión óptima aquella que produjo el valor menor de  $R$ . Para sistemas con más de dos etapas de separación, los autores recurren a la correlación de Whinery y Campbell.

C-E Natco (1972) sugirió un método para calcular la presión óptima entre la primera y última etapa. Este método es rápido pero inexacto, además utiliza una relación de presiones como valor constante.

Campbell, Hubbard y Maddox (1992) desarrollaron una correlación para calcular la presión óptima de la segunda etapa en un sistema de tres etapas. Como se conoce la presión de la primera y última etapa, la presión intermedia se puede fijar arbitrariamente para obtener la recuperación máxima en el tanque de almacenamiento. La correlación depende de la densidad relativa del fluido de alimentación.

Bahadori y Mokhatab (2007) propusieron un procedimiento simple que no requiere cálculos de balance molar, para determinar la presión óptima en cada etapa. El método utiliza la ecuación de estado de Peng-Robinson. Las condiciones de operación se fijan, para generar valores iniciales de la constante de equilibrio del metano y de la fracción pesada  $C_{7+}$ . Los valores de presión se incrementan poco a poco para obtener curvas de  $K$  contra la presión. La presión óptima es aquella que produce mayor valor de  $K_{C_{7+}}$  y menor valor de  $K_{C_1}$ .

Bahadori, Vuthaluru y Mokhatab (2008) presentaron una metodología para optimizar la presión de separación del aceite crudo. El procedimiento se puede aplicar en cada etapa de separación. Este es un método de prueba y error que requiere de un gran número de presiones propuestas y aun así no es capaz de encontrar el valor exacto de presión óptima en cada etapa.

Al-Jawad y Hassan (2008, 2010) desarrollaron un grupo de correlaciones dependientes de la temperatura de separación, así como del porcentaje mol del metano y de los componentes no hidrocarburos, para determinar la presión de separación óptima para aceite volátil. Las correlaciones se generaron de acuerdo al número de estados de separación; desde dos hasta cinco etapas. Las variables de entrada son: la temperatura de cada etapa, las fracciones mol del  $C_1$ ,  $H_2S$ ,  $CO_2$ , y  $N_2$  en la corriente de alimentación, y de las presiones de separación óptimas que se calculan previamente. Estas correlaciones no toman en cuenta todo el espectro de componentes del fluido de yacimiento. Además, no pueden extrapolarse a condiciones fuera de los datos con los que se desarrollaron.

Ling, Wu, Guo y Jun (2013) proponen un método que utiliza la ecuación de estado de Peng-Robinson para calcular las propiedades del factor de volumen de aceite, relación gas-aceite y grados *API*, para determinar la presión óptima de acuerdo con el valor menor de  $B_o$  y  $R_t$  y valor mayor de densidad *API*. Acorde con los resultados dados por los autores, el método propuesto puede simular las pruebas de separación en etapas con buena aproximación. La metodología no requiere de datos de los experimentos SEE ni de la aplicación de correlaciones empíricas.

# CAPÍTULO 1.

## DEFINICIÓN DE LAS CONDICIONES DE SEPARACIÓN DE ACEITE Y GAS EN EL CAMPO

---

En este capítulo se presentan los principios físicos que separan la mezcla de hidrocarburos proveniente del pozo, como son: cantidad de movimiento, fuerza de gravedad y coalescencia de las gotas de líquido. Asimismo, se mencionan los diferentes tipos de separadores según su configuración geométrica que se usan en el campo, tomando en cuenta las ventajas y desventajas que cada uno presenta. Además, se proporciona una explicación breve de los métodos de estabilización más usados, como la separación en etapas con tanque de almacenamiento, calentadores de aceite y enfriadores, así como el uso de torres estabilizadoras. También, se proporciona una descripción para determinar la presión de operación de un separador intermedio, por medio de una relación de presiones. Adicionalmente, se explica cómo obtener la presión de separación óptima a partir de la correlación de Campbell, Hubbard y Maddox (1992) y de la comparación de propiedades fisicoquímicas, como son la densidad *API*, la relación gas-aceite y el factor de volumen del aceite.

## 1.1. Separación de Hidrocarburos

Los fluidos que provienen de los pozos son una mezcla de hidrocarburos que puede estar formada por una fase vapor y una líquida, una fase vapor y una sólida, dos fases líquidas inmiscibles (aceite-agua), una fase vapor y dos líquidas o alguna otra combinación. Esta mezcla requiere de la separación de fases para el control y manejo de la producción en la superficie. Uno de los equipos principales que se usa en el campo es el separador, el cual utiliza principios físicos (gravedad, centrífuga y mojabilidad) y accesorios (platos deflectores, platos perforados o mallas), para separar mezclas de dos o más fases.

Cuando los fluidos del pozo llegan a la superficie, pasan por el estrangulador y posteriormente entran al separador donde se encuentra un desviador de entrada. El flujo de fluidos adquiere un movimiento centrífugo, en el cual por fuerza de gravedad cae chocando con los deflectores y los platos perforados. De esta manera se produce una agitación con las paredes internas del separador, dando lugar al desprendimiento del gas de la fase líquida. Por diferencia de densidades el líquido se queda en la parte del fondo del recipiente y el gas sale por el extractor de niebla. El nivel de líquido en el separador se controla por una válvula de tipo flotante y una válvula de baja presión, la cual también controla la presión del fluido en la salida. El proceso antes mencionado, obedece a ciertos principios de separación que se explican a continuación. Adicionalmente se describe la eficiencia de separación.

### 1.1.1. Principios de separación

Para realizar la separación física del vapor, líquidos y sólidos se utilizan los principios básicos siguientes:



- Cantidad de movimiento. Debido a que los fluidos separados se encuentran en diferentes fases, sus densidades son distintas. Por consiguiente, si la corriente de la mezcla cambia bruscamente de dirección, la nueva velocidad adquirida es mayor, ocasionando que las partículas de la fase ligera se muevan más rápido y se desprendan de las partículas de la fase pesada.
- Fuerza de gravedad. Cuando la fuerza de gravedad ejercida en las gotas de líquido es mayor que la fuerza de arrastre de la corriente de gas, se define la velocidad terminal o de asentamiento ( $v_t$ ) la cual se expresa con la ecuación siguiente:

$$v_t = 0.0036 \left[ \left( \frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{d_d}{C_D} \right]^{1/2}, \dots \dots \dots (1.1)$$

donde  $v_t$  está en m/s,  $\rho_L$  y  $\rho_g$  están en  $\text{kg/m}^3$ ,  $d_d$  es el diámetro de la gota de líquido en  $\mu\text{m}$  y  $C_D$  es el coeficiente de arrastre.

Debido a que el cálculo de  $C_D$  -Ec. (1.4)- requiere el valor de  $v_t$  que interviene en el número de Reynolds ( $N_{Re}$ ), se emplea el procedimiento iterativo siguiente para calcular la velocidad de asentamiento.

1. Asumir una velocidad inicial ( $v_k$ ), con la expresión siguiente.

$$v_k = 0.0062 \left[ \frac{d_d (\rho_L - \rho_g)}{\rho_g} \right]^{1/2} \dots \dots \dots (1.2)$$

2. Calcular  $N_{Re}$ , como sigue.

$$N_{Re} = 0.001 \frac{\rho_g d_d v_k}{\mu_g} \dots \dots \dots (1.3)$$

3. Calcular  $C_D$  con la expresión siguiente.

$$C_D = \frac{24}{N_{Re}} + \frac{3}{N_{Re}^{1/2}} + 0.34 \dots \dots \dots (1.4)$$

4. Calcular  $v_t$  con la Ec. (1.1) y repetir el proceso a partir del paso dos -donde  $v_k$  es el nuevo valor de  $v_t$ - hasta que la diferencia entre el valor nuevo y anterior de la velocidad sea menor o igual a 0.001.

- Coalescencia. Como la fase dominante arrastra cantidades pequeñas de la fase secundaria y/o terciaria, éstas se deben de separar. Si la corriente de gas es la fase dominante, puede arrastrar pequeñas gotas de aceite y agua las cuales se encuentran dispersas. Por lo tanto, se necesita de un dispositivo que reúna las gotas pequeñas de líquido en gotas más grandes. A este dispositivo se le llama unidad coalescedora, la cual trata la corriente de gas para remover las partículas de líquido (aceite y agua), formando un dominio de fase mayor.

### 1.1.2. Eficiencia de separación

Para determinar la eficiencia de separación del líquido se utiliza la ecuación siguiente.

$$E = 100 \left( \frac{w - w_c}{w} \right) \dots \dots \dots (1.5)$$

donde  $E$  es la eficiencia de separación en %,  $w$  es el flujo másico de líquido alimentado al separador en  $kg_m/s$ , y  $w_c$  es líquido arrastrado hacia la cabecera del separador en  $kg_m/s$ .

## 1.2. Tipos de separadores

Los equipos de separación de fluidos se clasifican dependiendo de su geometría como: separadores horizontales, separadores verticales y separadores esféricos, y dependiendo de las fases que van a separar como: bifásicos y trifásicos. Cada configuración geométrica presenta sus ventajas y desventajas. Por lo tanto, para seleccionar algún tipo de diseño del equipo de separación, se tienen que tomar en cuenta las necesidades y los requerimientos del campo donde va a operar, para que la eficiencia de separación sea la más alta, el ciclo de vida sea mayor y los costos de operación y mantenimiento sean los mínimos. Las secciones que conforma un separador son las mismas en las tres configuraciones geométricas. A continuación se presenta una breve descripción de cada sección.

### 1.2.1. Secciones que conforma un separador gas-líquido

Arnold y Stewart (2008) especifican que, sin importar la forma y el tamaño de un separador gas-líquido, este tiene las cuatro secciones principales siguientes:

- Sección de desvío (separación primaria). Para controlar la velocidad alta de la corriente turbulenta de hidrocarburos que proviene de la cabeza del pozo, en la entrada del recipiente se encuentra el desviador de flujo. Este accesorio cambia repentinamente la dirección de la mezcla, la cual adquiere una fuerza centrífuga permitiendo que el gas se separe del líquido.
- Sección colectora de líquido (separación secundaria). Esta sección se encuentra en la parte inferior del recipiente. Su función es disminuir significativamente la turbulencia del líquido, por medio de la longitud del separador y de veletas o aspas. Éstas acumulan gotas pequeñas para incrementar su tamaño, provocando que no pasen a la sección de sedimentación por gravedad. Como

las gotas de líquido se separan del gas por la diferencia de densidades que existen entre ambas fases, estas comienzan a unirse para aumentar la cantidad del fluido en el fondo del dispositivo. El tiempo de retención del líquido en esta sección es muy importante, ya que de este depende el grado de separación, el cual se puede ver afectado por: la cantidad y propiedades físicas de los fluidos, el tamaño de las gotas suspendidas en el flujo de gas y el grado de turbulencia. Una separación de líquido-líquido requiere más tiempo de retención que una separación de gas-líquido.

- Sección de sedimentación por gravedad. La corriente de gas que se separa puede arrastrar pequeñas gotas de líquido entre 100 a 140 micras sobrecargando el extractor de niebla. Por esta razón, la sección de sedimentación por gravedad filtra la corriente de gas, donde las gotas con dicho tamaño caen por la fuerza de gravedad a la interfaz gas-líquido. Sin embargo, las gotas menores a 100 micras pueden pasar por el extractor de niebla.
- Sección de coalescencia (extractor de niebla). Las gotas pequeñas con tamaño menor a 100 micras que se quedan en la corriente de gas después de pasar por la sección de sedimentación, llegan al extractor de niebla. Esta sección contiene elementos coalescentes que proporcionan una gran cantidad de superficies destinadas a unir las gotas para formar gotas más grandes. Una vez que se acumuló cierta cantidad de líquido, este es drenado y conducido a la sección de acumulación de líquidos o a la sección primaria.

Las **Fig. 1.1**, **Fig. 1.2** y **Fig. 1.3** muestran las diferentes secciones contenidas en un separador horizontal, vertical y esférico, respectivamente. Como se observa, cada tipo de separador contiene la sección de desvío, la sección colectora de líquido, la sección por gravedad y la sección de coalescencia, independientemente de la configuración y tamaño del equipo de separación.

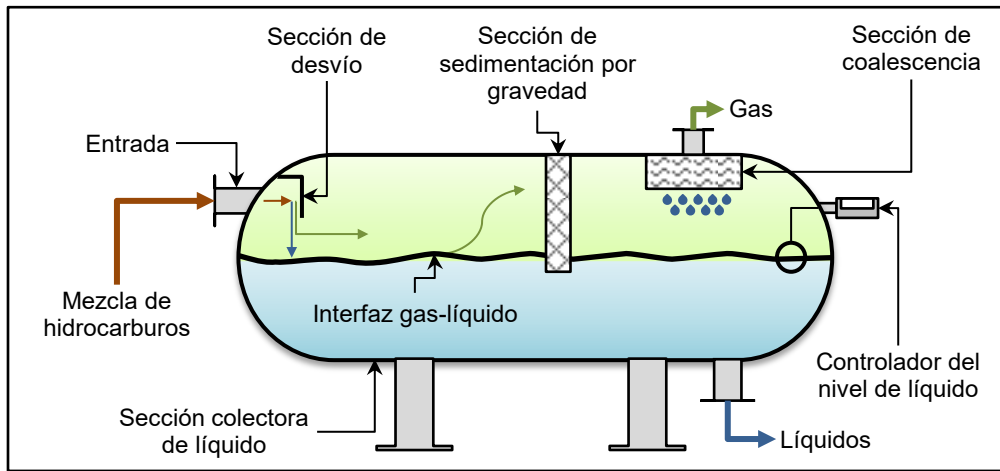


Fig. 1.1 Esquema de un separador horizontal (Arnold y Stewart, 2008).

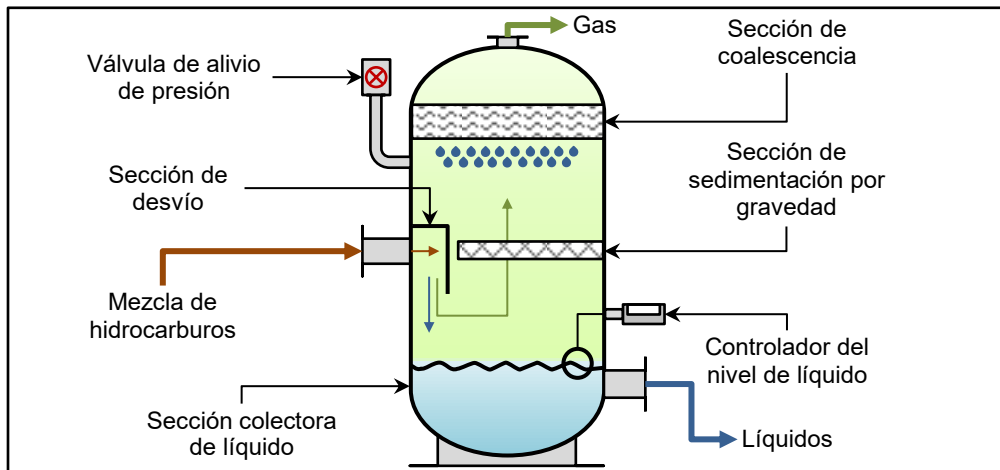


Fig. 1.2 Esquema de un separador vertical (Arnold y Stewart, 2008).

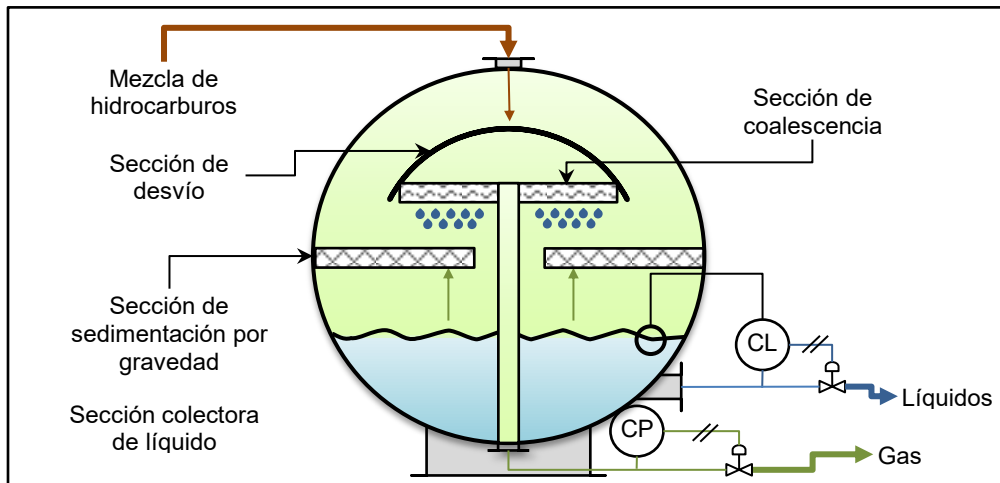


Fig. 1.3 Esquema de un separador esférico (Arnold y Stewart, 2008).

Además de los separadores convencionales (bifásicos) antes mencionados, existen otros tipos de dispositivos como son: separadores centrífugos, separadores venturi, separadores horizontales de doble barril, separadores horizontales con contenedor de agua, separadores de filtro, depuradores y slug catchers, los cuales se pueden consultar en la referencia de Arnold y Stewart (2008).

### 1.2.2. Ventajas y desventajas del tipo de separador

Debido a las diferencias que existen en los equipos de separación convencionales, se deben de tomar en cuenta: el lugar donde van a operar -tierra firme o costa afuera-, el volumen y tipos de fluidos, así como su tamaño y capacidad. La **Tabla 1.1** presenta la comparación de las ventajas y desventajas de los separadores según su configuración geométrica (Gómez, 2004).

**Tabla 1.1** Ventajas y desventajas de los separadores convencionales (Gómez, 2004).

	HORIZONTAL	VERTICAL	ESFERICO
Eficiencia de separación	1	2	3
Estabilización de fluidos separados	1	2	3
Manejo y control de grandes volúmenes de gas	1	2	3
Adaptabilidad a variación de condiciones (cabeceo)	1	2	3
Flexibilidad de operación (ajuste de nivel de líquidos)	2	1	3
Capacidad (mismo diámetro)	1	2	3
Costo por capacidad de unidad	1	2	3
Manejo de materiales extraños	3	2	1
Manejo de aceite emulsionado	1	2	3
Uso portátil	1	3	2
Instalación en tierra	1	3	2
Instalación costa afuera	3	2	1
Facilidad de inspección	2	3	1
Inspección y mantenimiento	1	3	2

Donde 1 es más favorable, 2 intermedio y 3 menos favorable.

En la actualidad los separadores esféricos son obsoletos. Sin embargo, todavía se encuentran en operación en algunos campos de México.

## 1.3. Métodos de estabilización de gas y aceite

Después de que la corriente de líquido pasa por la batería de separación, puede seguir desprendiendo gas en el tanque de almacenamiento, así que el fluido debe estabilizarse. Los líquidos contienen un alto contenido de metano y etano, por lo que se evaporan en el tanque de almacenamiento. Arnold y Stewart (2008) mencionan que la estabilización de los hidrocarburos, es un proceso en el que se incrementa la cantidad de componentes intermedios ( $C_3 - C_5$ ) para la fase gaseosa y de componentes pesados ( $C_{6+}$ ) para la fase líquida. Por lo tanto, la estabilización proporciona la reducción de las pérdidas por evaporación, consiguiendo una mayor recuperación de aceite en la superficie a condiciones estándar. En un yacimiento de aceite a este proceso se le denomina estabilización del crudo, y en un yacimiento de gas se le llama estabilización de condensados.

El proceso más simple de estabilización del aceite, es aquel donde el líquido se encuentra a condiciones atmosféricas en el tanque de almacenamiento después de haberse separado de su gas asociado. El equipo más eficiente para estabilizar el aceite es la torre estabilizadora –también conocida como torre fraccionadora-, porque obtiene una recuperación de aceite mayor. No obstante, se debe de considerar la inclusión de estos equipos, debido al espacio que ocupa y sobre todo los costos por adquisición, operación y mantenimiento. A continuación se presentan los métodos de estabilización del crudo más usuales.

### 1.3.1. Separación en etapas y tanque de almacenamiento

Es el método más común para obtener la estabilización de la mezcla de hidrocarburos, debido a que se alcanza el equilibrio entre fases a la presión y temperatura de la etapa correspondiente. Sin embargo, sí la presión de la primera etapa de separación es demasiado alta, se obtendrá una cantidad de líquido mayor en el separador y un gran

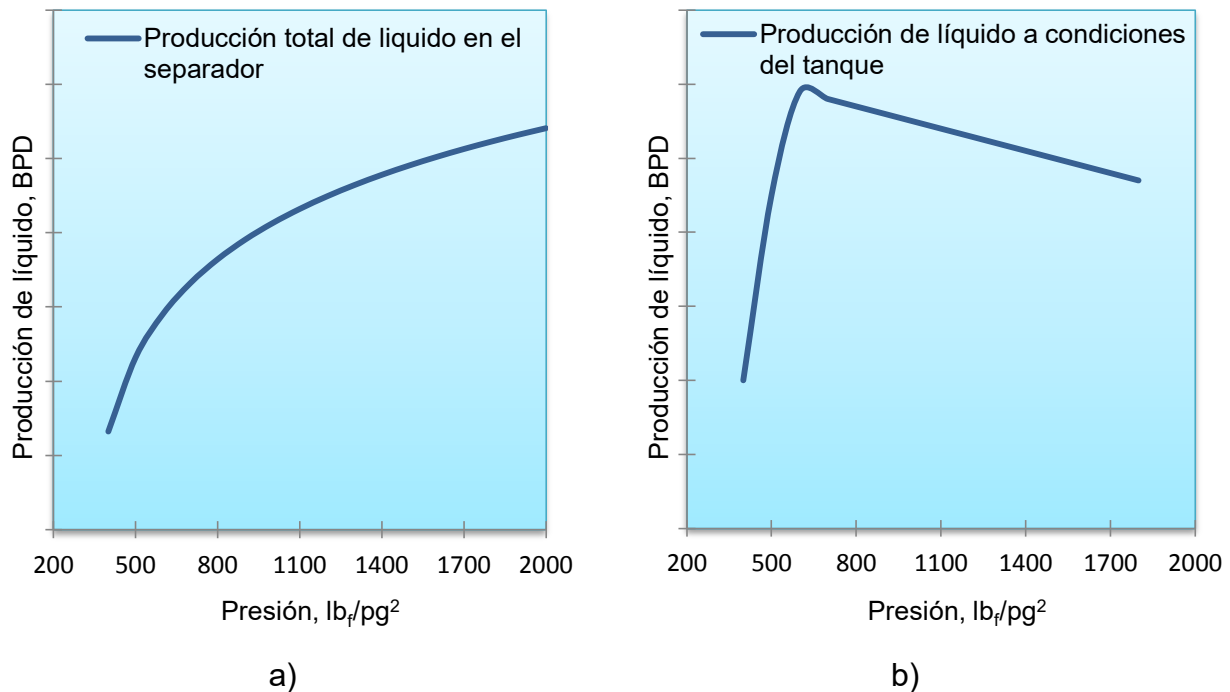
número de componentes ligeros se quedarán en la fase líquida, los cuales se evaporarán en el tanque de almacenamiento alcanzando la presión de vapor que es igual a la presión atmosférica, lo que provoca que exista una menor recuperación de hidrocarburos líquidos. Si la presión de separación es muy baja, los componentes ligeros se desprenderán de la fase líquida en el interior del separador y serán arrastrados por la corriente de gas, induciendo que las compresoras no tenga la suficiente capacidad de transporte y se tenga que recurrir al quemado de gas.

Para recuperar mayor cantidad de líquido y tener menor pérdida de componentes ligeros hacia la fase gas en el tanque, es necesario entender el fenómeno antes mencionado de forma cualitativa. La tendencia de cualquier componente para pasar a la fase vapor depende de su presión parcial ( $p_p$ ). La presión parcial de un componente dentro del dispositivo, está definida como el número de moles del componente  $i$  ( $n_i$ ) en la fase vapor, entre el número total de moles de todos los componentes ( $n_t$ ) de la misma fase, multiplicado por la presión del separador ( $p_{sp}$ ). Para calcular la presión parcial de un componente se utiliza la ecuación siguiente.

$$(p_p)_i = \frac{n_i}{n_t} p_{sp} \cdot \dots \dots \dots (1.6)$$

A mayor presión en el separador mayor será la presión parcial, y por lo tanto, las moléculas de los componentes más ligeros tenderán hacia la fase líquida. Esto se observa en la **Fig. 1.4 a)**, conforme la presión aumenta también incrementa el gasto de líquido a la salida del separador. Sin embargo, en el tanque de almacenamiento a condiciones atmosféricas, los componentes ligeros (metano, etano y propano) tienen una tendencia fuerte hacia la fase gas, creando una presión parcial baja para los componentes intermedios (butano, pentano y heptano), los cuales se evaporan porque son muy susceptibles a cambios pequeños de presión parcial. De esta manera, se pierden cantidades de componentes ligeros e intermedios hacia la fase gas, y disminuye la cantidad de líquido en el tanque conforme la presión del separador aumenta. Esto se observa en la **Fig. 1.4 b)**, donde se indica que una presión muy alta en el separador, provoca menor cantidad de líquido recuperable en el tanque.





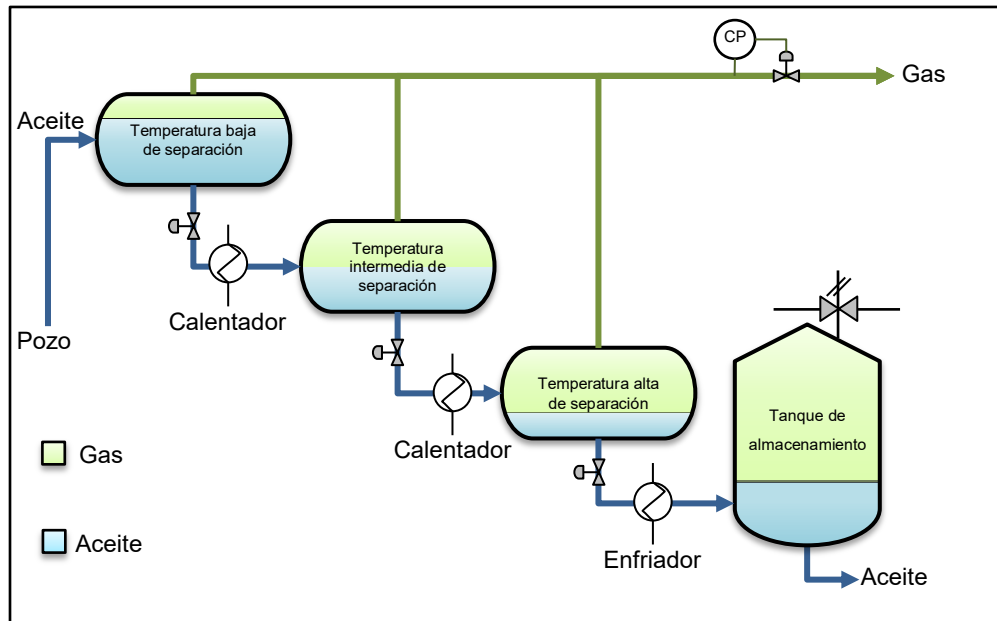
**Fig. 1.4** Efecto de la presión de separación para la recuperación de aceite en el tanque de almacenamiento (Arnold y Stewart, 2008).

Para que el aceite se estabilice en el tanque de almacenamiento, su presión de vapor debe ser menor a la presión atmosférica a una temperatura de 15.5 °C. No obstante, si la temperatura del líquido en el tanque incrementa a 37.8 °C (100 °F) -valor proporcionado por la norma de la ASTM D323, mencionada por Arnold y Stewart (2008)-, entonces la presión de vapor es igual a la atmosférica y comienza a evaporarse la mezcla, lo que provoca que se inicie las pérdidas de componentes ligeros y disminuya el volumen de aceite en el tanque.

### 1.3.2. Calentadores de aceite después de la separación

Los tratadores de calor son mejores para estabilizar el aceite mediante la vaporización de los hidrocarburos ligeros, antes de que el flujo de líquidos llegue al tanque de almacenamiento. Estos son colocados entre cada etapa de separación. Sin embargo, cuando un tratador de calor se coloca antes del tanque resulta en una mayor pérdida de líquido, porque el aceite caliente origina una separación flash a la entrada, y los componentes intermedios pasan hacia la fase vapor. Por esta razón, se coloca un

intercambiador de calor que utiliza una emulsión fría, para que las pérdidas de los componentes intermedios sean menores a las condiciones del tanque de almacenamiento. Este proceso se muestra en la **Fig. 1.5**.



**Fig. 1.5** Proceso de separación flash en etapas a presión constante y con incremento de temperatura (Arnold y Stewart, 2008).

### 1.3.3. Torres estabilizadoras

La torre estabilizadora también llamada torre fraccionadora, es un equipo que realiza el mismo principio que la separación en etapas, pero difiere en sus internos ya que contiene bandejas con campanas de burbujeo de gas, que favorecen el contacto del líquido con el vapor. Esto permite la transferencia de masa y calor entre ambas fases, y el proceso flash se lleva a cabo a presión constante con temperatura variable.

La **Fig. 1.6** muestra el esquema de una torre estabilizadora. Normalmente el aceite entra en la parte superior a temperatura baja, donde la composición y las condiciones de la alimentación son muy similares a las que existen en la bandeja de entrada. El flujo de líquidos cae en la bajante hacia la siguiente bandeja, donde la temperatura es mayor que la bandeja anterior pero menor que la bandeja posterior. De esta forma los líquidos

van incrementando su temperatura y los componentes ligeros se desprenden de la fase líquida. Como en la parte inferior del recipiente se tiene mayor temperatura, los gases calientes liberados pasan por las campanas de burbujeo de la bandeja a través del líquido; algunos de los componentes más pesados del gas se condensan y algunos de los componentes más ligeros se vaporizan. Este proceso se repite en cada bandeja hasta que el gas llegue al extractor de niebla y salga por la parte superior. Dicho gas contiene muy poca cantidad de componentes pesados, mientras que el líquido que sale de la parte inferior contiene una cantidad mínima de componentes ligeros. La presión de vapor de este líquido es regulada mediante un calentador y un controlador de presión.

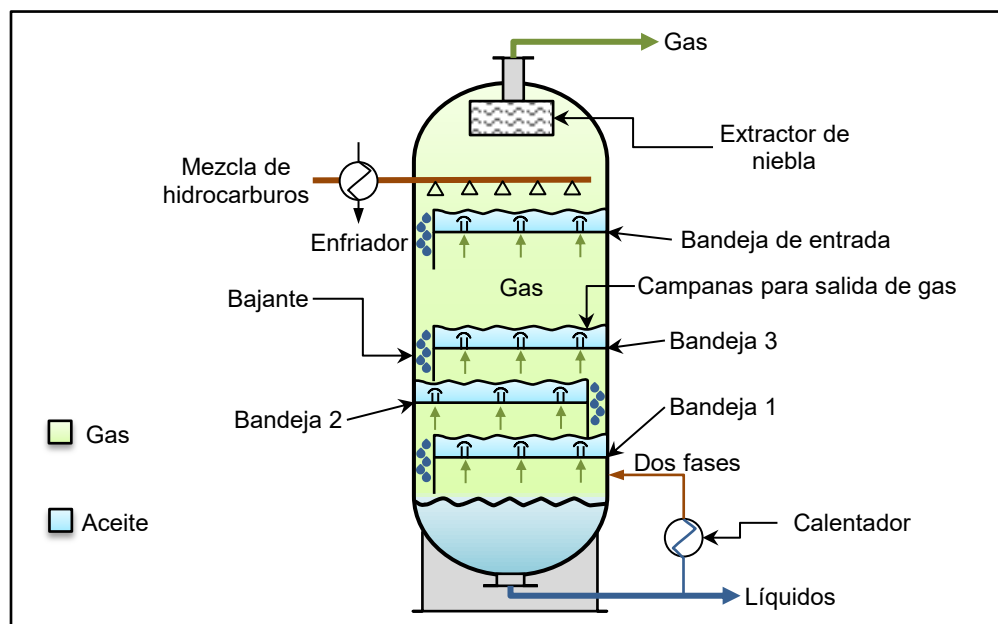


Fig. 1.6 Esquema de una torre estabilizadora (Arnold y Stewart, 2008).

Gómez (2004) indica que con el uso de torres estabilizadoras, se obtiene de un 10% a un 15% adicional de recuperación de aceite en el tanque de almacenamiento, a comparación de un tren de separación convencional.

## 1.4. Definición de las condiciones de separación en el campo

La determinación de las condiciones de separación en el campo es de suma importancia porque se deben de cumplir los objetivos siguientes: una eficiencia alta de separación del aceite y del gas, mayores ritmos de producción, mayor recuperación de hidrocarburos líquidos, menores costos por compresión y la estabilización del aceite y del gas. A continuación, se explican los aspectos de la separación que se deben tomar en cuenta para lograr dichos objetivos.

### 1.4.1. Internos de un separador

Para incrementar la eficiencia de un separador, se utilizan dispositivos especiales llamados internos que cumplen con ciertas funciones. En seguida se proporciona una breve descripción de dichos dispositivos.

- Desviador de entrada. Además de ser la primera sección de un separador convencional, es un dispositivo que cambia la dirección de flujo de la corriente de la mezcla que proviene de la cabeza del pozo, provocando que la fase líquida se separe del vapor. Existen muchos diseños de desviadores de entrada, pero los más comunes son: platos deflectores, desviadores centrífugos y codos.

El plato deflector puede ser: esférico, plano, placa con cierto ángulo, cono, codo o algún accesorio que provoque el desvío repentino de la dirección del flujo, cambio de velocidad y la disociación del gas con el aceite.

Los desviadores centrífugos utilizan la fuerza centrífuga para separar el gas del aceite. La mezcla entra por una boquilla que le proporciona al fluido una

velocidad de 6 m/s, para que pase de forma tangencial a las paredes del desviador. Un desviador bien diseñado reduce al mínimo la posibilidad de formación de espumas. Sin embargo, para fluidos que tienen velocidades bajas no se recomienda.

- Rompedor de olas. Generalmente el aceite que cae en la entrada de un separador horizontal, tiende a formar olas que afectan a los controladores de nivel e interruptores de seguridad. Para controlar las olas se colocan estos dispositivos -deflectores o placas perforadas- en la sección colectora de líquidos en forma perpendicular al flujo de fluidos.
- Placas antiespumantes. La formación de espuma se debe a que en la interfaz del aceite se libera gas, creando un conjunto de burbujas unidas por contornos de películas delgadas de líquido. La espuma provoca que disminuya significativamente la eficiencia de un separador. Para evitar la formación de espuma, existen aditivos químicos que se adicionan en la entrada del separador como son el glo-d-foam-1000 o silbreak. Pero un método más eficiente y más rentable es que la espuma colapse al pasar por una serie de placas paralelas e inclinadas o tubos estrechamente espaciados.
- Rompe vórtices. Es un cilindro que tiene en su interior placas planas de forma radial, que normalmente se coloca en la salida de un separador horizontal. Tiene la función de interrumpir la formación de vórtices los cuales arrastran el gas cuando la válvula de control está abierta.
- Cilindro de amortiguación. Es un cilindro ranurado el cual sirve para proteger al desplazador del controlador de nivel de la corriente de fluidos, olas y otras perturbaciones que podrían afectar las mediciones.
- Jets de arena y drenaje. La arena y las partículas suspendidas que se acumulan en la parte inferior del separador, provocan que el volumen de fluidos disminuya. Para solucionar este problema, se utiliza un fluido a alta presión -generalmente

agua de la misma producción- que se bombea a una velocidad de 6 m/s a través de jets separados a una distancia de 1.5 m. El fluido agita de manera eficiente y uniforme a los sólidos desplazándolos hacia el desagüe.

- Extractor de niebla. Es un equipo que remueve las gotas de líquido y sólidos que se arrastran por la corriente de gas. Existen muchos tipos de extractores de niebla, pero los convencionales son.

Tipo malla. Es el más común y el más utilizado para los equipos de separación. Consiste básicamente en una esponja de alambre de acero inoxidable en forma cilíndrica, con espesor de 3 a 7 pg y densidad de 10 a 12 lb<sub>f</sub>/pie<sup>3</sup>. Es muy económico, fácil de cambiar, suficientemente flexible, estructuralmente estable, su área de superficie es grande y de 95% a 99% es espacio vacío. Normalmente, se instala de forma perpendicular al flujo ascendente de gas. También se puede instalar en forma perpendicular al flujo horizontal, pero se debe tener cuidado ya que las gotas de líquido pueden ser arrastradas hacia dentro de la malla. Este extractor elimina las gotas de líquido con diámetro de 3 a 10 μm.

Tipo deflector. Consiste en un conjunto de deflectores o platos separados paralelamente entre 5 a 75 mm, donde el gas fluye de forma laminar por una longitud de flujo de 150 a 300 mm. Este dispositivo cambia la dirección del flujo de gas, para que las gotas arrastradas con diámetro de 10 a 40 μm choquen y caigan por gravedad, hacia la sección recolectora de líquido. El deflector más común es el tipo alabe o forma chevron.

Tipo microfibras. Utiliza fibras con diámetros alrededor de 0.02 mm. Sin embargo, el drenaje por gravedad de las gotas que coalescen es muy limitado, ya que éstas se insertan dentro de la microfibras. La microfibras tiene un área superficial mayor - 3 a 150 veces- que una unidad de malla con el mismo volumen. Existen dos tipos de extractores que dependen de las capturas de las gotas: de impacto inercial y de difusión browniana. Las unidades que utilizan impacto inercial deben considerar una velocidad de gas mayor o igual a 180 m/min, de lo contrario la eficiencia disminuirá considerablemente. Para el caso de difusión browniana, la

eficiencia incrementa considerablemente cuando la velocidad del gas es cercana a cero, y solo puede ser utilizada para gotas menores a 2 µm.

Para determinar la velocidad del gas ( $v_g$ ), se recurre a la correlación siguiente.

$$v_g = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}}, \dots\dots\dots (1.7)$$

donde  $\rho_L$  es la densidad de la gota,  $\rho_g$  densidad del gas y  $K$  es el coeficiente de Souders-Brown cuyos valores típicos para diferentes geometrías de separador se muestran en la **Tabla 1.2**.

**Tabla 1.2** Valores de  $K$  para seleccionar el tipo de separador (Guo, Lyons y Ghalambor, 2007).

Tipo de separador	$K$	Observaciones
Separador vertical	0.06-0.35	
Separador horizontal	0.40-0.50	
Extractor de tipo malla	0.35	
Torre estabilizadora	0.16	24 pg, espaciado

La selección del tipo de extractor depende de: un análisis económico, las características del fluido a tratar y los requisitos del sistema. La **Tabla 1.3** muestra una comparación de las características particulares de cada tipo de extractor de niebla.

**Tabla 1.3** Características de los diferentes extractores de niebla (Arnold y Stewart, 2008).

Consideraciones	Malla	Deflector	Microfibra
Costo	Bajo	2-3 más caro que el tipo malla	caro
Eficiencia	100%(3 - 10 µm)	100% (>20-40 µm)	99.9% (< 3 µm)
Capacidad de gas	Muy favorable	Hasta 2 veces que una malla	Bajo
Capacidad de líquido	Favorable	Mejor	Bajo
Solidos	Favorable	Mejor	Solamente para partículas muy finas

### 1.4.2. Tiempo de residencia del aceite

Es el tiempo en donde el aceite y el gas alcanzan el equilibrio a cierta presión de separación, y el líquido llena el volumen de operación del recipiente dividido por el gasto del mismo líquido que pasa a través del separador. Generalmente, el tiempo de residencia oscila de 30 s a 3 min. Para aceites muy espumantes, el tiempo aumenta cuatro veces estos valores. La **Tabla 1.4** muestra el tiempo de residencia que debe de tener un aceite con base en su densidad *API*.

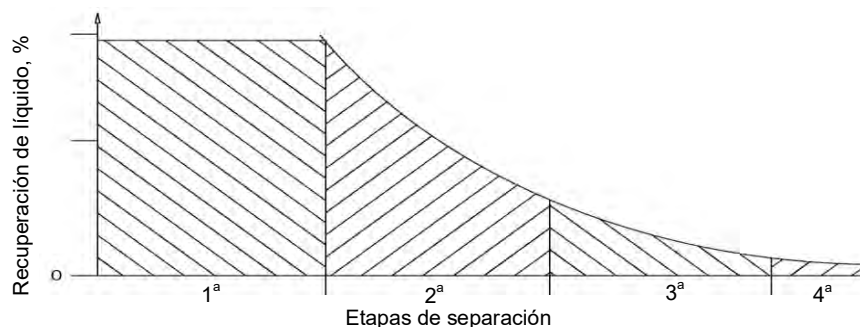
**Tabla 1.4** Tiempos de residencia de un separador de dos fases (Arnold y Stewart, 2008).

Densidad (°API)	Tiempo de residencia (minutos)
35+	0.5 – 1
30	2
25	3
20	4+

1.- Sí hay espuma el tiempo se debe de incrementar de dos a cuatro veces cada valor.  
2.- Sí hay alto contenido de CO<sub>2</sub>, el tiempo mínimo de retención es de cinco minutos.

### 1.4.3. Selección de las etapas de separación

Para establecer el número de etapas de separación se debe tomar en cuenta factores como: instalaciones, espacio, costos por la adición de equipos (separadores, bombas y compresoras, etc.), experiencia, cálculos flash, estudios y criterios de ingeniería. Se conoce que entre mayor número de etapas de separación, mayor cantidad de aceite recuperable se obtiene, pero el incremento de líquido que genera cada uno disminuye. Esto se observa en la **Fig. 1.7**. Así que se debe hacer una evaluación económica para conocer el costo-beneficio y rentabilidad que tiene la adición de un separador.



**Fig. 1.7** Incremento de líquido recuperable contra el número de etapas (Arnold y Stewart, 2008).



En la mayoría de los casos es difícil determinar el número de etapas óptimo, ya que puede diferir de un pozo a otro y la presión de flujo declina con el tiempo. Arnold y Stewart (2008) proponen un criterio para determinar el número de etapas de acuerdo a la presión inicial de separación como se muestra en la **Tabla 1.5**, pero no exige los factores antes mencionados.

**Tabla 1.5** Directrices para la selección del número de etapas de separación (Arnold y Stewart, 2008).

Presión de separación inicial (lb <sub>f</sub> /pg <sup>2</sup> )	Numero de etapas <sup>1</sup>
25-125	1
125-300	1-2
300-500	2
500-700	2-3 <sup>2</sup>
1.- No se incluye el tanque de almacenamiento.	
2.- Si el gasto es mayor que 650 m <sup>3</sup> /hr (100,000 bl/d) se pueden incluir más etapas.	

Ling, Wu, Guo y Jun (2013) mencionan que para aceites con densidad *API*, relación gas-aceite (*R*) y presión en la cabeza del pozo ( $p_{wh}$ ) bajas, se puede utilizar el sistema más simple el cual es un separador y un tanque de almacenamiento. Para aceites que son de densidad *API* intermedia, de *R* intermedia a alta y  $p_{wh}$  intermedia, un sistema de dos separadores y un tanque es más que suficiente. Para aceites con densidad *API*, *R* y  $p_{wh}$  altas, se usan tres separadores y un tanque de almacenamiento.

#### 1.4.4. Presión de operación

Guo et al. (2007) indican que la presión de separación de la primera etapa, generalmente se diseña con los datos obtenidos de la línea de flujo y de la cabeza del pozo. La presión de la línea de flujo que va hacia la primera etapa de separación, oscila entre 600 a 1,200 lb<sub>f</sub>/pg<sup>2</sup> (42 a 84 kg/cm<sup>2</sup>) y se considera como presión de trabajo alta ( $p_{sp_h}$ ). Si  $p_{sp_h}$  es mayor a 600 lb<sub>f</sub>/pg<sup>2</sup> (42 kg/cm<sup>2</sup>), se coloca el primer separador a la presión de la línea de flujo. La presión de trabajo del último separador, se llama presión de trabajo baja ( $p_{sp_l}$ ) y oscila de 20 a 200 lb<sub>f</sub>/pg<sup>2</sup> (1.4 a 14.0 kg/cm<sup>2</sup>). Sin embargo, un rango de  $p_{sp_l}$  adecuado es de 50 a 100 lb<sub>f</sub>/pg<sup>2</sup> (3.5 a 7.0 kg/cm<sup>2</sup>), como se muestra en la

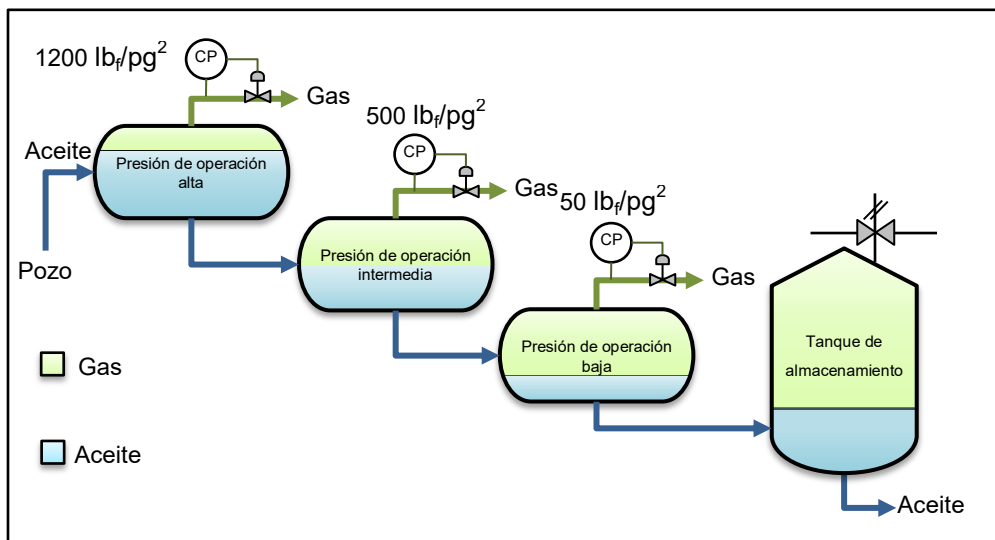
**Fig. 1.8.** Para determinar las presiones de trabajo de las etapas intermedias ( $p_{spj}$ ), se utiliza la expresión siguiente:

$$p_{spj} = \frac{p_{spj-1}}{R_p}, \dots \dots \dots (1.8)$$

donde

$$R_p = \left( \frac{p_{sp_h}}{p_{sto}} \right)^{\frac{1}{n-1}}, \dots \dots \dots (1.9)$$

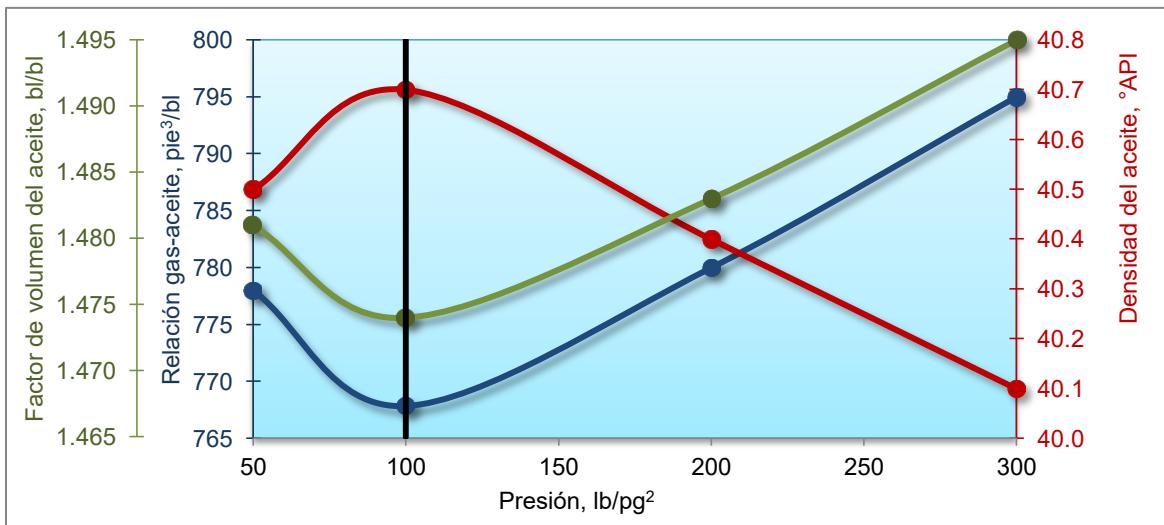
y  $p_{sp_h}$  es la presión del separador de primera etapa,  $p_{sto}$  es la presión en el tanque de almacenamiento y  $n$  es el número de etapas incluyendo el tanque.



**Fig. 1.8** Presiones de operación de las etapas de separación (Arnold y Stewart, 2008).

## 1.5. Determinación de las condiciones de separación óptimas

Las condiciones de separación óptimas, son aquella presión y temperatura a la que se somete la mezcla de hidrocarburos, con el objetivo de maximizar la recuperación del aceite en el tanque de almacenamiento, y producir menor liberación de gas durante la separación. Dichas condiciones proporcionan la relación gas-aceite ( $R$ ) más baja, así como un crudo con mayor densidad  $API$  y menor factor de volumen de formación del aceite a condiciones de burbuja ( $B_{obt}$ ). Este comportamiento se muestra en la **Fig. 1.9**, donde se observa que de cuatro experimentos de separación en etapas; la presión de separación óptima es la indicada a 100  $lb_f/pg^2$ .



**Fig. 1.9** Variación de las propiedades del aceite con respecto a la presión de separación (McCain, 1990).

Existen varios métodos para obtener el valor de la presión de separación óptima ya sea por medio de correlaciones, o por medio de la comparación de las propiedades fisicoquímicas antes mencionadas, las cuales se obtienen de un balance molar y/o por medio de una ecuación de estado. –en este trabajo se presenta un método propuesto para calibrar las constantes de equilibrio líquido-vapor, calculadas con la ecuación de estado de Peng-Robinson, el cual se describe en el capítulo 5.

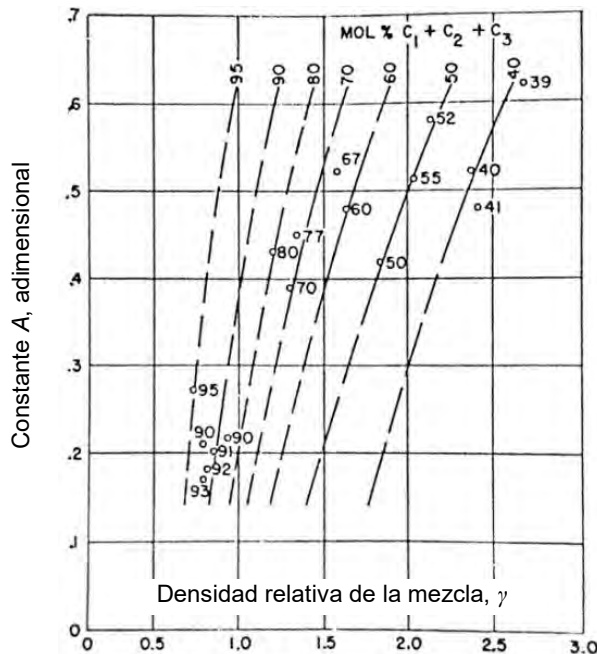
Campbell et al. (1992) muestran una correlación para calcular la presión de separación óptima de la segunda etapa en un sistema de tres etapas. Como la presión de la primera y última etapa son conocidas, la presión de la etapa intermedia se fija arbitrariamente, para obtener la máxima recuperación en el tanque de almacenamiento. La correlación se muestra en la **Tabla 1.6** y depende de la densidad relativa del fluido de alimentación ( $\gamma$ ) -Ec. (1.10)- y del parámetro  $A$  que se determina con la **Fig. 1.10**.

$$\gamma = \frac{\sum_{i=1}^n z_i M_i}{M_a}, \dots \dots \dots (1.10)$$

donde  $M_a$  es el peso molecular del aire igual a 28.96 g/g-mol.

**Tabla 1.6** Correlación para calcular la presión óptima de separación en la segunda etapa, en un sistema de tres etapas.

$\gamma > 1.0$	$\gamma < 1.0$
$p_{sp2} = A p_{sp1}^{0.686} + C_1$	$p_{sp2} = A p_{sp1}^{0.765} + C_2$
donde $C_1 = \frac{A+0.057}{0.0233}$ , $p_{sp1}$ y $p_{sp2}$ están en psia.	donde $C_2 = \frac{A+0.028}{0.012}$ , $p_{sp1}$ y $p_{sp2}$ están en psia.



**Fig. 1.10** Nomograma para calcular la constante A (Campbell et al., 1992).

# CAPÍTULO 2.

## ESTUDIOS DE LABORATORIO

---

En este capítulo se describen las pruebas PVT de laboratorio que se le realizan a los hidrocarburos, las cuales proporcionan las propiedades fisicoquímicas principales de los fluidos en función de la presión, el volumen y la temperatura. Estas pruebas son las siguientes: análisis composicional de fluidos mediante la destilación fraccionada a la temperatura de ebullición para aceite, y cromatografía de gases tanto para la fase líquida como para la fase gaseosa; experimento de expansión a composición constante, que establece la presión de saturación dependiendo del tipo de fluido que se analice (aceite negro, aceite volátil o gas y condensado); prueba de separación diferencial, que proporciona las propiedades del aceite negro por debajo de la presión de burbuja siguientes: factor de volumen de aceite, de gas y total, densidad del aceite, relación de solubilidad y factor de compresibilidad del gas; estudio de agotamiento a volumen constante, que determina los cambios de composición en la mezcla de los yacimientos de aceite volátil y de gas y condensado, aparte de determinar su rendimiento; experimento de separación en etapas, que muestra los cambios del comportamiento volumétrico de los fluidos, desde el pozo hasta el tanque de almacenamiento. Finalmente, las pruebas de medición de viscosidad de los fluidos con la correlación de Lee (1966) para gas, y con los viscosímetros de tipo canica y Saybolt para aceite. En seguida se explica con mayor profundidad cada prueba.

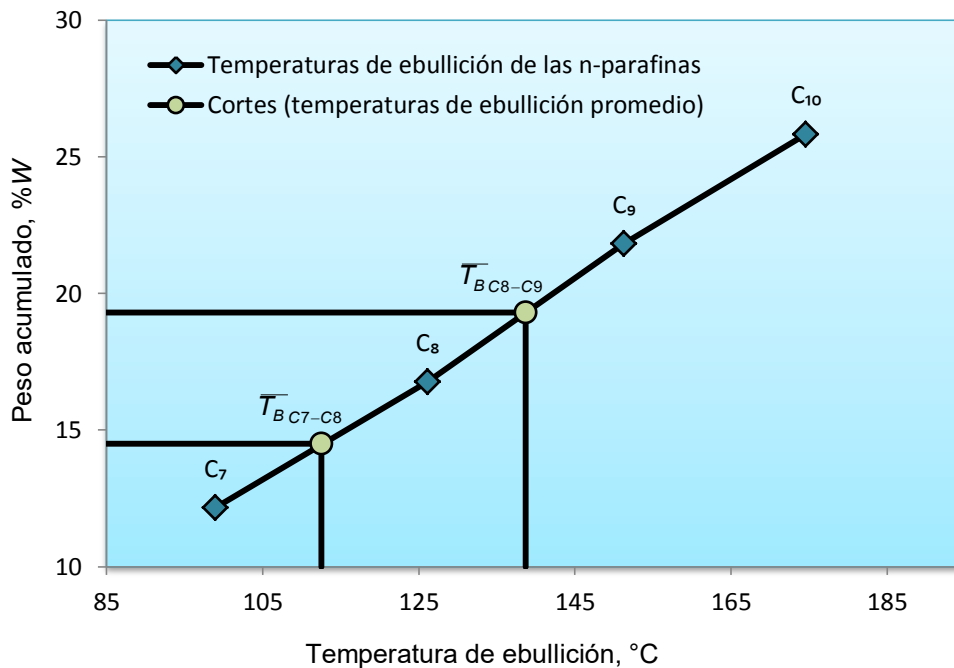
## 2.1. Análisis composicional de fluidos

El petróleo es una mezcla compleja de hidrocarburos que contiene cientos o miles de elementos, cuya composición es difícil obtener. No obstante, para cuantificar los componentes de los fluidos, actualmente se utilizan las pruebas de destilación fraccionada a la temperatura de ebullición (DTE) para la fase líquida; y la de Cromatografía de gas (CG) para ambas fases, llegando a ser menos cara y más rápida que la primera. Sin embargo, esta prueba solo reporta la fracción peso ( $W$ ). Además, Schou y Christensen (2007) mencionan que el análisis CG para la fase líquida, es menos adecuado porque no mide correctamente el peso molecular de cada componente. A continuación se describen ambas pruebas.

### 2.1.1. Destilación fraccionada a la temperatura de ebullición

Esta prueba llamada también DTE, consiste básicamente en separar los diferentes hidrocarburos que forman la mezcla, a partir de las temperaturas de ebullición ( $T_B$ ) de cada componente. El análisis comienza cuando la muestra de aceite previamente estabilizada, se enfría a condiciones estándar dentro de un matraz de destilación sumergido en nitrógeno líquido. Después de que la muestra llega a la temperatura requerida, se retira del nitrógeno y se comienza a calentar gradualmente. Los componentes con presión de vapor mayor se liberan hasta acumularse en el condensador. El líquido condensado comienza a descender a través de una columna rodeada por la muestra original de aceite, e incrementa de nuevo su temperatura porque se presenta una transferencia de calor entre ambos fluidos. Los componentes más volátiles del condensado comienzan a evaporarse hasta alcanzar la  $T_B$  del metano. El vapor generado se almacena en un balón de vidrio con volumen conocido y se mide su presión y masa. Se grafica el peso acumulado contra la temperatura de ebullición. Posteriormente, se calcula el porcentaje peso de todos los componentes de la mezcla, al establecer intervalos de temperatura delimitados por “cortes”, que son la temperatura

media de ebullición ( $\bar{T}_B$ ) entre dos componentes. Por ejemplo, si la  $T_B$  del  $C_7$  es de 98.9 °C, la del  $C_8$  es de 126.1 °C y la del  $C_9$  es de 151.3 °C, entonces la  $\bar{T}_B$  entre  $C_7$  y  $C_8$  es de 112.5 °C y la  $\bar{T}_B$  entre  $C_8$  y  $C_9$  es de 138.7 °C. Esto quiere decir que todo lo que se destile de 112.5 °C a 138.7 °C se considera  $C_8$ , el cual es el 4.8% peso de toda la mezcla, como se muestra en la **Fig. 2.1**.

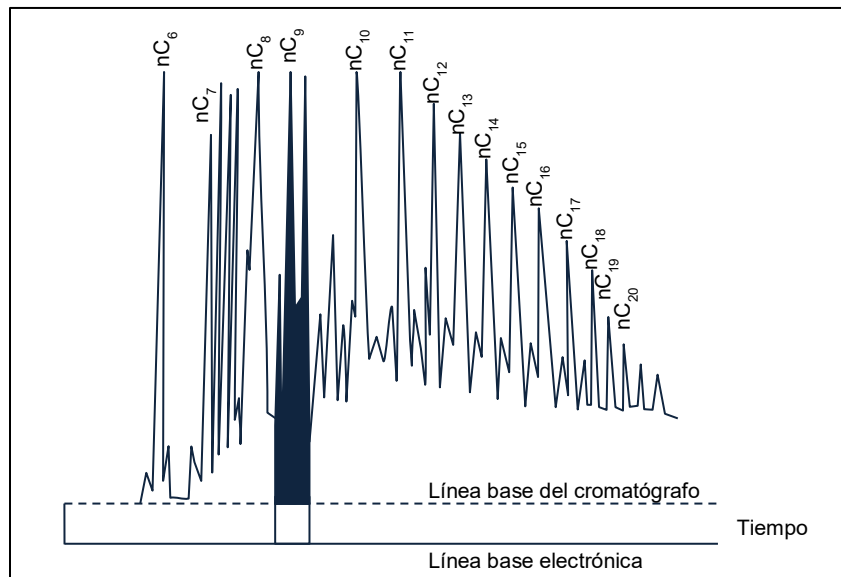


**Fig. 2.1** Porcentaje de peso acumulado de las n-parafinas en función de sus temperaturas de ebullición promedio.

Para obtener el porcentaje peso de los demás componentes a partir del  $C_9$ , el análisis se realiza a presiones mayores a la atmosférica, porque se presenta una descomposición térmica (cracking) debido a que cambia la composición. La  $T_B$  de estos componentes se normaliza por medio de correlaciones en función de la presión de vapor. Se continúa con el proceso de destilación, hasta que se obtiene un residuo en el matraz que corresponde a la fracción pesada  $C_{n+}$ . A este residuo se le determina la cantidad de masa ( $m$ ), la cantidad de moles ( $n$ ), la densidad relativa ( $\gamma$ ), el peso molecular ( $M$ ), la temperatura de ebullición, la viscosidad cinemática ( $\nu$ ) y el índice refractivo ( $\eta$ ). En el reporte PVT se proporciona el porcentaje peso ( $W$ ), el porcentaje peso acumulado ( $\Sigma W$ ), el peso molecular ( $M$ ) y la densidad ( $\rho$ ) de cada componente.

### 2.1.2. Cromatografía de gas

Este experimento se conoce como CG y consiste en inyectar una cantidad pequeña de gas hidrocarburo en una columna de gas inerte que puede ser: helio, argón, nitrógeno, dióxido de carbono o hidrogeno. La muestra se transporta a través de un serpentín de cobre a cierta velocidad que depende de: su estructura molecular, su tamaño y su punto de ebullición. El sensor que responde a la masa del componente presente, se calibra utilizando cantidades de hidrocarburos bien definidas. Para un fluido en fase gas, los componentes están delimitados, por lo que se pueden identificar y obtener su masa. En la **Fig. 2.2** se observa el resultado de un análisis de cromatografía para una muestra de gas y condensado, donde cada pico corresponde a un componente. El área que se forma bajo la curva hasta la línea base del cromatógrafo para el n-C<sub>9</sub>, representa su masa.



**Fig. 2.2** Cromatografía de gas (Whitson y Brulé, 2000).

El laboratorio convierte la fracción peso en fracción mol ( $f_i$ ), tanto para la fase gas como para la fase líquida con la Ec. (1.1). Esta es importante para las simulaciones PVT.



$$f_i = \frac{\frac{W_i}{M_i}}{\sum_{j=1}^n \frac{W_j}{M_j}} \dots \dots \dots (2.1)$$

Para calcular el peso molecular de la fracción C<sub>7+</sub> se utiliza la ecuación siguiente:

$$M_{C_{7+}} = \frac{M_o W_{C_{7+}}}{1 - M_o \sum_{i=1}^{n-1} \frac{W_i}{M_i}}, \dots \dots \dots (2.2)$$

donde  $M_o$  y  $M_i$  son los pesos moleculares de la muestra de aceite y de cada componente, respectivamente -medidos a partir de crioscopia-, y  $n-1$  indica el último componente anterior a la fracción pesada C<sub>7+</sub>.

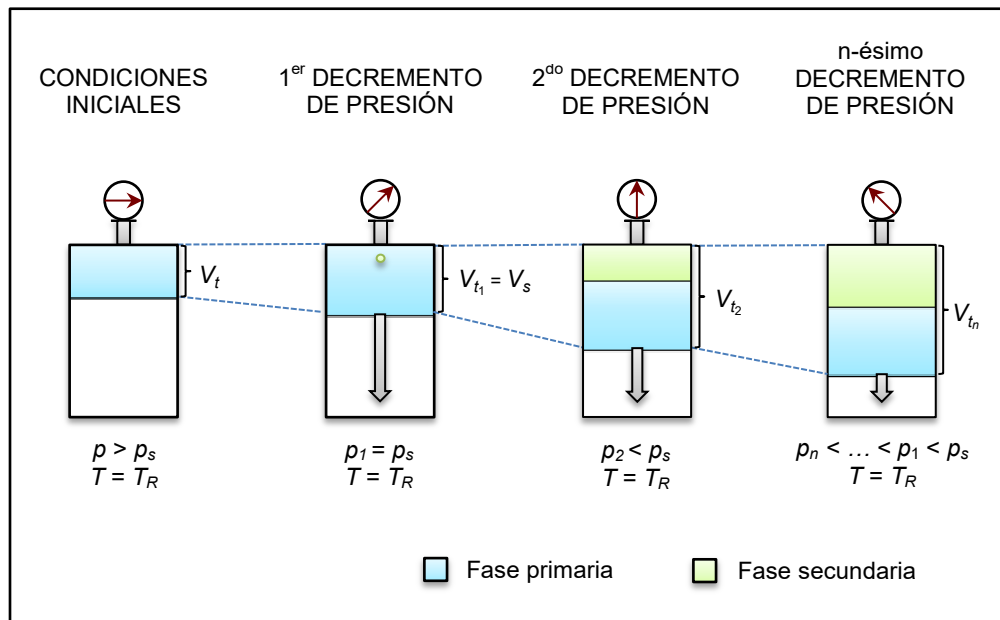
La densidad de la fracción C<sub>7+</sub> se calcula con la expresión siguiente:

$$\rho_{C_{7+}} = \frac{\rho_o M_{C_{7+}} z_{C_{7+}}}{M_o - \rho_o \sum_{i=1}^{n-1} \frac{M_i z_i}{\rho_i}}, \dots \dots \dots (2.3)$$

donde  $\rho_o$  es la densidad de la muestra, medida a condiciones estándar por medio de un densitómetro electrónico,  $\rho_i$  es la densidad de cada componente puro: N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> y del C<sub>1</sub>-C<sub>6</sub>, y  $z_i$  es la fracción mol de la muestra.

## 2.2. Expansión a Composición Constante

El experimento de expansión a composición constante (ECC) consiste en determinar la presión de saturación ( $p_s$ ), al medir la relación entre la presión y el volumen de una mezcla de hidrocarburos original, a temperatura de yacimiento dentro de una celda cerrada, hasta alcanzar un volumen máximo de  $400 \text{ cm}^3$ . La prueba se inicia con una muestra de aceite o gas a la presión de yacimiento ( $p_R$ ) mayor a la de saturación, donde el volumen inicial en la celda se registra. Al decrementar la presión en etapas, el fluido dentro de la celda se expande y ocupa el volumen total ( $V_t$ ). Este volumen se mide hasta alcanzar  $p_s$ , que es la presión de burbuja para aceite o presión de rocío para gas y condensado, dando lugar a la formación de la fase secundaria con su correspondiente volumen ( $V_s$ ), como se muestra en la **Fig. 2.3**.



**Fig. 2.3** Experimento de expansión a composición constante.

Los parámetros que se pueden calcular a partir de los datos proporcionados por el experimento ECC son los siguientes:

- Volumen relativo ( $V_{rj}$ ).

$$V_{rj} = \frac{V_{tj}}{V_s} \dots \dots \dots (2.4)$$

- Densidad del aceite a cualquier presión por debajo de  $p_s$ .

$$\rho_{oj} = \frac{\rho_s}{V_{rj}} \dots \dots \dots (2.5)$$

- Factor de compresibilidad de la fase vapor ( $Z_g$ ), para una mezcla de gas y condensado por arriba de la presión de rocío.

$$Z_g = \frac{p_g V_g}{RT_R} \dots \dots \dots (2.6)$$

- Porcentaje de líquido (condensado) que se forma dentro de la celda, a presiones menores a  $p_d$ .

$$\%Liq_j = \frac{V_{Lj}}{V_s} \times 100 \dots \dots \dots (2.7)$$

- Compresibilidad del aceite ( $c_{oj}$ ) por arriba de la presión de burbuja.

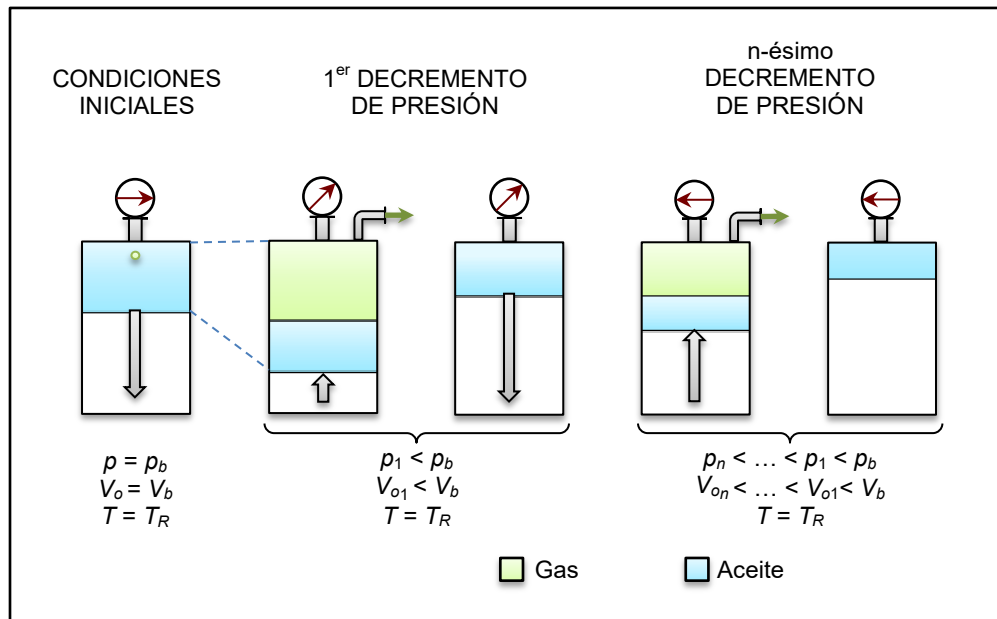
$$c_{oj} = -\frac{1}{V_{rj}} \frac{\partial V_{rj}}{\partial p} \dots \dots \dots (2.8)$$

- Función Y.

$$Y_j = \frac{p_s - p_j}{p_j(V_r - 1)} \dots \dots \dots (2.9)$$

## 2.3. Separación Diferencial

La prueba de separación diferencial (SD) se realiza solamente para aceite negro. Tiene como objetivo, determinar las propiedades del aceite y del gas por debajo de la presión de burbuja. Inicia a partir de  $p_b$  a temperatura de yacimiento. El gas que se encuentra disuelto en el aceite, comienza a liberarse conforme la presión va disminuyendo hasta alcanzar la presión requerida. Posteriormente, el gas se remueve en su totalidad a presión constante, haciendo que la composición total de la muestra de hidrocarburos cambie. Usualmente se realizan de 10 a 15 decrementos de presión hasta alcanzar la presión atmosférica ( $p_a$ ). La prueba SD se muestra en la **Fig. 2.4**.



**Fig. 2.4** Experimento de separación diferencial para aceite negro.

En cada nivel de presión del experimento SD, se mide el volumen de aceite remanente ( $V_{oj}$ ) -llegando a contener más componentes pesados que ligeros-, la composición del gas removido a condiciones estándar, el número de moles producidos ( $n_p$ ) y la densidad relativa del gas ( $\gamma_g$ ). Este proceso llega hasta la presión atmosférica, donde el volumen

de aceite residual ( $V_{osc}$ ) y su densidad relativa ( $\gamma_{osc}$ ) se miden a 60 °F. Las propiedades siguientes se calculan a partir de los datos medidos del experimento:

- Factor de volumen del aceite ( $B_o$ ).

$$B_{oj} = \frac{V_{oj}}{V_{osc}} \dots \dots \dots (2.10)$$

- Relación de solubilidad ( $R_s$ ).

$$R_{sj} = \frac{\sum_{k=j+1}^n (V_{pk})_{sc}}{V_{osc}} \dots \dots \dots (2.11)$$

- Densidad del aceite ( $\rho_o$ ) para presiones menores o iguales a  $p_b$ .

$$\rho_{oj} = \frac{\rho_w \gamma_{ocs} + \rho_a \gamma_{gd_j} R_{sj}}{B_{oj}} \dots \dots \dots (2.12)$$

- Factor de compresibilidad de la fase vapor ( $Z$ ).

$$Z_j = \left( \frac{V_g p_g}{T} \right)_j \left( \frac{T}{V_g p_g} \right)_{sc} \dots \dots \dots (2.13)$$

- Factor de volumen del gas ( $B_g$ ).

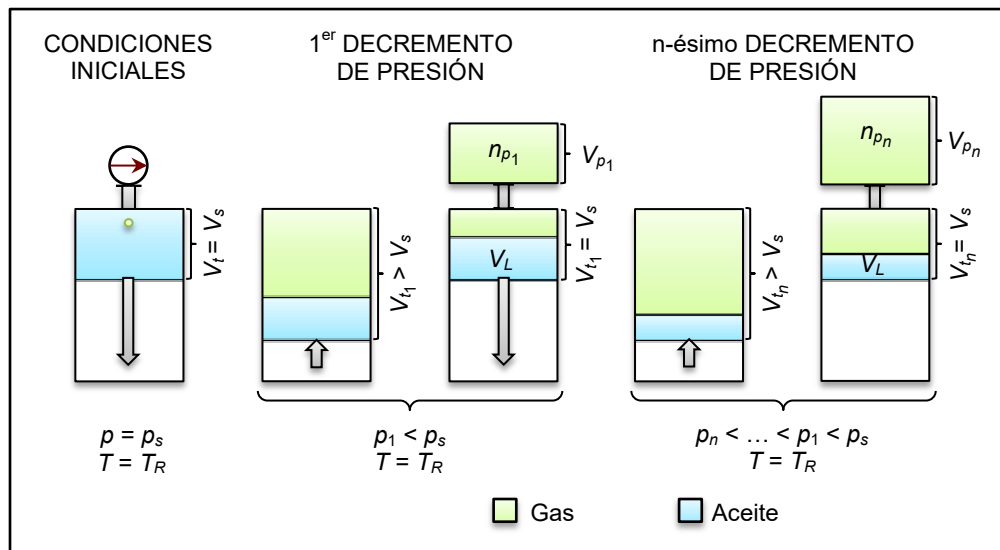
$$B_{gj} = \left( \frac{p}{T} \right)_{sc} \left( \frac{Z}{p} \right)_j T \dots \dots \dots (2.14)$$

- Factor de volumen total ( $B_t$ ).

$$B_{tj} = B_{oj} + (R - R_{sj}) B_{gj} \dots \dots \dots (2.15)$$

## 2.4. Agotamiento a Volumen Constante

La prueba de agotamiento a volumen constante (AVC) se utiliza para fluidos de gas y condensado y aceite volátil, ya que simula el rendimiento del yacimiento y los cambios de composición que existen en la mezcla de hidrocarburos. El experimento comienza a  $p_s$  y  $T_R$ , donde se conoce la composición original de la muestra ( $z_i$ ). Conforme la presión disminuye, el volumen de la celda ( $V_t$ ) aumenta causando que el fluido se expanda y se forme la fase secundaria, donde se llega a conocer el volumen de saturación ( $V_s$ ). Parte del gas contenido en la celda se remueve a presión constante, hasta que el volumen total se iguale a  $V_s$  quedando gas y aceite remanente. El volumen del líquido ( $V_L$ ) se mide visualmente como se muestra en la **Fig. 2.5**. El gas producido (removido) se analiza para medir: su composición ( $y_i$ ), su volumen ( $V_p$ ) y su densidad ( $\rho_g$ ) a condiciones estándar. El procedimiento se repite en cada nivel de presión hasta alcanzar la presión atmosférica, donde queda aceite residual y se le mide: el volumen ( $V_o$ ), la composición ( $x_i$ ), la densidad ( $\rho_o$ ) y el peso molecular ( $M_o$ ). El peso molecular de la fracción  $C_{i+}$  para la fase gas ( $M_{gC_{i+}}$ ), se recalcula a partir de la densidad relativa ( $\gamma_{ws} = \gamma_g$ ) y de la composición del gas del yacimiento ( $y_{iR}$ ). También se calcula y se reporta la densidad relativa del gas producido de la fracción pesada ( $\gamma_{C_{i+}}$ ), por medio de una correlación.



**Fig. 2.5** Experimento de agotamiento a volumen contante para aceite volátil.

La saturación de líquido ( $S_L$ ) dentro de la celda es la siguiente:

$$S_L = \frac{V_L}{V_s} \dots \dots \dots (2.16)$$

El factor de compresibilidad del gas liberado para aceite volátil se calcula como:

$$Z_j = \frac{p_j V_{p_j}}{n_{p_j} R T_R} \dots \dots \dots (2.17)$$

Para gas y condensado a  $p_d$ , el factor de compresibilidad de la fase vapor se calcula con la expresión siguiente:

$$Z_d = \frac{p_d V_d}{n_{t_d} R T_R}, \dots \dots \dots (2.18)$$

donde

$$n_{t_d} = \frac{m_d}{M_d} \dots \dots \dots (2.19)$$

El número de moles producidas de gas se calcula con la Ec. (2.20).

$$n_{p_j} = \frac{1}{R} \left( \frac{p_j V_{p_j}}{T} \right)_{sc} \dots \dots \dots (2.20)$$

El factor de compresibilidad del gas contenido dentro de la celda se calcula como sigue:

$$Z_j = \frac{(p_j V_g)_j}{(n_i - n_{p_j}) R T_R}, \dots \dots \dots (2.21)$$

donde  $n_i$  son los moles iniciales dentro de la celda.

El factor de compresibilidad para las dos fases ( $Z_{2P}$ ) se calcula con la ecuación siguiente:

$$(Z_{2P})_j = \left( \frac{Z_d}{p_d} \right) \left[ \frac{p_j}{1 - G_{pa_j}} \right], \dots \dots \dots (2.22)$$

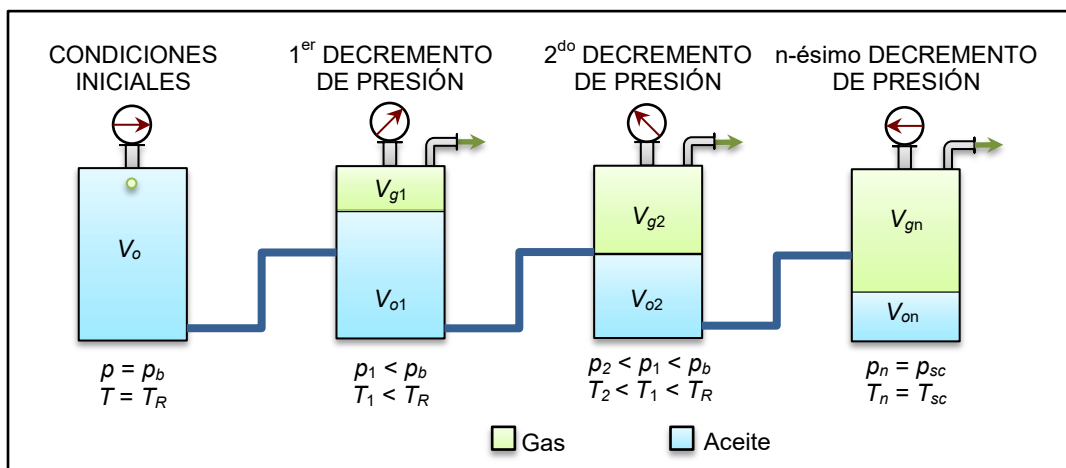
donde

$$G_{pa_j} = \frac{\sum_{j=1}^n (V_{p_j})_{sc}}{V_{isc}} = \frac{\sum_{j=1}^n n_{pa_j}}{n_i} \dots \dots \dots (2.23)$$

La variable  $V_{isc}$  es el volumen inicial de gas dentro de la celda a condiciones estándar, mientras que  $G_{pa}$  es el gas producido acumulado en fracción.

## 2.5. Experimento de Separación en Etapas

El experimento de separación en etapas (SEE) se realiza para todos los yacimientos de acuerdo al tipo de fluido que contienen. Se utiliza para determinar los cambios en el comportamiento volumétrico de los fluidos que vienen del pozo, pasando por el equipo de separación hasta llegar al tanque de almacenamiento. El objetivo de esta prueba es: proporcionar las propiedades necesarias del gas y del aceite para determinar las condiciones de separación óptimas en superficie, y maximizar la recuperación de aceite en el tanque de almacenamiento. Generalmente, en el laboratorio se realizan de dos a cuatro experimentos a la misma o diferente temperatura de separación, pero a presión variable. La prueba comienza con una muestra de hidrocarburos en una celda PVT, donde el volumen es medido a las condiciones de saturación. Normalmente, se realizan de dos etapas hasta nueve etapas de separación dependiendo del fluido analizado. En cada etapa, el gas asociado en el aceite se separa presentándose un proceso flash, y después se extrae dando lugar a un proceso diferencial a las condiciones de esa etapa. Al gas se le mide su composición y densidad relativa ( $\gamma_g$ ) a condiciones estándar. El aceite residual que queda en la celda, contiene menos gas disuelto y pasa a la etapa de separación siguiente, donde la presión y temperatura son menores. Este proceso se realiza hasta alcanzar las condiciones atmosféricas, donde el volumen y la densidad relativa del aceite se registran. La **Fig. 2.6** muestra el proceso del experimento SEE.



**Fig. 2.6** Experimento de separación en etapas para aceite.



Para determinar la relación gas-aceite ( $R_j$ ) a las condiciones de cada etapa de separación y del tanque de almacenamiento, se utiliza la expresión siguiente:

$$R_j = \left( \frac{V_{g_j}}{V_{o_j}} \right)_{sc}, \dots \dots \dots (2.24)$$

donde  $(V_{g_j})_{sc}$  y  $(V_{o_j})_{sc}$  son el volumen del gas y del aceite en la etapa  $j$ , pero medidos a condiciones estándar.

La relación gas-aceite total ( $R_t$ ) medida a condiciones estándar, se calcula como sigue:

$$R_t = \frac{\sum_{j=1}^n (V_{g_j})_{sc}}{V_{osc}} \dots \dots \dots (2.25)$$

El factor de volumen de aceite a la presión de burbuja ( $B_{obf}$ ), se calcula como:

$$B_{obf} = \frac{V_{ob}}{V_{osc}} \dots \dots \dots (2.26)$$

El factor de volumen del aceite para cualquier etapa de separación ( $B_{oj}$ ), se calcula con la relación siguiente:

$$B_{oj} = \frac{V_{oj}}{V_{osc}} \dots \dots \dots (2.27)$$

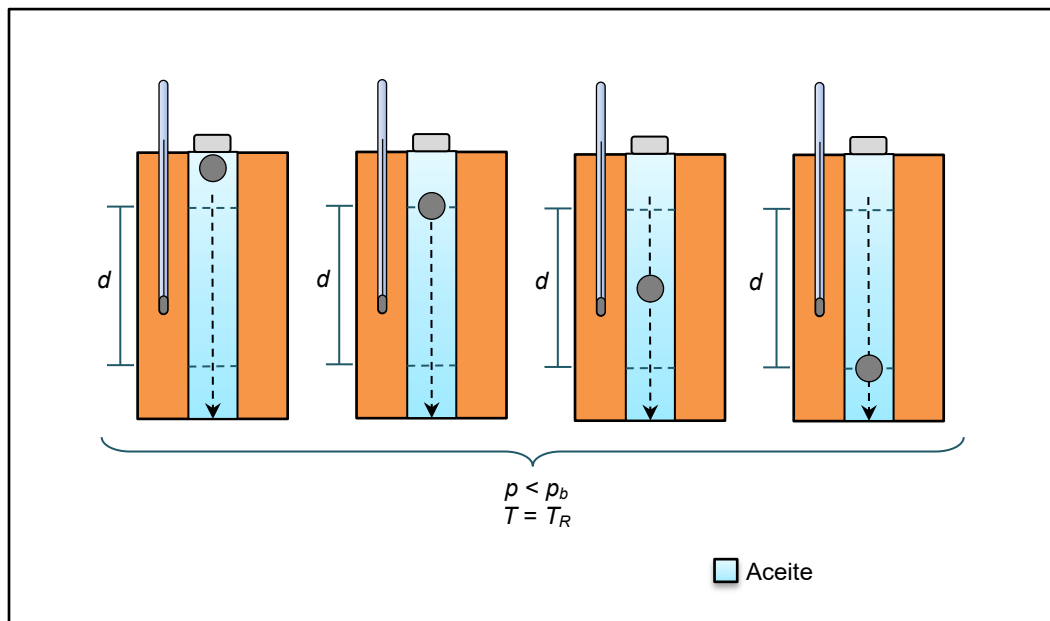
A partir de la densidad relativa del aceite ( $\gamma_o$ ) se calcula la densidad  $API$  en el tanque de almacenamiento con la conversión siguiente:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5 \dots \dots \dots (2.28)$$

## 2.6. Viscosidad del aceite

La viscosidad es una de las propiedades físicas más difíciles de medir, y una de las más importantes para el control del flujo de fluidos debido a que tiene una fuerte dependencia con la: presión, temperatura, composición del aceite, densidad del aceite, densidad del gas y solubilidad del gas en el aceite. La viscosidad se le mide al aceite remanente en cada etapa de la prueba SD, después de extraer el gas liberado en la celda.

Danesh (2003) menciona que la medición de la viscosidad dinámica del aceite vivo, se realiza por medio del viscosímetro de tipo canica -que utiliza el principio de Arquímedes y la ley de Stokes. En este instrumento, la muestra de aceite se coloca dentro de un recipiente aislado térmicamente a una presión mayor que  $p_s$  a  $T_R$ . Se utiliza un cuerpo esférico -de características conocidas- que se sumerge dentro del recipiente en caída libre. Se mide el tiempo que tarda la canica en pasar de un punto inicial a un punto final a velocidad constante, como se muestra en la **Fig. 2.7**.



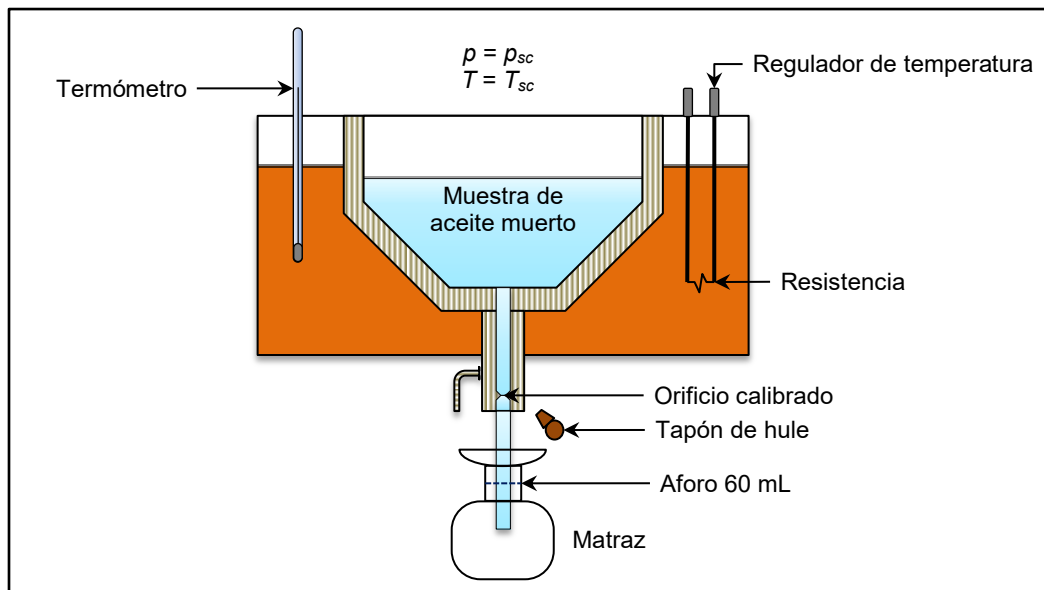
**Fig. 2.7** Principio de funcionamiento del viscosímetro de tipo canica.

La viscosidad del aceite se calcula como sigue:

$$\mu_o = K(\rho_1 - \rho_2) t, \quad \dots \dots \dots (2.29)$$

donde  $\rho_1$  es la densidad de la esfera,  $\rho_2$  es la densidad del fluido,  $t$  es el tiempo en que tarda la esfera de pasar del punto inicial al punto final y  $K$  es la constante del viscosímetro que depende de su geometría, de las características de la esfera a utilizar y de la temperatura a la que se realiza la prueba. Para conocer el valor de  $K$ , se hace una interpolación con los datos proporcionados por el fabricante, y se utiliza la recta de calibrado con su ecuación correspondiente.

Para medir la viscosidad del aceite muerto, también se puede utilizar el viscosímetro Saybolt. Su principio de funcionamiento es la fuerza de gravedad. El fluido se coloca en un recipiente de bronce que se calienta en un baño térmico. Después de que el fluido alcanza la temperatura requerida, se retira un tapón de hule para que el líquido fluya hacia un matraz aforado. Se mide el tiempo de flujo en segundos (segundos universales Saybolt, SSU) hasta colectar 60 mL de líquido, como se muestra en la **Fig. 2.8**.



**Fig. 2.8** Esquema de un viscosímetro Saybolt.

Los rangos de la viscosidad van desde 0.1 cp para aceites ligeros hasta 100 cp para aceites pesados. El resultado es relativo, ya que este método no se basa en la definición de la viscosidad cinemática ( $\nu_o$ ). Sin embargo, proporciona un valor muy aproximado al real, además de ser muy rápido y simple de calcular con la ecuación siguiente:

$$\nu_o [\text{cSt}] = \frac{\mu_o}{\rho_o} = 0.22 \times \text{SSU} - \frac{180}{\text{SSU}} \quad \dots \quad (2.30)$$

La medición de la viscosidad del gas en el laboratorio, es un procedimiento muy complejo y no se cuenta con el equipo necesario (Whitson y Brulé 2000). Sin embargo, este parámetro se reporta por medio de algún método predictivo como son: las correlaciones empíricas o los modelos composicionales. En México, los laboratorios utilizan la correlación de Lee et al. (1966), debido a que es muy práctica y sencilla de usar. Esta se muestra a continuación donde  $\mu_g$  está dada en cp,  $\rho$  en  $\text{g/cm}^3$  y  $T$  en  $^{\circ}\text{R}$ .

$$\mu_g = k \times 10^{-4} \exp(X\rho^Y), \quad \dots \quad (2.31)$$

donde 
$$k = \frac{(9.379 + 0.01607 M_g) T^{1.5}}{209.2 + 19.26 M_g + T} \quad \dots \quad (2.32)$$

$$X = 3.448 + \left( \frac{986.4}{T} \right) + 0.01009 M_g \quad \dots \quad (2.33)$$

$$Y = 2.447 - 0.2224 X \quad \dots \quad (2.34)$$

McCain (1991) citado por Whitson y Brulé (2000), menciona que esta correlación solo se aplica para  $\gamma_g < 1$  con un error del 2% al 4%. Existen otras correlaciones como la de Carr, Kobayashi y Burrows (1954) y de Lucas (1981). Sin embargo, cuando la composición del gas se conoce, se puede utilizar la expresión siguiente:

$$\mu_g = \frac{\sum_{j=1}^n \mu_{g_j} y_j M_j^{1/2}}{\sum_{j=1}^n y_j M_j^{1/2}} \quad \dots \quad (2.35)$$

# CAPÍTULO 3.

## VALIDACIÓN DEL ANALISIS PVT

---

En este capítulo se presentan los métodos desarrollados por distintos autores, para validar la información contenida en los reportes de laboratorio PVT. Entre estos métodos se explica el de Bashbush (1981) y de Whitson y Torp (1983) para aceite volátil y gas y condensado, y el de Rojas (2005) y de Bashbush modificado por León et al. (2011) para aceite negro. Los dos primeros autores hacen un balance molar para determinar el valor de las constantes de equilibrio ( $K$ ), y validar los datos de la composición del gas a las presiones reportadas, así como la densidad del gas y del aceite, y el peso molecular de la fracción  $C_{7+}$  proporcionado por el laboratorio. Con la modificación de León et al., el método de Bashbush se extiende a fluidos de bajo encogimiento, que tengan únicamente el experimento de separación diferencial y no cuentan con el de agotamiento a volumen constante. Mientras que Rojas, proporciona criterios para aprobar la confiabilidad del valor de: la presión de burbuja, la densidad del aceite a  $p_b$ , así como la relación de solubilidad y los factores de volumen del aceite y del gas en cada nivel de presión. Finalmente, se muestra el método de Hoffmann, Crump y Hocott. (1953) para verificar la consistencia del valor de  $K$  calculado con cualquier método, por ejemplo: ecuaciones de estado, balance molar ó correlaciones.

## 3.1. Gas y condensado y Aceite volátil

Con la prueba de agotamiento a volumen constante (AVC), se caracteriza el comportamiento del gas y condensado y del aceite volátil, a diferentes condiciones de presión. Bashbush (1981) y Whitson y Torp (1983) desarrollaron métodos para evaluar la calidad de los datos experimentales de esta prueba. Ambos métodos son simples y prácticos, y se basan de los datos disponibles del experimento AVC para calcular mediante balance molar: la composición del líquido, los valores de las constantes de equilibrio, la densidad del gas y del aceite, y el peso molecular de la fracción plus líquida para cada nivel de presión. Ambos métodos generan los mismos resultados, sin embargo, Bashbush hace el balance molar a partir de un pie cúbico de fluido a la presión de saturación, mientras que Whitson y Torp lo hacen sobre un mol de mezcla. Los valores de las constantes de equilibrio generadas con cualesquiera de las dos metodologías, pueden ser verificados con los criterios de Bashbush, Whitson y Torp así como de Hoffmann et al. (1953), para corregir posibles inconsistencias en los datos reportados (Mazariegos, 1990). A continuación se explican ambos métodos y los criterios de comprobación y corrección de la información experimental.

### 3.1.1. Método de Bashbush

La **Fig. 3.1** describe el balance molar para gas y condensado de la prueba AVC. El método supone que la celda PVT tiene un volumen ( $V_d$ ) de un pie<sup>3</sup> a la presión de rocío. A dicha presión, se tiene el número de moles totales de fluido ( $n_{td}$ ) y su composición original ( $y_{id}$ ). A partir del primer decremento de presión coexisten la fase líquida y la fase vapor, las cuales están constituidas por la fracción mol de los componentes  $x_i$  y  $y_i$  respectivamente. Para mantener el volumen inicial  $V_d$ , se produce cierto número de moles de gas ( $n_p$ ) quedando dentro de la celda moles de líquido ( $n_L$ ) y de gas ( $n_g$ ) remanentes.

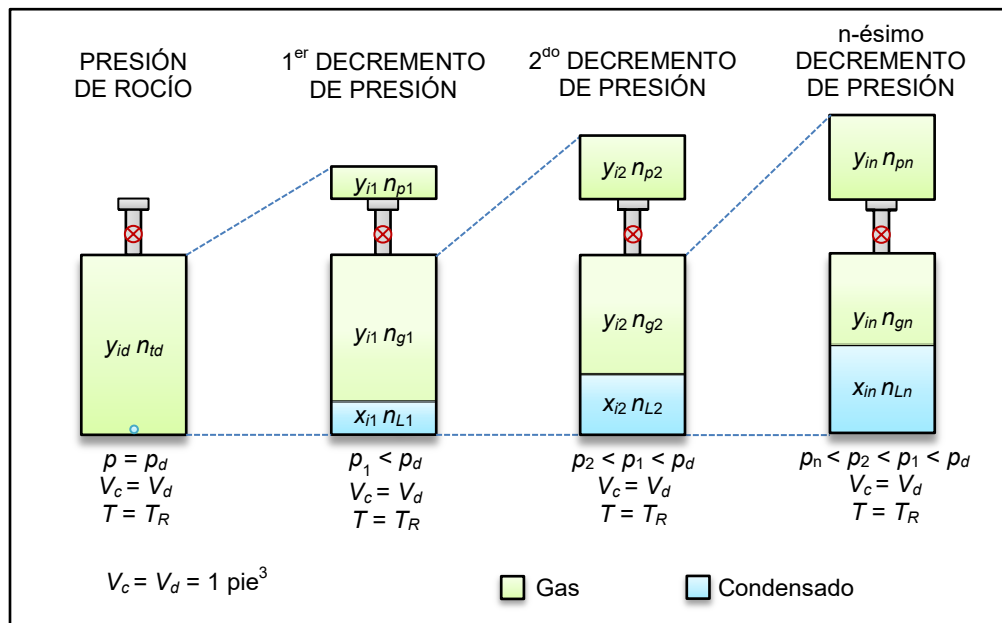


Fig. 3.1 Balance molar para la prueba de agotamiento a volumen constante para gas y condensado.

El balance molar a la presión de rocío se expresa con la Ec. (3.1), y para el *i*-ésimo componente a  $p_d$  está dado por la Ec. (3.2).

$$n_{td} = n_{Lj} + n_{gj} + \sum_{k=1}^j n_{pk}, \quad \dots \dots \dots (3.1)$$

$$y_{id} n_{td} = x_{ij} n_{Lj} + y_{ij} n_{gj} + \sum_{k=1}^j y_{ik} n_{pk}, \quad \dots \dots \dots (3.2)$$

donde los subíndices *d*, *i* y *j* indican: el nivel de presión de rocío, el *i*-ésimo componente y el *j*-ésimo estado de agotamiento, respectivamente.

La Fig. 3.2 describe el balance molar para aceite volátil de la prueba AVC, éste es similar al de la Fig. 3.1 para gas y condensado. A la presión de burbuja la celda contiene moles totales de líquido ( $n_{tb}$ ) en un volumen de un pie<sup>3</sup> ( $V_b$ ). A partir del primer decremento de presión, coexisten la fase líquida y vapor porque se liberó parte del gas disuelto en el aceite. Se produce cierta cantidad de moles del gas liberado para mantener el volumen inicial de la celda, quedando moles de líquido y de gas remanentes dentro de la misma.

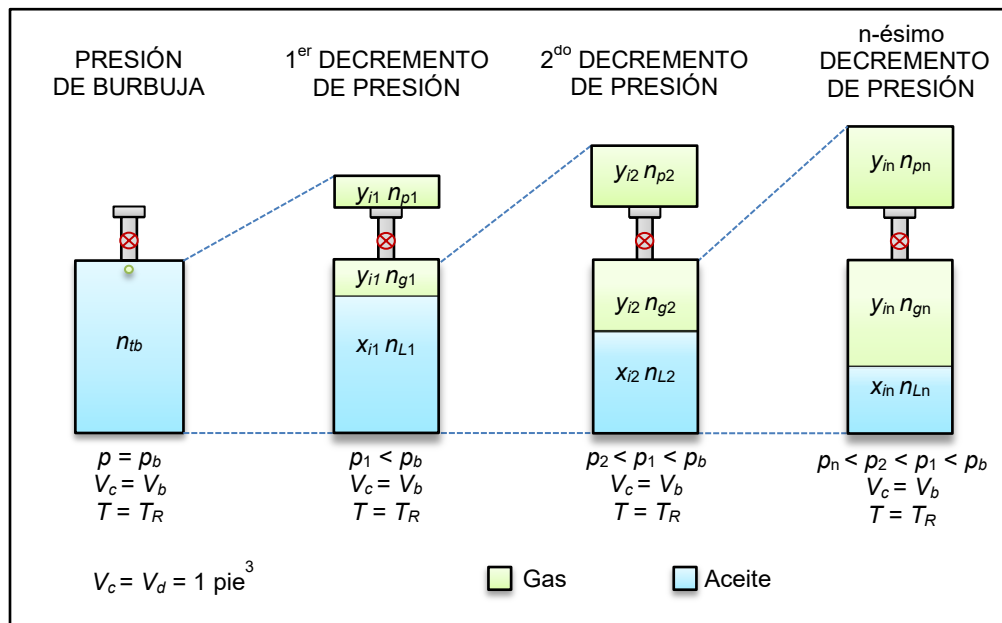


Fig. 3.2 Balance molar para la prueba de agotamiento a volumen constante para aceite volátil.

El balance molar a la presión de burbuja se expresa con la Ec. (3.3), y para el  $i$ -ésimo componente a  $p_b$  está dado por la Ec. (3.4).

$$n_{tb} = n_{Lj} + n_{gj} + \sum_{k=1}^j n_{pk} \cdot \dots \dots \dots (3.3)$$

$$x_{ib} n_{tb} = x_{ij} n_{Lj} + y_{ij} n_{gj} + \sum_{k=1}^j y_{ik} n_{pk} \cdot \dots \dots \dots (3.4)$$

**3.1.1.1. Datos extraídos del reporte PVT**

La información requerida para cálculos en balance molar y másico es la siguiente:

Datos de la prueba AVC en cada agotamiento de presión.

- Saturación de líquido (condensado o aceite) dentro de la celda en fracción,  $S_L$ .
- Gas producido acumulado en fracción mol,  $G_{pa}$ .
- Factor de compresibilidad de la fase vapor,  $Z$ .
- Composición del gas producido en fracción mol,  $y_i$ .
- Presión en  $lb_f/pg^2$ ,  $p$ .



Datos del fluido original.

- Temperatura del yacimiento en °F,  $T_R$ .
- Composición a la presión de saturación en fracción mol;  $y_{id}$  para gas y condensado,  $x_{ib}$  para aceite volátil.

Datos adicionales para gas y condensado.

- Presión de rocío en  $\text{lb}_f/\text{pg}^2$ ,  $p_d$ .
- Factor de desviación  $Z$  del gas a  $p_d$ ,  $Z_d$

Datos adicionales para aceite volátil.

- Peso molecular promedio del aceite en el punto de burbuja en  $\text{lb}_m/\text{lb}_m\text{-mol}$ ,  $\bar{M}_{ob}$ .
- Densidad del aceite a  $p_b$  en  $\text{lb}_m/\text{pie}^3$ ,  $\rho_{ob}$ .

### 3.1.1.2. Procedimiento de cálculo

A continuación se presenta los 11 pasos que comprende el método de balance molar, tanto para gas y condensado como para aceite volátil. Los puntos dos a siete se repiten en cada decremento de presión  $j$ .

1. Calcular el número de moles totales iniciales a la presión de saturación.

Para gas y condensado:

$$n_{td} = \frac{p_d (V_d = 1 \text{ pie}^3)}{10.732 T_R Z_d} \dots \dots \dots (3.5)$$

Para aceite volátil:

$$n_{tb} = \frac{\rho_{ob} (V_b = 1 \text{ pie}^3)}{\bar{M}_{ob}} \dots \dots \dots (3.6)$$

2. Calcular el número de moles de fluido remanente ( $n_t$ ) dentro de la celda –fase líquida más fase vapor.

Para gas y condensado:

$$n_{tj} = n_{td} (1 - G_{pa_j}) \dots \dots \dots (3.7)$$

Para aceite volátil:

$$n_{tj} = n_{tb} (1 - G_{pa_j}) \dots \dots \dots (3.8)$$

3. Calcular el número de moles de gas remanente dentro de la celda.

$$n_{gj} = \frac{p_j (1 - S_{Lj})}{10.732 T_R Z_j} \dots \dots \dots (3.9)$$

4. Calcular los moles de líquido remanente dentro de la celda.

$$n_{Lj} = n_{tj} - n_{gj} \dots \dots \dots (3.10)$$

5. Calcular los moles de gas producido.

Para gas y condensado:

$$n_{pj} = n_{td} (G_{pa_j} - G_{pa_{j-1}}) \dots \dots \dots (3.11)$$

Para aceite volátil:

$$n_{pj} = n_{tb} (G_{pa_j} - G_{pa_{j-1}}) \dots \dots \dots (3.12)$$

donde  $G_{pa0} = 0$  porque no se tienen moles de gas producidas a  $p_s$ .

6. Calcular la fracción mol de cada componente de la fase líquida ( $x_i$ ).

$$x_{ij} = \frac{x_{ij-1} n_{Lj-1} + y_{ij-1} n_{gj-1} - y_{ij} (n_{gj} + n_{pj})}{n_{Lj}} \dots \dots \dots (3.13)$$

Para gas y condensado  $x_{i0} = 0$  y  $n_{L0} = 0$  porque solo existe una gota de líquido a  $p_d$ .

Para aceite volátil  $y_{i0} = 0$  y  $n_{g0} = 0$  porque solamente se tiene una burbuja de gas a  $p_b$ .

7. Calcular las constantes de equilibrio para cada componente ( $K_i$ ).

$$K_{ij} = \frac{y_{ij}}{x_{ij}} \dots \dots \dots (3.14)$$

8. Comprobar los resultados calculados con las condiciones siguientes:

- Que el número de moles totales a la presión de saturación, sea igual a la suma de los moles de líquido y de gas remanentes dentro de la celda en el último nivel de presión ( $n$ ), más el número total de moles producidos de gas.

Para gas y condensado:

$$n_{td} = n_{Ln} + n_{gn} + \sum_{j=1}^n n_{pj}, \dots \dots \dots (3.15)$$

Para aceite volátil:

$$n_{tb} = n_{Ln} + n_{gn} + \sum_{j=1}^n n_{pj}, \dots \dots \dots (3.16)$$

- Que el número de moles del  $i$ -ésimo componente del fluido a la presión de saturación, sea igual a la suma del número de moles remanentes de  $i$ -ésimo componente en la fase líquida y gas en el último decremento de presión  $n$ , más el número total de moles producidos del  $i$ -ésimo componente:

Para gas y condensado:

$$y_{id} n_{td} = x_{in} n_{Ln} + y_{in} n_{gn} + \sum_{j=1}^n y_{ij} n_{pj}, \dots \dots \dots (3.17)$$

Para aceite volátil:

$$x_{ib} n_{tb} = x_{in} n_{Ln} + y_{in} n_{gn} + \sum_{j=1}^n y_{ij} n_{pj}, \dots \dots \dots (3.18)$$

9. Calcular las constantes de equilibrio a la presión de saturación ( $K_{is}$ ) con la Ec. (3.19), a partir de la extrapolación de los valores de  $K$  calculados en las tres primeras etapas de agotamiento de presión. Si los valores de  $K_{is}$  son menores a  $K_{i1}$ , entonces se vuelve hacer la extrapolación de las constantes de equilibrio empleando los dos primeros agotamientos – Ec. (3.20).

$$K_{is} = \frac{(p_s - p_2)(p_s - p_3)}{(p_1 - p_2)(p_1 - p_3)} K_{i1} + \frac{(p_s - p_1)(p_s - p_3)}{(p_2 - p_1)(p_2 - p_3)} K_{i2} + \frac{(p_s - p_1)(p_s - p_2)}{(p_3 - p_1)(p_3 - p_2)} K_{i3}, \quad \dots \quad (3.19)$$

$$K_{is} = \frac{(p_s - p_2)}{(p_1 - p_2)} K_{i1} + \frac{(p_s - p_1)}{(p_2 - p_1)} K_{i2}, \quad \dots \quad (3.20)$$

10. Calcular la composición de la fase secundaria a la presión de saturación.

Para gas y condensado:

$$x_{is} = \frac{K_{is}}{y_{is}}. \quad \dots \quad (3.21)$$

Para aceite volátil:

$$y_{is} = K_{is} x_{is}. \quad \dots \quad (3.22)$$

11. Si la suma de la composición de la fase secundaria del fluido a  $p_s$  es diferente a uno, entonces corregir los valores de esta composición y las constantes de equilibrio del fluido mediante una ponderación.

Para gas y condensado:

$$x_{is}^* = \frac{x_{is}}{\sum_{i=1}^m x_{is}}. \quad \dots \quad (3.23)$$

$$K_{is}^* = \frac{y_{is}}{x_{is}^*}. \quad \dots \quad (3.24)$$

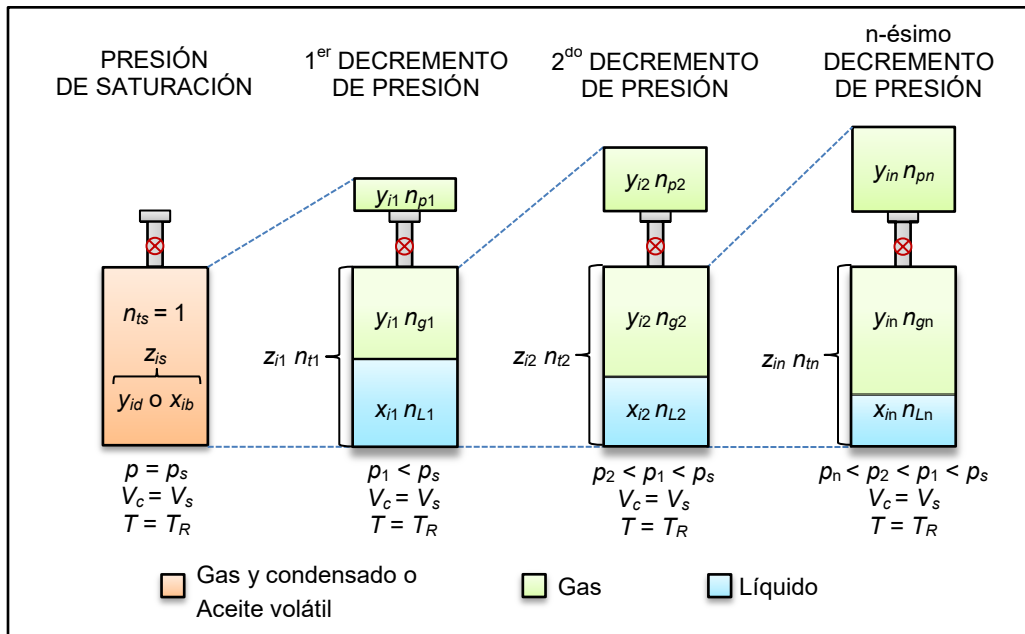
Para aceite volátil:

$$y_{is}^* = \frac{y_{is}}{\sum_{i=1}^m y_{is}}. \quad \dots \quad (3.25)$$

$$K_{is}^* = \frac{y_{is}^*}{x_{is}}. \quad \dots \quad (3.26)$$

### 3.1.2. Método de Whitson y Torp

Además de que este método evalúa los datos experimentales de la prueba AVC mediante un balance molar, también calcula las propiedades físicas del equilibrio líquido y vapor a partir de un balance másico. El método de Whitson y Torp (1983), asume que el sistema tiene un mol de fluido original a la presión de saturación. La **Fig. 3.3** muestra el balance molar tanto para gas y condensado como para aceite volátil. La composición inicial del fluido está conformada por hidrocarburos y no hidrocarburos en una sola fase -  $y_{id}$  para gas y  $x_{ib}$  para aceite. A partir del primer decremento de presión las fases líquida y vapor coexisten, y la mezcla de ambas dentro de la celda está constituida por los componentes  $z_i$  junto con los moles totales  $n_t$ . En cada agotamiento, los moles remanentes de líquido y de gas así como los de gas producido, son menores a uno. El volumen que ocupa un mol de fluido a  $p_s$  se conserva durante la prueba.



**Fig. 3.3** Balance molar en la prueba AVC para gas y condensado y aceite volátil.

Al aplicar el balance molar para el  $j$ -ésimo agotamiento, se puede notar que el número de moles totales de la mezcla es igual a los moles iniciales ( $n_{ts} = 1$ ) menos los moles de gas producido acumulado:

$$n_{tj} = 1 - \sum_{k=1}^j n_{pk} \dots \dots \dots (3.27)$$

El balance molar también se aplica sobre un componente:

$$z_{ij} n_{tj} = z_{is} - \sum_{k=1}^j y_{ik} n_{pk} \quad \dots \dots \dots (3.28)$$

El balance másico de la mezcla dentro de la celda para el nivel de presión  $j$  se expresa en la Ec. (3.29), donde la suma de la masa de líquido ( $m_L$ ) y de gas ( $m_g$ ) remanentes equivale a la masa total de la mezcla en la celda para la etapa  $j$  ( $m_t$ ).

$$m_{tj} = m_{Lj} + m_{gj} \quad \dots \dots \dots (3.29)$$

**3.1.2.1. Procedimiento de cálculo**

A continuación se presentan de manera secuencial, los parámetros que se deben de calcular en cada agotamiento de presión  $j$ . La información requerida de laboratorio se indica en la sección 3.1.1.1

1. Volumen de la celda ( $V_c$ ) en pie<sup>3</sup> a la presión de saturación.

Para gas y condensado:

$$V_c = V_d = \frac{10.732 T_R Z_d (n_{td} = 1)}{\rho_d} \quad \dots \dots \dots (3.30)$$

Para aceite volátil:

$$V_c = V_b = \frac{\bar{M}_{ob} (n_{tb} = 1)}{\rho_{ob}} \quad \dots \dots \dots (3.31)$$

2. Volumen de líquido remante ( $V_L$ ) en pie<sup>3</sup>.

$$V_{Lj} = S_{Lj} V_c \quad \dots \dots \dots (3.32)$$

3. Volumen de gas remanente ( $V_g$ ) en pie<sup>3</sup>.

$$V_{gj} = (1 - S_{Lj}) V_c \quad \dots \dots \dots (3.33)$$

4. Moles de gas remanente.

$$n_{g_j} = \frac{p_j V_{g_j}}{10.732 T_R Z_j} \dots \dots \dots (3.34)$$

5. Moles producidos acumulados.

$$n_{pa_j} = G_{pa_j} \dots \dots \dots (3.35)$$

6. Moles de gas producido.

$$n_{p_j} = n_{pa_j} - n_{pa_{j-1}}, \dots \dots \dots (3.36)$$

donde  $n_{pa0} = 0$  porque no se tiene gas producido a la presión de saturación.

7. Moles totales de la mezcla.

$$n_{t_j} = 1 - n_{pa_j} \dots \dots \dots (3.37)$$

8. Moles de líquido remanente.

$$n_{L_j} = n_{t_j} - n_{g_j} \dots \dots \dots (3.38)$$

9. Moles de cada componente  $i$  en la mezcla.

Para gas y condensado:

$$z_{ij} n_{t_j} = y_{id} - \sum_{k=1}^j y_{ik} n_{p_k} \dots \dots \dots (3.39)$$

Para aceite volátil:

$$z_{ij} n_{t_j} = x_{ib} - \sum_{k=1}^j y_{ik} n_{p_k} \dots \dots \dots (3.40)$$

10. Fracción mol de cada componente en la fase líquida.

$$x_{ij} = \frac{z_{ij} n_{t_j} - y_{ij} n_{g_j}}{n_{L_j}} \dots \dots \dots (3.41)$$

11. Constante de equilibrio líquido-vapor.

$$K_{ij} = \frac{y_{ij}}{x_{ij}} \dots \dots \dots (3.42)$$

**3.1.2.2. Cálculo de las propiedades físicas del líquido-vapor**

Con los datos de la prueba AVC y mediante balance de masa, se calculan las propiedades físicas del equilibrio líquido vapor siguientes, para presiones menores a la de saturación:

1. Masa total de la mezcla. Otra forma de calcular este parámetro a partir de un balance másico propuesto en la Ec. (3.29), es restar la masa del gas producido acumulado a la masa del fluido original ( $m_s$ ). Como el sistema se basa en un mol de fluido, el valor de  $m_t$  se calcula en función de los pesos moleculares aparentes del fluido original ( $\bar{M}_s$ ) y del gas ( $\bar{M}_g$ ) mediante la ecuación siguiente:

$$m_{tj} = \bar{M}_s - \sum_{k=1}^j n_{pk} \bar{M}_{gk} \dots \dots \dots (3.43)$$

2. Masa del gas remanente.

$$m_{g_j} = n_{g_j} \bar{M}_{g_j} \dots \dots \dots (3.44)$$

3. Masa del líquido remanente.

$$m_{L_j} = m_{t_j} - m_{g_j} \dots \dots \dots (3.45)$$

4. Peso molecular aparente del líquido ( $\bar{M}_L$ ). A partir del balance de masa dado por la ecuación (3.46), se despeja  $\bar{M}_L$  para producir la Ec. (3.47).



$$m_{Lj} = \bar{M}_{Lj} n_{Lj} - \bar{M}_{gj} n_{gj}, \quad \dots \quad (3.46)$$

donde 
$$\bar{M}_{Lj} = \frac{m_{Lj} - \bar{M}_{gj} n_{gj}}{n_{Lj}}. \quad \dots \quad (3.47)$$

5. Peso molecular aparente del C<sub>7+</sub> en las fases líquida y gas utilizando la regla de mezclado de Kay.

$$\bar{M}_{LC_{7+j}} = \frac{\bar{M}_{Lj} - \sum_{i=1}^{m-1} M_i x_{ij}}{x_{C_{7+j}}}. \quad \dots \quad (3.48)$$

$$\bar{M}_{gC_{7+j}} = \frac{\bar{M}_{gj} - \sum_{i=1}^{m-1} M_i y_{ij}}{y_{C_{7+j}}}. \quad \dots \quad (3.49)$$

6. Peso molecular aparente del C<sub>7+</sub> para dos fases.

$$\bar{M}_{C_{7+j}} = \frac{n_{Lj} x_{C_{7+j}} \bar{M}_{LC_{7+j}} + n_{gj} y_{C_{7+j}} \bar{M}_{gC_{7+j}}}{n_{Lj} x_{C_{7+j}} + n_{gj} y_{C_{7+j}}}, \quad \dots \quad (3.50)$$

donde 
$$y_{C_{7+j}} = 1 - \sum_{i=1}^{m-1} y_{ij}. \quad \dots \quad (3.51)$$

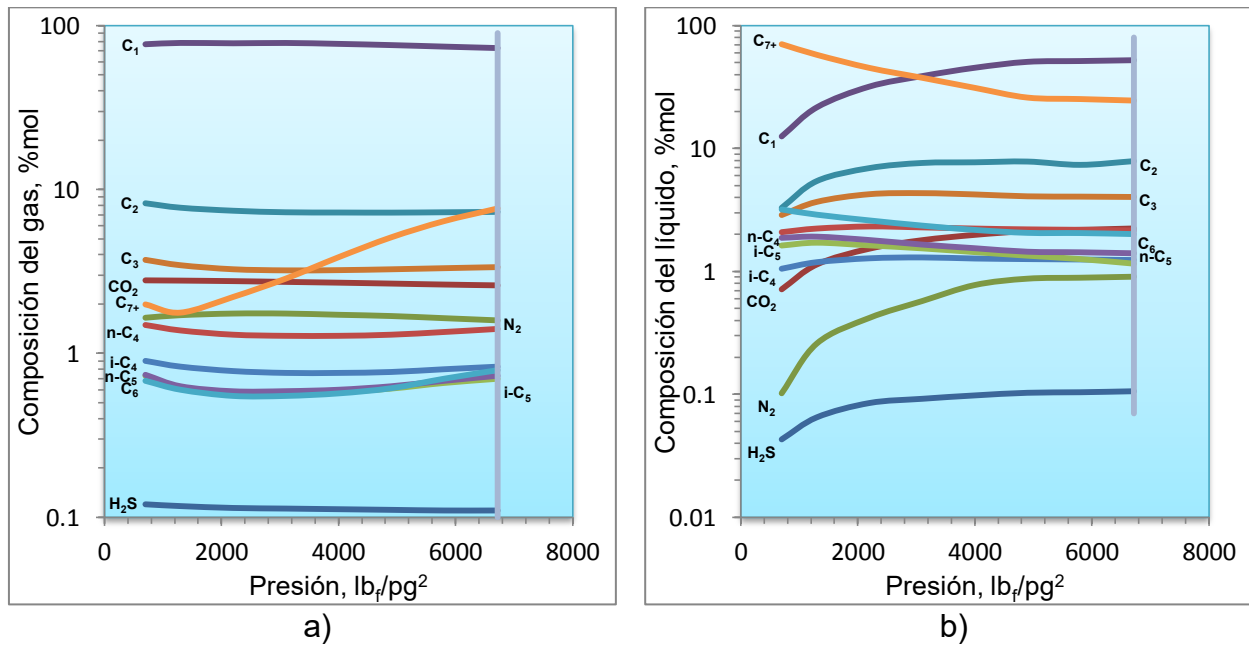
### 3.1.3. Comprobación de la consistencia de la información experimental

Con los resultados obtenidos del método de Bashbush (1981) o de Whitson y Torp (1983), se comprueba la consistencia de la composición del gas producido, y se verifican los valores de las propiedades físicas del fluido, como son: densidad, factor de compresibilidad y peso molecular de la fracción pesada. A continuación se presentan los criterios de Bashbush, Whitson y Torp, Mazariegos (1990) y Hoffmann et al. (1953).

### 3.1.3.1. Criterios de Bashbush

El autor propone los criterios siguientes que se basan en graficar el comportamiento de las constantes de equilibrio, y calcular las propiedades de los fluidos a partir de un balance molar y másico.

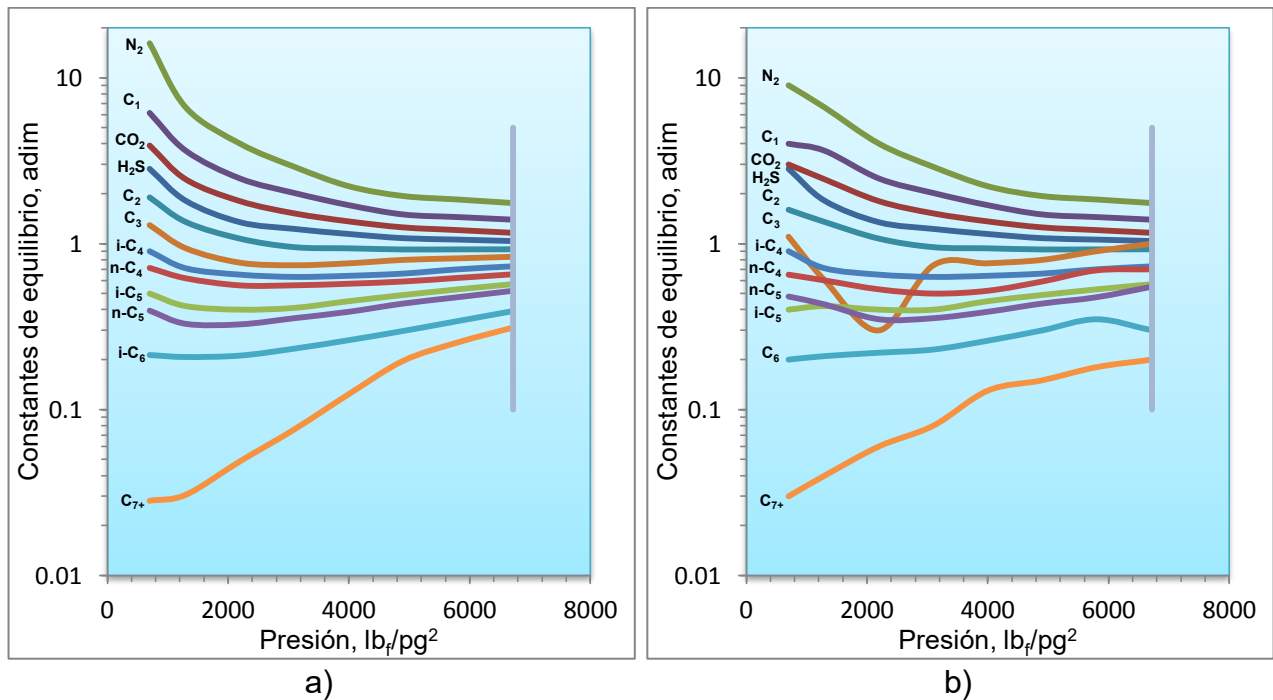
1. Graficar en escala semilogarítmica, la composición reportada del gas producido y la composición calculada del líquido, contra la presión de cada agotamiento. Si los datos experimentales son correctos, entonces las curvas de cada componente de ambas fases deben de presentar una tendencia suave como se muestra en la **Fig. 3.4 a)** y la **Fig. 3.4 b)**. Si por el contrario se observan saltos bruscos o cambios drásticos, es un indicativo de que existen errores en el proceso experimental.



**Fig. 3.4** a) Comportamiento de la composición del gas reportada con respecto a la presión. b) Tendencia de la composición de líquido calculada con respecto a la presión (Bashbush, 1981).

2. Graficar en escala semilogarítmica, las constantes de equilibrio calculadas con respecto a cada presión de agotamiento. Si los datos experimentales son correctos, entonces las curvas de cada componente no deben cruzarse entre sí, manteniendo una tendencia suavizada sin saltos o inflexiones, como se muestra en la **Fig. 3.5 a)**. Así mismo, el orden que deben llevar las curvas es el siguiente: N<sub>2</sub>, C<sub>1</sub>, CO<sub>2</sub>, C<sub>2</sub>,

H<sub>2</sub>S, C<sub>3</sub>, i-C<sub>4</sub>, n-C<sub>4</sub>, i-C<sub>5</sub>, n-C<sub>5</sub>, C<sub>6</sub> y C<sub>7+</sub>. Un comportamiento similar al observado en la Fig. 3.5 b), demuestra inconsistencias en la información de laboratorio.



**Fig. 3.5** a) Comportamiento favorable  $K$  con respecto a la presión. b) Comportamiento inadecuado de  $K$  debido a inconsistencias en la composición de la fase gas (Bashbush, 1981).

3. Verificar la consistencia de la composición del líquido reportada en la última presión de agotamiento ( $j = n$ ). Para ello se debe de cumplir, que el error relativo de la fracción mol del  $i$ -ésimo componente entre el valor experimental ( $x_i$ ) y el calculado con balance molar  $(x_i)_{calc}$ , sea menor o igual a 5% - Ec. (3.52).

$$e_{ri} = \frac{|(x_i)_{calc} - x_i|}{x_i} \times 100 \leq 5\%. \quad \dots \dots \dots (3.52)$$

4. Verificar para los yacimientos de gas y condensado, la exactitud de los datos experimentales del factor de compresibilidad de dos fases ( $Z_{2P}$ ), al comparar el valor medido contra el calculado con la ecuación siguiente. El error relativo debe ser menor o igual a 5% en cada disminución de presión  $j$

$$Z_{2Pj} = \frac{\rho_j V_c}{10.732 T_R n_{tj}}, \dots \dots \dots (3.53)$$

donde  $V_c$  es igual a un pie<sup>3</sup> y el valor de  $n_t$  se calcula con la Ec. (3.7) sí el método utilizado es el de Bashbush (1981). Para el método de Whitson y Torp (1983) se utilizan las Ecs. (3.30) y (3.37) para calcular ambos parámetros.

**3.1.3.2. Criterios de Whitson y Torp**

Los autores consideran los criterios siguientes a partir de los resultados de un balance másico:

1. Verificar el valor del factor de compresibilidad medido ( $Z_g$ ) en cada decremento de presión  $j$ , a partir del cálculo de la densidad del gas con la ley de los gases reales. El error relativo entre el valor medido y el calculado de la densidad debe ser menor o igual a 5%.

$$\rho_{gj} = \frac{\bar{M}_{gj} \rho_j}{10.732 T_R Z_{gj}}, \dots \dots \dots (3.54)$$

donde

$$\bar{M}_{gj} = \sum_{i=1}^m y_{ij} M_i. \dots \dots \dots (3.55)$$

2. Verificar para cada agotamiento de presión, el peso molecular aparente del C<sub>7+</sub> entre el valor experimental y el calculado con la Ec. (3.49). El error entre ambos valores debe ser menor o igual al 5 %.

**3.1.3.3. Criterio de Hoffmann et al.**

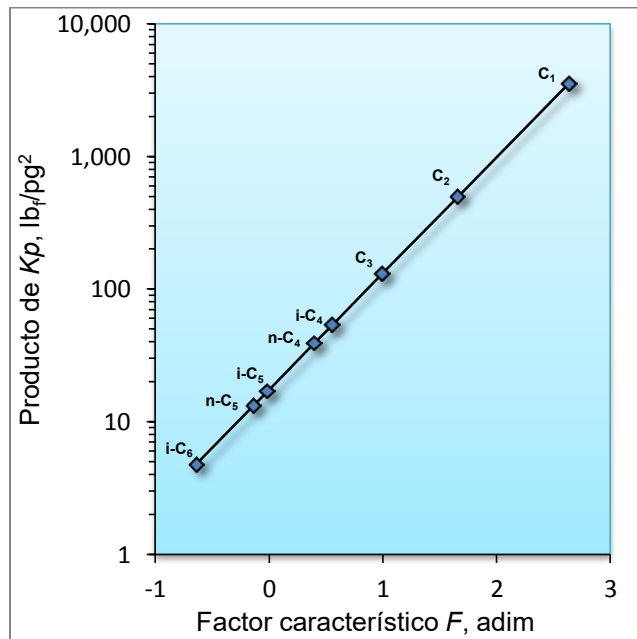
Los autores desarrollaron un método, donde se grafica el logaritmo del producto de las constantes de equilibrio por la presión correspondiente a la etapa de agotamiento, contra un factor de caracterización ( $F$ ) dependiente de la temperatura de ebullición ( $T_B$ ), la temperatura del sistema ( $T_R$ ) y de las propiedades críticas del componente  $i$ , en grados Rankine y  $\text{lb}_f/\text{pg}^2$ , respectivamente – Ec. (3.56).

$$F_i = b_i \left( \frac{1}{T_{Bi}} - \frac{1}{T_R} \right), \dots\dots\dots (3.56)$$

donde

$$b_i = \frac{\log(p_{ci}) - \log(14.7)}{\left( \frac{1}{T_{Bi}} - \frac{1}{T_{ci}} \right)}, \dots\dots\dots (3.57)$$

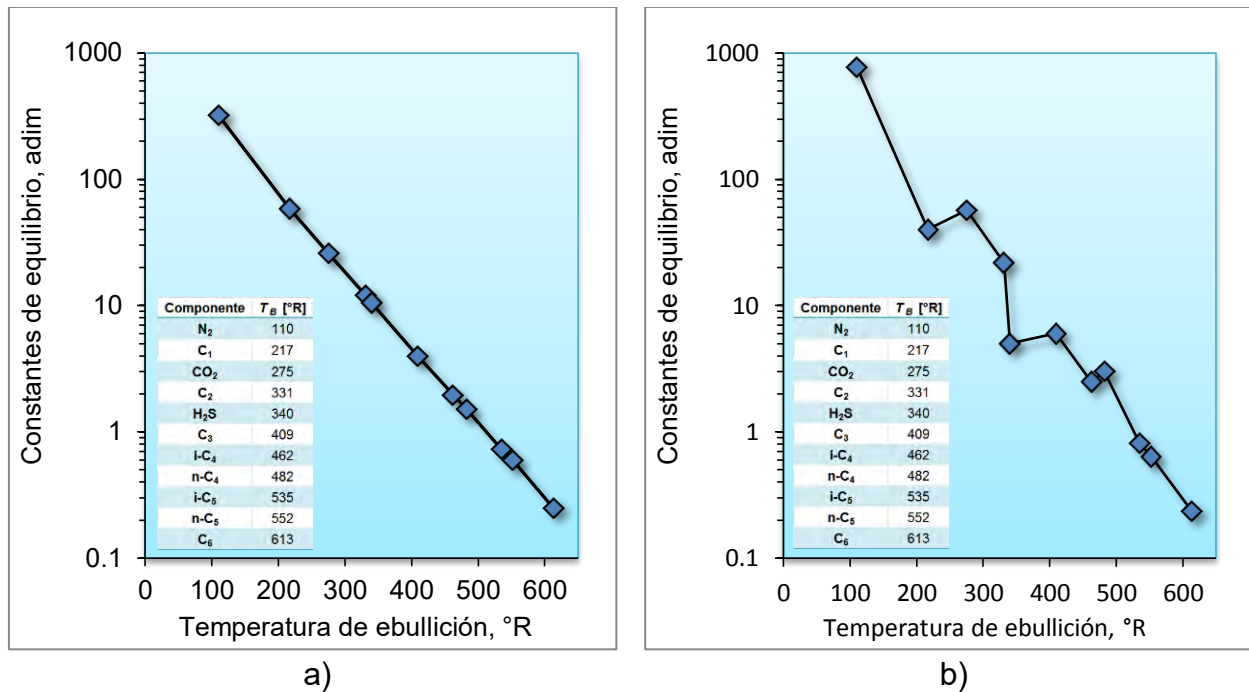
Sí el comportamiento del producto de  $Kp$  contra el valor  $F$  tiende a ser una línea recta como se observa en la **Fig. 3.6**, entonces los datos experimentales son consistentes.



**Fig. 3.6** Comportamiento lineal del producto de  $Kp$  con respecto al factor característico  $F$ , a la temperatura del sistema para una presión dada (Hoffmann et al., 1953).

### 3.1.3.4. Criterio de Mazariegos C. A.

Este autor propone graficar en escala semilogarítmica, las constantes de equilibrio calculadas con respecto a la temperatura de ebullición de cada componente en la mezcla. Si los datos experimentales son correctos, entonces el comportamiento de los componentes de cada agotamiento, exhibe una tendencia casi lineal como el mostrado en la Fig. 3.7 a). Si algún componente presenta un salto o está fuera de la linealidad como se observa en la Fig. 3.7 b, indica que se cometieron errores durante el proceso experimental.



**Fig. 3.7** a) Tendencia lineal de las constantes de equilibrio a cierta presión, con respecto a la temperatura de ebullición de cada componente. b) Comportamiento no lineal (Mazariegos, 1990).

### 3.1.4. Corrección de la información experimental

Si parte de los datos experimentales no pasan uno o varios de los criterios de consistencia, es un indicativo de que existen errores en el proceso experimental. Para corregir la información, Mazariegos (1990) propone los dos métodos siguientes que modifican los datos experimentales.

### 3.1.4.1. Método de corrección manual.

Este método se aplica cuando son pocas las inconsistencias encontradas, y mantiene la representatividad del fluido original al modificar algunos datos experimentales. A continuación se presentan los pasos a seguir:

1. Identificar en la gráfica de  $\log(K)$  contra  $p$ , los componentes y la presión en que se tienen constantes de equilibrio negativas, cruzamientos de curvas y/o saltos bruscos (Fig. 3.5 b). La composición de la fase gas de estos componentes a la presión identificada, se debe modificar del orden de décimas a centésimas, cuantas veces sea necesario hasta que se generen curvas sin inconsistencias al recalcular los valores de  $K$  con la composición modificada (Fig. 3.5 a).
2. Hacer que la suma de la composición de la fase gas, sea igual a 100% en cada agotamiento de presión. Para ello, se aumenta el porcentaje mol de los componentes que presentan el valor de  $K$  por debajo de la línea recta y/o viceversa, en la gráfica de  $\log(K)$  contra  $T_B$  (Fig. 3.7 b). De tal manera, que al recalcular los valores de  $K$ , la gráfica se aproxime a la tendencia lineal (Fig. 3.7 a). El autor recomienda no alterar los valores de la composición del metano porque es muy sensible a estos cambios.

### 3.1.4.2. Método de corrección semiautomático

Este método se aplica cuando los datos experimentales presentan muchas inconsistencias. Si se utiliza el método manual, se requerirá de muchas horas de trabajo y será un procedimiento muy tedioso. A continuación se describen los pasos del método.

1. Ajustar una línea recta a la gráfica de  $\log(K)$  vs.  $T_B$  por el método de mínimos cuadrados. En cada agotamiento de presión, comparar los valores de  $K$  originales de tal manera que se cumpla que  $K_{i,j} > K_{i+1,j} > \dots > K_{m,j}$  en el siguiente orden:  $N_2$ ,  $C_1$ ,  $CO_2$ ,  $C_2$ ,  $H_2S$ ,  $C_3$ ,  $i-C_4$ ,  $n-C_4$ ,  $i-C_5$ ,  $n-C_5$ ,  $C_6$  y  $C_{7+}$ . Si  $K_i$  es menor a  $K_{i+1}$ , entonces se le asigna el valor de la constante de equilibrio de la regresión ( $K_{i,reg}$ ) a  $K_i$ . Con este nuevo valor se calcula la composición del componente en la fase gas.
2. Repetir el paso dos del método manual.

## 3.2. Aceite negro

Para validar un análisis PVT convencional de aceite negro se utiliza la técnica de Rojas (2005). También se puede utilizar el método de Bashbush (1981) modificado por León et al. (2011) para aceite negro, aceite ligero y aceite volátil, que tengan únicamente el experimento de separación diferencial y no cuenten con el de agotamiento a volumen constante. En seguida se explican ambos procedimientos.

### 3.2.1. Técnica de Rojas

Este autor propone los cuatro criterios siguientes: a).-prueba de linealidad de la función  $Y$ , b).-prueba de balance de materia, c).- prueba de la desigualdad y d).-prueba de densidad. A continuación se describe cada una de estas pruebas.

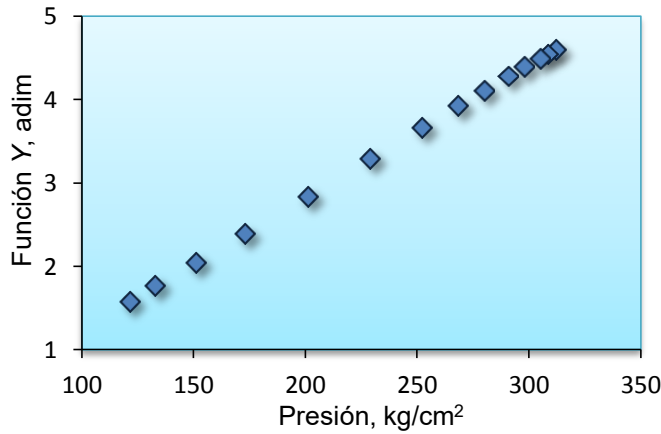
#### 3.2.1.1. Prueba de linealidad de la función $Y$

Corroborar la confiabilidad del valor de la presión de burbuja reportado por el laboratorio. Para ello, se calcula la función  $Y$  en términos del volumen relativo ( $V_r$ ), para cada nivel de presión  $j$  menor a  $p_b$  de la prueba ECC con la Ec. (3.58).

$$Y_j = \frac{p_b - p_j}{p_j(V_{rj} - 1)}, \quad \dots \dots \dots (3.58)$$

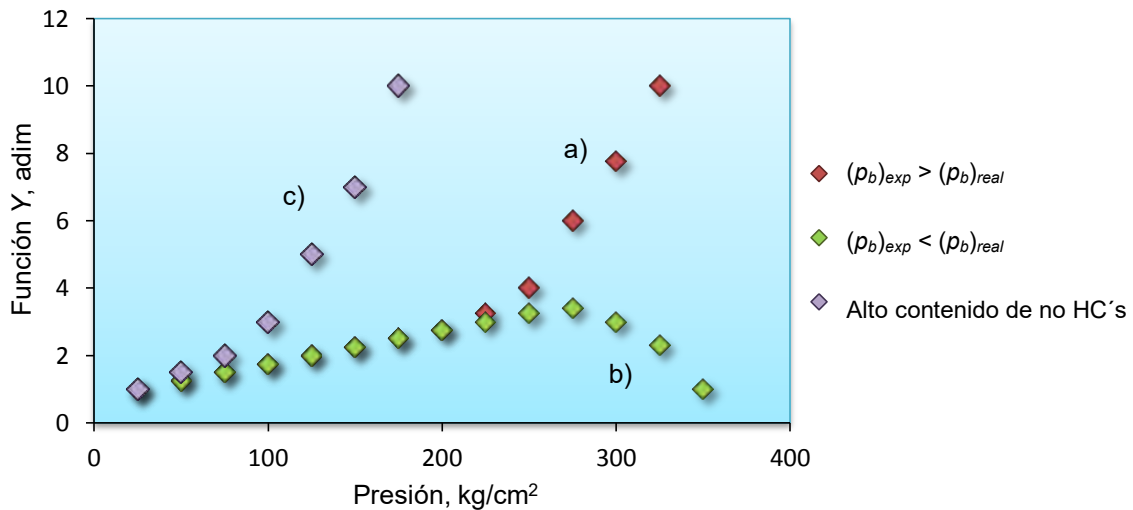
Si el comportamiento de la función  $Y$  con respecto a la presión es lineal como se muestra en la **Fig. 3.8**, entonces el valor reportado de  $p_b$  es confiable. Este comportamiento también indica la existencia de pocos componentes no hidrocarburos en el fluido.





**Fig. 3.8** Comportamiento lineal de la función Y para presiones menores a  $p_b$ .

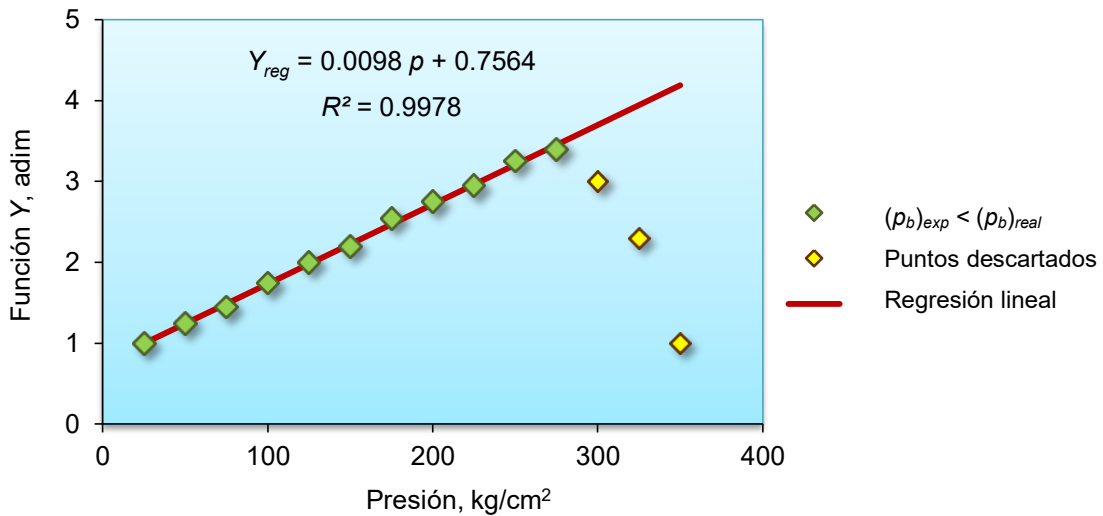
La función Y puede presentar tendencias no lineales como las que se exhiben en la **Fig. 3.9**. Un comportamiento similar al de la curva a), indica que el valor de  $p_b$  experimental es superior al real, mientras que el de la curva b) expresa lo contrario. La curva c) refiere que el fluido tiene un alto porcentaje de componentes no hidrocarburos. Para cualesquiera de estos casos, se tiene que recalculer el valor de  $p_b$  mediante el suavizamiento de la función Y.



**Fig. 3.9** Comportamiento de la función Y cuando la  $p_b$  reportada no es confiable.

El proceso de suavizamiento para recalculer el valor de  $p_b$  se presenta a continuación.

1. Generar una ecuación de línea recta solo con aquellos puntos de la función Y que presentan una tendencia lineal. Se debe de cumplir que el coeficiente de correlación ( $R^2$ ) entre ambas curvas, sea mayor a 0.99 para aceptar la ecuación generada. La **Fig. 3.10** muestra un ejemplo para el caso de que la  $p_b$  reportada está bajoestimada. Se indican en color amarillo los puntos descartados, en color verde los puntos que siguen una tendencia lineal, y en color rojo la regresión que describe a estos puntos con su respectiva ecuación y valor de  $R^2$ .



**Fig. 3.10** Ecuación de línea recta que describe aquellos puntos que presentan una tendencia lineal.

El coeficiente de correlación se puede calcular con la Ec. (3.59). Su valor oscila de cero a uno, lo que indica que entre más cercano sea a uno, la regresión reproduce mejor la función Y.

$$R^2 = 1 - \frac{\frac{1}{n} \sum_{j=1}^n (Y_j - Y_{reg_j})^2}{\frac{1}{n} \sum_{j=1}^n Y_j^2 - \left( \frac{1}{n} \sum_{j=1}^n Y_j \right)^2}, \dots \dots \dots (3.59)$$

donde el subíndice  $j$  indica el nivel de presión,  $n$  se refiere al número total de puntos dentro de la tendencia lineal,  $Y$  y  $Y_{reg}$  son los valores de la función Y experimental y de la ecuación de línea recta, respectivamente.

2. Calcular la presión de burbuja  $(p_b)_{calc}$  para cada punto que están dentro de la tendencia lineal con la Ec. (3.60). La pendiente ( $m$ ) y la ordenada al origen ( $b$ ) se obtienen de la regresión lineal generada en el punto uno.

$$(p_{b_j})_{calc} = p_j(m p_j + b) (V_{r_j} - 1) + p_j. \dots\dots\dots (3.60)$$

3. Calcular el nuevo valor de la presión de burbuja, a partir del promedio de las calculadas en el punto dos.

$$p_b = \frac{1}{n} \sum_{j=1}^n (p_{b_j})_{calc}. \dots\dots\dots (3.61)$$

**3.2.1.2. Prueba de balance de materia**

Verifica la confiabilidad de los valores de la relación de solubilidad reportados en la prueba de separación diferencial. Se consideran consistentes los datos experimentales sí presentan un error relativo menor o igual a 5%, al compararlos con los calculados mediante balance de materia. A continuación se describe el procedimiento de esta prueba. A partir del punto dos, los cálculos comienzan desde el penúltimo nivel de presión ( $j = n - 1$ ) hasta  $p_b$  ( $j = 0$ ). La información se extrae del experimento SD.

1. Calcular la masa del aceite ( $m_o$ ) en gramos para todos los niveles de presión.

$$m_{o_j} = 1000 \rho_{o_j} B_{o_j}. \dots\dots\dots (3.62)$$

2. Calcular el valor de la masa del gas ( $m_g$ ) en términos de la masa del aceite.

$$m_{g_j} = m_{o_j} - m_{o_{j+1}}. \dots\dots\dots (3.63)$$

3. Calcular el valor del volumen del gas ( $V_g$ ) en pie<sup>3</sup>.

$$V_{g_j} = 0.02881 \frac{m_{g_j}}{\gamma_{g_{j+1}}}. \dots\dots\dots (3.64)$$

4. Calcular la relación de solubilidad  $(R_s)_{calc}$  en pie<sup>3</sup>/bl.

$$(R_{s_j})_{calc} = (R_{s_{j+1}})_{calc} + 159V_{g_j}, \quad \dots \dots \dots (3.65)$$

donde  $(R_{s_n})_{calc} = 0$ .

5. Verificar que el error relativo entre el valor de  $R_s$  experimental y el calculado, sea menor o igual a 5% en cada etapa.

$$e_{r_j} = \frac{|(R_{s_j})_{calc} - R_{s_j}|}{R_{s_j}} \times 100 \leq 5\%. \quad \dots \dots \dots (3.66)$$

**3.2.1.3. Prueba de desigualdad**

Esta prueba permite validar los valores de  $B_o$ ,  $B_g$  y  $R_s$  del experimento SD mediante la comprobación de la condición siguiente: que la derivada del factor de volumen del aceite con respecto a la presión, sea menor al factor del volumen del gas por la derivada de la relación de solubilidad con respecto a la presión. La Ec. (3.67) expresa esta condición.

$$\frac{\partial B_o}{\partial p} < B_g \frac{\partial R_s}{\partial p}. \quad \dots \dots \dots (3.67)$$

A continuación se describe el procedimiento de esta prueba. Los cálculos comienzan a partir de la presión de burbuja ( $j = 0$ ) hasta el penúltimo nivel de presión ( $j = n - 1$ ).

1. Calcular el factor de volumen del gas promedio ( $\overline{B_{g_j}}$ ).

$$\overline{B_{g_j}} = \frac{B_{g_j} + B_{g_{j+1}}}{2}. \quad \dots \dots \dots (3.68)$$

2. Calcular la diferencia de: presión, relación de solubilidad y factor de volumen de aceite entre cada liberación diferencial.

$$\Delta p_j = p_j - p_{j+1} \dots \dots \dots (3.69)$$

$$\Delta R_{s_j} = R_{s_j} - R_{s_{j+1}} \dots \dots \dots (3.70)$$

$$\Delta B_{o_j} = B_{o_j} - B_{o_{j+1}} \dots \dots \dots (3.71)$$

3. Calcular los términos antes y después de la desigualdad expresada en Ec. (3.72) y verificar si se cumple dicha condición.

$$\frac{\Delta B_{o_j}}{\Delta p_j} < \bar{B}_{g_j} \frac{\Delta R_{s_j}}{\Delta p_j} \dots \dots \dots (3.72)$$

**3.2.1.4. Prueba de densidad**

Se valida la densidad del aceite a  $\rho_b$  de la prueba SD, con la calculada a partir de la información extraída del experimento SEE. Para ello, se utiliza la Ec. (3.73). El error relativo entre ambos valores se determina con la Ec. (3.74), y debe de ser menor o igual al 5%.

$$\rho_{obf} = \frac{1}{B_{obf}} \left( \gamma_{of} + 1.2256 \times 10^{-3} \sum_{j=1}^n R_{f_j} \gamma_{gf_j} \right) \dots \dots \dots (3.73)$$

$$e_{r_j} = \frac{|\rho_{obf_j} - \rho_{obd_j}|}{\rho_{obd_j}} \times 100 \leq 5\% \dots \dots \dots (3.74)$$

donde los subíndices  $d$  y  $f$  hacen referencia a las pruebas de separación diferencial y de separadores, respectivamente,  $n$  indica el número total de etapas de separación incluyendo el tanque de almacenamiento. Las unidades de  $\rho_{ob}$  son (g/cm<sup>3</sup>),  $B_{obf}$ , y  $R_f$  están en (m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>).

### 3.2.2. Método de Bashbush modificado para la prueba de separación diferencial

Como se indicó en la sección 3.1.1, el método de Bashbush (1981) es una técnica de balance molar que valida la consistencia de la información del experimento AVC, para gas y condensado y para aceite volátil. Sin embargo, dicho experimento en ocasiones no se reporta para éste último y no se le realiza a aceite ligero y a aceite negro. León et al. (2011) modificaron el método de Bashbush para aplicarlo a yacimientos de aceite (volátil, ligero y negro) que no cuenten con el experimento AVC, pero que si presentan la prueba de separación diferencial con su respectiva composición del gas separado en cada nivel de presión.

La información extraída del reporte PVT es la siguiente:

Del análisis composicional

- Composición del fluido del yacimiento en fracción mol,  $z_{iR}$ .
- Densidad del aceite a  $p_b$  y  $T_R$  en  $g/cm^3$ ,  $\rho_{ob}$ .

Del experimento de separación diferencial:

- Relación de solubilidad a  $p_b$  y en cada etapa en  $m^3/m^3$ ,  $R_{sb}$  y  $R_{sj}$ .
- Factor de volumen de aceite a  $p_b$  en  $m^3/m^3$ ,  $B_{ob}$ .
- La composición del gas separado en cada etapa en fracción mol,  $y_{ij}$ .

El método de Bashbush modificado, calcula el valor del gas producido acumulado en fracción mol ( $G_{pa}$ ) del experimento SD, debido a que los laboratorios no lo reportan. A continuación se presenta el procedimiento propuesto por León et al (2011). para obtener los valores de  $G_{pa}$  y de  $K$  de la prueba de separación diferencial. Para validar la información experimental, se aplican los criterios de Bashbush (1981) y de Hoffmann et al (1953).

1. Calcular el peso molecular promedio del aceite a  $p_b$  y  $T_R$  en g/g-mol.

$$\bar{M}_{ob} = \sum_{i=1}^m z_{iR} M_i. \dots\dots\dots (3.75)$$

2. Determinar los moles totales por unidad de volumen de aceite a  $p_b$  y  $T_R$  ( $C_{tb}$ ) g-mol/cm<sup>3</sup>.

$$C_{tb} = \frac{\rho_{ob}}{M_{ob}} \dots \dots \dots (3.76)$$

3. Determinar los moles totales de gas por unidad de volumen de aceite a condiciones estándar ( $C_{tsc}$ ) en g-mol/cm<sup>3</sup>.

$$C_{tsc} = B_{ob} C_{tb} \dots \dots \dots (3.77)$$

4. Calcular los moles totales producidos de gas por unidad de volumen de aceite a condiciones estándar ( $C_{psc}$ ) en g-mol/cm<sup>3</sup>.

$$C_{psc} = \frac{R_{sb}}{V_{mg}}, \dots \dots \dots (3.78)$$

donde  $V_{mg}$  es el volumen molar del gas y equivale a 23,663.9 cm<sup>3</sup>/g-mol.

5. Calcular la relación de moles totales producidas de gas con respecto a las moles totales iniciales de aceite a condiciones estándar ( $R_{npt}$ ).

$$R_{npt} = \frac{C_{psc}}{C_{tsc}} \dots \dots \dots (3.79)$$

6. Calcular la fracción volumen de gas producido acumulado ( $F_{pa}$ ) en cada etapa de separación.

$$F_{pa_j} = \frac{1}{R_{sb}} \sum_{k=1}^j (R_{s(k-1)} - R_{s(k)}), \dots \dots \dots (3.80)$$

donde  $R_{s(0)} = R_{sb}$ .

7. Calcular los moles producidos de gas con relación a los moles totales iniciales en fracción, para cada etapa de separación.

$$G_{pa_j} = F_{pa_j} R_{npt} \cdot \dots \dots \dots (3.81)$$

A partir de los valores obtenidos de  $G_{pa}$  del experimento SD y de la composición del gas separado, se calculan los valores de  $K$  como sigue:

1. Calcular los moles de aceite y de gas en cada etapa en g-mol.

$$n_{L_j} = n_{tb} (1 - G_{pa_j}), \dots \dots \dots (3.82)$$

$$n_{g_j} = n_{tb} (G_{pa_j} - G_{pa_{j-1}}), \dots \dots \dots (3.83)$$

donde  $n_{tb} = C_{tb}$  debido a que el volumen de la celda a  $p_b$  ( $V_b$ ) equivale a un  $\text{cm}^3$  en la igualdad  $C_{tb} = n_{tb} / V_b$ .

2. Calcular la fracción mol de cada componente en la fase líquida ( $x_i$ ) en cada etapa.

$$x_{ij} = \frac{x_{i,j-1} n_{L,j-1} - y_{ij} n_{g_j}}{n_{L_j}}, \dots \dots \dots (3.84)$$

donde  $x_{i0} = z_{iR}$  y  $n_{L0} = n_{tb}$ .

3. Calcular los valores de la constante de equilibrio en cada etapa.

$$K_{ij} = \frac{y_{ij}}{x_{ij}} \cdot \dots \dots \dots (3.85)$$



# CAPÍTULO 4.

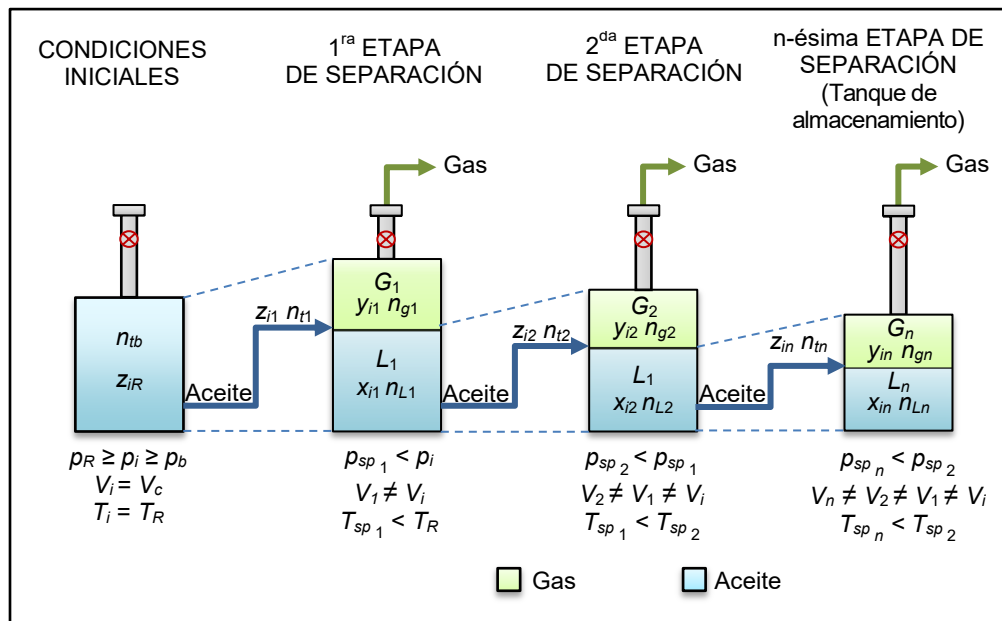
## SIMULACIÓN DE LA SEPARACIÓN EN ETAPAS EN SUPERFICIE

---

Para simular el comportamiento de los fluidos en el experimento de separación en etapas (SEE), se debe de determinar el conjunto de valores de las constantes de equilibrio y las cantidades de gas y de aceite separados tales como: las fracciones de líquido y vapor, el número de moles y composición del aceite y de su gas liberado. Para ello, en este capítulo se describen diferentes métodos como son: la correlación de Standing (1979), los métodos de balance molar de Bashbush (1981) modificado por León et al. (2011 y 2014), y la ecuación de estado de Peng-Robinson (1976) conocida como EOS-PR. También se mencionan los diferentes tipos de ajustes que se le realizan a esta ecuación, para aproximar los resultados a datos experimentales. Asimismo, a partir de los parámetros antes mencionados, se presenta el procedimiento para calcular la relación gas-aceite, el factor de volumen del aceite y su densidad *API*.

## 4.1. Métodos para determinar las constantes de equilibrio y las cantidades de aceite y gas separados

El método de balance molar aplicado al experimento SEE, asume que el sistema tiene un mol de fluido de alimentación ( $n_{tb}$ ) a la presión de burbuja y temperatura de yacimiento. La **Fig. 4.1** presenta el balance para aceite durante una serie de  $n$  etapas de separación, en cada una de éstas la presión ( $p_{sp}$ ) y la temperatura ( $T_{sp}$ ) es menor al de la etapa anterior, hasta llegar a las condiciones del tanque de almacenamiento. Se presenta un proceso de separación flash cuando ambas fases están dentro de la celda, y un proceso SD cuando el gas liberado se extrae. En cada etapa de separación  $j$  incluyendo el tanque de almacenamiento, la composición y el número de moles de aceite y de gas así como la fracción de líquido y de vapor son denotados por:  $x_{ij}$ ,  $y_{ij}$ ,  $n_{Lj}$ ,  $n_{gj}$ ,  $L_j$  y  $G_j$  -los dos últimos parámetros deben sumar uno en cada etapa. Mientras que el fluido de alimentación es de composición  $z_{ij}$  y con número de moles totales  $n_{tj}$ , ambos parámetros son equivalentes a  $x_i$  y a  $n_L$  de la etapa anterior, respectivamente.



**Fig. 4.1** Balance molar de la prueba de separadores en el laboratorio.

En el balance molar aplicado a la  $j$ -ésima etapa de separación, se nota que el número de moles totales de alimentación es igual a los moles de aceite más los moles de gas separados:

$$n_{tj} = n_{Lj} + n_{gj} \quad \dots \dots \dots (4.1)$$

El balance molar también se aplica sobre un componente:

$$z_{ij} n_{tj} = x_{ij} n_{Lj} + y_{ij} n_{gj} \quad \dots \dots \dots (4.2)$$

A continuación se describe los métodos de Standing, Bashbush modificado (León et al., 2014) y la ecuación de estado de Peng-Robinson (1976) con su ajuste, para simular el comportamiento de la separación en etapas de la **Fig. 4.1**. Un método adicional se explica en la sección 5.1, el cual es una modificación del balance molar propuesto por Whitson y Torp (1983).

#### 4.1.1. Método de Standing

Standing (1979) se basó del método de Hoffmann et al. (1953) para desarrollar una correlación, y generar los valores de las constantes de equilibrio de la prueba de separadores en superficie, para presiones y temperaturas menores a 1000 lb<sub>f</sub>/pg<sup>2</sup> y 200 °F, respectivamente. Con la combinación de esta correlación y de un balance composicional donde  $n_{tb}$  es igual a un mol, se determinan las cantidades de gas y de aceite separadas en cada etapa. Asimismo, al graficar el logaritmo del producto de  $K$  por  $p_{sp}$ , contra el factor característico  $F$  presentado por Hoffmann et al. –sección 3.1.3.3- se puede validar la consistencia de las composiciones del gas y del aceite de la prueba SEE.

El procedimiento para determinar los valores de  $K_i$ ,  $x_i$ ,  $y_i$ ,  $n_L$ ,  $n_g$ ,  $n_t$ ,  $L$  y  $G$  en cada etapa de separación  $j$ , se describe a continuación.

1. Calcular el valor del factor característico  $F$  para todos los componentes  $i$ .

$$F_{ij} = b_i \left( \frac{1}{T_{Bi}} - \frac{1}{T_{spj}} \right), \quad \dots \dots \dots (4.3)$$

donde  $T_{sp}$ ,  $T_B$  y  $b$  es la temperatura de separación, la temperatura de ebullición y el parámetro  $b$ , respectivamente. Sus unidades son grados Rankine.

En la sección A.1.3 del apéndice, se proporcionan los valores modificados por Standing de  $T_B$  y  $b$  para los componentes no hidrocarburos y del  $C_1$  al  $C_6$ . Para la fracción pesada  $C_{7+}$ , el autor propone las correlaciones siguientes:

$$T_{B_{C_{7+j}}} = 301 + 59.85 n_{C_{7+j}} - 0.971 n_{C_{7+j}}^2 \quad \dots \dots \dots (4.4)$$

$$b_{C_{7+j}} = 1013 + 324 n_{C_{7+j}} - 4.256 n_{C_{7+j}}^2 \quad \dots \dots \dots (4.5)$$

donde  $n_{C_{7+}}$  es el número de átomos de carbono contenido en la fracción  $C_{7+}$  y se calcula con la correlación expresada en Ec. (4.6).

$$n_{C_{7+j}} = 7.3 + 0.0075 T_{spj} + 0.0016 p_{spj}, \quad \dots \dots \dots (4.6)$$

Las unidades de  $T_{sp}$  son °F y de  $p_{sp}$  son lb<sub>f</sub>/pg<sup>2</sup>.

2. Calcular el valor de  $K$  para todos los componentes.

$$K_{ij} = \frac{1}{p_{spj}} 10^{a_j + c_j F_{ij}}, \quad \dots \dots \dots (4.7)$$

donde los coeficientes  $a$  y  $c$  están dados por las correlaciones siguientes y  $p_{sp}$  está en lb<sub>f</sub>/pg<sup>2</sup>:

$$a_j = 1.2 + 4.5 \times 10^{-4} p_{spj} + 15 \times 10^{-8} p_{spj}^2, \quad \dots \dots \dots (4.8)$$

$$c_j = 0.89 - 1.7 \times 10^{-4} p_{spj} - 3.5 \times 10^{-8} p_{spj}^2, \quad \dots \dots \dots (4.9)$$

3. Determinar el valor de la fracción líquida de la etapa  $j$  a partir del balance composicional definido con la expresión siguiente.

$$\sum_{i=1}^m y_{ij} = \sum_{i=1}^m \left[ \frac{z_{ij}}{1 + L_j(K_{ij}^{-1} - 1)} \right] = 1. \quad \dots\dots\dots (4.10)$$

Para encontrar el valor de  $L$  que resuelve la ecuación anterior, se puede utilizar el método iterativo de Newton-Raphson o de bisección explicados en la sección A.2.1 del Apéndice.

4. Calcular el valor de la fracción vapor en función de  $L$ .

$$G_j = 1 - L_j. \quad \dots\dots\dots (4.11)$$

5. Calcular las fracciones mol de cada componente en la fase líquida y fase gas.

$$x_{ij} = \frac{z_{ij}}{1 + G_j(K_{ij} - 1)}. \quad \dots\dots\dots (4.12)$$

$$y_{ij} = \frac{z_{ij}}{1 + L_j(K_{ij}^{-1} - 1)}. \quad \dots\dots\dots (4.13)$$

6. Calcular el número de moles de líquido y de gas en g-mol.

$$n_{Lj} = \prod_{k=1}^j L_k. \quad \dots\dots\dots (4.14)$$

$$n_{gj} = G_j \prod_{k=1}^{j-1} L_k, \quad \dots\dots\dots (4.15)$$

donde  $n_{L1} = L_1$  y  $n_{g1} = G_1$  en la primera etapa de separación.

7. Para iniciar los cálculos de la siguiente etapa ( $j+1$ ), hacer  $z_{ij+1} = x_{ij}$ .

#### 4.1.2. Método de Bashbush modificado

León et al. (2011) modificaron el método desarrollado por Bashbush (1983), para validar el experimento SD de aceite cuando el laboratorio no reporta la prueba AVC. Posteriormente, León et al. (2014) utilizaron este método para verificar la consistencia de los datos del experimento SEE.

La información que se extrae del reporte PVT para los cálculos del método de Bashbush modificado, es la siguiente:

Del análisis composicional:

- Composición original del aceite a condiciones de yacimiento en fracción mol,  $z_{iR}$ .
- Densidad del aceite a  $p_b$  y  $T_R$  en  $\text{g/cm}^3$ ,  $\rho_{ob}$ .
- Peso molecular promedio del aceite a  $p_b$  y  $T_R$  en  $\text{g/g-mol}$ ,  $\bar{M}_{ob}$ .

Del experimento de separación en etapas:

- Relación gas aceite en cada etapa de separación considerando el tanque de almacenamiento en  $\text{m}^3/\text{m}^3$ ,  $R_j$ .
- Factor de volumen de aceite a  $p_b$  y  $T_R$  en  $\text{m}^3/\text{m}^3$ ,  $B_{obf}$ .
- Composición del gas separado en cada etapa en fracción mol,  $y_{ij}$ .

Es importante mencionar que el valor de  $n_{tb}$  de la Fig. 4.1, se calcula a partir de un volumen de aceite inicial ( $V_{ob}$ ) igual a un centímetro cúbico, ya que este método y el original no parten de un mol en el sistema. A continuación se presentan en orden, los parámetros que se calculan para obtener los valores de:  $x_i$ ,  $y_i$ ,  $n_g$ ,  $n_L$  y  $K_i$  en cada etapa. A partir del paso 2.5, los cálculos se realizan para la  $j$ -ésima separación.

1. Calcular los moles totales por  $\text{cm}^3$  de aceite a la presión de saturación.

$$C_{tb} = \frac{\rho_{ob}}{\bar{M}_{ob}} \dots \dots \dots (4.16)$$

2. Gas producido acumulado –es un porcentaje de los moles totales iniciales- en fracción ( $G_{pa}$ ). Debido a que este dato no se reporta para el experimento SEE, se realizan los cálculos previos siguientes (León, 2011 y 2014):

2.1. Calcular los moles totales por  $\text{cm}^3$  de aceite a condiciones estándar.

$$C_{t_{sc}} = B_{obf} C_{tb} \dots\dots\dots (4.17)$$

2.2. Calcular la relación de gas-aceite total en  $\text{m}^3/\text{m}^3$ .

$$R_t = \sum_{j=1}^n R_j \dots\dots\dots (4.18)$$

2.3. Calcular los moles totales producidos de gas por  $\text{cm}^3$  de aceite a condiciones estándar.

$$C_{p_{sc}} = \frac{R_t}{V_{mg}}, \dots\dots\dots (4.19)$$

donde  $V_{mg}$  es igual a  $23,663.9 \text{ cm}^3/\text{g-mol}$ .

2.4. Calcular la relación de moles totales de gas producido entre los moles totales de aceite a condiciones estándar ( $R_{npt}$ ).

$$R_{npt} = \frac{C_{p_{sc}}}{C_{t_{sc}}} \dots\dots\dots (4.20)$$

2.5. Calcular la fracción volumen de gas producido acumulado ( $F_{pa}$ ).

$$F_{pa} = \frac{1}{R_t} \sum_{k=1}^j R_k, \dots\dots\dots (4.21)$$

2.6. Calcular el gas producido acumulado en fracción ( $G_{pa}$ ).

$$G_{pa_j} = F_{pa_j} R_{npt} \cdot \dots \dots \dots (4.22)$$

3. Moles de líquido y de gas separados en g-mol.

$$n_{L_j} = n_{tb} (1 - G_{pa_j}), \dots \dots \dots (4.23)$$

$$n_{g_j} = n_{tb} (G_{pa_j} - G_{pa_{j-1}}), \dots \dots \dots (4.24)$$

donde  $n_{tb}$  está en g-mol y equivale al valor calculado de  $C_{tb}$ .

4. Fracción mol del componente  $i$  en la fase líquida.

$$x_{ij} = \frac{x_{ij-1} n_{Lj-1} - y_{ij} n_{gj}}{n_{Lj}}, \dots \dots \dots (4.25)$$

donde  $x_{i0} = z_{iR}$  y  $n_{L0} = n_{tb}$ .

5. Constantes de equilibrio del componente  $i$ .

$$K_{ij} = \frac{y_{ij}}{x_{ij}} \cdot \dots \dots \dots (4.26)$$

Una vez calculados los parámetros distintos en cada separación incluyendo el tanque de almacenamiento como la etapa  $n$ , los resultados se pueden comprobar si se cumplen las igualdades siguientes:

$$n_{tb} = n_{Ln} + \sum_{j=1}^n n_{gj} \cdot \dots \dots \dots (4.27)$$

$$z_{iR} n_{tb} = x_{in} n_{Ln} + \sum_{j=1}^n y_{ij} n_{gj} \cdot \dots \dots \dots (4.28)$$



### 4.1.3. Ecuación de estado de Peng-Robinson

La ecuación de estado desarrollada por Peng y Robinson (1976, 1978) es ampliamente utilizada por la industria petrolera, debido a su capacidad para predecir con aproximación las propiedades físicas de los hidrocarburos. A continuación se presenta el procedimiento para determinar el conjunto de valores de la constante de equilibrio, el número de moles y composición de las fases líquida y vapor con ayuda de la EOS-PR. Este procedimiento se aplica a cada separación y únicamente requiere de la composición de la mezcla en la etapa analizada, así como su temperatura y presión.

1. Asumir un valor inicial de la constante de equilibrio ( $K^A$ ) para cada componente de la mezcla a la presión y temperatura de separación dada en lb<sub>f</sub>/pg<sup>2</sup> y °R, respectivamente. La correlación de Wilson (1968) puede proporcionar los valores iniciales de  $K_i$ :

$$K_i^A = \frac{p_{ci}}{p_{sp}} \exp[5.37(1 + \omega_i)(1 - T_{ci}/T_{sp})], \quad \dots \dots \dots (4.29)$$

donde  $\omega_i$ ,  $p_{ci}$  y  $T_{ci}$  son el factor acéntrico, la presión crítica y la temperatura crítica del componente  $i$ . En las secciones A.1.1 y A.1.2 se proporcionan los valores de estos parámetros para los componentes puros, y las correlaciones de Riazi y Daubert (1980) y de Edmister (1958) para la fracción pesada C<sub>7+</sub>.

2. Utilizando la composición de la mezcla ( $z_i$ ) de la etapa analizada y los valores de  $K^A$ , realizar los cálculos flash siguientes para determinar  $x_i$ ,  $y_i$ ,  $L$  y  $G$ :

2.1. Determinar el valor de la fracción líquida dado por la Ec.(4.30) con el método iterativo de Newton-Raphson o de bisección, explicados en la sección A.2.1.

$$\sum_{i=1}^m y_i = \sum_{i=1}^m \left[ \frac{z_i}{1 + L \left( \frac{1}{K_i^A} - 1 \right)} \right] = 1. \quad \dots \dots \dots (4.30)$$

2.2. Calcular el valor de la fracción vapor en función de  $L$ .

$$G = 1 - L. \quad \dots \dots \dots (4.31)$$

2.3. Calcular las fracciones mol de cada componente en la fase líquida y fase gas.

$$x_i = \frac{z_i}{1 + G (K_i^A - 1)}. \quad \dots \dots \dots (4.32)$$

$$y_i = \frac{z_i}{1 + L((1/K_i^A) - 1)}. \quad \dots \dots \dots (4.33)$$

3. Obtener los factores de compresibilidad de la fase líquida ( $Z_L$ ) y de la fase vapor ( $Z_V$ ) de la ecuación cúbica de Peng-Robinson -Ecs. (4.49) y (4.50)- mediante los pasos siguientes:

3.1. Calcular los parámetros  $a_i$ ,  $b_i$ , y  $\alpha_{ij}$  para cada componente.

$$a_i = 0.45724 \frac{R^2 T_{ci}^2}{p_{ci}}. \quad \dots \dots \dots (4.34)$$

$$b_i = 0.07780 \frac{R T_{ci}}{p_{ci}}. \quad \dots \dots \dots (4.35)$$

$$\alpha_i = 1 + m_i \left(1 - \sqrt{T_{sp} / T_{ci}}\right). \quad \dots \dots \dots (4.36)$$

donde la temperatura esta en °R y la presión en lb<sub>f</sub>/pg<sup>2</sup>,  $R$  es la constante universal de los gases (=10.732 lb<sub>f</sub>/pg<sup>2</sup> - pie<sup>3</sup> / lb-mol °R) y el valor de  $m_i$  se calcula con las correlaciones siguientes:

Si  $\omega_i < 0.49$ :

$$m_i = 0.3796 + 1.54226\omega_i - 0.2699\omega_i^2. \quad \dots \dots \dots (4.37)$$

Si  $\omega_i \geq 0.49$ :

$$m_i = 0.379642 + 1.48503\omega_i - 0.1644\omega_i^2 + 0.016667\omega_i^3. \quad \dots \dots \dots (4.38)$$

3.2. Calcular los parámetros de las reglas de mezclado  $(a\alpha)_m$  y  $b_m$  para la fase vapor y fase líquida.

Fase vapor:

$$(a\alpha)_m^V = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n [y_i y_j \sqrt{a_i a_j \alpha_i \alpha_j} (1 - k_{i,j})], \quad \dots \quad (4.39)$$

$$b_m^V = \sum_{i=1}^n (y_i b_i), \quad \dots \quad (4.40)$$

Fase líquida:

$$(a\alpha)_m^L = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n [x_i x_j \sqrt{a_i a_j \alpha_i \alpha_j} (1 - k_{i,j})], \quad \dots \quad (4.41)$$

$$b_m^L = \sum_{i=1}^n (x_i b_i), \quad \dots \quad (4.42)$$

donde el subíndice  $m$  hace referencia a la mezcla de hidrocarburos, el índice  $n$  es el número total de componentes en la mezcla, y el parámetro  $k_{i,j}$  es el coeficiente de interacción binaria entre el componente  $i$  y el componente  $j$ .

3.3. Calcular el parámetro  $\psi_i$  para cada componente de la fase vapor y fase líquida.

Fase vapor:

$$\psi_i^V = \sum_{j=1}^n [y_j \sqrt{a_i a_j \alpha_i \alpha_j} (1 - k_{i,j})]. \quad \dots \quad (4.43)$$

Fase líquida:

$$\psi_i^L = \sum_{j=1}^n [x_j \sqrt{a_i a_j \alpha_i \alpha_j} (1 - k_{i,j})]. \quad \dots \quad (4.44)$$

3.4. Calcular los coeficientes  $A$  y  $B$  para ambas fases con las expresiones siguientes.

Fase vapor:

$$A^V = \frac{(a\alpha)_m^V p_{sp}}{R^2 T_{sp}^2} \dots \dots \dots (4.45)$$

$$B^V = \frac{b_m^V p_{sp}}{RT_{sp}} \dots \dots \dots (4.46)$$

Fase líquida:

$$A^L = \frac{(a\alpha)_m^L p_{sp}}{R^2 T_{sp}^2} \dots \dots \dots (4.47)$$

$$B^L = \frac{b_m^L p_{sp}}{RT_{sp}} \dots \dots \dots (4.48)$$

3.5. Encontrar el valor de los factores de compresibilidad del líquido ( $Z_L$ ) y de gas ( $Z_V$ ) mediante el cálculo de las raíces de las ecuaciones cúbicas siguientes (para ello se puede utilizar el método de Cardano explicado en la sección A.2.2 del Apéndice).

Fase vapor:

$$Z_V^3 + (B_V - 1)Z_V^2 + (A_V - 3B_V^2 - 2B_V)Z + (B_V^3 + B_V^2 - A_V B_V) = 0 \dots \dots \dots (4.49)$$

Fase líquida:

$$Z_L^3 + (B_L - 1)Z_L^2 + (A_L - 3B_L^2 - 2B_L)Z + (B_L^3 + B_L^2 - A_L B_L) = 0 \dots \dots \dots (4.50)$$

Es importante notar, que cuando se resuelve la ecuación cubica de  $Z$  para las mezclas de hidrocarburos, una o tres raíces reales pueden existir. Cuando existen tres raíces reales de diferente valor, se descarta la de valor intermedio porque no tiene una representación física o significado. Sin embargo, para escoger la raíz correcta entre el valor menor y mayor de  $Z$  referidos como  $Z_1$  y  $Z_2$ , se utiliza la función de la energía libre de Gibbs ( $f_i$ ), normalizada en términos de la composición y de la fugacidad del componente  $i$ , como sigue:

Sí las dos raíces existen en la fase líquida, se calcula la función de Gibbs para ambas raíces;  $g_{Z_{L1}}^*$  y  $g_{Z_{L2}}^*$ . La raíz correcta será  $Z_{L1}$  sí  $g_{Z_{L1}}^*$  es menor a  $g_{Z_{L2}}^*$ , de lo contrario se escoge  $Z_{L2}$ . La función de Gibbs de  $Z_{L1}$  y  $Z_{L2}$  se expresa con las ecuaciones siguientes.

$$g_{Z_{L1}}^* = \sum_{i=1}^n x_i \ln(f_i^L)_{Z_{L1}} \dots \dots \dots (4.51)$$

$$g_{Z_{L2}}^* = \sum_{i=1}^n x_i \ln(f_i^L)_{Z_{L2}} \dots \dots \dots (4.52)$$

donde

$$(f_i^L)_{Z_{L1}} = x_i p_{sp} + \exp \left[ \frac{b_i(Z_{L1} - 1)}{b_m^L} - \ln(Z_{L1} - B^L) - \left( \frac{A^L}{B^L} \right) \left( \frac{2\Psi_i^L}{(a\alpha)_m^L} - \frac{b_i}{b_m^L} \right) \ln \left( 1 + \frac{B^L}{Z_{L1}} \right) \right] \dots \dots (4.53)$$

$$(f_i^L)_{Z_{L2}} = x_i p_{sp} + \exp \left[ \frac{b_i(Z_{L2} - 1)}{b_m^L} - \ln(Z_{L2} - B^L) - \left( \frac{A^L}{B^L} \right) \left( \frac{2\Psi_i^L}{(a\alpha)_m^L} - \frac{b_i}{b_m^L} \right) \ln \left( 1 + \frac{B^L}{Z_{L2}} \right) \right] \dots \dots (4.54)$$

Sí la fase gas es la que presenta dos raíces reales, los parámetros de las Ecs. (4.51) a (4.54) se cambian por calculados para esta fase, y se repite el mismo procedimiento para escoger  $Z_G$ .

4. Calcular los valores de las constantes de equilibrio  $K$ , en función del coeficiente de fugacidad de cada componente ( $\Phi_i$ ) para las fases vapor y líquida.

$$K_i = \frac{\Phi_i^L}{\Phi_i^V}, \quad \dots \dots \dots (4.55)$$

donde

$$\Phi_i^V = \exp \left[ \frac{b_i(Z^V - 1)}{b_m^V} - \ln(Z^V - B^V) - \left( \frac{A^V}{2\sqrt{2}B^V} \right) \left( \frac{2\Psi_i^V}{(a\alpha)_m^V} - \frac{b_i}{b_m^V} \right) \ln \left( \frac{Z^V + (1 + \sqrt{2})B^V}{Z^V - (1 - \sqrt{2})B^V} \right) \right]. \quad (4.56)$$

$$\Phi_i^L = \exp \left[ \frac{b_i(Z^L - 1)}{b_m^L} - \ln(Z^L - B^L) - \left( \frac{A^L}{2\sqrt{2}B^L} \right) \left( \frac{2\Psi_i^L}{(a\alpha)_m^L} - \frac{b_i}{b_m^L} \right) \ln \left( \frac{Z^L + (1 + \sqrt{2})B^L}{Z^L - (1 - \sqrt{2})B^L} \right) \right]. \quad (4.57)$$

5. Revisar la condición de convergencia presentada en la Ec. (4.58). Si no se cumple la desigualdad, entonces asignar a  $K_i^A$  el valor calculado de  $K_i$  y repetir los pasos dos a cinco hasta que la condición sea verdadera. En ese momento se encuentra la solución para las constantes de equilibrio, así como para la fracción y composición de las fases líquida y vapor.

$$\sum_{i=1}^n \left| \frac{K_i}{K_i^A} - 1 \right| \leq 0.0001. \quad \dots \dots \dots (4.58)$$

El procedimiento anterior se repite en la siguiente etapa, donde la composición de la mezcla ( $z_i$ ) se iguala a la del líquido ( $x_i$ ) de la separación previa. Una vez obtenidos las fracciones líquida y vapor en todas las etapas, se calculan los moles de gas y de líquido con las expresiones siguientes:

$$n_{Lj} = \prod_{k=1}^j L_k, \quad \dots \dots \dots (4.59)$$

$$n_{Gj} = G_j \prod_{k=1}^{j-1} L_k, \quad \dots \dots \dots (4.60)$$

donde el subíndice  $j$  indica la etapa de separación y  $n_g = G$  en la primera etapa.

#### 4.1.4. Ajuste de la EOS-PR

Para la ecuación de estado de Peng-Robinson, se requiere ajustar varios parámetros a la información experimental con el fin de aumentar su precisión, de tal forma que sea capaz de predecir el comportamiento del fluido, a condiciones distintas de aquellas que fueron utilizadas para el ajuste. Sin embargo, a veces este ajuste no logra predecir escenarios diferentes (Pedersen et al., 1989) o no siempre es posible calibrar la EOS a los datos experimentales. Para este último, Gany y Fredenslund (1987) proponen hacer un análisis de factibilidad para determinar si el ajuste es posible o no.

Los enfoques que han surgido para ajustar la EOS modifican sus parámetros internos. A continuación se mencionan algunos:

- Ajustar los parámetros  $\Omega_a$  y  $\Omega_b$  de los componentes  $C_1$  y  $C_{7+}$  así como el coeficiente de interacción binaria entre ambos componentes ( $k_{C_1-C_{7+}}$ ), y caracterizar la fracción pesada con correlaciones para obtener las propiedades críticas y el factor acéntrico (Smart y Coats, 1982).
- Ajustar  $k_{C_1-C_{7+}}$  y generar el resto de los valores de interacción binaria, de tal forma que se reproduzca la presión de saturación y los datos experimentales (Slot-Petersen, 1987).
- Ajustar las propiedades del  $C_{7+}$  manteniendo constantes los valores teóricos del parámetro  $\Omega$  (Pedersen et al., 1989).

La calibración de la ecuación de estado no es una tarea sencilla, actualmente se trata de automatizar el ajuste de los parámetros internos de la EOS, para cada componente que interviene en la mezcla mediante regresiones no lineales. Pero contemplar todos los componentes, puede generar más incógnitas que ecuaciones a resolver. Esto conlleva a determinar cuáles son los componentes que más predominan en la reproducción de los datos experimentales, para disminuir el número de incógnitas y de ecuaciones. Sin embargo, esta selección de componentes es un procedimiento de prueba y error que involucra tiempo y recursos computacionales.

## 4.2. Método para determinar las propiedades físicas de los fluidos en cada etapa de separación

A partir de los resultados de las cantidades de gas y de aceite obtenidos con los métodos presentados en el tema anterior, incluyendo el de Whitson y Torp modificado -sección 5.1-, se pueden calcular las propiedades físicas tales como: el factor de volumen de aceite en el punto de burbuja ( $B_{ob}$ ), la relación gas aceite total ( $R_t$ ) y la densidad  $API$  del líquido a condiciones del tanque de almacenamiento. Estas propiedades son importantes para optimizar la presión de separación, en la que se pretende obtener el mayor valor de grados  $API$  y el menor valor de  $B_{ob}$  y de  $R_t$ , para maximizar la cantidad de aceite recuperable.

La información necesaria para calcular las propiedades de los fluidos es la siguiente.

Datos experimentales del reporte PVT:

- La composición original del fluido del yacimiento en fracción mol,  $z_{iR}$ .
- El peso molecular en g/g-mol y densidad relativa del componente agrupado  $C_{7+}$ ,  $M_{C_{7+}}$  y  $\gamma_{C_{7+}}$ .
- La densidad del aceite a  $p_b$  y  $T_R$  así como en cada nivel de presión en  $g/cm^3$  y del tanque de almacenamiento a condiciones estándar  $\rho_{ob}$ ,  $\rho_{oj}$  y  $\rho_{sto}$ . Si esta información no es reportada, se puede estimar con la correlación de Standing y Katz (1942) descrita en la sección A.1.5 del Apéndice.

Datos generados en cada etapa de separación con alguno de los métodos de balance molar, correlación o EOS:

- La composición del líquido en fracción mol,  $x_{ij}$
- El número de moles de líquido y de gas en g-mol,  $n_{Lj}$  y  $n_{gj}$ .



A continuación se presenta el procedimiento para calcular las propiedades físicas del aceite en el experimento SEE para cada etapa de separación, donde  $j = n$  indica el tanque de almacenamiento y se hará referencia a este con el subíndice  $sto$  en algunas fórmulas.

1. Calcular el peso molecular promedio del aceite a  $p_b$  y  $T_R$  así como en cada etapa de separación.

$$\bar{M}_{ob} = \sum_{i=1}^m z_{iR} M_i \dots\dots\dots (4.61)$$

$$\bar{M}_{oj} = \sum_{i=1}^m x_{ij} M_i \dots\dots\dots (4.62)$$

2. Calcular el volumen de aceite en el punto de burbuja y en cada etapa  $j$  en  $\text{cm}^3$ .

$$V_{ob} = \frac{n_{tb} \bar{M}_{oR}}{\rho_{oR}} \dots\dots\dots (4.63)$$

$$V_{oj} = \frac{n_{Lj} \bar{M}_{oj}}{\rho_{oj}} \dots\dots\dots (4.64)$$

El volumen de aceite en el tanque de almacenamiento ( $V_{sto}$ ) a condiciones estándar se calcula como sigue:

$$(V_{sto})_{sc} = \frac{n_{sto} \bar{M}_{sto}}{(\rho_{sto})_{sc}} \dots\dots\dots (4.65)$$

3. Calcular el volumen de gas en cada etapa  $j$  y el volumen total de gas separado en  $\text{cm}^3$ .

$$V_{gj} = V_{mg} n_{gj}, \dots\dots\dots (4.66)$$

$$V_{gt} = \sum_{j=1}^n V_{g_j} \cdot \dots \dots \dots (4.67)$$

donde  $V_{mg}$  es igual a 23,663.9 cm<sup>3</sup>/g-mol.

4. Calcular la relación gas-aceite total y en cada etapa  $j$  en m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>.

$$R_t = \frac{V_{gt}}{(V_{sto})_{sc}} \cdot \dots \dots \dots (4.68)$$

$$R_j = \frac{V_{g_j}}{(V_{sto})_{sc}} \cdot \dots \dots \dots (4.69)$$

5. Calcular el factor de volumen del aceite en el punto de burbuja y en cada etapa  $j$  en m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>.

$$B_{ob} = \frac{V_{ob}}{(V_{sto})_{sc}} \cdot \dots \dots \dots (4.70)$$

$$B_{oj} = \frac{V_{oj}}{(V_{sto})_{sc}} \cdot \dots \dots \dots (4.71)$$

6. Calcular la densidad del aceite en el tanque a condiciones estándar en °API.

$$(\gamma_{sto})_{sc} = (\rho_{sto})_{sc} / (\rho_w)_{sc} \cdot \dots \dots \dots (4.72)$$

$$API = \frac{141.5}{(\gamma_{sto})_{sc}} - 131.5 \cdot \dots \dots \dots (4.73)$$

# CAPÍTULO 5.

## MÉTODO PROPUESTO PARA CALIBRAR LOS VALORES DE $K$ CALCULADOS CON LA EOS-PR

---

En este capítulo se modifica el método de Whitson y Torp (1983) para verificar los datos de la prueba SEE, y generar la información experimental de  $n_g$ ,  $n_L$  y  $K$  en base a un mol en el sistema. También, se plantea un procedimiento que corrige las inconsistencias de los datos reportados de este análisis, para que pasen distintas validaciones y produzcan los valores medidos de  $R_j$ , mediante la modificación de la composición gas y de  $B_{ob}$ . Además, se desarrolla un nuevo método de calibración de las constantes de equilibrio calculados con la EOS-PR, a partir de la generación de funciones de ajuste en términos de la presión y temperatura de separación. Asimismo, se muestra un procedimiento para simular el comportamiento del aceite y del gas bajo diferentes escenarios; con ayuda del método propuesto. Adicionalmente, se presentan los resultados de los procesos de calibración y de simulación, a partir de la información experimental de la muestra uno.

## 5.1. Modificación del método de Whitson y Torp

Debido a que el método propuesto, la EOS-PR y el simulador comercial producen resultados en base a un mol en el sistema, se modificó el método de Whitson y Torp tomando en cuenta un proceso flash y las ecuaciones desarrolladas por León et al. (2011, 2014). Con esto, se genera la información experimental bajo la misma dimensión, y se puede evaluar y validar el método planteado. Cabe notar que los métodos de Bashbush y de Whitson y Torp modificados, producen los mismos resultados de las constantes de equilibrio pero difieren en el número de moles separados.

La información de laboratorio requerida se presenta en la sección 4.1.2. El procedimiento de este método se muestra a continuación. A partir del paso cuatro, los cálculos se repiten para cada etapa de separación  $j$  (incluyendo el tanque de almacenamiento).

1. Calcular el volumen que ocupa un mol de líquido a  $p_b$  y  $T_R$  en  $\text{cm}^3/\text{g-mol}$  ( $\bar{V}_{tb}$ ).

$$\bar{V}_{tb} = \frac{M_{ob}}{\rho_{ob}} \dots \dots \dots (5.1)$$

2. Calcular el volumen de aceite muerto que contiene un mol inicial de mezcla en  $\text{cm}^3/\text{g-mol}$  ( $\bar{V}_o$ ).

$$\bar{V}_o = \frac{\bar{V}_{tb}}{B_{obf}} \dots \dots \dots (5.2)$$

3. Calcular la relación entre el volumen de aceite muerto y los moles totales producidos de gas ( $R_{op}$ ), donde  $V_{mg}$  es igual a  $23,663.9 \text{ cm}^3/\text{g-mol}$ .

$$R_{op} = \frac{V_{mg}}{R_t} \dots \dots \dots (5.3)$$

4. Calcular la relación de moles totales de gas con respecto a los moles iniciales de líquido.

$$R_{npt} = \frac{\bar{V}_o}{R_{op}} \cdot \dots \dots \dots (5.4)$$

5. Calcular la fracción volumen del gas separado ( $F_g$ ).

$$F_{g_j} = \frac{R_j}{R_t} \cdot \dots \dots \dots (5.5)$$

6. Calcular los moles de gas en g-mol.

$$n_{g_j} = F_{g_j} R_{npt} \cdot \dots \dots \dots (5.6)$$

7. Calcular los moles de gas acumulados en g-mol.

$$n_{ga_j} = \sum_{k=1}^j n_{g_k} \cdot \dots \dots \dots (5.7)$$

8. Calcular los moles de líquido y de alimentación en g-mol.

$$n_{L_j} = 1 - n_{ga_j} \cdot \dots \dots \dots (5.8)$$

$$n_{t_j} = n_{L_j} + n_{g_j} \cdot \dots \dots \dots (5.9)$$

9. Calcular la fracción mol de cada componente en la fase líquida.

$$x_{ij} = \frac{z_{ij} n_{t_j} - y_{ij} n_{g_j}}{n_{L_j}} \cdot \dots \dots \dots (5.10)$$

10. Determinar las constantes de equilibrio de cada componente.

$$K_{ij} = \frac{y_{ij}}{x_{ij}} \cdot \dots \dots \dots (5.11)$$

## 5.2. Corrección propuesta de la información experimental

Durante la validación de los datos experimentales de la prueba SEE con balance molar (método de Whitson y Torp modificado), se puede detectar inconsistencias cuando las constantes de equilibrio no presentan un comportamiento adecuado, al aplicar algunos criterios como el de Hoffmann et al. (1953) y de Bashbush (1981). Actualmente, se corrige la composición del gas separado mediante la modificación de la misma, pero no produce los valores medidos de la relación gas-aceite y del factor de volumen de aceite. Por tal motivo, se propone un procedimiento iterativo que genera información consistente, pasa varias pruebas de validación y produce los valores experimentales de  $R$  en cada etapa, mediante la modificación de dos parámetros: la composición del gas y el valor de  $B_{ob}$ . Cabe mencionar que se utiliza los valores de  $b$  y  $T_B$  propuestos por Standing (1979) para el cálculo del factor característico  $F$ . El procedimiento es el siguiente:

1. Hacer una regresión lineal en la gráfica  $\text{Log}(K)$  vs.  $F$  para los componentes con valores de constantes de equilibrio positivos.
2. Modificar la composición de gas  $(y_i)_{mod}$  de aquellos componentes con valor de  $K$  negativo y/o que salen de la tendencia lineal cuantas veces sea necesario, hasta que  $R^2$  sea mayor 0.999 al recalcular los valores de  $K$  con la composición modificada. Para ello se aumenta la fracción mol de los componentes que tienen un valor de  $K$  por debajo de la línea recta y/o viceversa.
3. Obtener una fracción nueva de la composición modificada  $(y_i)_{new}$  con la Ec. (5.12).

$$(y_i)_{new} = \frac{(y_i)_{mod}}{\sum_{i=1}^m (y_i)_{mod}} \dots \dots \dots (5.12)$$

4. Recalcular los valores de  $K$  a partir de la composición nueva, y repetir los pasos dos y tres hasta que se cumpla que la suma de  $(y_i)_{new}$  sea igual a uno. Para un proceso más eficiente, se mantiene el valor de la fracción gas de aquel componente cuyo resultado de  $K$  es muy sensible a salirse de la tendencia lineal.
5. Repetir los pasos uno al cuatro para cada etapa de separación.
6. Calcular los valores de  $R$  y de  $B_o$  en todos los niveles de presión incluyendo  $p_b$ , a partir de los resultados del balance molar y de la densidad medida del aceite – sección 4.2.
7. Verificar que el valor calculado de  $B_{ob}$  y de  $R_j$  sea igual al reportado. Si no coinciden, entonces repetir el método de balance molar con el nuevo valor de  $B_{ob}$  manteniendo  $R_j$ ,  $\rho_{ob}$  medidos y  $y_{ij}$  modificada, y realizar el paso seis. Este procedimiento se repite hasta que el valor de  $B_{ob}$  de entrada y de salida sean iguales.
8. Verificar que  $\text{Log}(K)$  vs  $F$  presenta una tendencia lineal, de lo contrario repetir los pasos uno a siete hasta que se cumplan las condiciones siguientes:
  - a. La suma de la composición del gas en cada etapa sea igual a uno.
  - b. No haya cruzamientos de las curvas de  $\text{Log}(K)$  vs  $p$  –validación de Bashbush (1981).
  - c. Exista una tendencia lineal en la gráfica de  $\text{Log}(K)$  vs  $F$  –validación de Hoffmann et al. (1953).
  - d. El valor de  $B_{ob}$  de entrada en el proceso de balance molar, sea igual al de salida en el proceso de cálculo de propiedades.
  - e. Los valores calculados de la relación gas-aceite en cada etapa, es igual a los reportados en el análisis PVT.

### 5.3. Calibración de los valores de las constantes de equilibrio

Como se mencionó en el capítulo anterior, la ecuación de estado de Peng-Robinson calcula los valores de  $K$  para determinar las cantidades de gas y de aceite separados en cada etapa, así como las propiedades físicas de los fluidos. Sin embargo, la EOS-PR no reproduce con exactitud los datos experimentales de la prueba SEE, por lo que debe ser ajustada a datos medidos. Actualmente el procedimiento de ajuste modifica parámetros internos de la ecuación lo que es un proceso complicado. Por esta razón se desarrolló un nuevo método de calibración más sencillo y más fácil que el ajuste convencional.

El método propuesto calibra el conjunto de valores de  $K$  calculados con la EOS-PR. Es decir, los valores de las constantes de equilibrio son ajustados a datos experimentales, para determinar con mayor precisión las propiedades físicas del gas y del aceite en cada etapa de separación. Para ello, el método se basa en la generación de funciones de ajuste (González Maya, 2014) para cada componente que interviene en la mezcla, mediante regresiones lineales en términos de la presión y temperatura de separación. De esta manera, se lleva a cabo un procedimiento de calibración externo que no modifica los parámetros internos de la ecuación de estado. Además, con las funciones de ajuste generadas durante la calibración, se puede simular el comportamiento del fluido bajo escenarios de separación distintos -explicado en la sección 5.4. Lo que conlleva a determinar las condiciones de separación óptimas.

Es importante mencionar que para cualquier método de ajuste, previamente se debe de hacer la validación de la información experimental de la prueba de separadores, utilizando los métodos siguientes: Bashbush modificado (León et al., 2014) o Whitson y Torp (1983) modificado y el criterio de Hoffmann et al. (1953). Y de ser necesario, corregir inconsistencias.



Los pasos del procedimiento de calibración de  $K$  se presentan a continuación, junto con los resultados obtenidos de la muestra uno después de aplicar el método propuesto – los datos experimentales son proporcionados en la sección A.4.

1. Generar los valores de las constantes de equilibrio de laboratorio  $(K_i)_{exp}$  para todas las etapas con alguno de los métodos de balance molar –Bashbush modificado o Whitson modificado.
2. Calcular el valor de  $K$  para los  $m$ -componentes en todas las etapas de separación con la EOS-PR, utilizando el procedimiento descrito en el tema 4.1.3. Los valores de  $K_{exp}$  y  $K_{calc}$  se pueden observar en la **Fig. 5.2** y **Fig. 5.5**.
3. Calcular el factor de ajuste ( $F_A$ ) de las constantes de equilibrio para cada componente  $i$  en cada etapa  $j$  con la Ec. (5.13) –Los resultados están en la **Tabla 6.12**.

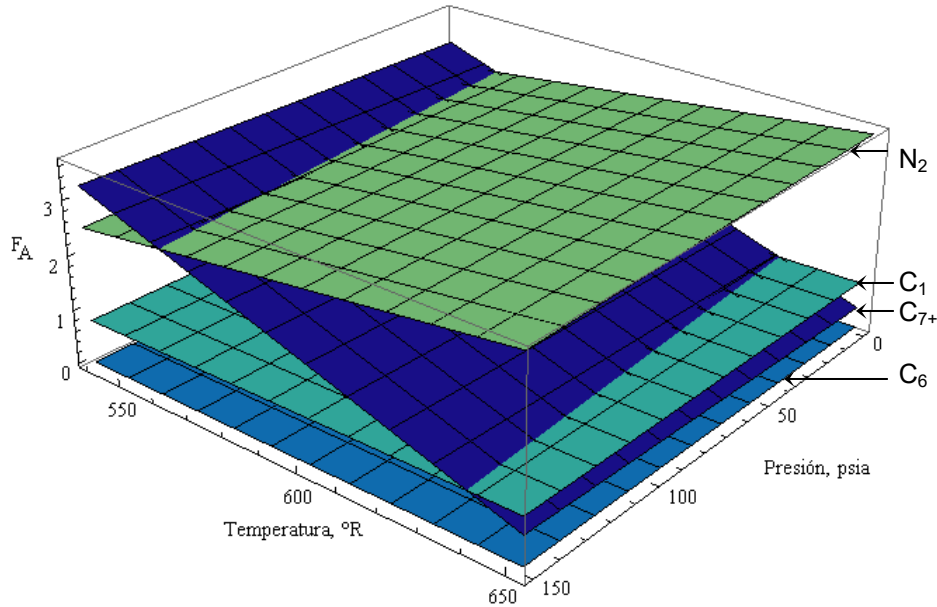
$$F_{A_{ij}} = \frac{(K_{ij})_{exp}}{K_{ij}} \dots \dots \dots (5.13)$$

4. Generar  $m$ -funciones lineales ( $F_{A_i}^*$ ) en términos de la presión y temperatura de separación, que representen el comportamiento del factor de ajuste como se expresa en la Ec. (5.14).

$$F_{A_i}^*(p_{sp}, T_{sp}) = a_{0i} + a_{1i}p_{sp} + a_{2i}T_{sp} \dots \dots \dots (5.14)$$

En la sección A.2.3.2 se explica el método de mínimos cuadrados, para calcular los coeficientes  $a_0$ ,  $a_1$  y  $a_2$ . Se sugiere que el coeficiente de correlación ( $R^2$ ) -Ec. (3.59)- entre los valores del factor de ajuste y la ecuación lineal generada, sea mayor a 0.99 para aceptarla.

A manera de ejemplo, la **Fig. 5.1** presenta los planos que describen las funciones generadas para cuatro de los 12 componentes de la muestra uno:  $N_2$ ,  $C_1$ ,  $C_6$  y  $C_{7+}$ . Mientras, que la **Tabla 6.13** proporciona los valores de los coeficientes  $a_0$ ,  $a_1$  y  $a_2$ .



**Fig. 5.1** Planos descritos por las funciones de factor de ajuste, generadas para cuatro componentes distintos de la muestra uno.

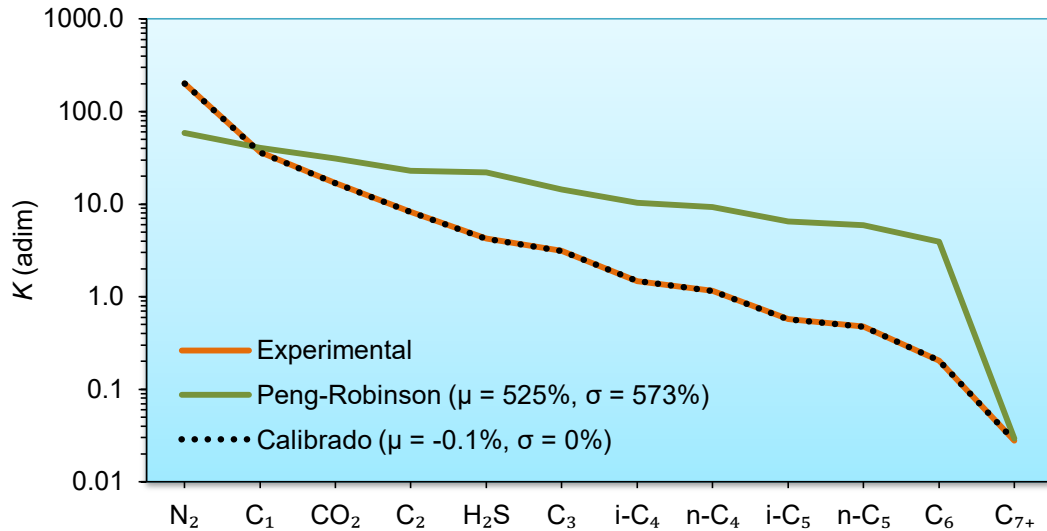
Las  $m$ -funciones de ajuste son importantes para calibrar los valores de  $K$  a datos medidos, y para reproducir otras condiciones de separación como se verá más adelante.

5. Calibrar el conjunto de valores de  $K$  calculados a datos medidos para todas las etapas con las funciones generadas,  $(K_{cal})$ .

$$(K_{ij})_{cal} = F_{Ai}^*(p_{spj}, T_{spj}) \times K_{ij} \dots \dots \dots (5.15)$$

La **Fig. 5.2** exhibe el comportamiento del conjunto de valores de la constante de equilibrio experimental, calculada con la EOS-PR y la calibrada con las funciones de ajuste, para la primera etapa de separación. Como se observa, los valores de  $K$  obtenidos con la ecuación de estado, presentan errores mayores a 500% indicados

como el error promedio ( $\mu$ ) y la desviación estándar ( $\sigma$ ) -en la sección A.3 del Apéndice se presentan las ecuaciones para calcular  $\mu$  y  $\sigma$ . Pero después de calibrar la EOS-PR con las funciones de ajuste, se reproducen con exactitud los datos experimentales.



**Fig. 5.2** Valores de las constantes de equilibrio experimentales, calculadas con la EOS-PR y calibradas con las funciones de ajuste, para la primera etapa de separación de la muestra uno.

6. Debido a que el nuevo conjunto de valores de  $K$  está ajustado a los datos experimentales, se puede reproducir con bastante aproximación los valores de: la composición del gas separado en cada etapa de la prueba SEE, la composición experimental del líquido generada en el paso uno, y el número de moles de gas y de líquido. Para ello, se recalculan estos parámetros en función de  $K_{cal}$  en cada etapa como sigue:

6.1. Determinar el valor de la fracción líquida ( $L$ ) dado por la Ec. (5.16) con el método iterativo de Newton-Raphson o de bisección –A.2.1.

$$\sum_{i=1}^m y_{ij} = \sum_{i=1}^m \left[ \frac{z_{ij}}{1 + L_j((K_{ij})_{cal}^{-1} - 1)} \right] = 1. \quad \dots \dots \dots (5.16)$$

6.2. Calcular el valor de la fracción vapor ( $G$ ) en función de  $L$ .

$$G_j = 1 - L_j \dots \dots \dots (5.17)$$

6.3. Calcular las fracciones mol de cada componente en la fase líquida y fase gas.

$$x_{ij} = \frac{z_{ij}}{1 + G_j [(K_{ij})_{cal} - 1]} \dots \dots \dots (5.18)$$

$$y_{ij} = \frac{z_{ij}}{1 + L_j [(K_{ij})_{cal}^{-1} - 1]} \dots \dots \dots (5.19)$$

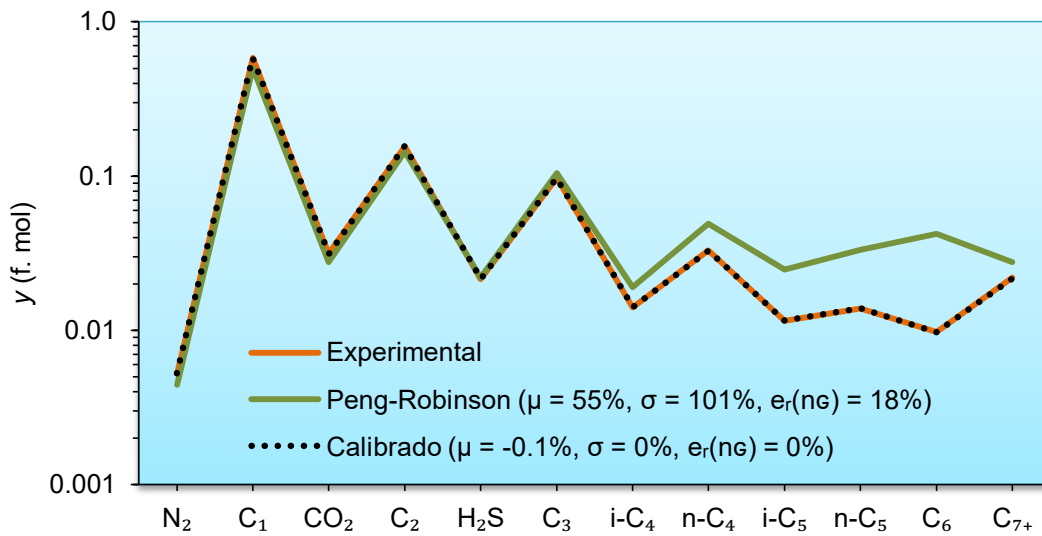
6.4. Determinar el número de moles de gas y de líquido.

$$n_{Lj} = \prod_{k=1}^j L_k \dots \dots \dots (5.20)$$

$$n_{gj} = G_j \prod_{k=1}^{j-1} L_k \dots \dots \dots (5.21)$$

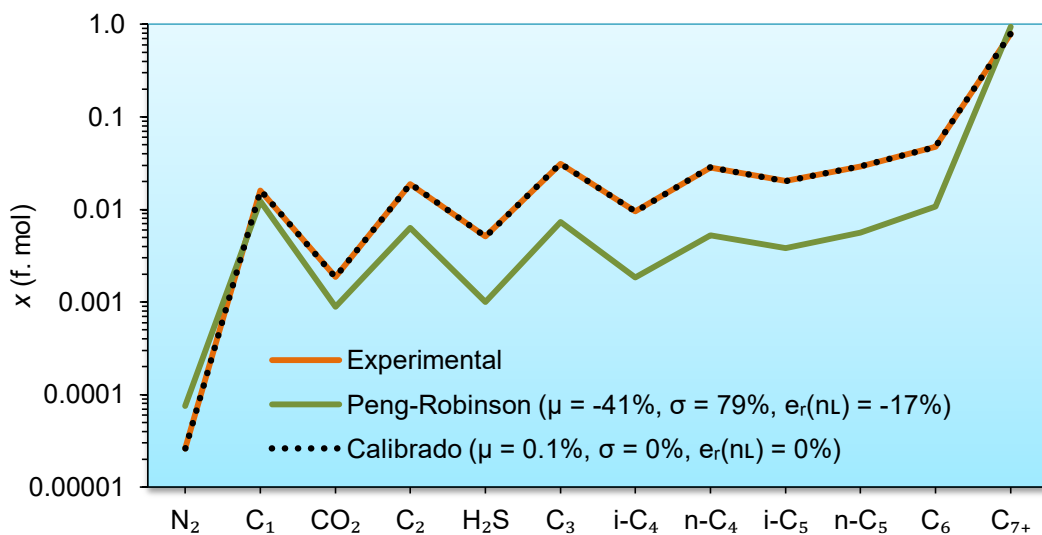
7. Calcular las propiedades físicas del gas y del líquido con las fórmulas presentadas en la sección 4.2.

La **Fig. 5.3** presenta el comportamiento de las fracciones de gas siguientes, en la etapa uno: experimental, la calculada con la EOS-PR, y la calculada en función de los valores calibrados de  $K$ . Como se observa, la ecuación de estado sobrepredice los valores de la composición con un error promedio de 55% y desviación estándar de 101%, y el número de moles de gas con un error relativo ( $e_r$ ) de 18%. Mientras, que al calcular la fracción gas en términos de  $K_{cal}$  los errores son igual a 0%, lo que indica que los datos medidos de  $y_{i1}$  se reproducen con exactitud.



**Fig. 5.3** Valores de la fracción gas experimental, calculada con la EOS-PR y la calibrada para la primera etapa de separación de la muestra uno.

La **Fig. 5.4** muestra los valores de la fracción de líquido experimental obtenidos en el paso uno, los calculados con la EOS-PR, y los calculados en función de los valores de  $K$  calibrados en la primera etapa. Para este parámetro, la ecuación de estado bajo predice la composición (con error promedio de -41% y desviación estándar de 79%) y el número de moles de líquido (con error relativo de -17%). Sin embargo, los valores calculados de  $x_i$  en función de  $K_{cal}$ , reproducen con exactitud los datos de  $x_{exp}$ .



**Fig. 5.4** Valores de la fracción líquida experimental, calculada con la EOS-PR y la ajustada para la primera etapa de separación de la muestra uno.

Las constantes de equilibrio y las fracciones líquida y vapor en la segunda, tercera y cuarta etapa, mostraron un comportamiento similar a la etapa uno como se observa en la Fig. 5.5. Nuevamente, el método propuesto mejora los valores calculados por la EOS-PR hasta aproximarlos en un alto grado a los experimentales.

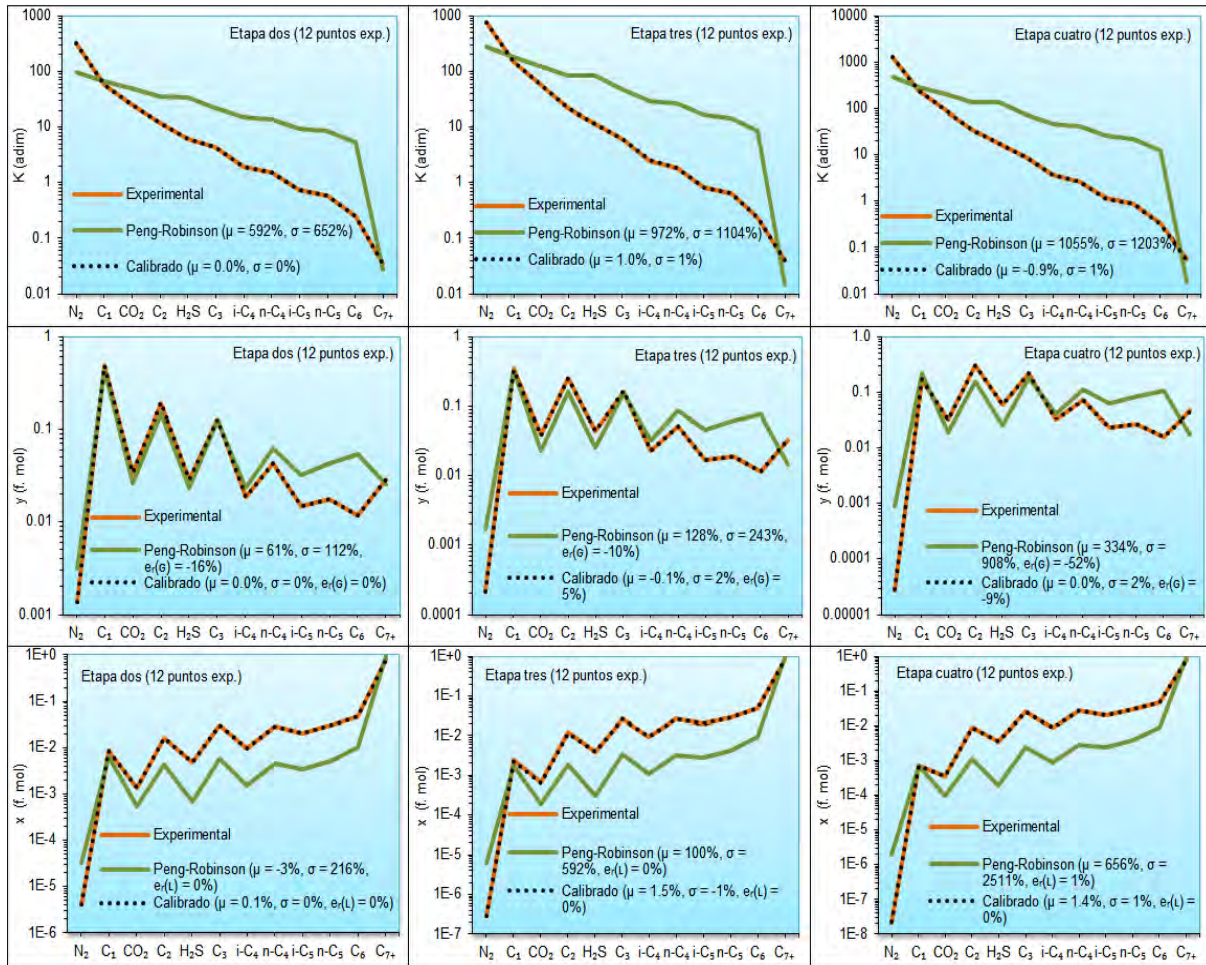


Fig. 5.5 Comparación de los comportamientos de  $K$ ,  $y$  y  $x$  experimentales, calculadas con la EOS-PR y calibradas para la segunda, tercera y cuarta etapa de la muestra uno.

## 5.4. Simulación de las diferentes condiciones de separación

Como se discutió anteriormente, es importante conocer el comportamiento de la muestra de fluido a diferentes presiones y temperaturas de separación, para determinar las condiciones óptimas que permitan recuperar mayor cantidad de aceite, con densidad *API* más alto y menores valores de  $B_o$  y  $R_t$ . Por ello, a continuación se presenta un procedimiento propuesto, que utiliza las funciones de ajuste generadas durante la calibración a datos medidos, para simular diferentes condiciones y número de etapas de separación de la misma muestra de fluido. Además, se presentan algunos resultados después de aplicar dicho procedimiento a la muestra uno, bajo las condiciones nuevas siguientes:  $p_{sp1} = 15 \text{ Kg/cm}^2$ ,  $T_{sp1} = 80 \text{ °C}$ ,  $p_{sp2} = 1.03 \text{ Kg/cm}^2$  y  $T_{sp2} = 15.56 \text{ °C}$ .

1. Calcular el factor característico  $F$  dado por la expresión (5.22) en función de los valores de  $b$  y  $T_b$  propuestos por Standing (1979) (Tabla A.3 del Apéndice).

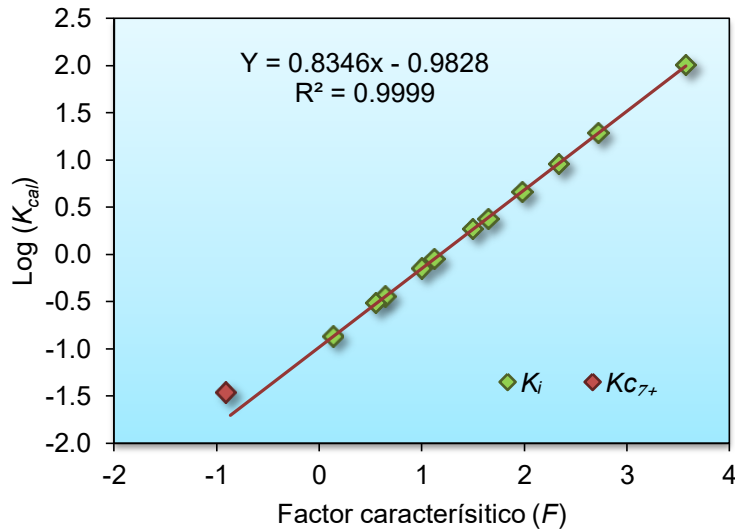
$$F_{ij} = b_i \left( \frac{1}{T_{Bi}} - \frac{1}{T_{spj}} \right) \dots \dots \dots (5.22)$$

2. Calcular el conjunto de valores de la constante de equilibrio con la EOS-PR ( $\hat{K}_{ij}$ ), utilizando el procedimiento descrito en el tema 4.1.3 para las condiciones de separación nuevas.
3. Calibrar los valores de  $\hat{K}_{ij}$  con la Ec. (5.23) a partir de las funciones de ajuste generadas en el paso cuatro del procedimiento anterior, donde los valores  $p_{sp}$  y  $T_{sp}$  son los dados por las condiciones de separación nuevas.

$$(\hat{K}_{ij})_{cal} = F_{Ai}^*(p_{spj}, T_{spj}) \times (\hat{K}_{ij}). \quad \dots \dots \dots (5.23)$$

4. Graficar  $\text{Log}(\hat{K}_{cal})$  vs.  $F$  de la etapa  $j$  y eliminar los componentes que se salen de la tendencia lineal. Posteriormente, generar la ecuación de línea recta de la forma  $y = mx + b$  con los componentes restantes. El coeficiente de correlación ( $R^2$ ) debe ser mayor a 0.99 para aceptar la ecuación generada. Esto se hace para cada etapa. -En el apéndice se presenta el método de regresión lineal por mínimos cuadrados.

La **Fig. 5.6** exhibe el comportamiento de los valores de  $K$  calculados con EOS-PR después de la calibración, para las condiciones de separación distintas a las originales en la primera etapa de la muestra uno. Para este caso, el único componente que se sale de la tendencia lineal es el  $C_{7+}$ , mientras que los demás son descritos con una ecuación de línea recta con coeficiente de correlación mayor a 0.99.



**Fig. 5.6** Ecuación de línea recta que describe el logaritmo de  $K$  calibrado, de aquellos componentes que presentan una tendencia lineal, para la primera etapa de la muestra uno.

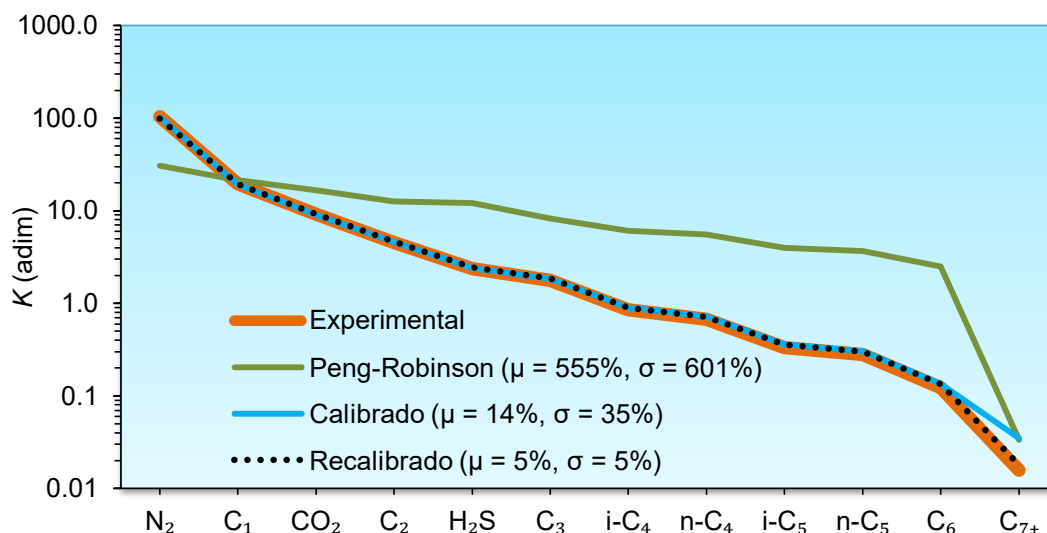
5. Recalibrar el valor de  $\hat{K}_{cal}$  para todos los componentes con la ecuación de línea recta mediante la expresión (5.24).

$$(\hat{K}_{ij})_{recal} = 10^{Y_j} = 10^{m_j F_{ij} + b_j}, \quad \dots \dots \dots (5.24)$$



donde  $Y_j$  es la regresión lineal generada para la etapa  $j$ . Los parámetros  $m$  y  $b$  son la pendiente y ordenada al origen de la regresión,  $F$  es el factor característico e  $i$  se refiere al componente.

La **Fig. 5.7** presenta el conjunto de valores de  $K$  experimental, calculada con la EOS-PR, calibrada con las funciones de ajuste y recalibrada con la regresión lineal, para las condiciones distintas a las originales de la primera etapa. Como se observa en la figura, la EOS tiene errores mayores 550%. Con la primera calibración, los valores de  $K$  se empalman con los experimentales a excepción del componente  $C_{7+}$ . Después de la segunda calibración, el valor de  $K_{C_{7+}}$  también se aproxima al medido. En general, se mejoran todos los componentes obteniéndose errores muy pequeños entre los valores recalibrados y los experimentales.

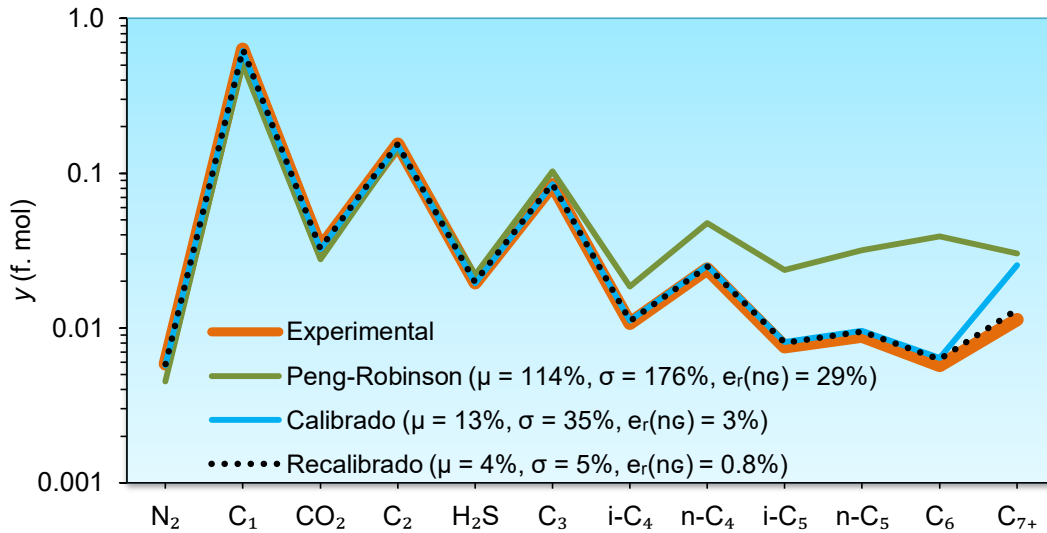


**Fig. 5.7** Conjunto de valores de  $K$  experimental, calculada, calibrada y recalibrada para condiciones de separación distintas a las originales, de la primera etapa de la muestra uno.

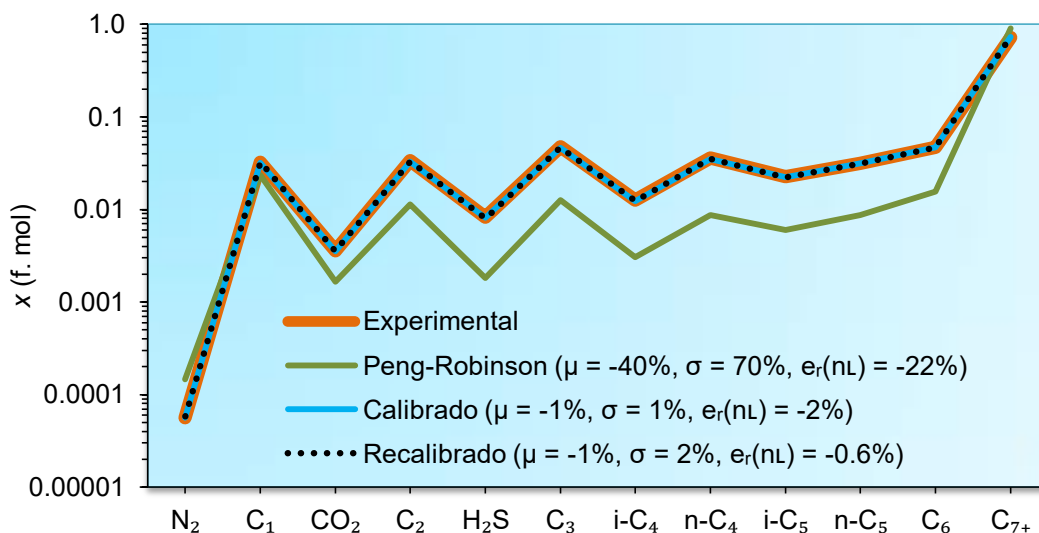
- Calcular la composición y número de moles de las fases líquida y vapor de cada etapa de separación, en función de los valores recalibrados de  $K$  utilizando las Ecs. (5.16) a (5.21).

La **Fig. 5.8** y **Fig. 5.9**, muestran el comportamiento de la composición del gas y del líquido para las condiciones nuevas de la primera etapa. En ambas figuras se puede

notar que la EOS produce altos errores entre los valores medidos y los calculados. Mientras que la primera calibración, hace que se aproximen todos los componentes a excepción de la fracción pesada. Sin embargo, la segunda calibración ajusta el valor de este componente al dato medido. Asimismo, la recalibración también disminuye el error relativo de los moles de gas ( $e_r(n_g)$ ) y de líquido ( $e_r(n_L)$ ). Por lo tanto, se mejora el valor calculado de  $n_g$  y de  $n_L$ .



**Fig. 5.8** Composición del gas experimental, calculada con EOS-PR, calibrada y recalibrada para condiciones de separación distintas a las originales, de la primera etapa de la muestra uno.



**Fig. 5.9** Composición del líquido experimental, calculada, calibrada y recalibrada para condiciones de separación distintas a las originales, de la primera etapa de la muestra uno.

7. Estimar las propiedades físicas del gas y del líquido con las ecuaciones presentadas en el tema 4.2. Para ello, se debe calcular la densidad del aceite a las condiciones nuevas mediante el uso de alguna correlación. Sin embargo, esta debe ser ajustada previamente a datos medidos. A continuación se plantea un procedimiento de corrección para estimar este parámetro.

7.1. Calcular la densidad del aceite  $(\rho_o)_{calc}$  con la correlación de Standing y Katz (1942) descrita en la sección A.1.5, a las condiciones originales de separación para todas las etapas.

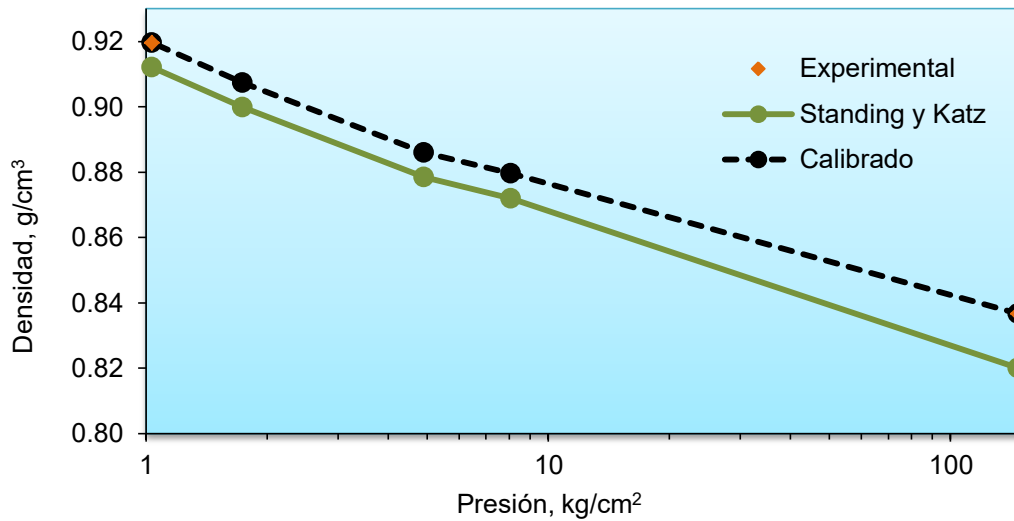
7.2. Calcular el factor de ajuste de la densidad en cada etapa.

$$F_{Aj} = \frac{(\rho_{oj})_{exp}}{(\rho_{oj})_{calc}} \dots \dots \dots (5.25)$$

La **Tabla 6.4** presenta los resultados de la densidad calculada con la correlación y de sus factores de ajuste para la muestra uno.

7.3. Generar la función  $(F_A^*)$  que describe el comportamiento de los factores de ajuste con respecto a la presión. Esta puede ser descrita por más de una regresión (González Maya, 2014). La Ec. 6.1 presenta la función de ajuste de densidad para la muestra uno.

En la **Fig. 5.10** se comparan los valores de la densidad experimental, la calculada con la correlación de Standing y Katz, y la calibrada a datos medidos a las condiciones originales. Como se puede observar, los valores calibrados de densidad reproducen con exactitud los datos experimentales. Además, esta es una forma de generar la información faltante de densidad a las condiciones intermedias como se presenta en la **Tabla 6.5**.



**Fig. 5.10** Comportamiento de la densidad del aceite experimental, calculada con la correlación de Standing y Katz (1942) y la calibrada a datos medidos.

7.4. Calcular la densidad del aceite ( $\rho_o$ ) con la correlación de Standing y Katz para las condiciones de separación nuevas, en cada etapa.

7.5. Calibrar el valor de  $\rho_o$  en cada etapa con la función de ajuste generada en el paso 7.3.

$$(\hat{\rho}_{oj})_{cal} = F_A^* \hat{\rho}_{oj} \dots \dots \dots (5.26)$$

Con el valor de  $(\hat{\rho}_{oj})_{cal}$  se calculan los valores de: el factor de volumen del aceite, la relación de gas-aceite y la densidad *API* para las condiciones de separación nuevas.

### 5.4.1. Rango de presiones y temperaturas de separación permitidas en las funciones de ajuste generadas

Durante la reproducción de condiciones de separación distintas a las originales, se puede presentar el caso de que alguna de las funciones de ajuste produzca un factor negativo, para cierta combinación de  $p$  y  $T$  en una extrapolación. Esto daría como resultado un valor de la constante de equilibrio menor a cero, en algún componente durante la calibración. Para evitar esta problemática, se sugiere determinar primero el rango de presiones y temperaturas que se puede utilizar en las funciones de ajuste, a las condiciones de separación nuevas. A continuación, se presenta un procedimiento para determinar el intervalo de valores que puede tomar la temperatura, de acuerdo con el valor dado de presión en cualquier etapa y viceversa.

1. Calcular el factor de ajuste a  $p_b$  y  $T_R$  de todos los componentes, con las funciones generadas en el paso cuatro del procedimiento de calibración a datos medidos. Si ninguno de los componentes produjo un factor de ajuste negativo, entonces cualquier combinación de presiones y temperaturas de separación se puede utilizar. De lo contrario, se escoge la función que dio como resultado  $F_A \leq 0$  y se continúa con el paso dos.
2. Calcular las presiones y temperaturas:  $p_1(T_{sc})$ ,  $p_2(T_R)$ ,  $T_1(p_{sc})$  y  $T_2(p_b)$  con las Ecs. (5.27) y (5.28).

$$p_{bl} = -\frac{a_0 + a_2 T}{a_1}, \quad \dots \dots \dots (5.27)$$

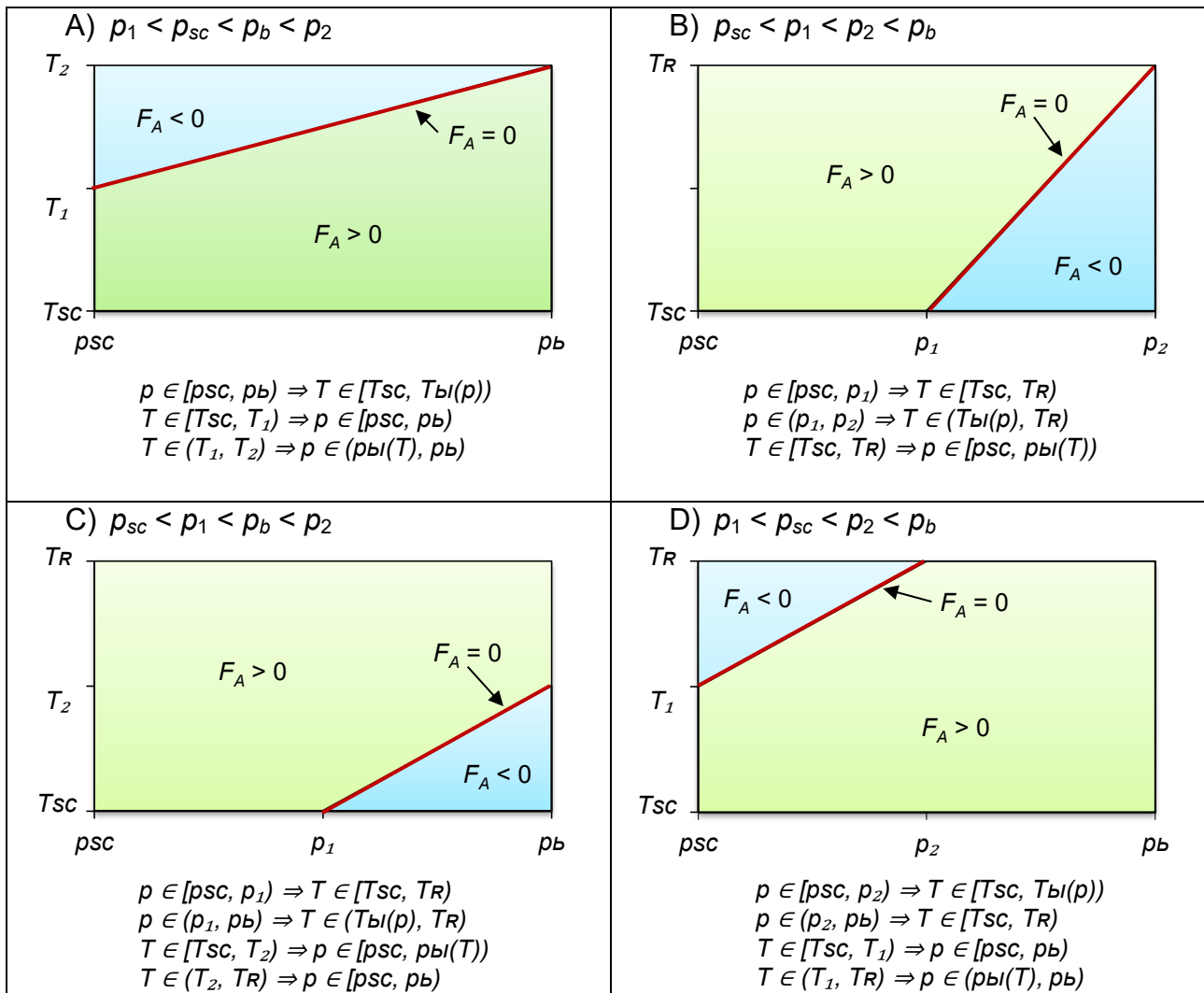
$$T_{bl} = -\frac{a_0 + a_1 p}{a_2}, \quad \dots \dots \dots (5.28)$$

donde  $a_0$ ,  $a_1$  y  $a_2$  son los coeficientes de la función de ajuste que generó resultados menores o iguales a cero en el paso uno. Mientras que  $p_{bl}$  y  $T_{bl}$  son la presión y temperatura de frontera (boulderline) en que dicha función es cero.

3. Determinar cuál de las desigualdades siguientes se cumple:

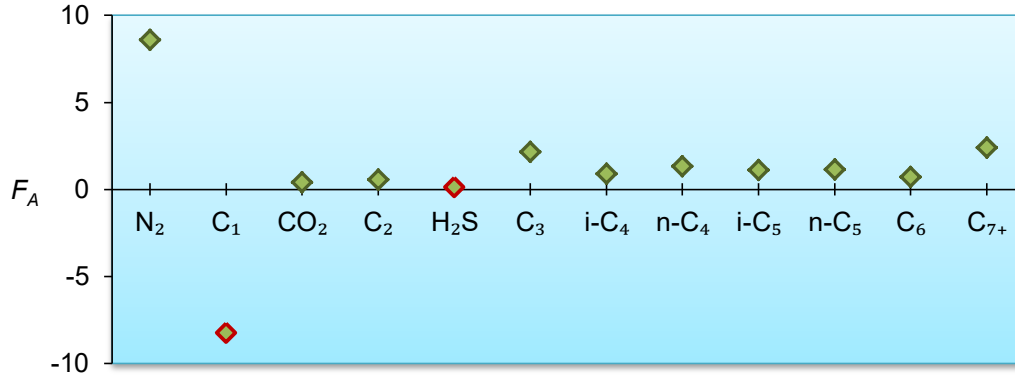
- A)  $p_1 < p_{sc} < p_b < p_2$
- B)  $p_{sc} < p_1 < p_2 < p_b$
- C)  $p_{sc} < p_1 < p_b < p_2$
- D)  $p_1 < p_{sc} < p_2 < p_b$

4. Finalmente, el rango de presión y temperatura que se debe de utilizar de acuerdo a la condición A, B, C o D, se indican en color verde de la **Fig. 5.11** y se describen en la parte inferior de cada gráfico. El área de color azul y la línea de frontera roja, muestran la combinación de presiones y temperaturas que producen factores de ajuste negativos e iguales a cero, respectivamente.

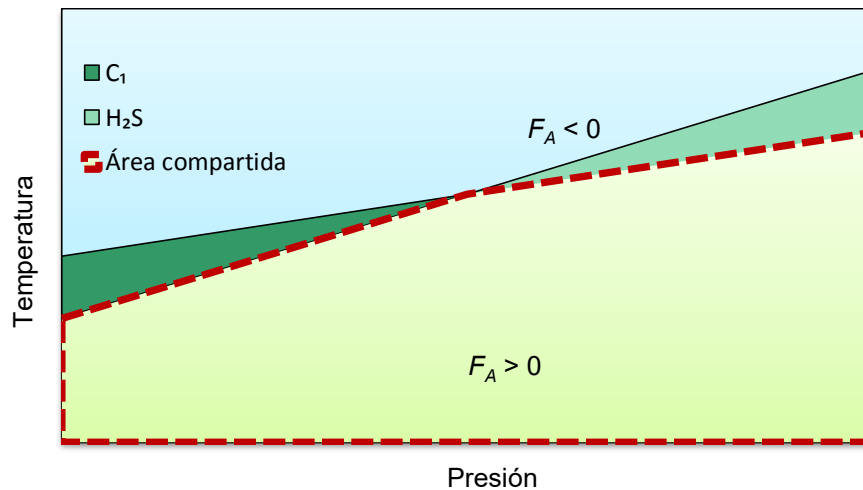


**Fig. 5.11** Intervalo de presiones y temperaturas que producen factores de ajustes positivos y menores e iguales a cero.

Sí en el paso uno se presenta más de un componente cuya función de ajuste evaluada a  $p_b$  y  $T_R$  genera un valor menor o igual a cero, como se muestra a manera de ejemplo en la **Fig. 5.12** para los componentes  $C_1$  y  $H_2S$ , entonces se repiten los pasos dos a cuatro para cada componente. Posteriormente, se empalman las áreas donde  $F_A > 0$ . Finalmente, el rango de presiones y temperaturas a utilizar quedará definido por el área que comparten ambos componentes como se observa en la **Fig. 5.13**.



**Fig. 5.12** Ejemplo del comportamiento de los factores de ajuste calculados a  $p_b$  y  $T_R$ , con las  $i$ -funciones generadas en el procedimiento de calibración a datos medidos.



**Fig. 5.13** Rango de presiones y temperaturas definido por el área que comparten ambos componentes.

Es importante mencionar que los rangos de presión y temperatura obtenidos con este procedimiento, toman en cuenta como valores máximos las condiciones iniciales del fluido, es decir,  $p_b$  y  $T_R$ . Sin embargo, cuando se realiza la prueba SEE, generalmente las condiciones de la primera etapa son mucho menores a las condiciones iniciales.

# CAPÍTULO 6.

## ANÁLISIS DE CASOS DE CAMPO

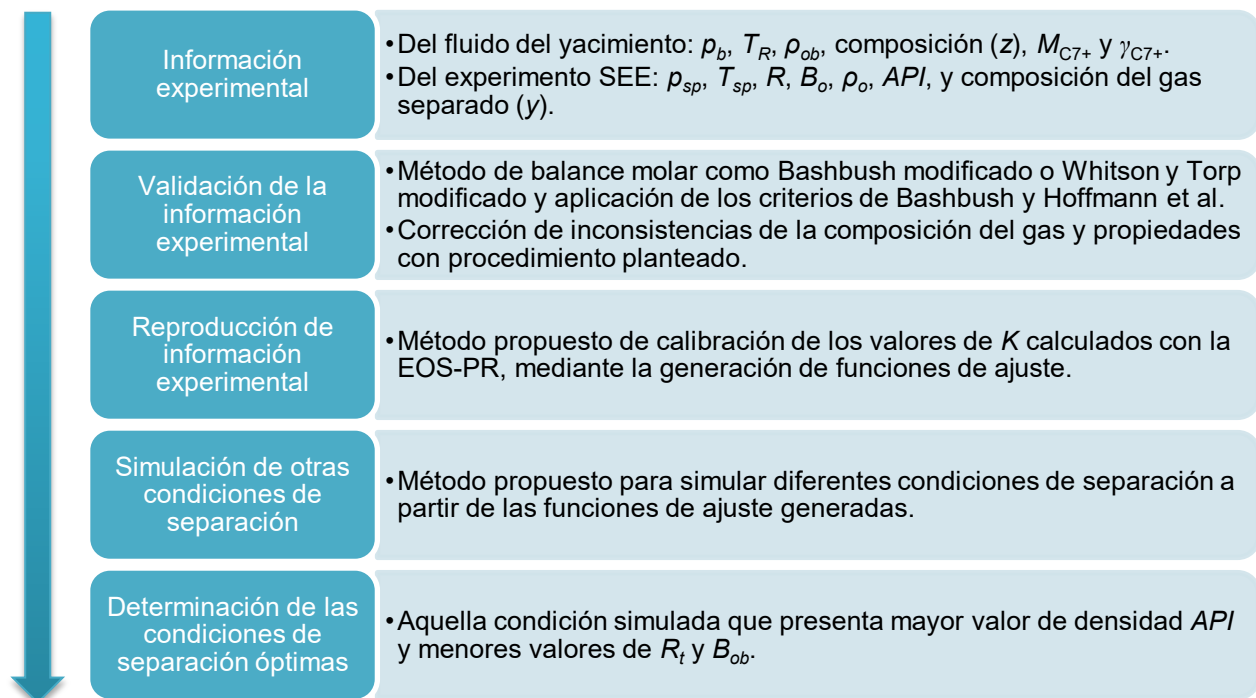
---

El objetivo de este capítulo es mostrar el funcionamiento del método propuesto de calibración para reproducir los datos experimentales, y la confiabilidad de simular diferentes condiciones de separación a fin de determinar el escenario óptimo. A través del capítulo se presentan los resultados obtenidos de tres muestras de aceite de distintos campos de México; al aplicar el método planteado sobre diferentes pruebas de separación en etapas. En el caso A se simula la información de tres experimentos SEE de cuatro, tres y dos etapas de separación para analizar la aplicación de éste en la fase de diseño. En los casos B y C se reproducen cuatro experimentos SEE de laboratorio de dos etapas para mostrar su uso en la fase de operación. Los dos primeros casos se comparan contra los datos experimentales y los calculados con la EOS-PR sin calibración, mientras que el tercero se compara contra la EOS-PR ajustada por un simulador comercial. Para llevar a cabo lo anterior, se programó con macros en Excel: los métodos de balance molar de Bashbush modificado por León et al. (2014) y de Whitson y Torp (1983) modificado en el trabajo presente, el método de Standing (1979), la ecuación de estado de Peng-Robinson (1976), la correlación de Standing y Katz (1942), así como el método propuesto.



## 6.1. Procedimiento para determinar las condiciones de separación óptimas

Para determinar las condiciones de separación óptimas en el campo, previamente se debe contar con la información experimental de la muestra del fluido de interés, como son su composición y comportamiento en la prueba de separación en etapas. Esta información debe validarse con métodos de balance molar, para que su uso sea confiable en cualquier cálculo de ingeniería de producción, de lo contrario se tienen que corregir inconsistencias. Una vez validados los datos de laboratorio, deben reproducirse con correlaciones o ecuaciones de estado calibradas a los datos medidos, para simular el comportamiento del fluido bajo distintas condiciones de separación. Esto permite determinar la condición de separación óptima que genera mayor valor de densidad  $API$  y menores valores de  $R_t$  y  $B_{ob}$ . El procedimiento antes mencionado se presenta detallado en el diagrama de flujo de la **Fig. 6.1**. Estos son los pasos que se llevarán a cabo en tres muestras distintas de aceite a lo largo del capítulo.



**Fig. 6.1** Procedimiento para obtener las condiciones de separación óptimas.

## 6.2. Caso campo A

La muestra de fluido es aceite negro y pertenece a la región marina noreste. El reporte PVT cuenta con solo un experimento SEE de cuatro etapas, y no presenta información acerca de la composición del gas separado y de la densidad de líquido. Para generar estos datos se recurrió al método de Standing (1979) explicado en el tema 4.1.1. También se generó información de otros dos experimentos SEE de tres y dos etapas de separación, respectivamente, con la finalidad de observar el funcionamiento del método propuesto en la reproducción de diferentes números y condiciones de separación. Los datos generados para las tres pruebas SEE con el método de Standing, se utilizaron como información experimental en la comparación y determinación de errores del método propuesto.

### 6.2.1. Información experimental

La información extraída del reporte PVT se muestra de la **Tabla 6.1** a la **Tabla 6.3**. Se proporciona la composición del fluido del yacimiento, el experimento SEE y las propiedades de la fracción pesada. Cabe resaltar que en la última etapa de separación, el aceite no se encuentra a la temperatura atmosférica. Sin embargo, el análisis PVT reporta una densidad del aceite en el tanque a condiciones estándar, igual a 22.5 °API.

**Tabla 6.1** Análisis composicional del fluido del yacimiento a  $p_b$  y  $T_R$ .

Componente	z (f. mol)
N <sub>2</sub>	0.0026
C <sub>1</sub>	0.2958
CO <sub>2</sub>	0.0164
C <sub>2</sub>	0.0863
H <sub>2</sub> S	0.0132
C <sub>3</sub>	0.0637
i-C <sub>4</sub>	0.0118
n-C <sub>4</sub>	0.0307
i-C <sub>5</sub>	0.0160
n-C <sub>5</sub>	0.0217
C <sub>6</sub>	0.0289
C <sub>7+</sub>	0.4129

**Tabla 6.2** Experimento de separación en etapas.

ETAPA	$\rho_{sp}$ (kg/cm <sup>2</sup> ) <sub>a</sub>	$T_{sp}$ (°C)	R (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$B_o$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$\rho_o$ (g/cm <sup>3</sup> )
<b>Burbuja</b>	<b>147.09</b>	<b><math>T_R=86.11</math></b>	<b>79.64</b>	<b>1.277</b>	<b>0.8367</b>
1	8.06	80	74.48	1.068	-
2	4.9	70	2.14	1.054	-
3	1.74	35	1.96	1.023	-
4	1.03	29.4	1.07	1.010	-

**Tabla 6.3** Propiedades de la fracción pesada.

Parámetro	Valor
$M_{C7+}$ (g/g-mol)	326
$\gamma_{C7+}$	0.9306

Los datos generados de las tres pruebas con el método de Standing se presentan a continuación.

### 6.2.1.1. Primer experimento de separación en etapas

En este experimento, el fluido fue simulado con cuatro etapas de separación bajo las mismas condiciones que la prueba SEE de laboratorio. La información de la densidad en cada etapa se generó con la correlación calibrada de Standing y Katz (1942) a datos medidos -procedimiento descrito en el paso siete de la sección 5.4. La **Tabla 6.4** presenta los valores calculados de densidad y del factor de ajuste a condiciones de burbuja y estándar –el PVT solo reporta estos puntos.

**Tabla 6.4** Factores de ajuste para la densidad de líquido calculada con correlación de Standing y Katz (1942).

Condiciones	$T$ (°C)	$\rho_{sp}$ (kg/cm <sup>2</sup> )	$\rho_{exp}$ (g/cm <sup>3</sup> )	$\rho_{calc}$ (g/cm <sup>3</sup> )	$F_A$
Burbuja	86.11	147.09	0.8367	0.8200	1.02035
Estándar	15.56	1.03	0.9188	0.9121	1.00739

La función que representa el comportamiento de  $F_A$  está dada por la Ec. (6.1) donde las unidades de  $\rho_{sp}$  son kg/cm<sup>2</sup>. Esta expresión también se utiliza para calibrar los valores calculados de densidad en los experimentos SEE II y SEE III.

$$F_A^* = 8.8741 \times 10^{-5} \rho_{sp} + 1.0729. \quad \dots \dots \dots (6.1)$$

La **Tabla 6.5** y la **Tabla 6.6** presentan el comportamiento del aceite y la composición del gas durante las separaciones. La densidad ajustada del aceite en el tanque de almacenamiento a condiciones estándar ( $\rho_{sto}$ )<sub>sc</sub> fue igual a 0.9188 g/cm<sup>3</sup> (= 22.5 °API).

**Tabla 6.5** Primer experimento SEE.

ETAPA	$\rho_{sp}$ (kg/cm <sup>2</sup> )	$T_{sp}$ (°C)	$R$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$B_o$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$\rho_o$ (g/cm <sup>3</sup> )
Cond. iniciales	$\rho_b = 147.09$	$T_R = 86.11$	$R_t = 82.00$	$B_{ob} = 1.2373$	$\rho_{ob} = 0.8367$
1	8.06	80	78.53	1.0526	0.8789
2	4.90	70	1.32	1.0426	0.8853
3	1.74	35	1.36	1.0154	0.9065
4	1.03	29.4	0.79	1.0092	0.9104

Tabla 6.6 Composición del gas separado del primer experimento SEE.

Etapa	1	2	3	4
Componente	$y_i$ (f. mol)	$y_i$ (f. mol)	$y_i$ (f. mol)	$y_i$ (f. mol)
N <sub>2</sub>	0.00525	0.00135	0.00023	0.00003
C <sub>1</sub>	0.58390	0.48444	0.34938	0.16759
CO <sub>2</sub>	0.03137	0.03436	0.03854	0.03234
C <sub>2</sub>	0.15570	0.19284	0.25775	0.30000
H <sub>2</sub> S	0.02155	0.02889	0.04453	0.05924
C <sub>3</sub>	0.09729	0.12589	0.16304	0.22333
i-C <sub>4</sub>	0.01412	0.01841	0.02292	0.03244
n-C <sub>4</sub>	0.03299	0.04275	0.05141	0.07284
i-C <sub>5</sub>	0.01157	0.01479	0.01660	0.02349
n-C <sub>5</sub>	0.01387	0.01756	0.01891	0.02662
C <sub>6</sub>	0.00973	0.01195	0.01150	0.01592
C <sub>7+</sub>	0.02205	0.02870	0.03221	0.04621

En la **Tabla 6.7** se observa que el error relativo entre los valores de las propiedades medidas y las calculadas da un promedio de -7.2%.

Tabla 6.7 Error entre el valor de las propiedades medidas y las calculadas.

Propiedad	Medido	Calculado	$e_r$
$R_t$	79.64	82.00	3%
$R_1$	74.48	78.53	5.4%
$R_2$	2.14	1.32	-38.5%
$R_3$	1.96	1.36	-30.4%
$R_4$	1.07	0.79	-26.1%
$B_{ob}$	1.2770	1.2373	-3.1%
$B_{o1}$	1.0680	1.0526	-1.4%
$B_{o2}$	1.0540	1.0426	-1.1%
$B_{o3}$	1.0230	1.0154	-0.7%
$B_{o4}$	1.0100	1.0092	-0.1%
$\rho_{ob}$	0.8367	0.8367	0%
$(\rho_{sto})_{sc}$	0.9188	0.9188	0%
API	22.5	22.5	0%

promedio = -7.2%

### 6.2.1.2. Segundo experimento de separación en etapas

Para este experimento se consideraron tres etapas de separación. La primera etapa tiene una presión de 12 kg/cm<sup>2</sup> y una temperatura de 67.5 °C; la etapa intermedia se encuentra a 4 kg/cm<sup>2</sup> y 25 °C, y la última etapa está a condiciones estándar. Las tablas siguientes

presentan los resultados obtenidos de la relación gas-aceite, el factor de volumen, la densidad del aceite y la composición de gas en cada separación. La densidad calibrada del aceite en el tanque de almacenamiento a condiciones estándar es 23.28 °API.

**Tabla 6.8** Segundo experimento SEE.

ETAPA	$\rho_{sp}$ (kg/cm <sup>2</sup> )	$T_{sp}$ (°C)	$R$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$B_o$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$\rho_o$ (g/cm <sup>3</sup> )
Cond. iniciales	$\rho_b = 147.09$	$T_R = 86.11$	$R_t = 74.85$	$B_{ob} = 1.2012$	$\rho_{ob} = 0.8367$
1	12	67.5	68.21	1.0518	0.8793
2	4	25	2.85	1.0172	0.9058
3	1.03	15.6	3.79	1.0000	0.9142

**Tabla 6.9** Composición del gas separado del segundo experimento SEE.

Etapa	1	2	3
Componente	$y_i$ (f. mol)	$y_i$ (f. mol)	$y_i$ (f. mol)
N <sub>2</sub>	0.00584	0.00129	0.00009
C <sub>1</sub>	0.63687	0.55398	0.18238
CO <sub>2</sub>	0.03323	0.04174	0.03191
C <sub>2</sub>	0.15578	0.21150	0.31745
H <sub>2</sub> S	0.02002	0.03013	0.06228
C <sub>3</sub>	0.08404	0.09797	0.23666
i-C <sub>4</sub>	0.01050	0.01119	0.03035
n-C <sub>4</sub>	0.02320	0.02347	0.06452
i-C <sub>5</sub>	0.00707	0.00643	0.01792
n-C <sub>5</sub>	0.00816	0.00703	0.01942
C <sub>6</sub>	0.00507	0.00373	0.01003
C <sub>7+</sub>	0.01046	0.00966	0.02851

### 6.2.1.3. Tercer experimento de separación en etapas

En el último experimento, el aceite se sometió a dos etapas de separación iniciando desde 15 kg/cm<sup>2</sup> y 80 °C hasta las condiciones estándar. El comportamiento del aceite y la composición del gas separado se presentan en la **Tabla 6.10** y la **Tabla 6.11**. La densidad del aceite calibrada en el tanque de almacenamiento a condiciones estándar fue 22.99 °API.

**Tabla 6.10** Tercer experimento SEE.

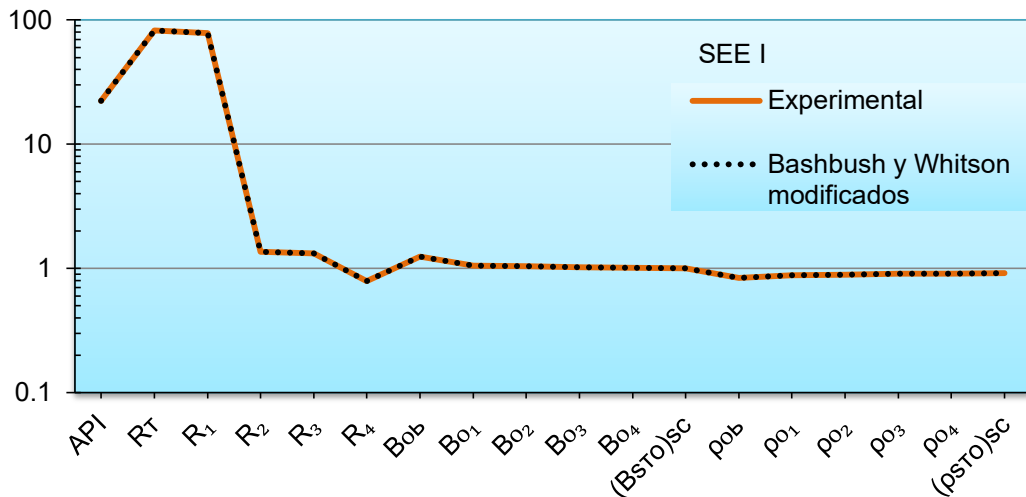
ETAPA	$\rho_{sp}$ (kg/cm <sup>2</sup> )	$T_{sp}$ (°C)	$R$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$B_o$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$\rho_o$ (g/cm <sup>3</sup> )
Cond. iniciales	$\rho_b = 147.09$	$T_R = 86.11$	$R_t = 77.13$	$B_{ob} = 1.2012$	$\rho_{ob} = 0.8367$
1	15	80	68.22	1.0684	0.8722
2	1.03	15.6	8.91	1.0000	0.9159

**Tabla 6.11** Composición del gas separado del tercer experimento SEE.

Etapa	1	2
Componente	$y_i$ (f. mol)	$y_i$ (f. mol)
N <sub>2</sub>	0.00587	0.00055
C <sub>1</sub>	0.63473	0.30775
CO <sub>2</sub>	0.03291	0.03175
C <sub>2</sub>	0.15399	0.25113
H <sub>2</sub> S	0.01959	0.04972
C <sub>3</sub>	0.08439	0.19707
i-C <sub>4</sub>	0.01074	0.02754
n-C <sub>4</sub>	0.02402	0.05987
i-C <sub>5</sub>	0.00754	0.01738
n-C <sub>5</sub>	0.00883	0.01899
C <sub>6</sub>	0.00575	0.01003
C <sub>7+</sub>	0.01137	0.02903

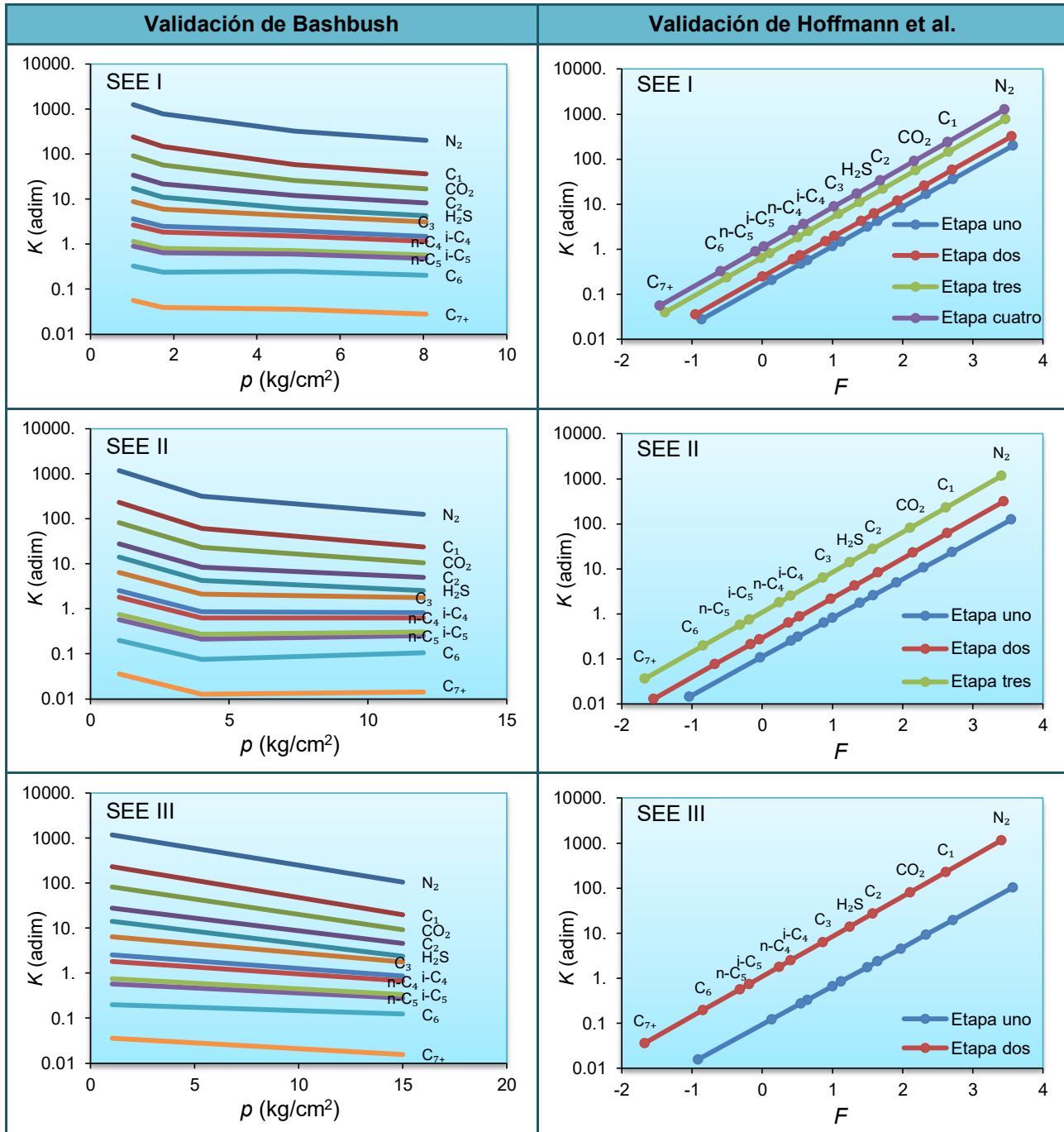
### 6.2.2. Validación de la información experimental

Para validar los datos generados de las tres pruebas SEE, se utilizaron los métodos de Bashbush y de Whitson y Torp modificados, para determinar las constantes de equilibrio experimentales y calcular las propiedades físicas de los fluidos. Ambos métodos reprodujeron los mismos resultados de cada prueba SEE, como se muestra en la **Fig. 6.2** para el primer experimento.



**Fig. 6.2** Comparación de los valores experimentales de distintas propiedades, contra los calculados con los métodos de Bashbush y de Whitson y Torp modificados.

Posteriormente, se validó la composición del gas con el criterio de Bashbush (1981) y de Hoffmann et al. (1953). En éste último, el factor característico utiliza los valores de  $T_B$  y  $b$  propuestos por Standing (1979) para hidrocarburos y no hidrocarburos. La **Fig. 6.3** muestra que las tres pruebas SEE pasan ambos criterios, ya que el conjunto de valores experimentales de la constante de equilibrio, no tienen cruzamientos ni saltos con relación a la presión y son lineales con respecto al factor característico  $F$ .



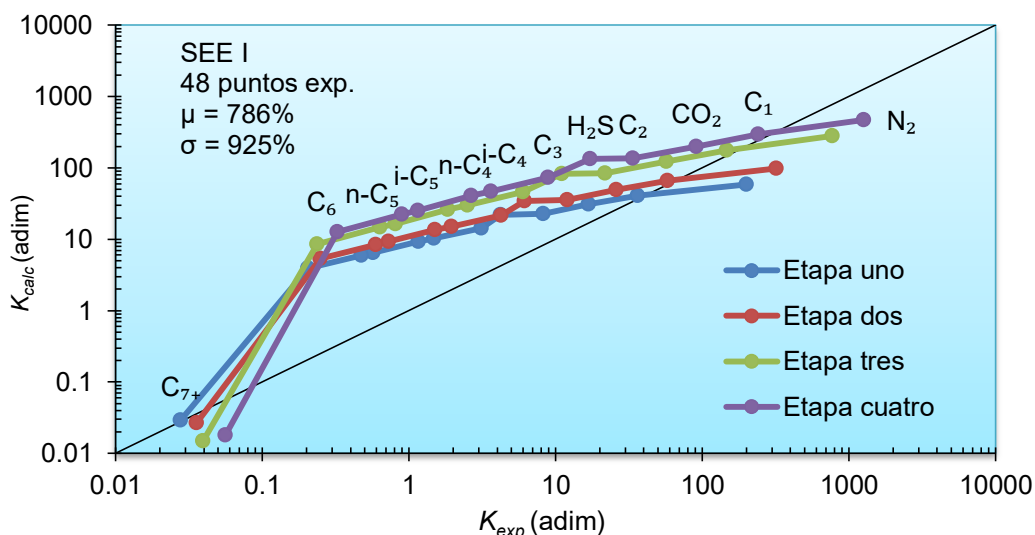
**Fig. 6.3** Validación de la información experimental mediante el criterio de Bashbush y de Hoffmann et al.

### 6.2.3. Reproducción de la información experimental

Como se describió en la sección 5.3, el método propuesto calibra los valores de  $K$  calculados con la EOS-PR a los valores de  $K$  experimental, mediante la generación de funciones de ajuste (González Maya, 2014) para cada componente que interviene en la mezcla. Estas funciones son regresiones lineales en términos de la presión y temperatura de separación. Para iniciar con el procedimiento de calibración y generar las funciones de ajuste, se escogió los resultados del experimento SEE I porque tiene la mayor presión y número de etapas. Estas funciones se utilizan para reproducir los experimentos SEE II y SEE III, con la finalidad de observar la eficiencia del método planteado. A continuación, se muestran los valores obtenidos de cada experimento y su comparación con la EOS-PR.

#### 6.2.3.1. Experimento SEE I

Los valores de las constantes de equilibrio experimental de la prueba SEE I se generaron con el método de balance molar Whitson y Torp modificado, también se calcularon con la ecuación de estado de Peng-Robinson. Los resultados de ambos métodos para las cuatro etapas se muestran en la **Fig. 6.4**. Como se puede observar en esta figura, la ecuación de estado presenta un error promedio de 786% y una desviación estándar de 925%, lo que indica que no predice adecuadamente los valores experimentales estimados con el método de balance molar.



**Fig. 6.4** Valores de las constantes de equilibrio experimentales y las calculadas con la EOS-PR.



Con la Ec. (5.12) se calculó el factor de ajuste de la constante de equilibrio de cada componente en las cuatro etapas. Los resultados se muestran en la **Tabla 6.12**.

**Tabla 6.12** Factores de ajuste del conjunto de las constantes de equilibrio.

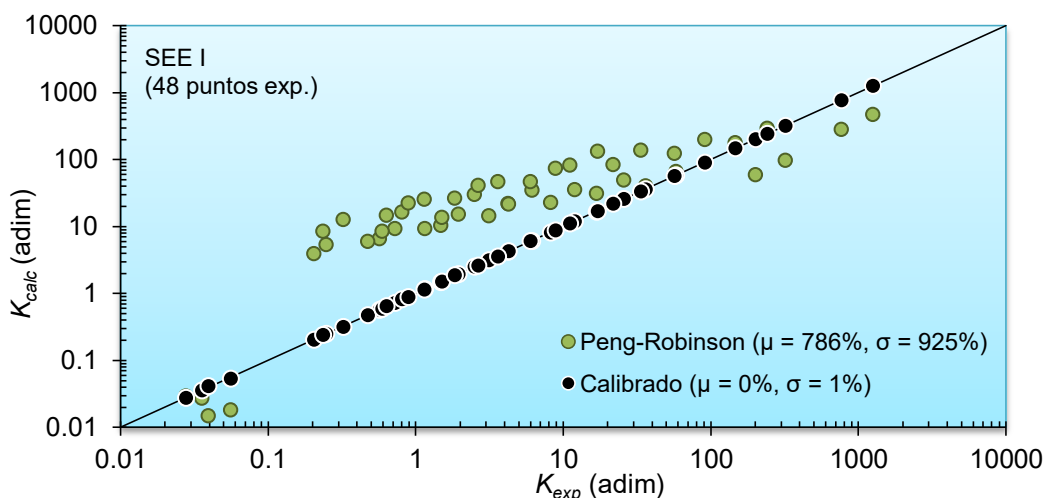
$p$ (lb <sub>f</sub> /pg <sup>2</sup> )	$T$ (°R)	N <sub>2</sub>	C <sub>1</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	C <sub>3</sub>	i-C <sub>4</sub>	n-C <sub>4</sub>	i-C <sub>5</sub>	n-C <sub>5</sub>	C <sub>6</sub>	C <sub>7+</sub>
114.7	636	3.42	0.90	0.54	0.36	0.19	0.22	0.14	0.12	0.09	0.08	0.05	0.95
69.7	618	3.29	0.88	0.53	0.34	0.18	0.20	0.13	0.11	0.08	0.07	0.05	1.32
24.7	555	2.75	0.83	0.47	0.26	0.13	0.13	0.08	0.07	0.05	0.04	0.03	2.65
14.7	545	2.68	0.82	0.46	0.25	0.13	0.12	0.08	0.07	0.05	0.04	0.03	3.10

Posteriormente, se generaron 12 funciones lineales en términos de la presión y temperatura de separación –Ec. (5.14)-, que representan el comportamiento del factor de ajuste. Los valores de los coeficientes  $a_0$ ,  $a_1$ ,  $a_2$  y  $R^2$  para reproducir los factores de la Tabla 6.12 se muestran en la Tabla 6.13, donde la presión está en lb<sub>f</sub>/pg<sup>2</sup> y la temperatura en °R. De acuerdo con el valor del coeficiente de correlación  $R^2$ , se puede observar que cada función reproduce con bastante aproximación los factores de ajuste.

**Tabla 6.13** Coeficientes de la regresión lineal multivariable  $F_A^* = a_0 + a_1 p + a_2 T$ .

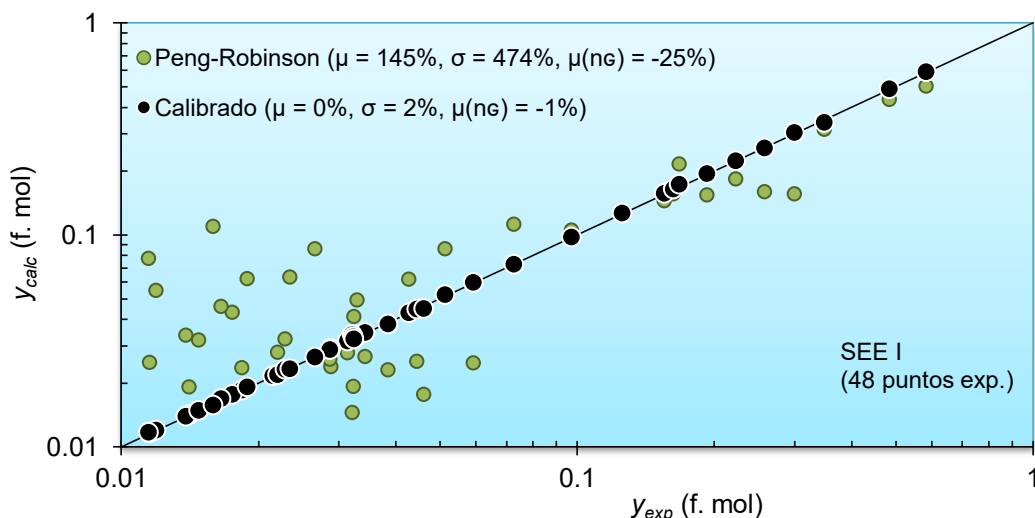
Componente	$a_0$	$a_1$	$a_2$	$R^2$
N <sub>2</sub>	-2.272022	-0.000844	0.009102	0.9999
C <sub>1</sub>	0.355699	-0.000024	0.000854	0.9992
CO <sub>2</sub>	-0.049557	0.000028	0.000927	0.9998
C <sub>2</sub>	-0.416549	0.000036	0.001215	0.9999
H <sub>2</sub> S	-0.214191	0.000065	0.000627	0.9999
C <sub>3</sub>	-0.422917	0.000075	0.000994	0.9997
i-C <sub>4</sub>	-0.293526	0.000050	0.000678	0.9997
n-C <sub>4</sub>	-0.265228	0.000053	0.000604	0.9997
i-C <sub>5</sub>	-0.190895	0.000034	0.000432	0.9996
n-C <sub>5</sub>	-0.178948	0.000035	0.000400	0.9996
C <sub>6</sub>	-0.123082	0.000022	0.000272	0.9996
C <sub>7+</sub>	15.973691	0.001090	-0.023838	0.9922

Mediante las funciones de ajuste, se calibró el conjunto de constantes de equilibrio calculado con la EOS-PR –Ec. (5.15). La **Fig. 6.5** exhibe la comparación de  $K$  experimental contra los calculados antes y después de la calibración. Como se observa, La EOS-PR genera errores mayores a 780%, mientras la calibración reproduce con exactitud los datos experimentales, con un error promedio de 0% y una desviación estándar de 1%.



**Fig. 6.5** Comparación de  $K$  experimental contra la calculada antes y después del proceso de calibración.

Con los valores de  $K$  calibrados se estimó la composición del gas y del líquido así como el número de moles separados en cada etapa -procedimiento explicado en el paso seis del tema 5.3. La **Fig. 6.6** y la **Fig. 6.7** presentan la comparación de la composición gas y composición líquida antes y después de la calibración contra los datos experimentales, respectivamente. En ambas gráficas se muestra que la EOS-PR produce errores promedio mayores a 140% con desviaciones estándar mayores a 470%, y un error promedio absoluto mayor a 15% en el cálculo de los moles de gas y de líquido. Por el contrario, los errores generados después de la calibración son cercanos a 0%, lo que demuestra que se reproducen con mucha aproximación los datos experimentales de la prueba SEE I.



**Fig. 6.6** Comparación de  $y$  experimental contra la calculada antes y después de la calibración de la EOS-PR.

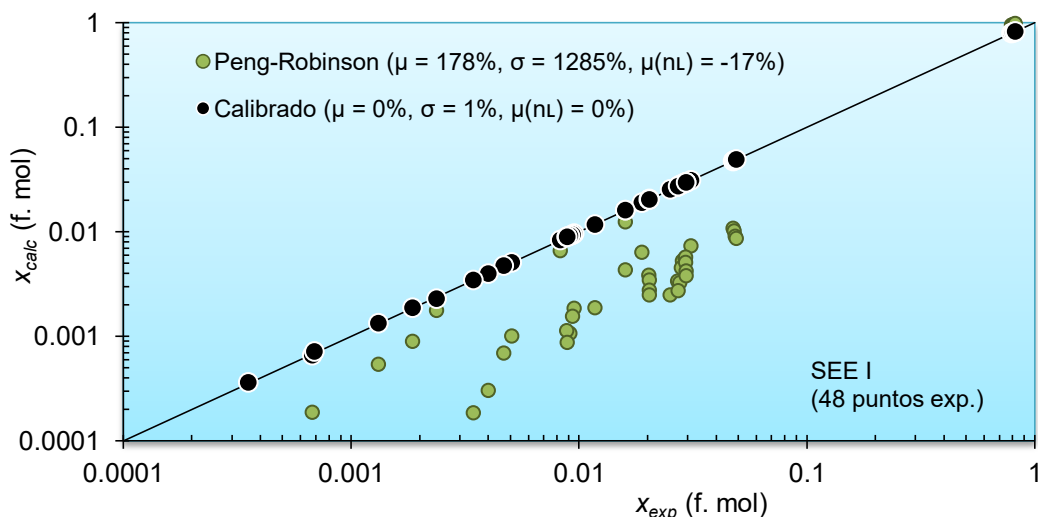


Fig. 6.7 Comparación de x experimental contra la calculada antes y después de la calibración de la EOS-PR.

Una vez determinados los moles de líquido y de gas separados en cada etapa antes y después de la calibración, se procedió a calcular diferentes parámetros y propiedades físicas de ambos fluidos con las ecuaciones presentadas en la sección 4.2. La Fig. 6.8 muestra la comparación de los resultados obtenidos contra los experimentales, mediante el cálculo del error relativo de 31 parámetros y propiedades distintas. Como se observa en esta figura, la EOS-PR produjo un error promedio de -5.8% y una desviación estándar de 20%. Mientras que después del proceso de calibración, estos errores se redujeron a -0.2% y 2.6%, respectivamente.

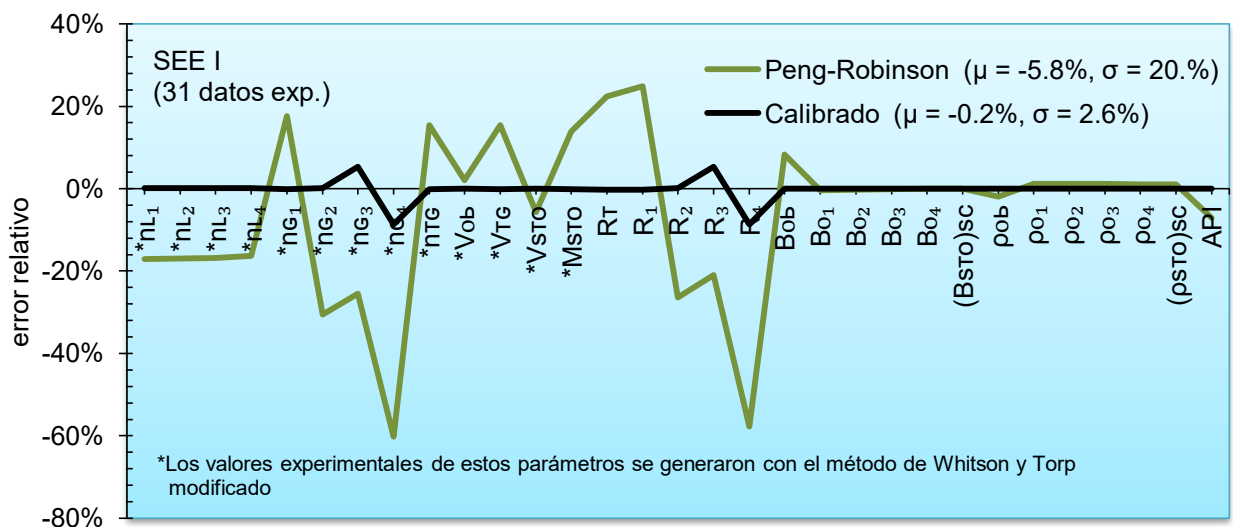
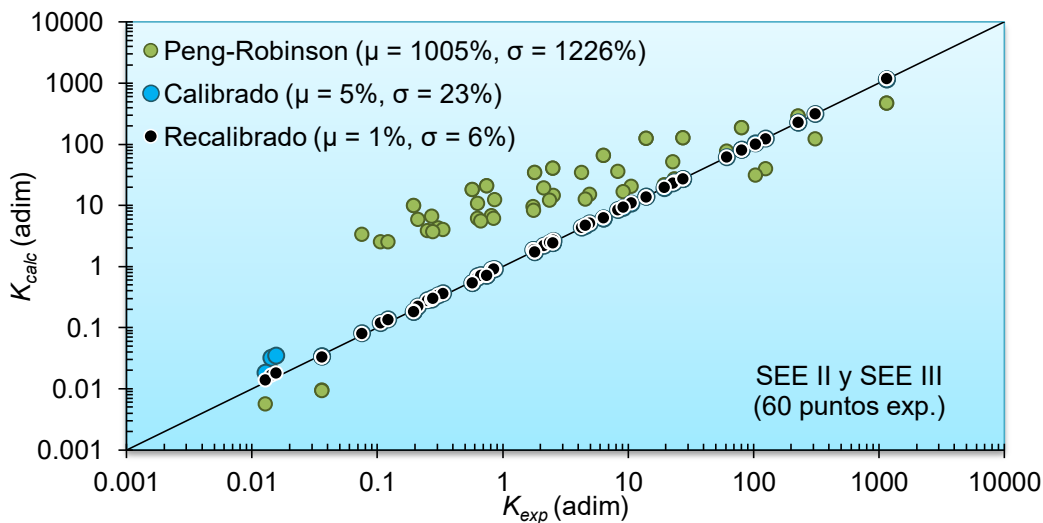


Fig. 6.8 Comparación del error relativo de distintos parámetros y propiedades físicas del gas y del aceite.

### 6.2.3.2. Experimentos SEE II y SEE III

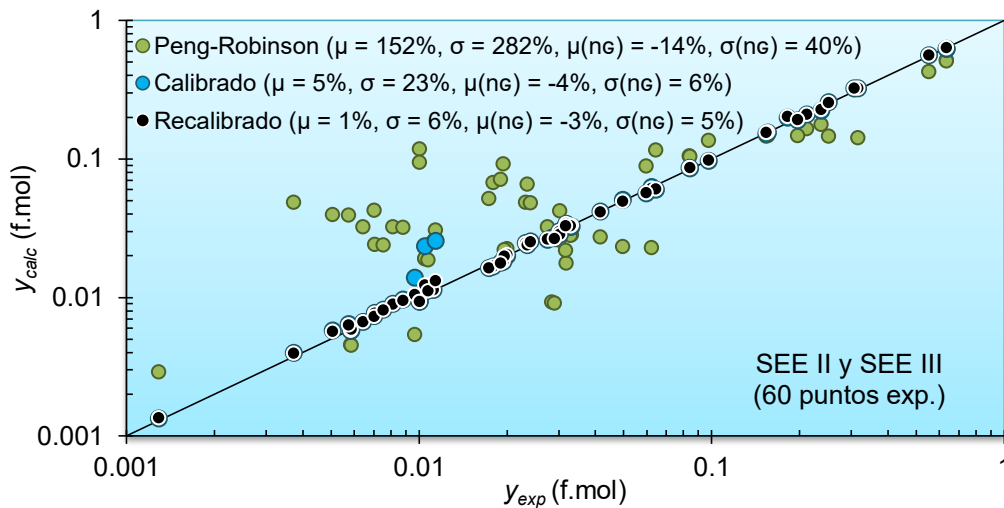
Para cada prueba SEE, se calcularon los valores de  $K$  con la EOS-PR y posteriormente, se calibraron con las funciones de ajuste generadas en el experimento SEE I, donde los valores de  $T$  y  $p$  corresponden a las condiciones de separación nuevas. Sin embargo, durante la reproducción de otras condiciones distintas a aquellas con las que se generaron las funciones de ajuste, se debe realizar una recalibración -procedimiento explicado a partir del paso cuatro de la sección 5.4- porque puede haber componentes que se salgan de la tendencia lineal cuando se grafica  $\text{Log}(K_{cal})$  contra  $F$  -ver Fig. 5.6.

La Fig. 6.9 muestra la comparación de los valores experimentales de  $K$  contra los calculados con la EOS-PR, después de la calibración y de la recalibración de todos los componentes en cada etapa, para las pruebas SEE II y SEE III. En esta figura, se puede observar que la EOS-PR produce un error promedio y una desviación estándar igual a 1005% y 1226%, respectivamente. Mientras que después de la calibración, ambos errores disminuyeron hasta 5% y 23%. Sin embargo, la recalibración mejoró estos resultados generando un error promedio de 1% y una desviación estándar de 6%. Esto se debe a que el proceso de recalibración, reduce el error relativo de los componentes que no tienen una buena aproximación al dato experimental, durante la calibración.

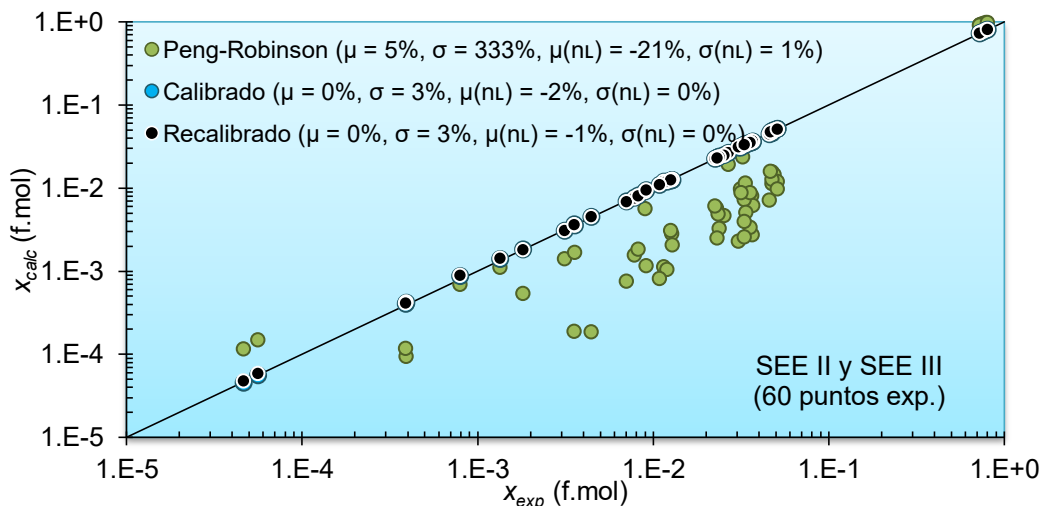


**Fig. 6.9** Experimentos SEE II y SEE III: comparación de los valores experimentales de las constantes de equilibrio contra los calculados con la EOS-PR, después de la calibración y recalibración.

Con los valores de  $K$  calculados de las tres distintas formas (EOS-PR, calibrado y recalibrado), se procedió a estimar la composición del gas y del líquido así como el número de moles de ambas fases. Se compararon los resultados con los valores experimentales como se muestran en la **Fig. 6.10** y la **Fig. 6.11**. En donde se puede denotar que la recalibración de los valores de  $K$  calculados con la EOS-PR, reproduce con mucha aproximación la información experimental de las composiciones gas y líquido así como de los moles separados, generando errores que oscilan de -3% a 6% para la fase gas y de -1% a 3% para la fase líquida.

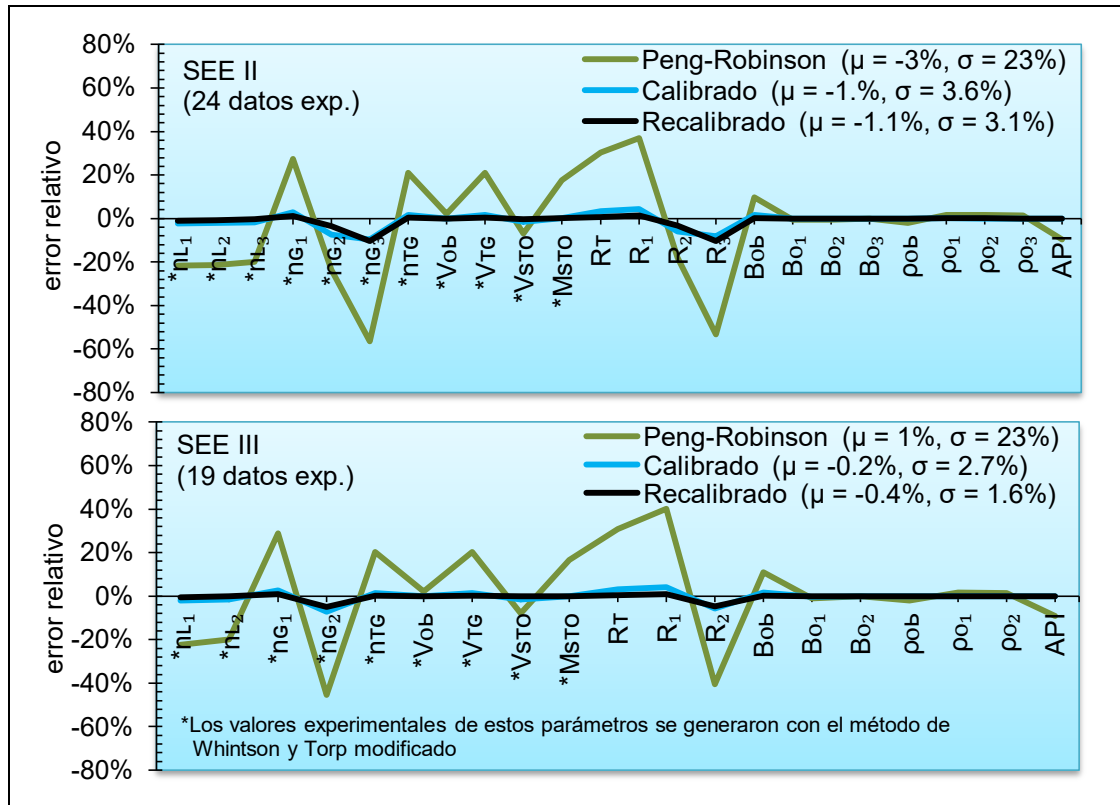


**Fig. 6.10** Experimento SEE II y SEE III: comparación de los valores experimentales de la fracción gas contra los calculados con la EOS-PR, después de la calibración y recalibración.



**Fig. 6.11** Experimento SEE II y SEE III: comparación de los valores experimentales de la fracción líquida contra los calculados con la EOS-PR, después de la calibración y recalibración.

A partir del número de moles calculados en ambas fases para cada etapa de separación, se estimaron varios parámetros y propiedades fisicoquímicas del gas y del aceite para las pruebas SEE II y SEE III. La **Fig. 6.12** muestra los errores relativos de estos parámetros, además se puede observar que los procesos de calibración y recalibración mejoran los resultados obtenidos con la EOS-PR, produciendo errores promedio cercanos a 1% y desviaciones estándar menores a 3.6%.



**Fig. 6.12** Experimentos SEE II y SEE III: comparación del error relativo de distintos parámetros y propiedades físicas del gas y del aceite, para la EOS-PR y el método propuesto.

#### 6.2.4. Determinación de las condiciones de separación óptimas

A partir de los resultados de las propiedades fisicoquímicas, se determinan las condiciones de separación óptimas en las que se consigue el mayor valor de densidad  $API$  y el menor valor de  $B_{ob}$  y de  $R_t$ , para maximizar la cantidad de aceite recuperable. A continuación, se presentan los resultados obtenidos de la información experimental

(SEE: I, II y III), y de la simulación de distintos escenarios con el método planteado (SEE: A, B, C y D).

#### 6.2.4.1. Resultados a partir de la información experimental

La Fig. 6.13 exhibe el comportamiento y el error promedio entre el valor experimental de la densidad  $API$ , la relación gas-aceite total y el factor de volumen de aceite a  $p_b$ , contra los calculados con la EOS-PR y el método propuesto para las tres pruebas SEE. En esta figura, se observa que el error promedio de la EOS-PR para las tres propiedades es -8.6%, 27.8% y 9.6%. Mientras que el método planteado, se aproximó demasiado a los valores experimentales causando errores menores a 0.31%. Además, las condiciones de separación óptimas las presenta la prueba SEE II, porque produjo mayores grados  $API$  y menores valores de  $R_t$  y de  $B_{ob}$ .

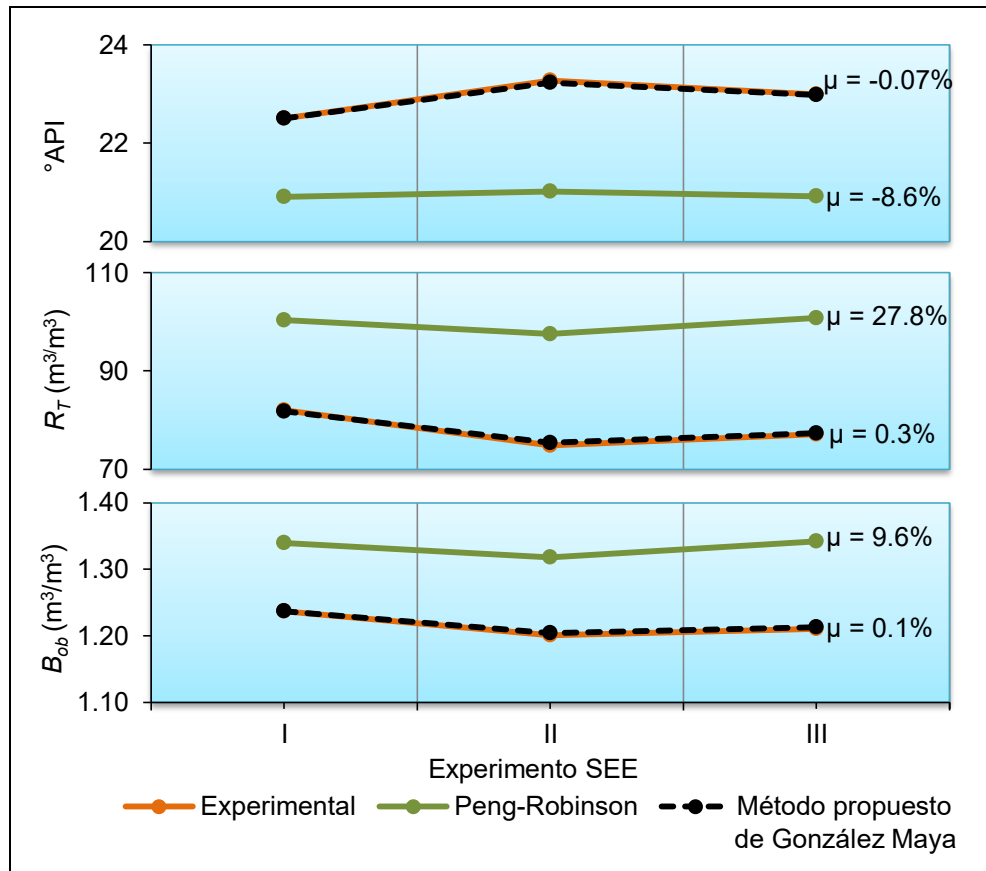
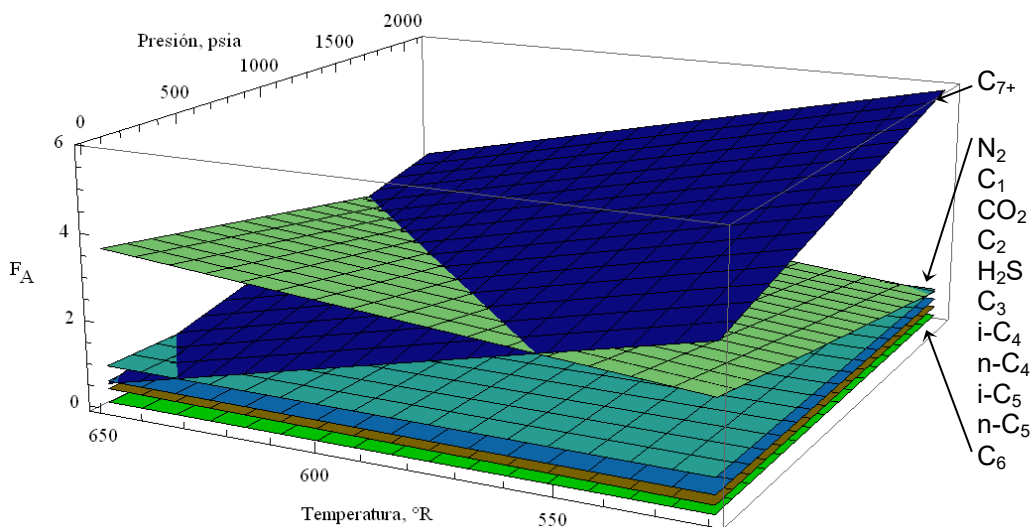


Fig. 6.13 Comparación del valor experimental de los grados  $API$ ,  $R_T$  y  $B_{ob}$  contra los calculados con la EOS-PR y el método propuesto.

### 6.2.4.2. Resultados a partir de la simulación de otras condiciones de separación

Para simular condiciones diferentes a las de las pruebas SEE I, II y III, primero se debe determinar el rango de combinación de presiones y temperaturas que no generen factores de ajuste negativos. Para ello, se lleva a cabo el procedimiento descrito en la sección 5.4.1 con las funciones dadas en la **Tabla 6.13**. Cada regresión se evaluó a condiciones iniciales ( $p_b$ ,  $T_R$ ) y se observó que ninguna produjo  $F_A \leq 0$ . La **Fig. 6.14** muestra el comportamiento de los planos generados al evaluar las 12 funciones de ajuste, desde condiciones estándar hasta condiciones de presión de burbuja y temperatura de yacimiento. Como se observa, cualquier combinación de  $p$  y  $T$  calcula factores de ajuste mayores a cero, lo que indica que no se tendrán constantes de equilibrio calibradas negativas.



**Fig. 6.14** Comportamiento de los planos generados al evaluar las 12 funciones de ajuste, desde condiciones estándar hasta condiciones de presión de burbuja y temperatura de yacimiento.

Posteriormente, con el método propuesto se simularon los escenarios de separación A, B, C y D mostrados en la **Tabla 6.14**, manteniendo la misma composición del fluido de yacimiento, presión de burbuja ( $= 147.09 \text{ kg/cm}^2$ ), temperatura de yacimiento ( $= 86.11 \text{ }^\circ\text{C}$ ), así como el peso molecular de la fracción plus  $C_{7+}$  ( $= 326 \text{ g/g-mol}$ ) y su densidad relativa ( $= 0.9306$ ). Estos parámetros junto con las presiones y temperaturas de separación, son datos de entrada del método planteado programado con macros en Excel.



**Tabla 6.14** Condiciones de separación de los escenarios A, B, C y D.

ETAPA	Escenario A		Escenario B		Escenario C		Escenario D	
	$\rho_{sp}$ (kg/cm <sup>2</sup> )	$T_{sp}$ (°C)	$\rho_{sp}$ (kg/cm <sup>2</sup> )	$T_{sp}$ (°C)	$\rho_{sp}$ (kg/cm <sup>2</sup> )	$T_{sp}$ (°C)	$\rho_{sp}$ (kg/cm <sup>2</sup> )	$T_{sp}$ (°C)
1	13	50	14	30	14	40	14	60
2	7	25	7	25	7	25	7	25
3	1.03	15.60	1.03	15.60	1.03	15.60	1.03	15.60

Los resultados de la densidad *API*, la relación gas-aceite y el factor de volumen del aceite para los escenarios simulados, se proporcionan de la **Tabla 6.15** a la **Tabla 6.18**

**Tabla 6.15** Valores de las propiedades físicas al simular el escenario A –SEE A.

ETAPA	$\rho_{sp}$ (kg/cm <sup>2</sup> )	$T_{sp}$ (°C)	$R$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$B_o$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$\rho_o$ (g/cm <sup>3</sup> )
Burbuja	$\rho_b = 147.09$	$T_R = 86.11$	$R_t = 73.565$	$B_{ob} = 1.1939$	$\rho_{ob} = 0.8367$
1	13	50	64.284	1.0477	0.8858
2	7	25	1.928	1.0272	0.9015
3	1.03	15.6	7.353	1.0000	0.9125

Densidad = 23.57 °API

**Tabla 6.16** Valores de las propiedades físicas al simular el escenario B –SEE B.

ETAPA	$\rho_{sp}$ (kg/cm <sup>2</sup> )	$T_{sp}$ (°C)	$R$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$B_o$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$\rho_o$ (g/cm <sup>3</sup> )
Burbuja	$\rho_b = 147.09$	$T_R = 86.11$	$R_t = 71.58$	$B_{ob} = 1.1849$	$\rho_{ob} = 0.8367$
1	14	30	58.57	1.0439	0.8935
2	7	25	3.76	1.0336	0.8982
3	1.03	15.6	9.25	1.0000	0.9110

Densidad = 23.83 °API

**Tabla 6.17** Valores de las propiedades físicas al simular el escenario C –SEE C.

ETAPA	$\rho_{sp}$ (kg/cm <sup>2</sup> )	$T_{sp}$ (°C)	$R$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$B_o$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$\rho_o$ (g/cm <sup>3</sup> )
Burbuja	$\rho_b = 147.09$	$T_R = 86.11$	$R_t = 72.36$	$B_{ob} = 1.1884$	$\rho_{ob} = 0.8367$
1	14	40	60.89	1.0466	0.8893
2	7	25	3.04	1.0308	0.8996
3	1.03	15.6	8.43	1.0000	0.9116

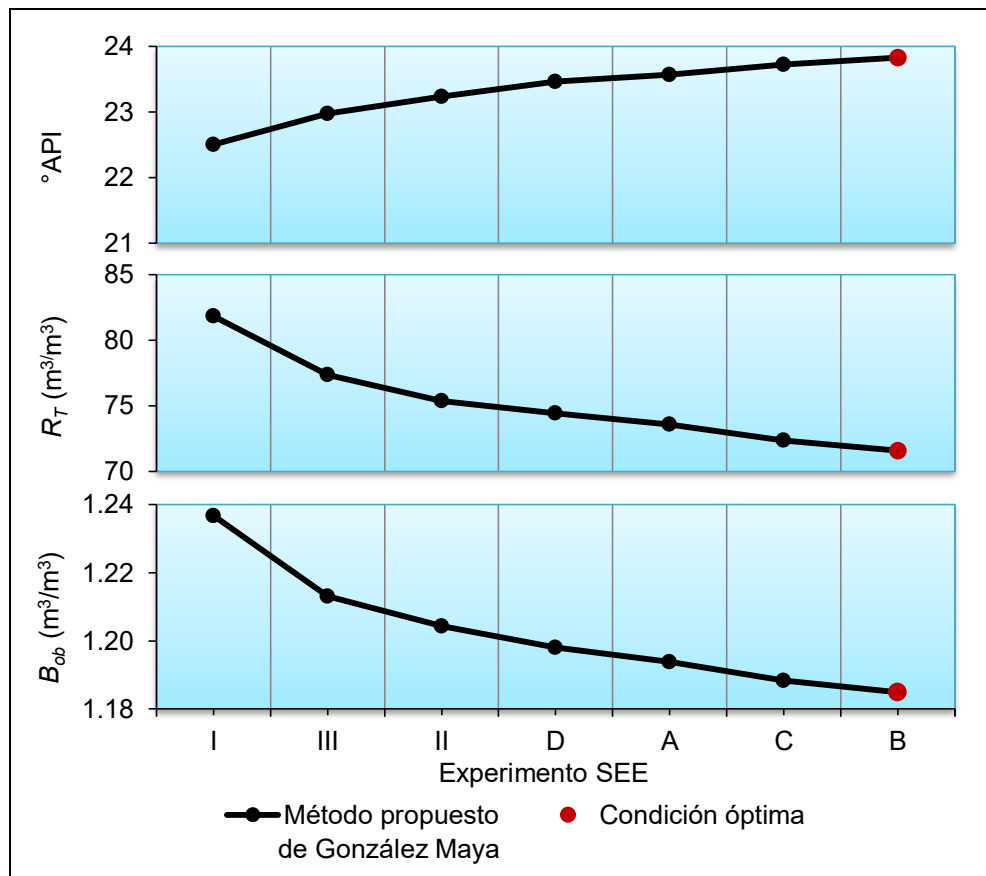
Densidad = 23.73 °API

**Tabla 6.18** Valores de las propiedades físicas al simular el escenario D –SEE D.

ETAPA	$\rho_{sp}$ (kg/cm <sup>2</sup> )	$T_{sp}$ (°C)	$R$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$B_o$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$\rho_o$ (g/cm <sup>3</sup> )
Burbuja	$\rho_b = 147.09$	$T_R = 86.11$	$R_t = 74.44$	$B_{ob} = 1.1980$	$\rho_{ob} = 0.8367$
1	14	60	65.46	1.0533	0.8810
2	7	25	1.99	1.0258	0.9025
3	1.03	15.6	6.99	1.0000	0.9131

Densidad = 23.47 °API

Para determinar el escenario de separación óptimo, se graficó el valor de los grados *API*, de  $R_t$ , y de  $B_{ob}$  de forma ascendente de acuerdo a la densidad como se muestra en la **Fig. 6.15**. En esta figura se determina que el mejor escenario es el B, incluso es superior a las condiciones dadas por la prueba SEE II. Esto demuestra que simular escenarios diferentes a los experimentales o a los proporcionados en el reporte PVT, ayuda a determinar condiciones de separación mejores.



**Fig. 6.15** Valor de la densidad *API*,  $R_T$  y  $B_{ob}$  obtenidos de la simulación de diferentes condiciones de separación con el método propuesto.

## 6.3. Caso campo B

La información del reporte PVT utilizado para la aplicación del método propuesto, es de una muestra de aceite volátil de la región sureste. Este reporte presenta cuatro experimentos SEE de dos etapas cada uno. La información experimental extraída para realizar cálculos y análisis de resultados se proporciona a continuación.

### 6.3.1. Información experimental

Los datos de laboratorio de las cuatro pruebas SEE se presentan de la **Tabla 6.19** a la **Tabla 6.22**, donde la presión está en  $\text{kg}/\text{cm}^2$ , la temperatura en  $^{\circ}\text{C}$ , la relación gas-aceite en  $\text{m}^3/\text{m}^3$ , el factor de volumen de aceite en  $\text{m}^3/\text{m}^3$  y la densidad del aceite en  $\text{g}/\text{cm}^3$ . El primer renglón de estas tablas son las condiciones iniciales ( $p_b$  y  $T_R$ ), y las siguientes dos filas son la primera y segunda etapa de separación. Cabe destacar que la diferencia entre las condiciones de separación de cada prueba SEE, radica en que solamente cambia la presión de la primera etapa desde 22.15 hasta 5.27  $\text{kg}/\text{cm}^2$ , a una temperatura de 35  $^{\circ}\text{C}$  y condiciones estándar en la segunda etapa.

**Tabla 6.19** Experimento SEE I, 39.44  $^{\circ}\text{API}$ .

$p$	$T$	$R$	$B_o$	$\rho_o$
210.64	75.00	144.44	1.4480	0.6690
22.15	35.00	124.50	1.1000	0.7830
1.03	15.56	19.95	1.0000	0.8278

**Tabla 6.20** Experimento SEE II, 39.60  $^{\circ}\text{API}$ .

$p$	$T$	$R$	$B_o$	$\rho_o$
210.64	75.00	143.20	1.4410	0.6690
15.12	35.00	128.06	1.0760	0.7920
1.03	15.56	15.14	1.0000	0.8270

**Tabla 6.21** Experimento SEE III, 39.39  $^{\circ}\text{API}$ .

$p$	$T$	$R$	$B_o$	$\rho_o$
210.64	75.00	146.58	1.4490	0.6690
7.38	35.00	141.06	1.0830	0.8050
1.03	15.56	5.52	1.0000	0.8280

**Tabla 6.22** Experimento SEE IV, 39.19  $^{\circ}\text{API}$ .

$p$	$T$	$R$	$B_o$	$\rho_o$
210.64	75.00	148.36	1.4600	0.6690
5.27	35.00	144.53	1.0320	0.8080
1.03	15.56	3.83	1.0000	0.8290

La composición del fluido de yacimiento a las condiciones iniciales y la del gas separado en las dos etapas de cada experimento SEE, se muestran en la **Tabla 6.23**. El peso molecular del fluido de yacimiento es 94.25 g/g-mol y el de la fracción pesada  $C_{7+}$  a las condiciones de  $p_b$  y  $T_R$  es 237.63 g/g-mol con una densidad relativa de 0.8552.

**Tabla 6.23** Composición del fluido del yacimiento y del gas separado en cada etapa de los cuatro experimentos SEE.

EXPERIMENTO:		SEE I		SEE II		SEE III		SEE IV	
$p(\text{kg/cm}^2)$	210.64	22.15	1.03	15.12	1.03	7.38	1.03	5.27	1.03
$T$ (°C)	75	35	15.56	35	15.56	35	15.56	35.00	15.56
Comp.	z %mol	$y_1$ %mol	$y_2$ %mol	$y_1$ %mol	$y_2$ %mol	$y_1$ %mol	$y_2$ %mol	$y_1$ %mol	$y_2$ %mol
$N_2$	0.0001	0.01	0.01	0.01	0.02	0.02	0.01	0.01	0.01
$C_1$	45.13	82.23	33.48	81.24	28.16	77.73	35.55	74.53	44.43
$CO_2$	0.09	0.14	0.15	0.15	0.16	0.13	0.15	0.13	0.15
$C_2$	5.619	7.93	15.48	9.40	14.86	8.09	16.53	8.62	14.23
$H_2S$	0.001	0.01	0.01	0.01	0.02	0.02	0.01	0.01	0.01
$C_3$	6.09	6.42	26.03	5.95	28.59	8.0	26.60	9.77	21.30
i- $C_4$	1.84	1.20	7.43	0.97	7.15	1.68	5.94	2.02	5.47
n- $C_4$	3.45	1.42	11.25	1.61	13.56	2.55	9.40	2.98	8.67
i- $C_5$	1.78	0.28	2.92	0.30	3.44	0.75	2.68	0.79	2.50
n- $C_5$	1.98	0.26	2.58	0.26	3.08	0.68	2.15	0.72	2.28
n- $C_6$	2.63	0.06	0.47	0.06	0.67	0.30	0.75	0.32	0.67
$C_{7+}$	31.39	0.05	0.20	0.04	0.30	0.06	0.24	0.11	0.28
Total	100	100	100	100	100	100	100	100	100

### 6.3.2. Validación de la información experimental

Con el método de Whitson y Torp modificado, se generaron los valores experimentales de las constantes de equilibrio para las cuatro pruebas SEE. La **Fig. 6.16** exhibe el comportamiento de  $K$  de cada experimento al aplicar los criterios de validación de Bashbush y de Hoffmann et al. Como se observa, ninguno de los experimentos pasa las pruebas de validación ya que hay componentes que presentan cruzamientos y no son paralelos entre sí. Además, el comportamiento de  $K$  contra  $F$  no es lineal y hay componentes como  $N_2$ ,  $C_1$ ,  $C_2$ ,  $H_2S$  y  $C_3$ , cuyos valores de  $K$  no están graficados porque resultaron ser negativos.

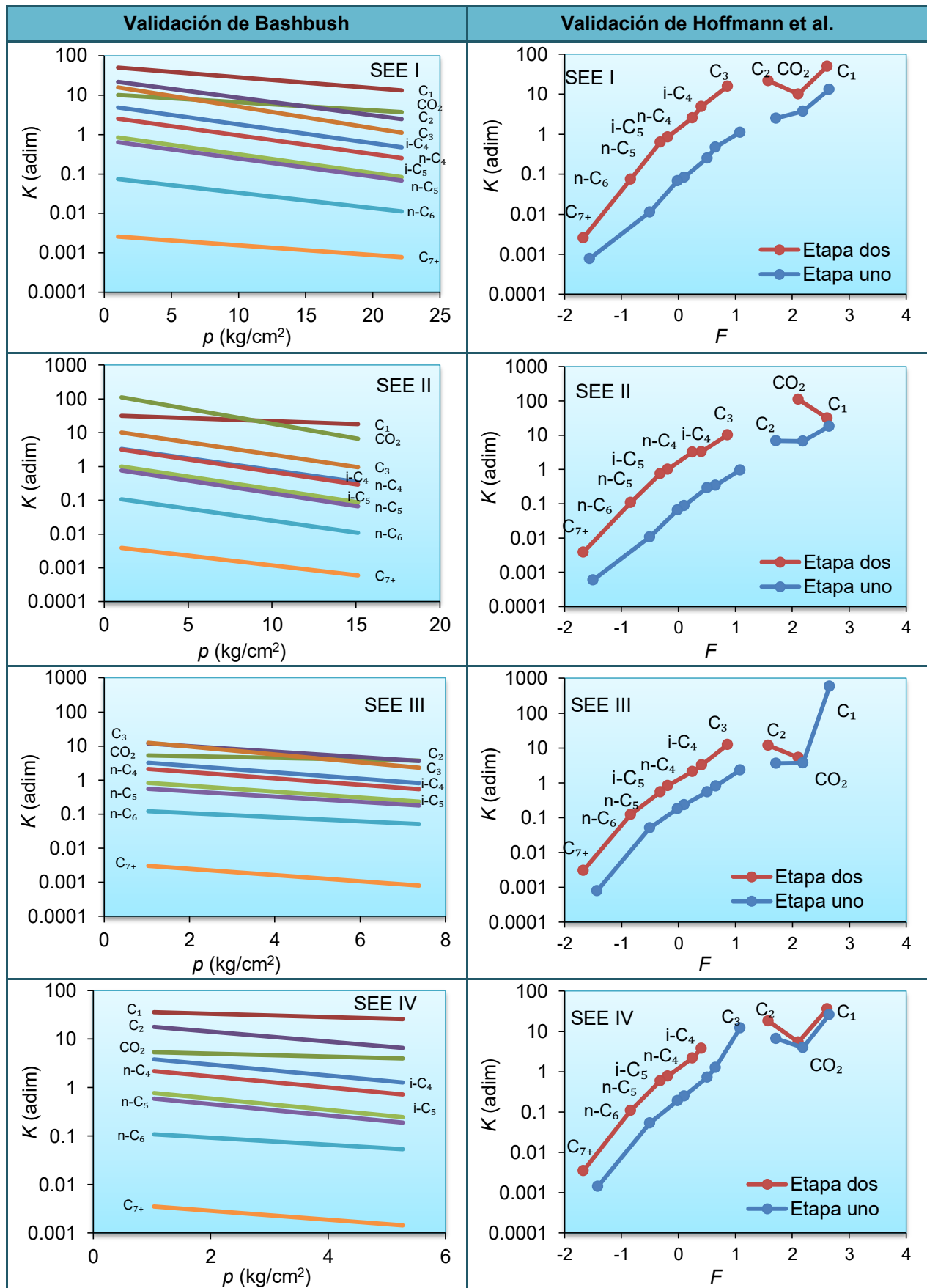


Fig. 6.16 Validación de la información experimental mediante el criterio de Bashbush y de Hoffmann et al.

Para generar información consistente y que pase las pruebas de validación; se modificó la composición del gas separado y el valor medido de  $B_{ob}$  de cada experimento con el procedimiento descrito en la sección 5.2.

La **Tabla 6.24** presenta la composición modificada de gas en los cuatro experimentos SEE. Adicionalmente se proporciona la densidad relativa del gas ( $\gamma_g$ ).

**Tabla 6.24** Composición modificada del gas separado en cada etapa de los cuatro experimentos SEE.

EXPERIMENTO:		SEE I		SEE II		SEE III		SEE IV	
P (kg/cm <sup>2</sup> )	210.64	22.15	1.03	15.12	1.03	7.38	1.03	5.27	1.03
T (°C)	75	35	15.56	35	15.56	35	15.56	35	15.56
Comp.	z %mol	y <sub>1</sub> %mol	y <sub>2</sub> %mol	y <sub>1</sub> %mol	y <sub>2</sub> %mol	y <sub>1</sub> %mol	y <sub>2</sub> %mol	y <sub>1</sub> %mol	y <sub>2</sub> %mol
N <sub>2</sub>	0.0001	1.937E-4	1.456E-5	1.886E-4	1.104E-5	1.736E-4	1.518E-5	1.705E-4	1.512E-5
C <sub>1</sub>	45.13	83.089	33.100	82.100	29.720	77.109	35.870	76.195	32.149
CO <sub>2</sub>	0.09	0.152	0.145	0.154	0.131	0.150	0.151	0.149	0.145
C <sub>2</sub>	5.619	7.849	17.000	8.411	16.142	8.813	16.800	8.761	17.500
H <sub>2</sub> S	0.001	1.126E-3	3.966E-3	1.230E-3	4.083E-3	1.413E-3	4.426E-3	1.464E-3	3.700E-3
C <sub>3</sub>	6.09	5.359	24.208	5.707	26.752	7.498	24.030	7.725	24.172
i-C <sub>4</sub>	1.84	0.948	6.305	0.988	6.630	1.548	5.553	1.718	6.156
n-C <sub>4</sub>	3.45	1.410	10.134	1.479	10.519	2.436	8.779	2.682	9.980
i-C <sub>5</sub>	1.78	0.371	2.790	0.382	2.989	0.708	2.531	0.822	2.886
n-C <sub>5</sub>	1.98	0.334	2.468	0.341	2.668	0.650	2.275	0.757	2.632
n-C <sub>6</sub>	2.63	0.176	1.206	0.174	1.356	0.365	1.191	0.381	1.242
C <sub>7+</sub>	31.39	0.311	2.537	0.261	3.089	0.721	2.815	0.810	3.134
Total	100	100	100	100	100	100	100	100	100
M g/g-mol	94.30	20.89	41.58	21.01	44.04	23.72	40.98	24.28	43.02
$\gamma_g$		0.7241	1.4413	0.7283	1.5265	0.8221	1.4207	0.8416	1.4913

De la **Tabla 6.25** a la **Tabla 6.28** se proporciona los resultados de  $R$ ,  $B_o$  calculados y de  $\rho_o$  medida. Cabe resaltar que los valores de  $B_{ob}$  y  $B_{o1}$  son diferentes a los originales, porque son los consistentes con la composición modificada. Adicionalmente, en la **Fig. 6.17** se presenta los nuevos valores de  $K$  contra  $p$  y  $F$ . Para este caso, la modificación de la composición de gas pasa los dos criterios de validación. Para efectos de análisis de resultados y comparación de errores, se utilizó como información experimental la presentada de la **Tabla 6.24** a la **Tabla 6.28**.

**Tabla 6.25** Experimento SEE I con  $B_o$  modificado.

$\rho$	$T$	$R$	$B_o$	$\rho_o$
210.64	75	144.44	1.4540	0.6690
22.15	35	124.50	1.1020	0.7830
1.03	15.56	19.95	1.0000	0.8278

**Tabla 6.26** Experimento SEE II con  $B_o$  modificado.

$\rho$	$T$	$R$	$B_o$	$\rho_o$
210.64	75	143.20	1.4483	0.6690
15.12	35	128.06	1.0798	0.7920
1.03	15.56	15.14	1.0000	0.8270

**Tabla 6.27** Experimento SEE III con  $B_o$  modificado.

$\rho$	$T$	$R$	$B_o$	$\rho_o$
210.64	75	146.58	1.4633	0.6690
7.38	35	141.06	1.0405	0.8050
1.03	15.56	5.52	1.0000	0.8280

**Tabla 6.28** Experimento SEE IV con  $B_o$  modificado.

$\rho$	$T$	$R$	$B_o$	$\rho_o$
210.64	75	148.36	1.4712	0.6690
5.27	35	144.53	1.0346	0.8080
1.03	15.56	3.83	1.0000	0.8290

Como parte adicional, se validaron estos experimentos con la prueba de densidad dada por la Ec. (6.2), donde  $\rho_o$  está en  $\text{g/cm}^3$ ,  $R_j$  y  $B_{obf}$  en  $\text{m}^3/\text{m}^3$ . La **Tabla 6.29** muestra que el error relativo entre el valor medido ( $=0.6690$ ) y el calculado de la densidad a  $p_b$  es de 0.08%. Lo que indica que la información modificada es consistente.

$$\rho_{obf} = \frac{1}{B_{obf}} \left( \gamma_o + 0.0012256 \times \sum_{j=1}^n R_j \gamma_{g_j} \right) \dots \dots \dots (6.2)$$

**Tabla 6.29** Resultados de la prueba de densidad.

Experimento	$B_{obf} (\text{m}^3/\text{m}^3)$	$(\gamma_o)_{sc}$	$\Sigma R_j \gamma_g (\text{m}^3/\text{m}^3)$	$(\rho_{obf})_{calc} (\text{g/cm}^3)$	$e_r (\%)$
SEE I	1.4540	0.8278	118.90	0.6695	0.08
SEE II	1.4483	0.8270	116.38	0.6695	0.08
SEE III	1.4633	0.8280	123.81	0.6695	0.08
SEE IV	1.4712	0.8290	127.35	0.6696	0.08

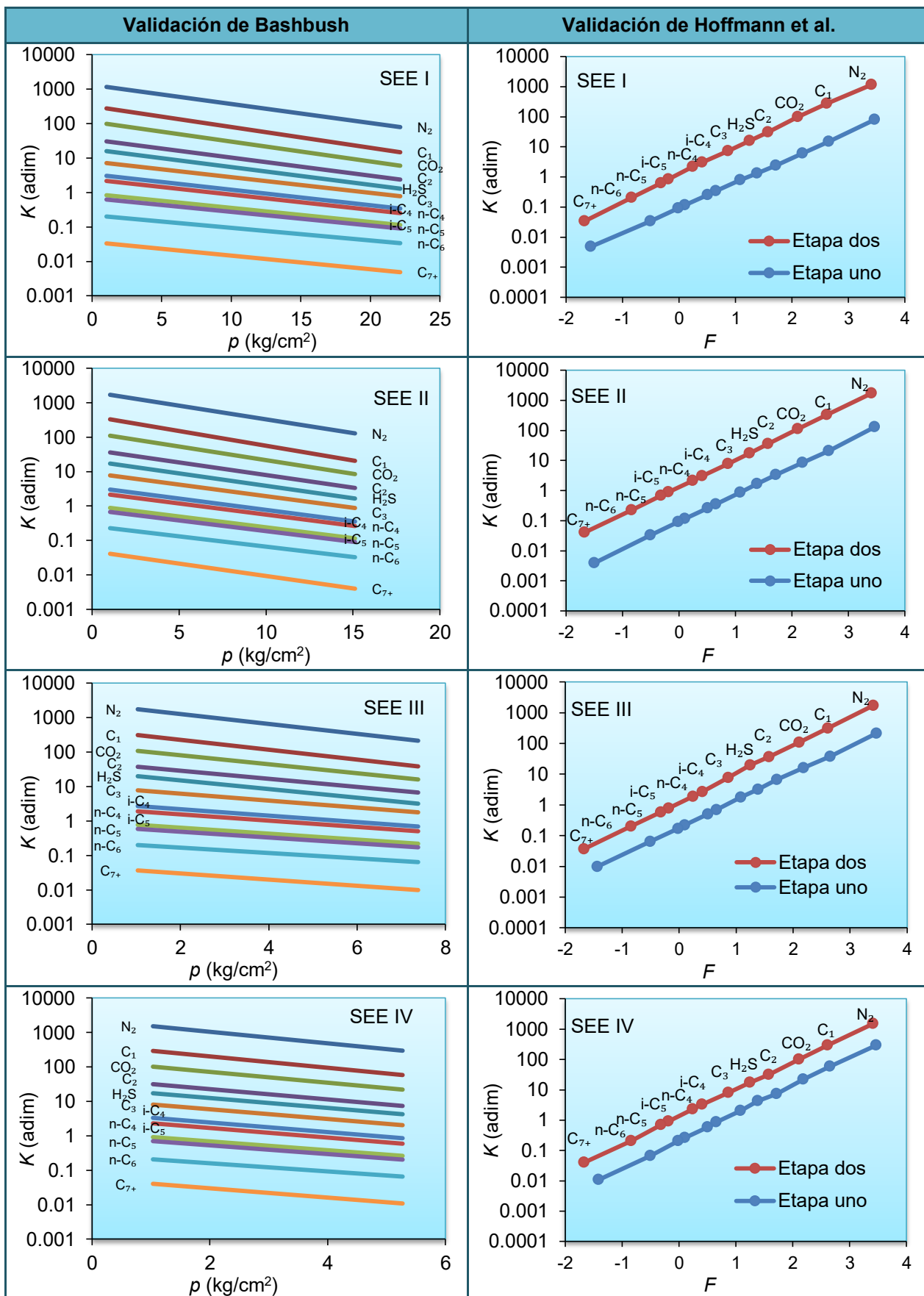


Fig. 6.17 Validación de la composición modificada mediante el criterio de Bashbush y de Hoffmann et al.

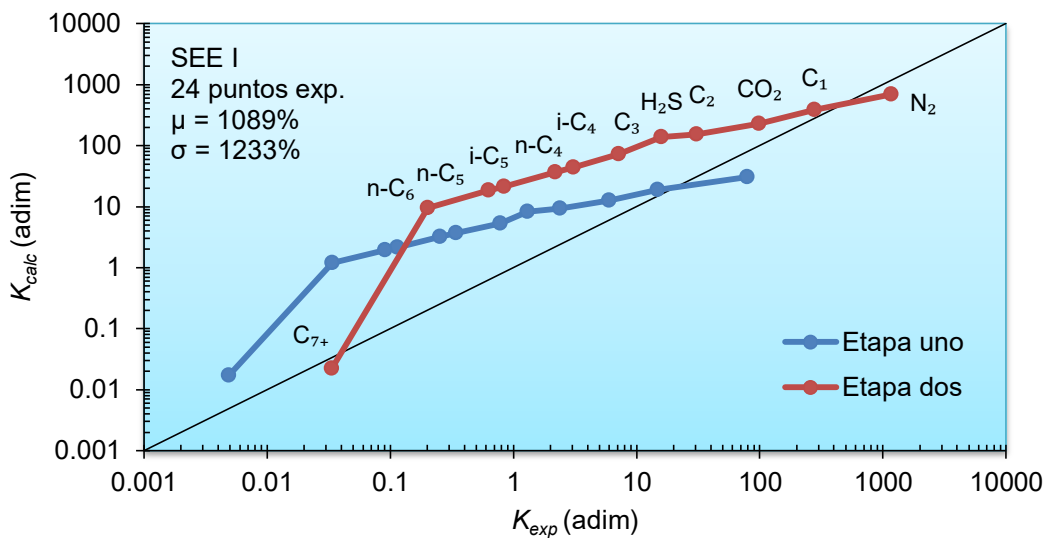


### 6.3.3. Reproducción de la información experimental

Para reproducir las cuatro pruebas SEE con el método planteado, se escogió el experimento SEE I para generar las funciones de ajuste, porque presenta mayor presión en la primera etapa. A continuación se muestra los resultados de cada prueba.

#### 6.3.3.1. Experimento SEE I

Como primer paso, se obtuvieron los valores experimentales de  $K$  con el método modificado de Whitson y Torp y también fueron calculados con la EOS-PR. La **Fig. 6.18** presenta el conjunto de valores de  $K$  calculados contra los experimentales para las dos etapas de separación. Esta figura muestra que la EOS-PR tiene un error promedio de 1089% y una desviación estándar de 1233%, al reproducir la información experimental.



**Fig. 6.18** Valores de las constantes de equilibrio experimentales y las calculadas con la EOS-PR.

A partir de la información experimental y la calculada de  $K$ , se obtuvieron los factores de ajuste para los 12 componentes en cada nivel de presión en  $\text{lb}_f/\text{pg}^2$  con la Ec. (5.13). Los resultados se proporcionan en la **Tabla 6.30**.

**Tabla 6.30** Factores de ajuste de las  $K$  para los 12 componentes en cada presión de separación.

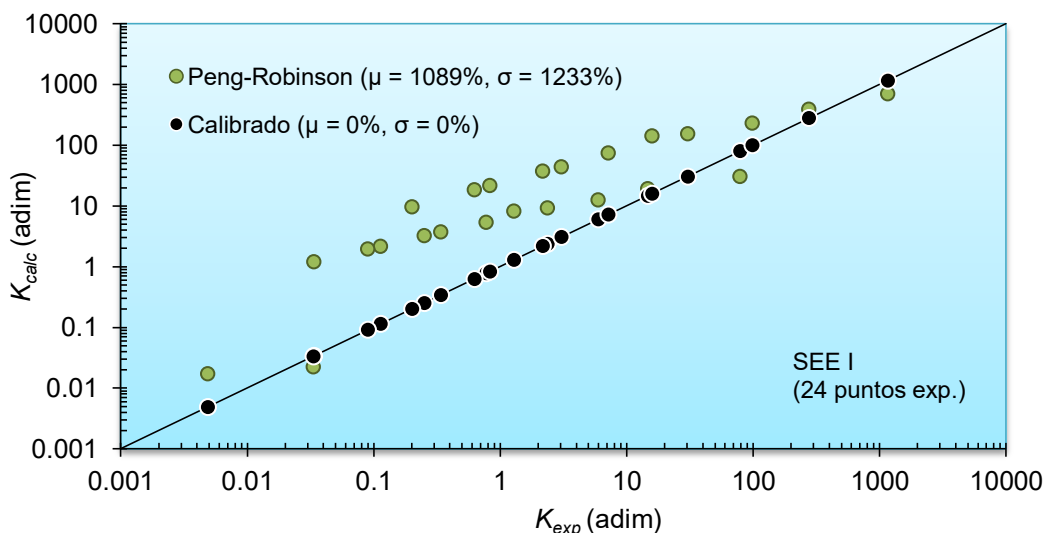
$p(\text{lb}_f/\text{pg}^2)$	N <sub>2</sub>	C <sub>1</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	C <sub>3</sub>	i-C <sub>4</sub>	n-C <sub>4</sub>	i-C <sub>5</sub>	n-C <sub>5</sub>	C <sub>6</sub>	C <sub>7+</sub>
315	2.608	0.784	0.478	0.257	0.158	0.146	0.093	0.079	0.053	0.047	0.028	0.284
14.7	1.677	0.721	0.429	0.201	0.114	0.098	0.070	0.059	0.039	0.034	0.021	1.499

Posteriormente se generaron 12 funciones lineales de ajuste en términos de la presión  $-T$  no influye en el comportamiento de  $F_A$ . Los valores de la ordenada al origen ( $a_0$ ) y de la pendiente ( $a_1$ ) así como el coeficiente de correlación ( $R^2$ ) se proporcionan en **Tabla 6.31**. De acuerdo con el valor de  $R^2$ , cada función reproduce con exactitud los factores de ajuste.

**Tabla 6.31** Coeficientes de regresión lineal  $F_A^* = a_0 + a_1 p$  de los 12 componentes de la mezcla.

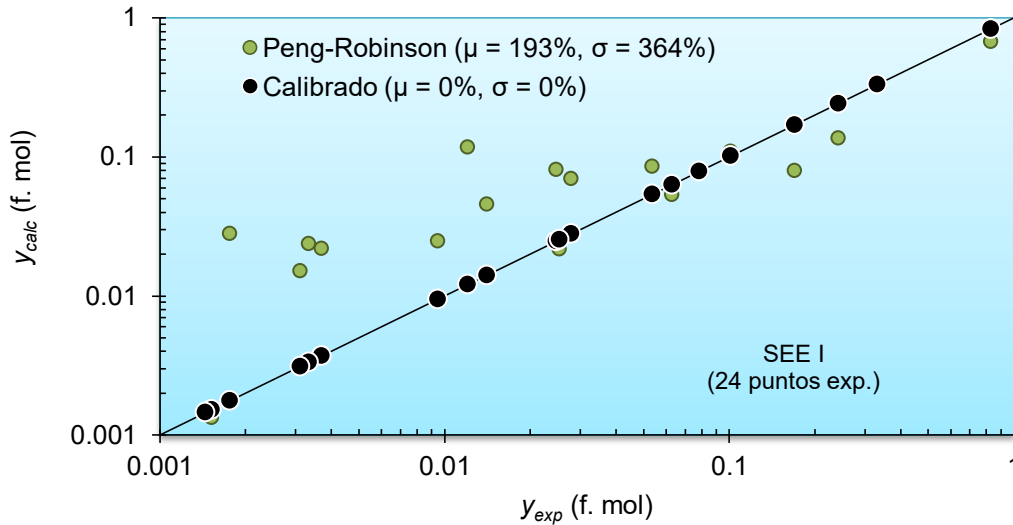
Componente	$a_0$	$a_1$	$R^2$
$N_2$	1.631221	0.003102	1.0
$C_1$	0.718019	0.000209	1.0
$CO_2$	0.426566	0.000164	1.0
$C_2$	0.198073	0.000187	1.0
$H_2S$	0.111861	0.000147	1.0
$C_3$	0.095734	0.000161	1.0
$i-C_4$	0.068506	0.000076	1.0
$n-C_4$	0.058035	0.000066	1.0
$i-C_5$	0.038524	0.000047	1.0
$n-C_5$	0.033564	0.000043	1.0
$C_6$	0.020817	0.000024	1.0
$C_{7+}$	1.558369	-0.004046	1.0

Con las funciones de ajuste, se calibraron los valores de las constantes de equilibrio calculadas con la EOS-PR –Ec. (5.15). La **Fig. 6.19** exhibe la comparación de  $K$  experimental contra la calculada antes y después de la calibración, en donde se observa que el método propuesto reproduce con exactitud los datos experimentales.

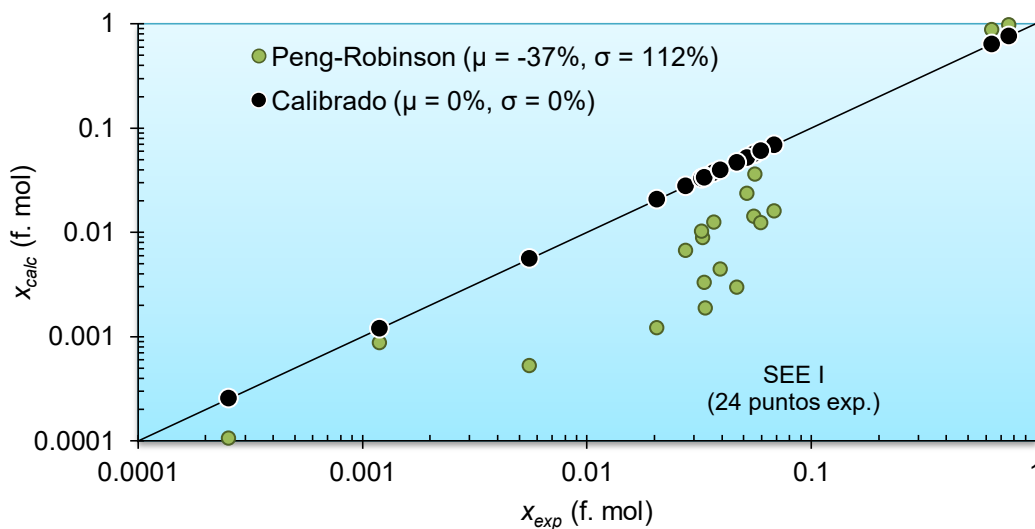


**Fig. 6.19** Comparación  $K$  experimental contra la calculada antes y después de la calibración de la EOS-PR.

Con los valores de  $K$  calibrada, se calcularon los valores de las composiciones gas y líquido, así como el número de moles separados en cada etapa –paso 6 del tema 5.3. La **Fig. 6.20** y **Fig. 6.21** muestran la comparación de las composiciones gas y líquido experimentales contra los calculados antes y después de la calibración. En ambas gráficas, la ecuación de estado genera errores altos, mientras que el método propuesto de calibración reproduce con exactitud los datos experimentales de  $x$  y de  $y$ .



**Fig. 6.20** Comparación de la composición gas experimental contra la calculada antes y después de la calibración de la EOS-PR.



**Fig. 6.21** Comparación de la composición líquida experimental contra la calculada antes y después de la calibración de la EOS-PR.

A partir de la composición del líquido, se calculó la densidad del aceite con la correlación de Standing y Katz para corregirla a los datos experimentales. La **Tabla 6.32** presenta el valor de densidad experimental y calculada, así como el factor de ajuste en cada nivel de presión.

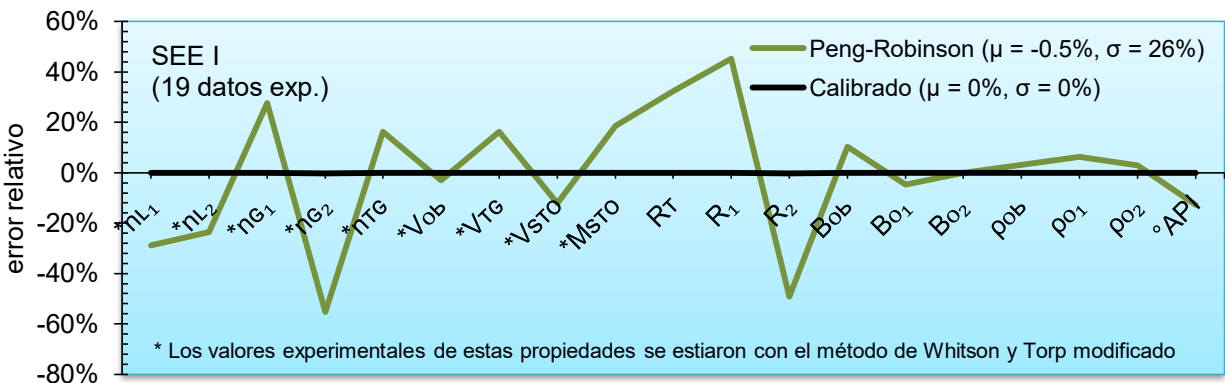
**Tabla 6.32** Factores de ajuste de la densidad del aceite.

Etapa	$\rho$ (kg/cm <sup>2</sup> )	$\rho_o$ (g/cm <sup>3</sup> )	$\rho_o$ calc (g/cm <sup>3</sup> )	$F_A$
Burbuja	210.64	0.6690	0.6895	0.9703
1	22.15	0.7830	0.7991	0.9798
2	1.03	0.8278	0.8283	0.9993

La expresión (6.3) es la función que describe el comportamiento de  $F_A$ , la cual también se utiliza para corregir la densidad en los experimentos SEE II, SEE III y SEE IV.

$$F_A^* = \begin{cases} -9.2577 \times 10^{-4} p + 1.0003 & \text{para } 1.03 \leq p \leq 22.15 \text{ kg/cm}^2 \\ -5.06 \times 10^{-5} p + 0.981 & \text{para } 22.15 \text{ kg/cm}^2 \leq p \leq p_b \end{cases} \dots \dots \dots (6.3)$$

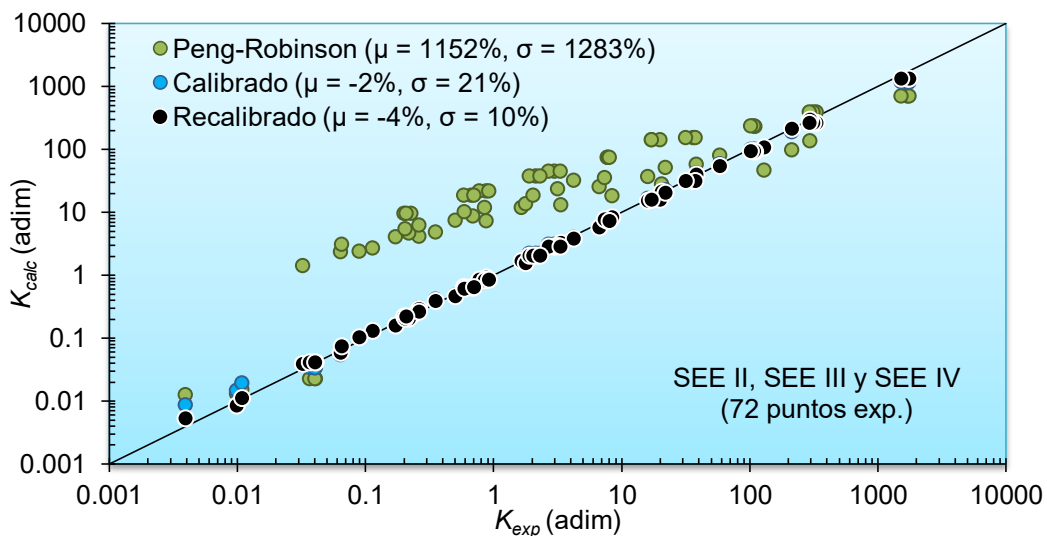
Finalmente, con el número de moles de líquido y de gas separados en cada etapa y con la correlación ajustada de densidad, se calcularon distintas propiedades de los fluidos – sección 4.2. La **Fig. 6.22** muestra la comparación del error relativo de las propiedades calculadas con la EOS-PR y el método propuesto de calibración. Como se observa, el método planteado presenta 0% de error.



**Fig. 6.22** Error relativo de las diferentes propiedades calculadas con la EOS-PR y el método propuesto.

### 6.3.3.2. Experimentos SEE II, SEE III y SEE IV

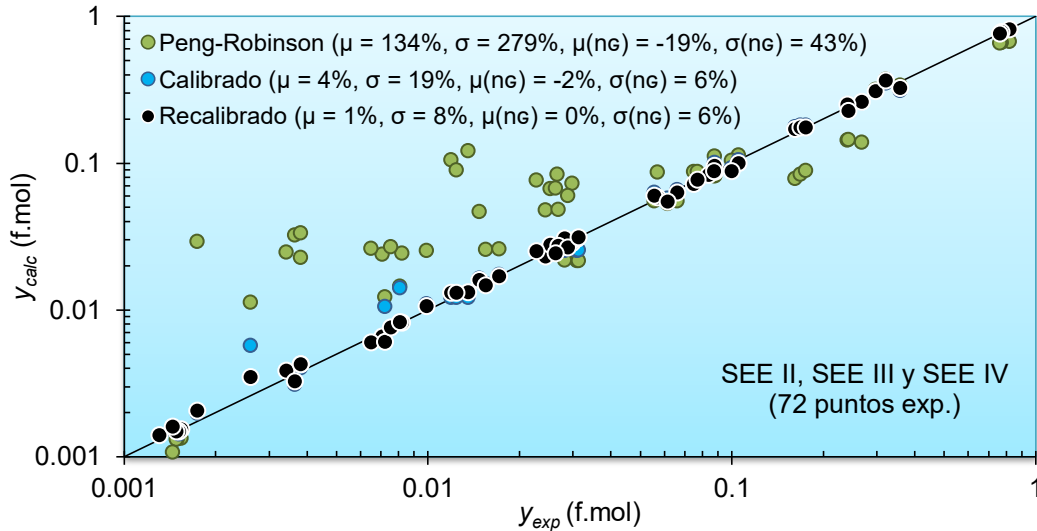
Para reproducir los experimentos SEE II, SEE III y SEE IV, se calcularon sus respectivos conjuntos de valores de  $K$  con la EOS-PR, y después fueron calibrados utilizando las funciones de ajuste generadas con la información del experimento SEE I. Cabe destacar, que se requiere realizar una recalibración –paso cinco del tema 5.4- a los valores de  $K$  para mejorar la reproducción de pruebas distintas al experimento SEE I. La **Fig. 6.23** muestra la comparación de los valores experimentales de  $K$  contra los calculados con la EOS-PR, después de la calibración y de la recalibración de las tres pruebas de separación. Nuevamente la EOS-PR produce errores altos, mientras que el proceso de calibración los reduce demasiado. Sin embargo, después de la recalibración, la predicción de los datos experimentales de  $K$  mejora.



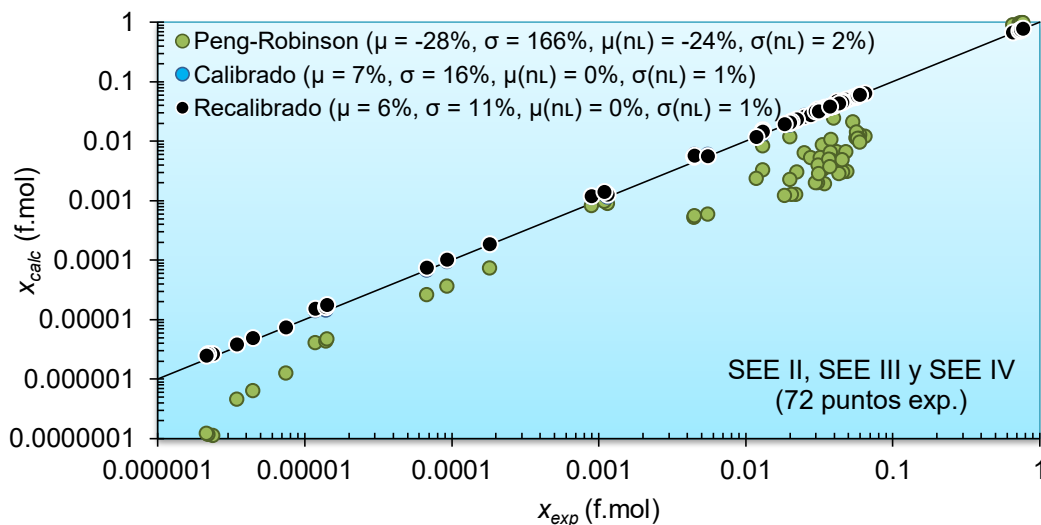
**Fig. 6.23** Experimentos SEE II, SEE III y SEE IV: comparación de los valores experimentales de  $K$  contra los calculados con la EOS-PR, después de la calibración y de la recalibración.

Con los conjuntos de valores de  $K$ , se calcularon la composición del gas y del líquido así como el número de moles separados en cada etapa de los tres experimentos. La **Fig. 6.24** y **Fig. 6.25** exhiben la comparación de los valores experimentales de la fracción gas y fracción líquida contra los calculados con la EOS-PR, y después de los procesos de calibración y recalibración. Como se observa, la recalibración mejora la reproducción de la composición experimental, disminuyendo el promedio del error y

desviación estándar producidos por la EOS-PR, desde 134% y 279% hasta 1% y 8% para la fase gas, y de -28% y 166% hasta 6% y 11% para la fase líquida. Asimismo, los errores del número de moles separados se reducen desde -19% y 43% a 0% y 6%, y de -24% y 2% a 0% y 1% para la fase gas y líquida, respectivamente. Estos resultados muestran que el proceso de recalibración de la constante de equilibrio, mejoró los resultados del proceso de calibración.

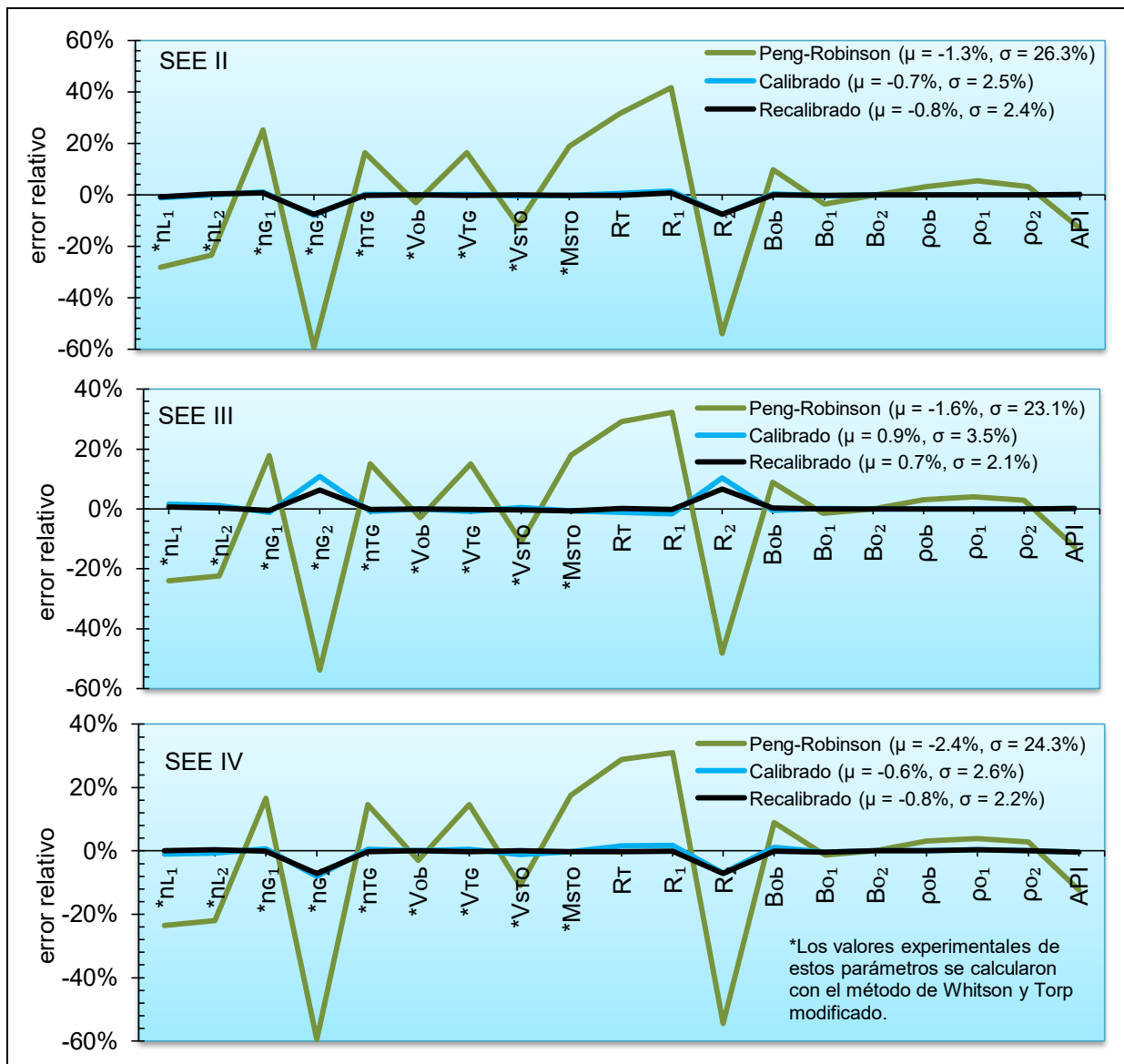


**Fig. 6.24** Experimentos SEE II SEE III y SEE IV: comparación de los valores experimentales de la fracción gas contra los calculados con la EOS-PR, después de la calibración y de la recalibración.



**Fig. 6.25** Experimentos SEE II SEE III y SEE IV: comparación de los valores experimentales de la fracción líquida contra los calculados con la EOS-PR, después de la calibración y de la recalibración.

Finalmente, con el número de moles separados y la densidad calibrada se estimaron varias propiedades físicas de los fluidos. La **Fig. 6.26** muestra la comparación del error relativo de distintos parámetros del gas y del aceite, para los experimentos SEE II, SEE III y SEE IV. En esta figura, se puede observar que el método planteado reduce los errores producidos por la EOS-PR, y puede predecir con mucha aproximación los resultados experimentales, de las propiedades físicas de los fluidos en la prueba de separación en etapas.



**Fig. 6.26** Experimentos SEE II, SEE III y SEE IV: comparación del error relativo de distintos parámetros y propiedades físicas del gas y del aceite, para la EOS-PR y el método propuesto.

### 6.3.4. Determinación de las condiciones de separación óptimas

En esta sección se establece la presión de separación óptima, tomando en cuenta dos opciones, la primera es en base a la información experimental de las cuatro pruebas SEE, y la segunda es a partir de la simulación de distintas presiones con el método planteado, manteniendo 35 °C en la primera etapa y condiciones estándar en la segunda.

#### 6.3.4.1. A partir de la información experimental

La Fig. 6.27 exhibe el comportamiento de la densidad  $API$ ,  $R_t$  y  $B_{ob}$  contra  $p_{sp}$  de la primera etapa para las cuatro pruebas SEE. En esta figura se observa la comparación del error promedio entre la EOS-PR y el método planteado, con respecto a los datos experimentales. Sin duda, el método propuesto se acerca demasiado a la información de laboratorio. Por otra parte, de acuerdo con el mayor número de grados  $API$  y menores valores de  $R_t$  y  $B_{ob}$ ; la presión de separación óptima es 15 kg/cm<sup>2</sup>.

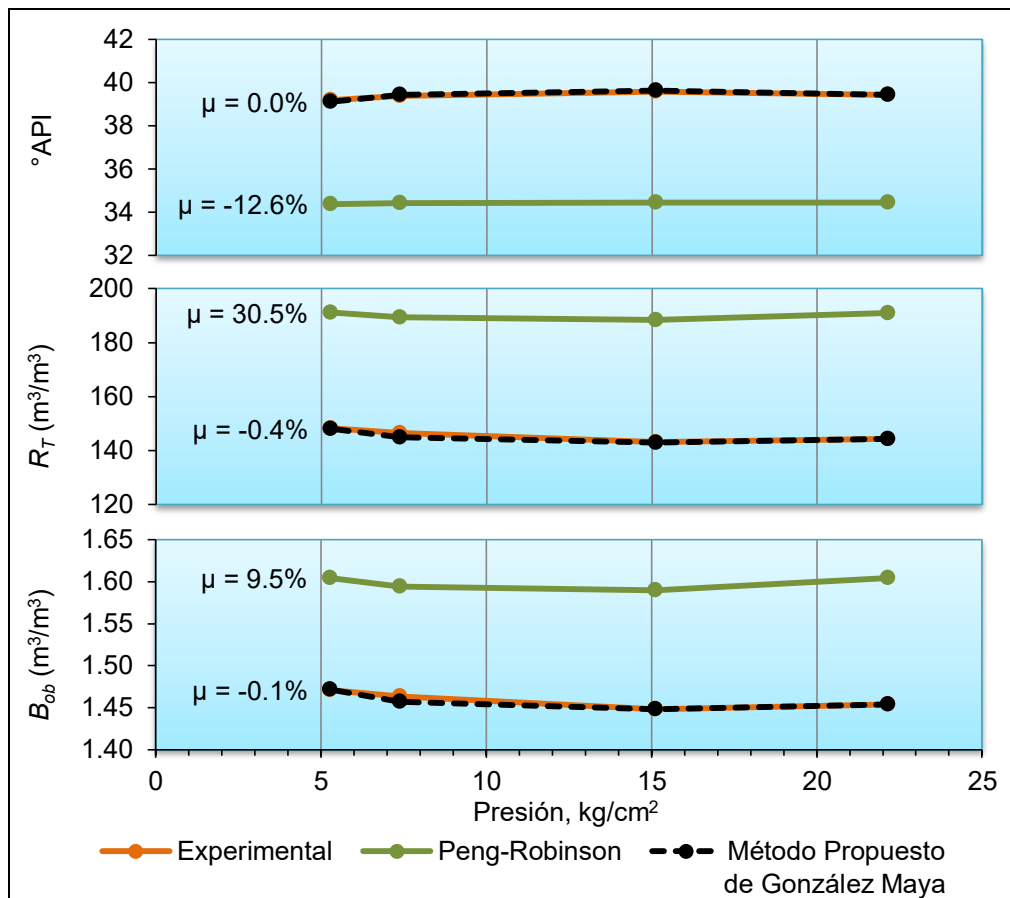
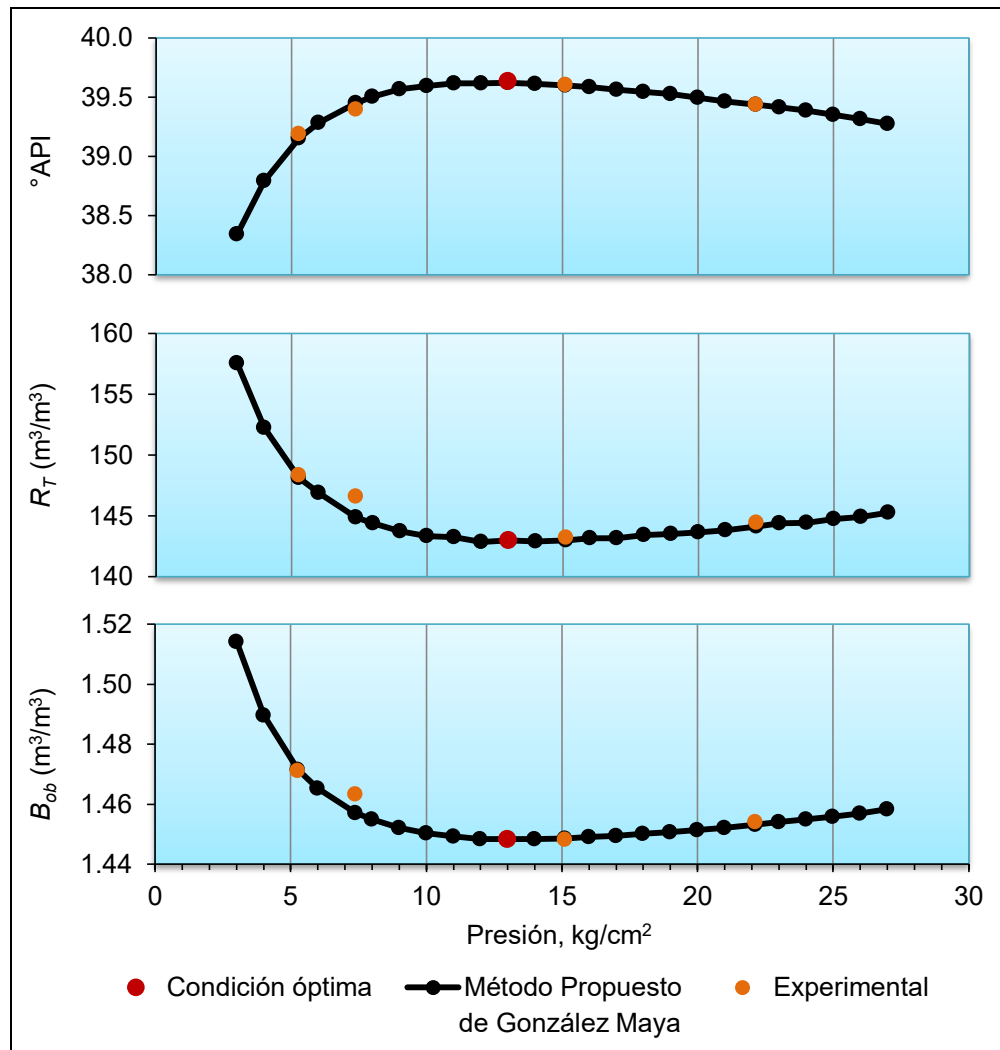


Fig. 6.27 Comparación del valor experimental de la densidad  $API$ ,  $R_T$  y  $B_{ob}$  contra los calculados con la EOS-PR y el método propuesto.



### 6.3.4.2. A partir de la simulación de otras condiciones de separación

Con el método propuesto se simularon presiones desde 3 hasta 27 kg/cm<sup>2</sup>, para detallar el comportamiento del fluido y su aproximación a los datos experimentales. Previamente, se determinó que la presión máxima que se puede utilizar en las funciones de ajuste (**Tabla 6.31**) para no generar algún factor negativo, es de 27.07 kg/cm<sup>2</sup> -procedimiento descrito en sección 5.4.1. El comportamiento del fluido se observa en la **Fig. 6.28**, en la que se establece que una presión de separación de 13 kg/cm<sup>2</sup>, aumenta la cantidad de grados *API* y disminuye los valores de  $R_T$  y  $B_{ob}$ , al compararlos con los que proporciona la presión de 15 kg/cm<sup>2</sup> -**Fig. 6.27**. Esto demuestra que simular escenarios diferentes a los experimentales, ayuda a determinar mejores condiciones de separación.



**Fig. 6.28** Valor de la densidad *API*,  $R_T$  y  $B_{ob}$  obtenidos de la simulación de diferentes presiones de separación, en la primera etapa con el método propuesto.

## 6.4. Caso campo C

En esta sección, se evalúa el método propuesto y la ecuación de estado de Peng-Robinson, ajustada por un simulador comercial con las consideraciones siguientes: 1) EOS-PR de dos parámetros con corrección de términos internos, 2) las correlaciones de Raizi y Doubert para el cálculo de  $T_c$ ,  $p_c$  y  $T_B$  del  $C_{7+}$ , 3) la correlación de Edmister para el cálculo de  $\omega_{C_{7+}}$  y 4) selección de  $R_1$ ,  $R_2$ ,  $B_{o1}$ ,  $B_{o2}$ ,  $\rho_{o1}$  y  $\rho_{o2}$  como parámetros de regresión para el ajuste de la ecuación a datos medidos. A continuación se presenta la información de laboratorio para la evaluación de ambos métodos.

### 6.4.1. Información experimental

La muestra de fluido es aceite volátil de 42 °API. La temperatura de yacimiento es 156.8 °C, la presión de burbuja es 357 kg/cm<sup>2</sup> y la densidad del fluido a estas condiciones es 0.428 g/cm<sup>3</sup>. El reporte PVT proporciona los cuatro experimentos SEE mostrados de la **Tabla 6.33** a la **Tabla 6.36**, donde  $p$  está en kg/cm<sup>2</sup>,  $T$  en °C,  $R$  y  $B_o$  en m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> y  $\rho_o$  en g/cm<sup>3</sup>. Todos los experimentos presentan una temperatura de 90 °C en la primera separación y condiciones estándar en la segunda. La presión de primera etapa en cada experimento es de: 85.5, 50.3, 35.4 y 22.1 kg/cm<sup>2</sup>, lo que produce las siguientes densidades *API* en el tanque, respectivamente: 42.55, 42.76, 42.55 y 42.12.

**Tabla 6.33** Experimento SEE I, 42.55 °API.

$p$	$T$	$R$	$B_o$	$\rho_o$
357.2	156.8	538	3.0820	0.4280
85.5	90	453	1.3889	0.6580
1.03	15.56	85	1.0000	0.8130

**Tabla 6.34** Experimento SEE II, 42.76 °API.

$p$	$T$	$R$	$B_o$	$\rho_o$
357.2	156.8	535.4	3.069	0.428
50.3	90	486.7	1.2853	0.678
1.03	15.56	48.7	1.000	0.812

**Tabla 6.35** Experimento SEE III, 42.55 °API.

$p$	$T$	$R$	$B_o$	$\rho_o$
357.2	156.8	537.9	3.078	0.428
35.4	90	505.9	1.2422	0.686
1.03	15.56	32	1.000	0.813

**Tabla 6.36** Experimento SEE IV, 42.12 °API.

$p$	$T$	$R$	$B_o$	$\rho_o$
357.2	156.8	542.50	3.114	0.428
22.1	90	528.10	1.2005	0.694
1.03	15.56	14.40	1.000	0.815

En la **Tabla 6.37** se proporciona la composición del fluido de yacimiento a las condiciones iniciales, así como la del gas separado en cada etapa de los cuatro experimentos SEE. El peso molecular del fluido de yacimiento es 46.98 g/g-mol, y el de la fracción pesada  $C_{7+}$  a las condiciones de  $p_b$  y  $T_R$  es 178.78 g/g-mol con una densidad relativa de 0.8260.

**Tabla 6.37** Composición del fluido del yacimiento y del gas separado en cada etapa de los cuatro experimentos SEE.

EXPERIMENTO:		SEE I		SEE II		SEE III		SEE IV	
$p$ (kg/cm <sup>2</sup> )	357.2	85.5	1.03	50.3	1.03	35.4	1.03	22.1	1.03
$T$ (°C)	156.8	90	15.56	90	15.56	90	15.56	90	15.56
Comp.	$z$ %mol	$y_1$ %mol	$y_2$ %mol	$y_1$ %mol	$y_2$ %mol	$y_1$ %mol	$y_2$ %mol	$y_1$ %mol	$y_2$ %mol
$N_2$	0.8	1.06	0.37	1.02	0.31	1	0.3	0.98	0.3
$C_1$	62.14	78.48	55.18	77.38	51.61	76.57	51.11	75.48	52.78
$CO_2$	1.26	1.47	1.81	1.51	1.82	1.51	1.84	1.51	1.9
$C_2$	9.91	10.95	18.56	11.34	19.96	11.5	20.6	11.61	21.08
$H_2S$	0.01	0.01	0.0239	0.01	0.0327	0.0108	0.03	0.0113	0.027
$C_3$	4.62	4.31	12.33	4.66	13.98	4.87	14.29	5.08	13.58
$i-C_4$	0.89	0.63	2.48	0.71	2.71	0.77	2.64	0.85	2.29
$n-C_4$	1.96	1.25	5.08	1.42	5.42	1.57	5.2	1.76	4.46
$i-C_5$	0.83	0.4	1.43	0.45	1.45	0.51	1.38	0.6	1.2
$n-C_5$	0.97	0.42	1.39	0.47	1.39	0.54	1.33	0.65	1.17
$ps-C_6$	1.55	0.41	0.89	0.45	0.88	0.52	0.85	0.66	0.79
$C_{7+}$	15.06	0.62	0.47	0.59	0.47	0.64	0.47	0.83	0.46
<b>Total</b>	100	100	100	100	100	100	100	100	100

#### 6.4.2. Validación de la información experimental

Para cada prueba SEE se generaron los valores experimentales de las constantes de equilibrio con el método de Whitson y Torp modificado. Posteriormente, se aplicaron los criterios de validación de Bashbush y de Hoffmann et al., tomando en cuenta en éste último la temperatura de ebullición y el parámetro  $b$  propuestos por Standing (1979), para el cálculo del factor característico  $F$ . Como se observa en la **Fig. 6.29**, ningún experimento pasa ambos criterios de validación ya que hay cruzamientos y no se tiene un comportamiento lineal en la segunda etapa.

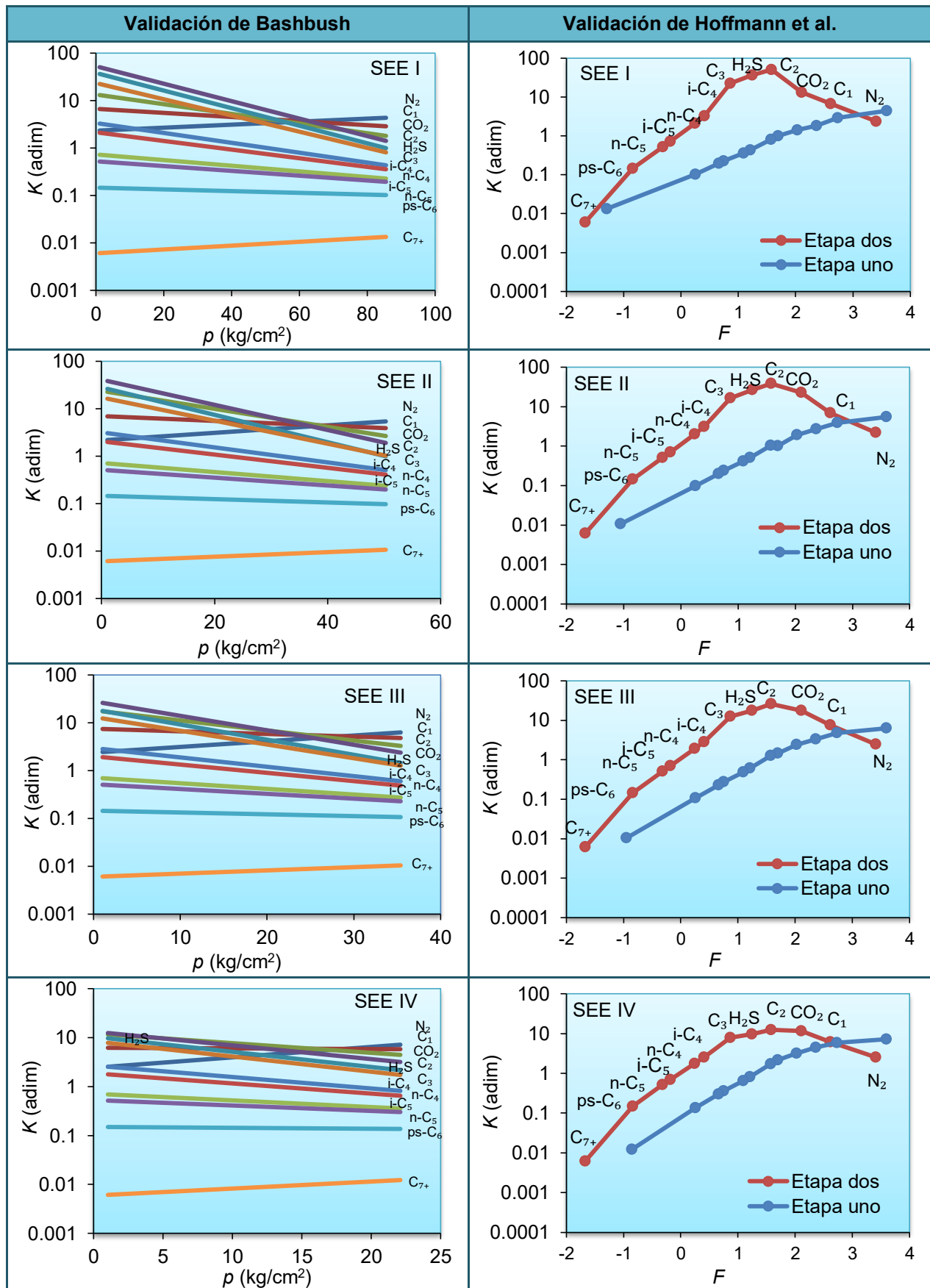


Fig. 6.29 Validación de la información experimental mediante el criterio de Bashbush y de Hoffmann et al.

Debido a que la información de laboratorio no es consistente, se modificó la composición del gas separado y el valor de  $B_{ob}$  de cada experimento, con el procedimiento descrito en la sección 5.4.1. La **Tabla 6.38** presenta los valores encontrados de la composición del gas que cumplen con las condiciones siguientes: 1) la suma de  $y_i$  es igual a 100% en cada etapa, 2) pasa los criterios de validación de Bashbush y de Hoffmann et al. 3) se obtienen los mismos valores de  $B_{ob}$  modificada y de  $R_j$  experimental; a partir de los resultados de balance molar y de la densidad medida. Esta tabla también presenta los valores calculados del peso molecular y de la densidad relativa del gas separado.

**Tabla 6.38** Composición modificada del gas separado en cada etapa de los cuatro experimentos SEE.

EXPERIMENTO:		SEE I		SEE II		SEE III		SEE IV	
$p$ (kg/cm <sup>2</sup> )	357.2	85.5	1.03	50.3	1.03	35.4	1.03	22.1	1.03
$T$ (°C)	156.8	90	15.56	90	15.56	90	15.56	90	15.56
Comp.	z %mol	$y_1$ %mol	$y_2$ %mol	$y_1$ %mol	$y_2$ %mol	$y_1$ %mol	$y_2$ %mol	$y_1$ %mol	$y_2$ %mol
N <sub>2</sub>	0.80	1.130	0.238	1.069	0.189	1.040	0.162	1.011	0.182
C <sub>1</sub>	62.14	79.860	59.600	79.113	52.456	78.151	52.594	77.000	60.798
CO <sub>2</sub>	1.26	1.486	1.848	1.513	1.863	1.523	1.956	1.510	2.427
C <sub>2</sub>	9.910	10.496	18.993	10.878	21.653	11.169	24.581	11.400	22.456
H <sub>2</sub> S	0.01	0.009	0.024	0.010	0.029	0.010	0.033	0.011	0.027
C <sub>3</sub>	4.62	3.804	10.151	4.153	11.890	4.366	13.099	4.700	8.090
i-C <sub>4</sub>	0.89	0.564	1.767	0.623	2.102	0.660	1.825	0.726	1.258
n-C <sub>4</sub>	1.96	1.119	3.485	1.187	4.650	1.321	3.220	1.543	2.247
i-C <sub>5</sub>	0.83	0.358	0.864	0.356	1.244	0.400	0.756	0.459	0.584
n-C <sub>5</sub>	0.97	0.376	0.894	0.356	1.265	0.426	0.698	0.501	0.539
n-C <sub>6</sub>	1.55	0.367	0.635	0.346	0.850	0.376	0.373	0.450	0.397
C <sub>7+</sub>	15.06	0.440	1.525	0.396	1.809	0.558	0.705	0.693	0.994
Total	100	100	100	100	100	100	100	100	100
M g/g-mol	46.98	21.23	28.23	21.33	30.75	21.85	28.08	22.44	26.17
$\gamma_g$		0.7358	0.9786	0.7395	1.0660	0.7576	0.9735	0.7779	0.9071

Los valores calculados de  $R_j$  y  $B_{oj}$  a partir de balance molar y de la densidad experimental, se presentan de la **Tabla 6.39** a la **Tabla 6.42** para las cuatro pruebas SEE. Como se observa, los valores de  $B_{ob}$  y  $B_{o1}$  son diferentes a los originales porque son los consistentes con la composición modificada.

**Tabla 6.39** Experimento SEE I con  $B_o$  modificado.

$p$	$T$	$R$	$B_o$	$\rho_o$
357.2	156.8	538	3.0860	0.4280
85.5	90	453	1.3897	0.6580
1.03	15.56	85	1.0000	0.8130

**Tabla 6.40** Experimento SEE II con  $B_o$  modificado.

$p$	$T$	$R$	$B_o$	$\rho_o$
357.2	156.8	535.4	3.0703	0.4280
50.3	90	486.7	1.2910	0.6780
1.03	15.56	48.7	1.0000	0.8120

**Tabla 6.41** Experimento SEE III con  $B_o$  modificado.

$p$	$T$	$R$	$B_o$	$\rho_o$
357.2	156.8	537.9	3.0800	0.4280
35.4	90	505.9	1.2405	0.6860
1.03	15.56	32	1.0000	0.8130

**Tabla 6.42** Experimento SEE IV con  $B_o$  modificado.

$p$	$T$	$R$	$B_o$	$\rho_o$
357.2	156.8	542.5	3.1116	0.4280
22.1	90	528.1	1.1973	0.6940
1.03	15.56	14.4	1.0000	0.8150

Como parte adicional de validación para los experimentos SEE con composición gas y factor de volumen de aceite modificados, se les aplicó la prueba de densidad con la Ec. (6.2). La **Tabla 6.43** muestra que el error relativo de densidad a  $p_b$  entre el valor medido ( $=0.4280$ ) y el calculado es de 0.2%.

**Tabla 6.43** Resultados de la prueba de densidad.

Experimento	$B_{obf} (m^3/m^3)$	$(\gamma_o)_{sc}$	$\Sigma R\gamma_g (m^3/m^3)$	$(\rho_{ob})_{calc} (g/cm^3)$	$e_r (%)$
SEE I	3.0860	0.8130	416.52	0.4289	0.20
SEE II	3.0703	0.8120	411.82	0.4289	0.20
SEE III	3.0800	0.8130	414.41	0.4289	0.20
SEE IV	3.1116	0.8150	423.88	0.4289	0.20

La **Fig. 6.30** presenta el comportamiento de la constante de equilibrio contra la presión y contra el factor característico  $F$ . Como se observa en esta figura, los nuevos valores de la composición gas y del factor de volumen a  $p_b$ , produce valores de  $K$  que no presentan cruzamientos entre componentes y exhiben un comportamiento lineal para todas las etapas. De esta manera, la información modificada es consistente porque pasa los criterios de validación de Bashbush y Hoffmann et al. y la prueba de densidad. Para efectos de análisis de resultados, comparación de errores y evaluación del método planteado y del simulador comercial, se utiliza como información experimental la presentada en la **Tabla 6.38** a la **Tabla 6.42**.

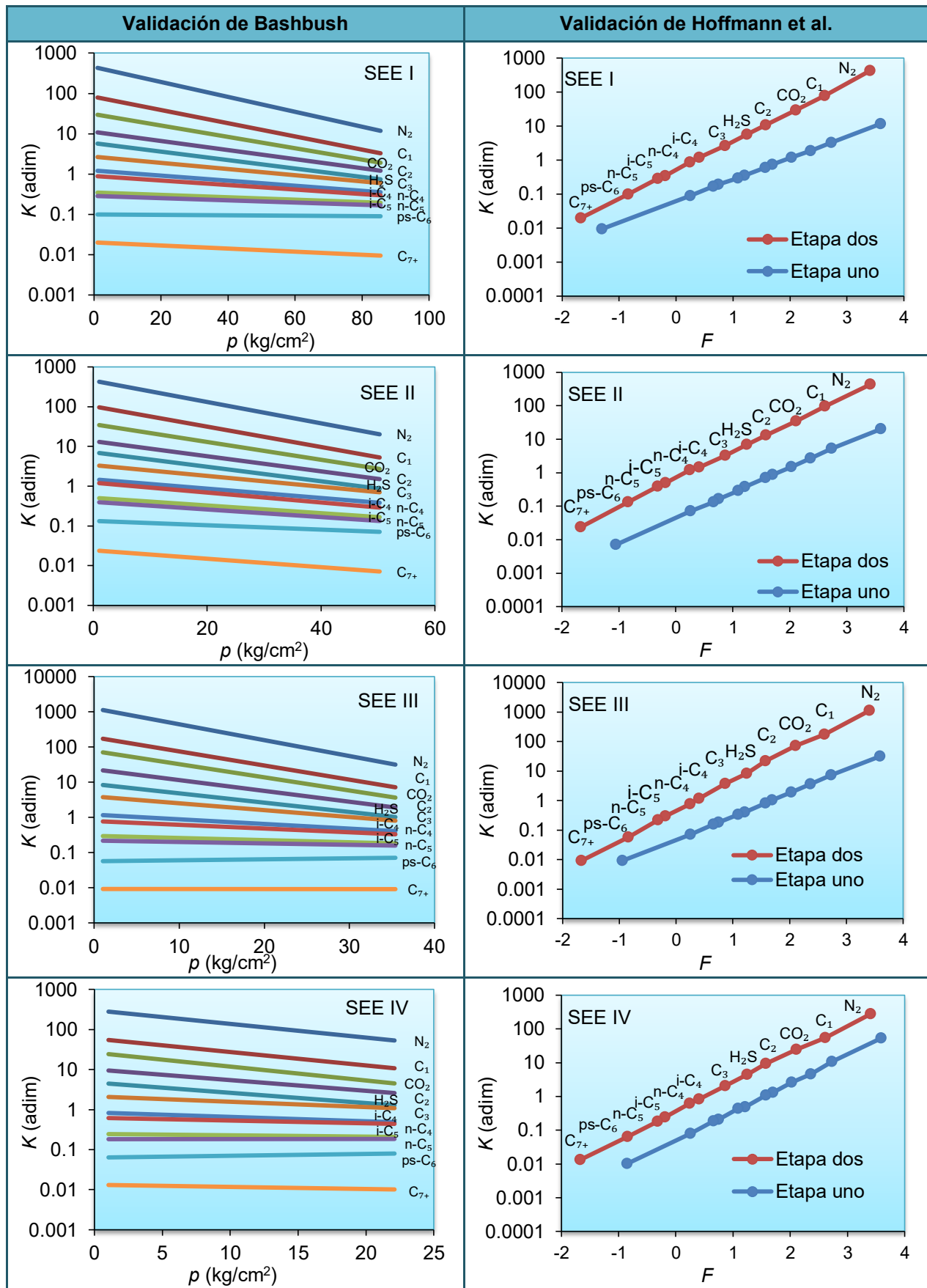


Fig. 6.30 Validación de la composición modificada mediante el criterio de Bashbush y de Hoffmann et al.

### 6.4.3. Reproducción de la información experimental

Para reproducir los cuatro experimentos SEE con el método planteado, se generaron las funciones de ajuste con la información del experimento uno, por presentar mayor valor de presión en la primera etapa. A continuación, se presentan los resultados de cada prueba y los producidos por el simulador comercial.

#### 6.4.3.1. Experimento SEE I

Como primer paso, se calculó el conjunto de valores de  $K$  con la EOS-PR y luego se obtuvieron sus factores de ajuste la Ec. (5.13). Los resultados se muestran en **Tabla 6.44**.

**Tabla 6.44** Factores de ajuste de  $K$  para los 12 componentes en cada presión de separación.

$p$ (lb <sub>f</sub> /pg <sup>2</sup> )	N <sub>2</sub>	C <sub>1</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	C <sub>3</sub>	i-C <sub>4</sub>	n-C <sub>4</sub>	i-C <sub>5</sub>	n-C <sub>5</sub>	C <sub>6</sub>	C <sub>7+</sub>
1216.1	1.731	0.918	0.951	0.923	0.697	0.885	0.884	0.904	0.958	0.953	0.952	1.203
14.7	0.711	0.417	0.505	0.397	0.277	0.367	0.479	0.512	0.532	0.593	0.724	342.346

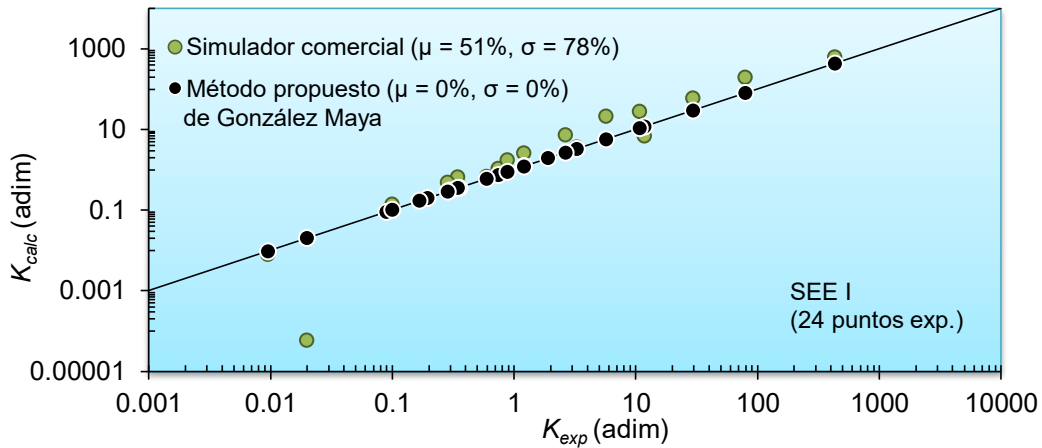
Posteriormente, se generaron 12 funciones lineales de ajuste en términos de la presión en lb/pg<sup>2</sup>. Los valores de la ordenada al origen ( $a_0$ ), la pendiente ( $a_1$ ) y el coeficiente de correlación, se proporcionan en **Tabla 6.45**. De acuerdo con el valor de  $R^2$ , cada función reproduce con exactitud los factores de ajuste.

**Tabla 6.45** Coeficientes de regresión lineal  $F_A^* = a_0 + a_1 p$  de los 12 componentes de la mezcla.

Componente	$a_0$	$a_1$	$R^2$
N <sub>2</sub>	0.601291	0.000734	1.0
C <sub>1</sub>	0.371942	0.000371	1.0
CO <sub>2</sub>	0.480778	0.000338	1.0
C <sub>2</sub>	0.372871	0.000410	1.0
H <sub>2</sub> S	0.276032	0.000336	1.0
C <sub>3</sub>	0.349231	0.000414	1.0
i-C <sub>4</sub>	0.458011	0.000332	1.0
n-C <sub>4</sub>	0.499468	0.000324	1.0
i-C <sub>5</sub>	0.518031	0.000359	1.0
n-C <sub>5</sub>	0.582694	0.000307	1.0
C <sub>6</sub>	0.713661	0.000211	1.0
C <sub>7+</sub>	616.373949	-0.501275	1.0

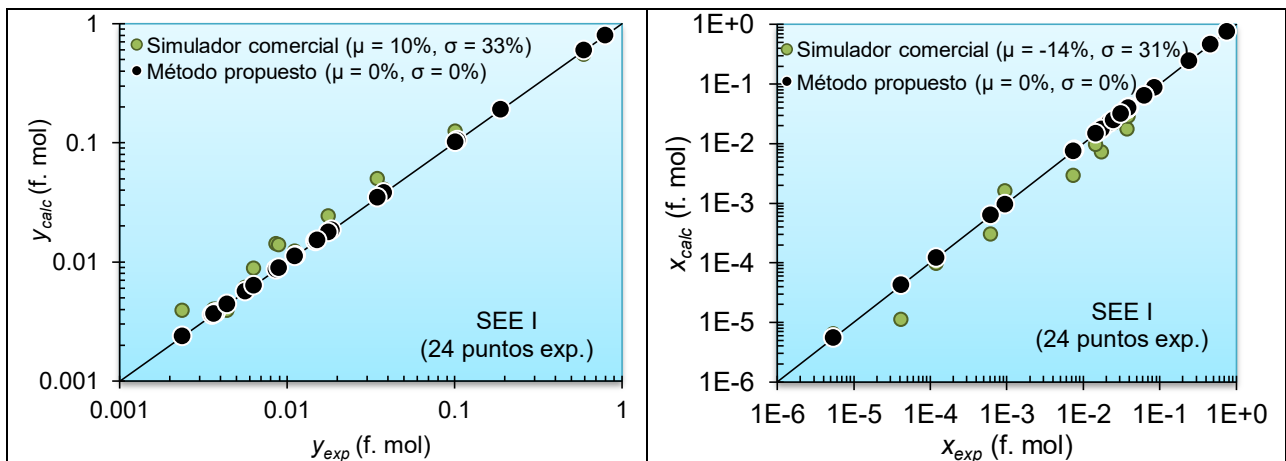


Con las funciones de ajuste, se calibraron las constantes de equilibrio calculadas con la EOS-PR. La **Fig. 6.31** exhibe el comportamiento de los valores de  $K$ , que produjo el método planteado y los generados con el simulador comercial, contra los valores experimentales para las dos etapas de separación. En esta figura, se muestra que el simulador presenta un error promedio de 51% y una desviación estándar de 78%, mientras que el método propuesto reproduce con exactitud la información experimental



**Fig. 6.31** Comparación de la  $K$  experimental contra la calculada con el método propuesto y el simulador.

La **Fig. 6.32** muestra la comparación de las composiciones experimentales del gas y del líquido, contra los calculados con el simulador y el método planteado. En ambas gráficas, el simulador generó errores altos mientras que el método propuesto de calibración reproduce con exactitud los datos experimentales de  $x$  y de  $y$ .



**Fig. 6.32** Comparación de la composición gas y líquida experimental, contra la calculada con el método propuesto y el simulador comercial.

Para el método planteado, se calibró la correlación de densidad de Standing y Katz a los datos medidos del experimento uno. La **Tabla 6.46** presenta el valor de densidad experimental y calculada, así como el factor de ajuste en cada nivel de presión.

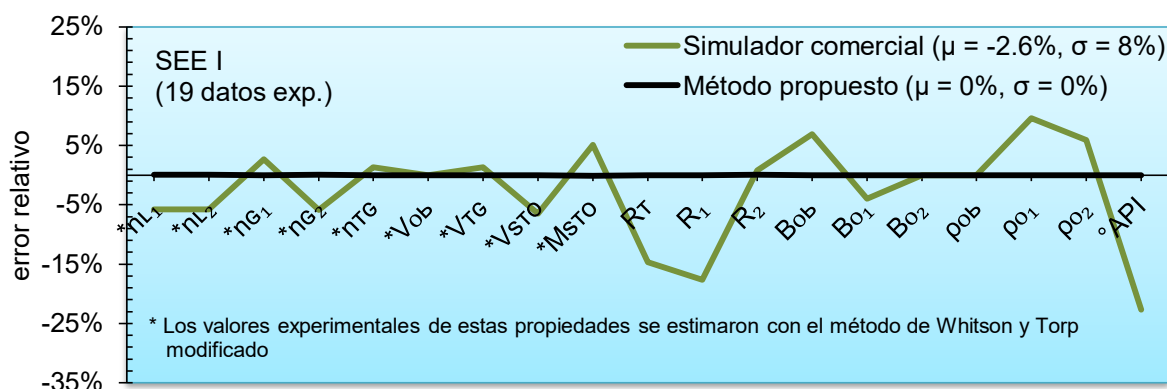
**Tabla 6.46** Factores de ajuste de la densidad del aceite.

Etapa	$\rho$ (kg/cm <sup>2</sup> )	$\rho_o$ (g/cm <sup>3</sup> )	$\rho_o$ calc (g/cm <sup>3</sup> )	$F_A$
<b>Burbuja</b>	<b>357.20</b>	<b>0.4280</b>	<b>0.2961</b>	<b>1.4457</b>
1	85.50	0.6580	0.6881	0.9563
2	1.03	0.8130	0.7972	1.0199

La expresión (6.4) es la función que describe el comportamiento de  $F_A$ , la cual también se utiliza para corregir la densidad en los experimentos SEE II, SEE III y SEE IV.

$$F_A^* = \begin{cases} -7.5314 \times 10^{-4} p + 1.0207 & \text{para } 1.03 \text{ kg/cm}^2 \leq p \leq 85.5 \text{ kg/cm}^2 \\ 1.8013 \times 10^{-3} p + 0.8023 & \text{para } 85.5 \text{ kg/cm}^2 < p \leq p_b \end{cases} \dots (6.4)$$

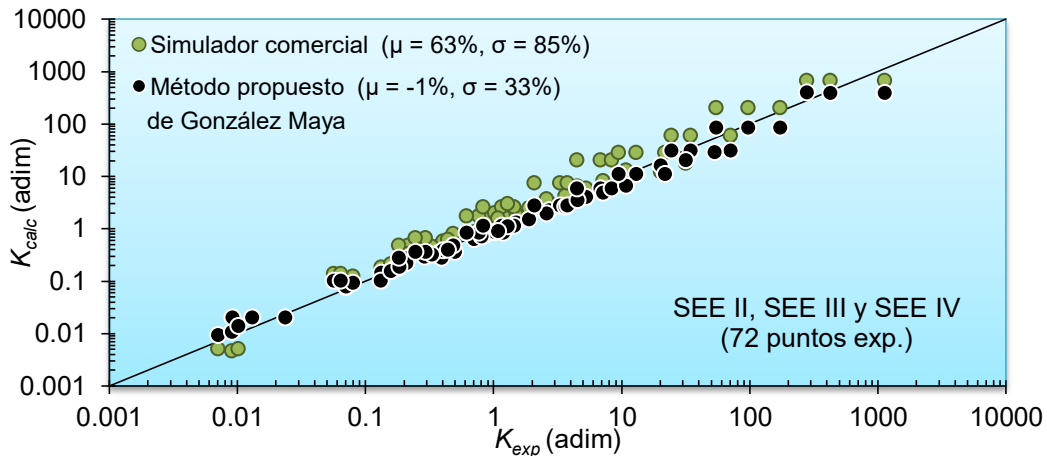
Con la densidad ajustada del método planteado, se calcularon distintas propiedades de los fluidos en cada etapa. La **Fig. 6.33** muestra la comparación del error relativo de las propiedades estimadas con el simulador comercial, y el método propuesto de calibración. Como se observa, éste último presenta 0% de error.



**Fig. 6.33** Error relativo de diferentes propiedades calculadas con el simulador comercial y el método propuesto.

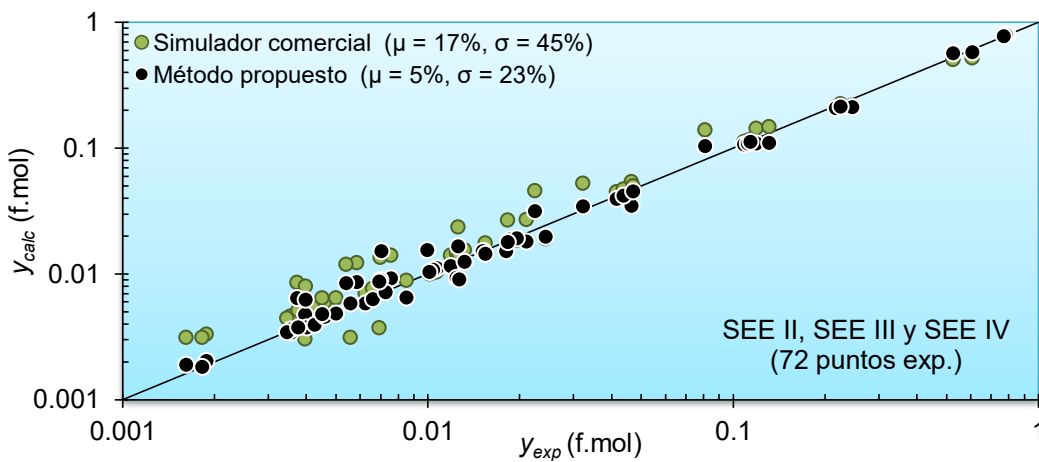
### 6.4.3.2. Experimentos SEE II, SEE III y SEE IV

Para reproducir los experimentos SEE II, SEE III y SEE IV con el método propuesto, se calcularon sus respectivos conjuntos de valores de  $K$  con la EOS-PR, y después se calibraron con las funciones de ajuste del experimento SEE I con una recalibración posterior. La **Fig. 6.34** muestra la comparación de los valores experimentales de  $K$ , contra los calculados con el simulador comercial y el método planteado. Nuevamente el simulador produce errores altos mientras que el proceso de recalibración los reduce.



**Fig. 6.34** Experimentos SEE II, SEE III y SEE IV: comparación de los valores experimentales de  $K$ , contra los calculados con el simulador comercial y el método propuesto.

La **Fig. 6.35** y **Fig. 6.36** exhiben el comportamiento de los valores de las composiciones de gas y de líquido, generadas por el simulador comercial y el método planteado. En ambas gráficas el método propuesto produce menor error que el simulador.



**Fig. 6.35** Experimentos SEE II SEE III y SEE IV: comparación de los valores experimentales de la fracción gas, contra los calculados con el simulador comercial y el método propuesto.

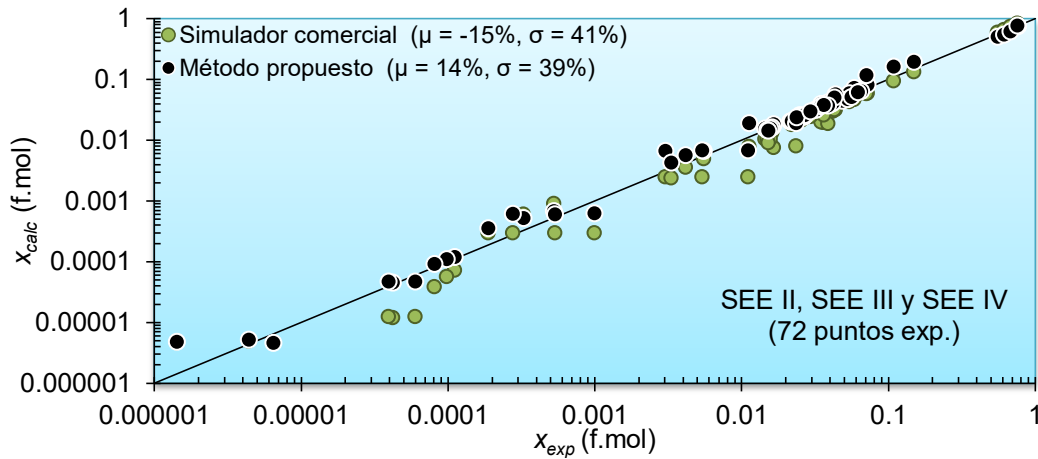


Fig. 6.36 Experimentos SEE II SEE III y SEE IV: comparación de los valores experimentales de la fracción líquida, contra los calculados con el simulador comercial y el método propuesto.

La Fig. 6.37 muestra la comparación del error relativo de distintos parámetros del gas y del aceite para los experimentos SEE II, SEE III y SEE IV. En esta figura, se observa que el método planteado produce menor error que el simulador comercial.

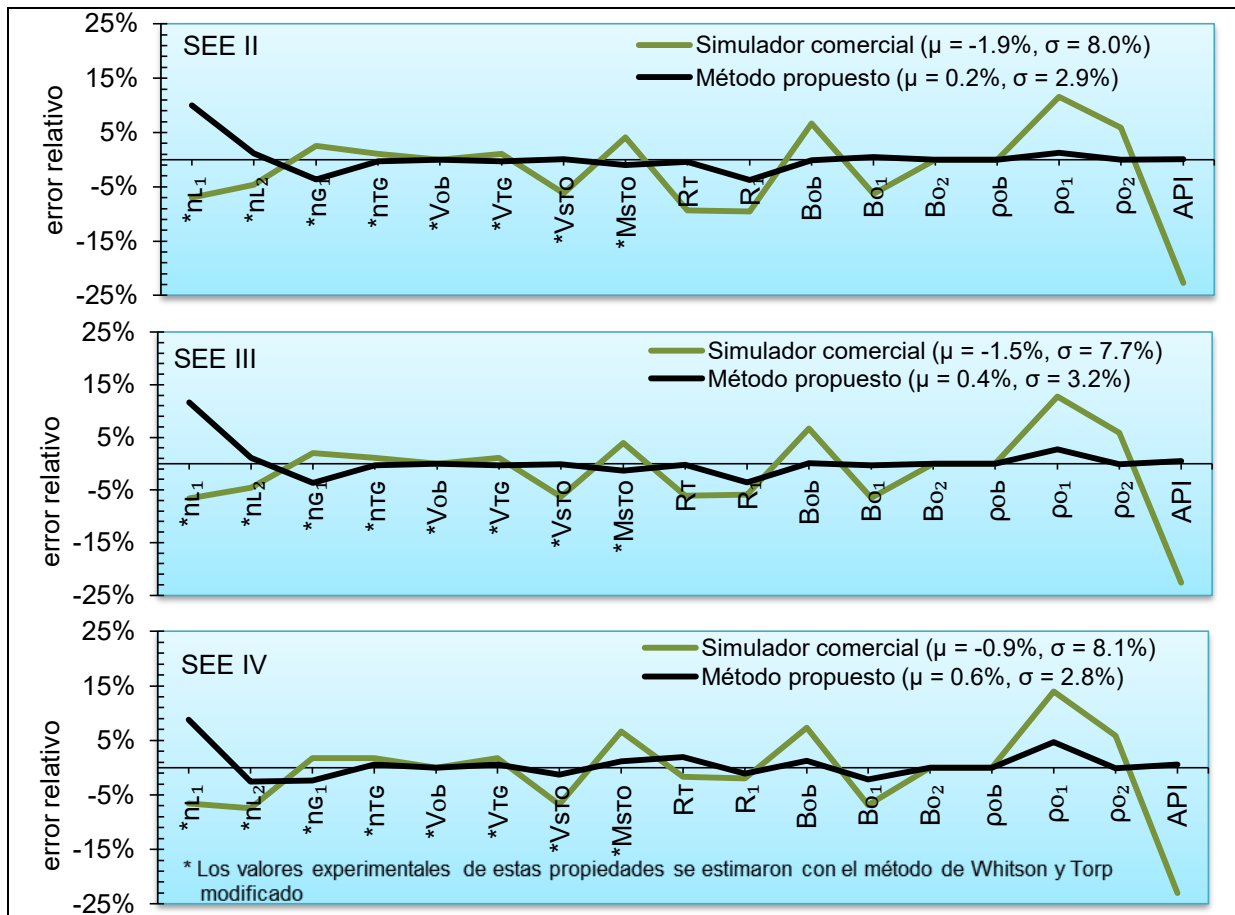


Fig. 6.37 SEE II, SEE III y SEE IV: comparación del error relativo de distintos parámetros del gas y del aceite.

#### 6.4.4. Determinación de las condiciones de separación óptimas

En esta sección, se establece la presión de separación óptima tomando en cuenta la información experimental de las cuatro pruebas SEE, y la simulación de otras presiones con los métodos evaluados, manteniendo una temperatura de 90 °C en la primera etapa y condiciones estándar en la segunda.

##### 6.4.4.1. A partir de la información experimental

El comportamiento de los grados  $API$ ,  $R_t$  y  $B_{ob}$  contra  $p_{sp}$  para las cuatro pruebas SEE se presenta en la Fig. 6.38. Como se muestra, el método planteado reproduce con bastante aproximación los datos experimentales de las tres propiedades, con errores promedio de 0.3% y desviaciones estándar menores o iguales a 1.1%. Mientras que el simulador presenta errores promedio absolutos de hasta 23%, y no muestra un punto de inflexión en la curva de  $R_t$ . Finalmente, de acuerdo con el mayor número de densidad  $API$  y menores valores de  $R_t$  y  $B_{ob}$ ; la presión de separación óptima es 50.3 kg/cm<sup>2</sup>.

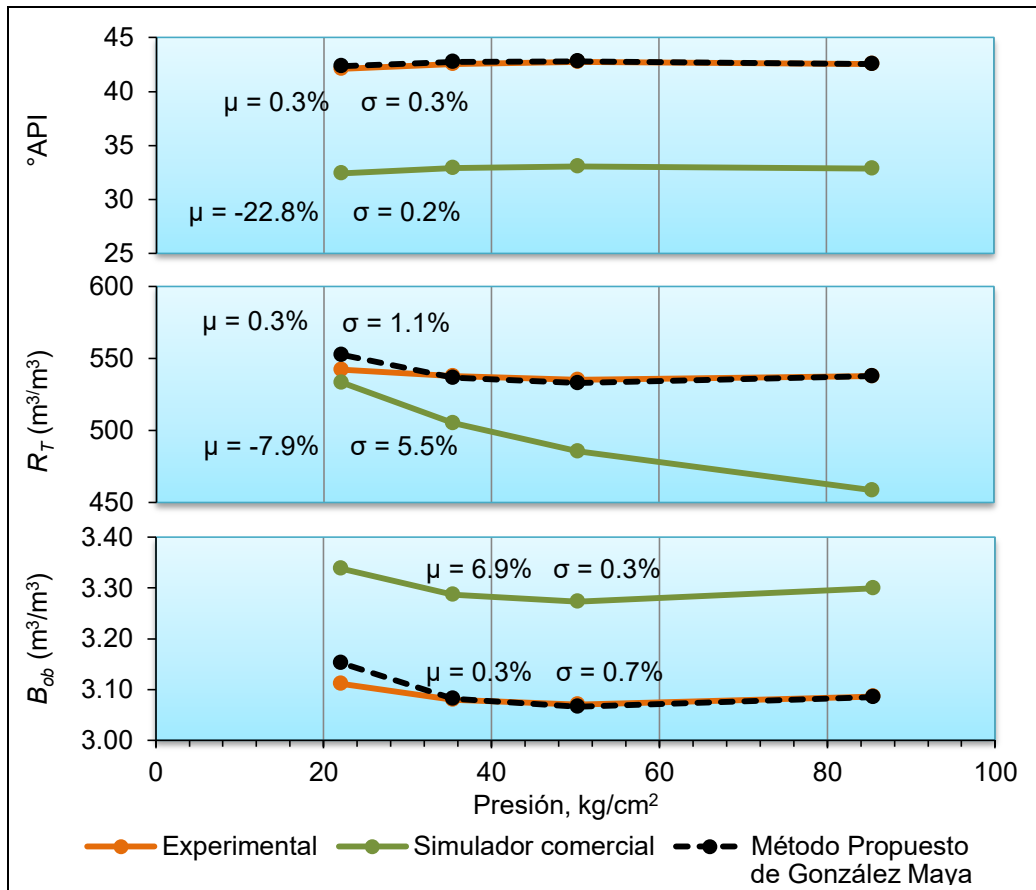
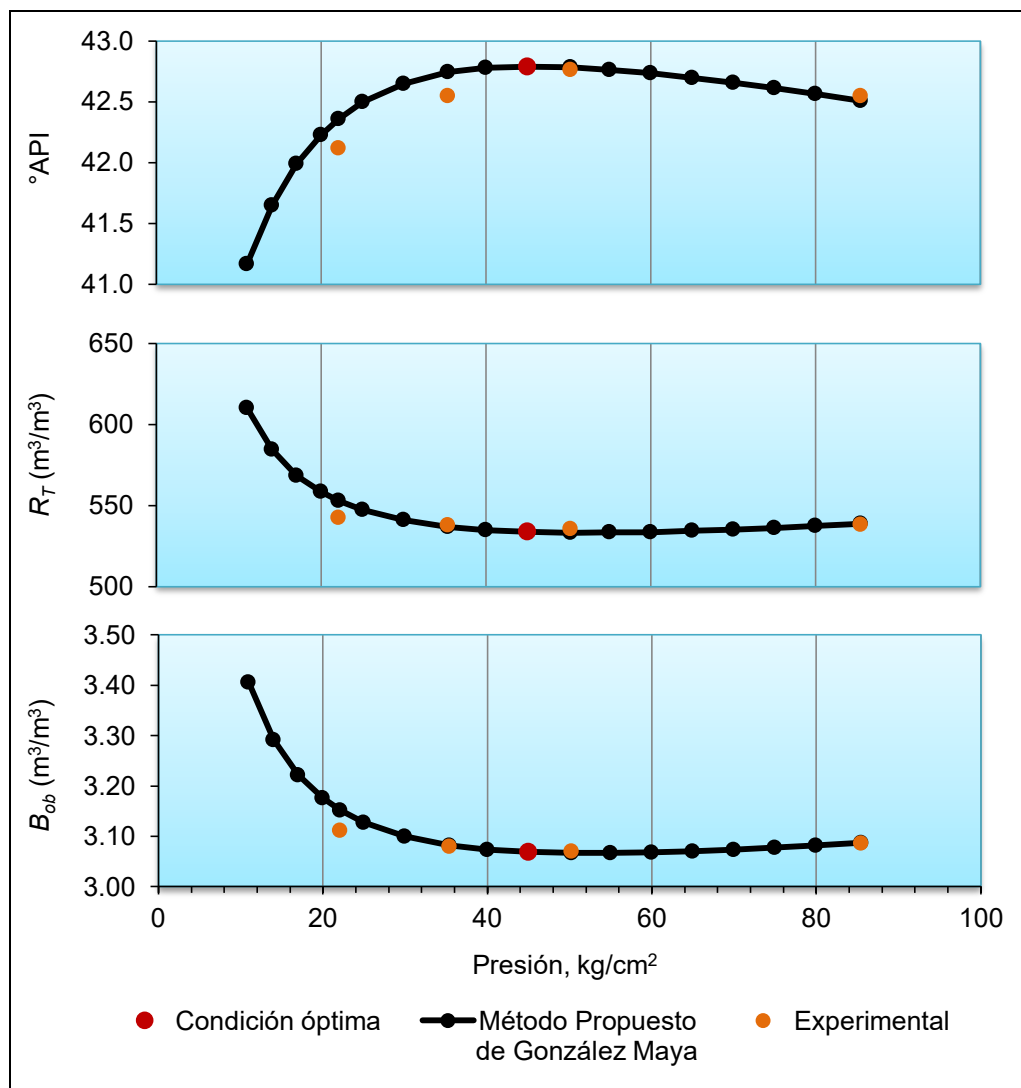


Fig. 6.38 Comparación del valor experimental de la densidad  $API$ ,  $R_T$  y  $B_{ob}$  contra los calculados con el simulador comercial y el método propuesto.

#### 6.4.4.2. A partir de la simulación de otras condiciones de separación

Con el método planteado se simularon presiones de separación desde 11 hasta 85.5 kg/cm<sup>2</sup>, para detallar el comportamiento del fluido y compararlo con los datos experimentales. Con el procedimiento de la sección 5.4.1, se determinó que 86.45 kg/cm<sup>2</sup> es la presión máxima a extrapolar, porque no genera ningún factor negativo en las funciones de ajuste (**Tabla 6.45**). El comportamiento de las propiedades del fluido se muestra en la **Fig. 6.39**, donde se establece que la presión de 45 kg/cm<sup>2</sup> aumenta la densidad *API* y disminuye los valores de  $R_T$  y  $B_{ob}$ , con respecto a los que produce la presión de 50.3 kg/cm<sup>2</sup> de la figura anterior.



**Fig. 6.39** Valor de la densidad *API*,  $R_T$  y  $B_{ob}$  obtenidos de la simulación de diferentes presiones de separación, en la primera etapa con el método propuesto.

# CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

---

## Conclusiones:

1. Se proporcionó información acerca del proceso de separación en superficie de los fluidos producidos desde el pozo, las distintas configuraciones que tienen los separadores y cómo determinar las condiciones de separación óptimas.
2. Se detallaron las diferentes pruebas PVT que se realizan en las muestras de fluido de yacimiento, para determinar sus propiedades fisicoquímicas principales. También, se presentaron los métodos de validación para verificar la consistencia de la información de laboratorio.
3. Se modificó el método de balance molar de Whitson y Torp para extenderse a la validación de la prueba de separación en etapas, y para calcular las constantes de equilibrio experimentales a partir de un mol de masa en el sistema.
4. Se observó que el ajuste convencional de la ecuación de estado, es un procedimiento tedioso, difícil de lograr y a veces no consigue predecir con exactitud condiciones diferentes de aquellas que se utilizaron durante el ajuste.

5. Se desarrolló un procedimiento para corregir inconsistencias de la composición del gas separado, que satisface los diferentes criterios de validación y los valores medidos de densidad y relación gas-aceite en cada etapa. El valor del factor de volumen de aceite a condiciones de burbuja balancea el sistema para la composición modificada, el cual cambia de forma iterativa con una diferencia menor del 1% con respecto al medido.
6. Se desarrolló un método para calibrar los valores de las constantes de equilibrio calculadas con la ecuación de estado de Peng-Robinson, mediante la generación de funciones lineales en términos de la presión y temperatura de separación.
7. El método propuesto de calibración se aplicó a la prueba de separadores. Además es más sencillo, eficaz y eficiente que el ajuste convencional de los parámetros internos de la ecuación de estado.
8. Se evaluó el método planteado, la ecuación de estado programada sin calibración y la ecuación de estado ajustada por un simulador comercial, contra datos medidos de diferentes experimentos de separación en etapas, de tres muestras de aceite pertenecientes a distintos campos de México. Los parámetros comparados fueron: las constantes de equilibrio, las composiciones y número de moles de cada fase, y distintas propiedades fisicoquímicas.
9. Se utilizaron los datos medidos de la prueba uno en las tres muestras de aceite para generar las funciones de ajuste, porque presentaron el mayor valor de presión en la primera etapa de separación.
10. Para el caso A, el método presentado generó errores promedio y desviaciones estándar cercanos a 0%, en la reproducción de los datos experimentales de la prueba uno. Y produjo errores menores a 3.1% al simular las pruebas dos y tres.
11. Para los casos B y C, el método propuesto reprodujo con exactitud la información experimental de la prueba uno. Y generó errores promedio y desviaciones estándar menores a 0.7% y 3.2%, respectivamente, durante la simulación de las propiedades fisicoquímicas de las pruebas dos, tres y cuatro.



12. La ecuación de estado de Peng-Robinson sin calibración, generó errores promedio mayores a 780% y desviaciones estándar mayores 920%, en el cálculo de las constantes de equilibrio. Esto ocasionó que se obtuvieran errores altos durante la simulación de todas las pruebas de separación en etapas, de los casos A y B.
13. La ecuación de estado de Peng-Robinson ajustada por un simulador comercial, produjo errores promedio y desviaciones estándar de hasta 63% y 85%, respectivamente, al calcular las constantes de equilibrio, y de hasta -2.6% y 8.1% en el cálculo de las propiedades del caso C.
14. El método mostrado, permitió reproducir tres escenarios distintos con diferente número de etapas, y proponer otros cuatro para el caso A. Las funciones de ajuste se generaron en términos de presión y temperatura de separación. Y se observó que el escenario óptimo fue el experimento B.
15. El método planteado, reprodujo las cuatro pruebas reportadas de los casos B y C, donde la presión de la primera etapa fue diferente entre cada una. Se generaron funciones lineales de ajuste dependientes únicamente de la presión, porque la temperatura no influye. Con las funciones se simularon 21 experimentos de dos etapas para el caso B y 18 para el caso C, determinándose que la presión de separación óptima fue de 13 kg/cm<sup>2</sup> para el primero, y de 45 kg/cm<sup>2</sup> para el segundo.
16. Los procedimientos planteados para reproducir la información experimental y predecir distintas condiciones de separación, utilizaron los métodos de: balance molar de Bashbush y de Whitson y Torp modificados, la ecuación de estado de Peng-Robinson junto con las correlaciones de Riazi-Daubert, Edmister y Wilson, la correlación de Standing, el criterio de Hoffmann et al., cálculos flash, balance composicional, generación de funciones de ajuste y la correlación de Standing y Katz para calcular la densidad del aceite, la cual se calibró a datos medidos mediante una regresión en términos de la presión.

17. Se proporcionó una forma para determinar el rango de presiones y temperaturas que se pueden utilizar en las funciones de ajuste, para que el método presentado no genere factores negativos al extrapolar a distintas condiciones de separación.
18. El criterio del escenario de separación óptimo, puede aplicarse durante el diseño de las instalaciones superficiales. Y el de presión de separación óptima, se aplica cuando las instalaciones están en operación.
19. Con el método propuesto, se pueden simular escenarios diferentes a los proporcionados en el reporte PVT, y determinar mejores condiciones de separación.
20. El procedimiento formulado, puede calibrar las constantes de equilibrio calculadas por cualquier método para aproximarlas a los datos de laboratorio.

**Recomendaciones:**

1. Desarrollar procedimientos que ayuden a determinar el número de etapas óptimo de separación para maximizar la recuperación de aceite.
2. Extender el método formulado para que se aplique en la simulación de las pruebas de separación diferencial, de expansión a composición constante y de agotamiento a volumen constante.
3. Complementar el procedimiento planteado de corrección de inconsistencias en la composición del gas separado, para que cumpla con el valor medido de  $B_{ob}$ . Esto se podría lograr obteniendo la pendiente y ordenada al origen adecuadas en la recta producida por el logaritmo de  $K$  contra el factor característico.
4. Incorporar el método desarrollado en simuladores comerciales.

# NOMENCLATURA

---

## Variables

Símbolo	Definición	Dimensiones
$a$	= variable auxiliar utilizada en diferentes expresiones	-
$A$	= variable auxiliar utilizada en diferentes expresiones	-
$API$	= densidad API del aceite	°API
$b$	= variable auxiliar utilizada en diferentes expresiones	-
$b$	= ordenada al origen	adim
$b$	= parámetro en ec. (4.3)	T
$B$	= factor de volumen	$L^3/L^3$
$c$	= variable auxiliar utilizada en diferentes expresiones	-
$C$	= relación de moles con respecto al volumen de la sustancia	$mol/L^3$
$C_D$	= coeficiente de arrastre	adim
$d$	= diámetro	L
$d$	= distancia	L
$e$	= error	%
$E$	= eficiencia	%
$f$	= fracción mol para fase gas y fase líquida	adim
$f$	= fugacidad	presión
$F$	= factor característico	adim
$F$	= fracción	adim
$F$	= fracción volumen	f. vol

Símbolo	Definición	Dimensiones
$F_A$	= factor de ajuste	adim
$F_A^*$	= función de factor de ajuste	adim
$g^*$	= energía de Gibbs	adim
$G$	= fracción mol o porcentaje mol de gas	f. mol ó %mol
$G$	= fracción gas dentro de la celda	adim
$k_{ij}$	= coeficiente de iteración entre los componentes $i$ y $j$	adim
$K$	= coeficiente de Souders-Brown en ecuación 1.7	adim
$K$	= constante de equilibrio líquido-vapor	adim
$\hat{K}$	= constante de equilibrio calculada con la EOS-PR	adim
$K$	= constante de viscosímetro	adim
$L$	= fracción liquido dentro de la celda	adim
$m$	= masa	m
$m$	= pendiente de línea recta	Lt <sup>2</sup> /m
$m$	= variable auxiliar utilizada en diferentes expresiones	-
$M$	= peso molecular	m/mol
$n$	= moles	mol
$n$	= número total de niveles de presión o etapas de separación	adim
$n_{C7+}$	= número de átomos de carbón contenidos en la fracción C <sub>7+</sub>	adim
$N_{Re}$	= número de Reynolds	adim
$p$	= presión	m/Lt <sup>2</sup>
$R$	= constante universal de los gases	pL <sup>3</sup> /mol T
$R$	= relación gas-aceite	L <sup>3</sup> /L <sup>3</sup>
$R_n$	= relación molar	adim
$R_s$	= relación de solubilidad	L <sup>3</sup> /L <sup>3</sup>
$R^2$	= coeficiente de correlación	adim
$S$	= saturación del fluido	fracción
$t$	= tiempo	t
$T$	= temperatura	T
$v$	= velocidad	L/t
$V_t$	= velocidad terminal o de asentamiento	L/t
$V$	= volumen	L <sup>3</sup>
$V_m$	= volumen molar	L <sup>3</sup> /mol
$w$	= flujo másico	m/t
$W$	= fracción peso	adim

Símbolo	Definición	Dimensiones
$x$	= fracción mol del componente en la fase líquida	f. mol
$y$	= fracción mol del componente en la fase vapor	f. mol
$Y$	= función $Y$	adim
$Y$	= ecuación de línea recta	adim
$z$	= fracción mol del componente de la mezcla o de alimentación	f. mol
$Z$	= factor de compresibilidad	adim

### Símbolos griegos

Símbolo	Definición	Dimensiones
$\alpha$	= variable definida en ec. 4.43	adim
$\gamma$	= densidad relativa	adim
$\Delta$	= diferencia	varios
$\eta$	= índice refractivo	adim
$\theta$	= propiedad física en propiedad A.1	-
$\rho$	= densidad	m/L <sup>3</sup>
$\hat{\rho}$	= densidad calculada con la correlación de Standing y Katz	m/L <sup>3</sup>
$\mu$	= promedio del error	%
$\mu$	= viscosidad dinámica	m/Lt
$\sigma$	= desviación estándar del error	%
$\nu$	= viscosidad cinemática	L <sup>2</sup> /t
$\Phi$	= coeficiente de fugacidad	adim
$\psi$	= parámetro de la EOS-PR definido en ecs. 4.50 y 4.51	adim
$\omega$	= factor acéntrico	adim

### Subíndices

Símbolo	Definición
$a$	= aire
$a$	= condiciones atmosféricas
$a$	= extremo izquierdo de un intervalo cerrado
$b$	= burbuja

<b>Símbolo</b>	<b>Definición</b>
<i>b</i>	= extremo derecho de un intervalo cerrado
<i>bl</i>	= frontera (borderline)
<i>B</i>	= ebullición
<i>c</i>	= cabecera
<i>c</i>	= celda
<i>c</i>	= crítico
<i>cal</i>	= calibrado
<i>calc</i>	= calculado
<i>C7+</i>	= fracción pesada
<i>d</i>	= experimento LD
<i>d</i>	= gota (drop)
<i>d</i>	= rocío (dew)
<i>exp</i>	= experimental
<i>f</i>	= flash
<i>f</i>	= prueba de separadores
<i>g</i>	= gas
<i>g<sub>d</sub></i>	= gas disuelto
<i>h</i>	= alto (high)
<i>i</i>	= condiciones iniciales
<i>i</i>	= <i>i</i> -ésimo componente
<i>i</i>	= intermedio
<i>j</i>	= <i>j</i> -ésimo nivel o agotamiento de presión
<i>k</i>	= contador auxiliar o de iteración
<i>l</i>	= bajo (low)
<i>L</i>	= fase líquida
<i>m</i>	= mezcla
<i>m</i>	= número total de componentes en la mezcla
<i>m</i>	= posición media de un intervalo cerrado
<i>mod</i>	= modificado
<i>n</i>	= <i>n</i> -ésimo componente
<i>n</i>	= número total de niveles o agotamientos de presión
<i>new</i>	= nuevo
<i>o</i>	= aceite
<i>p</i>	= parcial

<b>Símbolo</b>	<b>Definición</b>
<i>p</i>	= producido
<i>pa</i>	= producido acumulado
<i>pg</i>	= gas producido
<i>pt</i>	= producido total
<i>r</i>	= relativo
<i>R</i>	= yacimiento (reservoir)
<i>real</i>	= real
<i>recal</i>	= recalibrado
<i>reg</i>	= regresión lineal
<i>s</i>	= saturación
<i>sc</i>	= condiciones estándar (estándar condition)
<i>sto</i>	= aceite en el tanque de almacenamiento (stock tank oil)
<i>sp</i>	= separación
<i>t</i>	= total
<i>tb</i>	= total a condiciones de burbuja
<i>V</i>	= fase vapor
<i>w</i>	= agua (wáter)
<i>wh</i>	= cabeza del pozo (wellhead)
<i>Z</i>	= raíz cúbica
<i>2P</i>	= dos fases (2 phases)

### Superíndices

<b>Símbolo</b>	<b>Definición</b>
-	= promedio o aparente
^	= indica que la propiedad es calculada a condiciones distintas a las originales
*	= corregido
A	= asumido o supuesto
L	= fase líquida
V	= fase vapor

**Abreviaturas**

<b>Símbolo</b>	<b>Definición</b>
<i>AVC</i>	= agotamiento a volumen constante
<i>CG</i>	= cromatografía de gases
<i>CP</i>	= válvula de control de presión (control pressure)
<i>DTE</i>	= destilación fraccionada a la temperatura de ebullición
<i>ECC</i>	= expansión a composición constante
<i>EOS</i>	= ecuación de estado
<i>PR</i>	= Peng-Robinson
<i>PVT</i>	= Presión-Volumen-Temperatura
<i>SD</i>	= separación diferencial
<i>SEE</i>	= separación en etapas
<i>SSU</i>	= segundos universales Saybolt

**Unidades**

<b>Símbolo</b>	<b>Definición</b>
$^{\circ}API$	= grados API
<i>adim</i>	= adimensional
<i>%mol</i>	= por ciento mol
<i>f. mol</i>	= fracción mol
<i>f. vol</i>	= fracción volumen
<i>L</i>	= longitud
<i>m</i>	= masa
<i>p</i>	= presión
<i>t</i>	= tiempo
<i>T</i>	= temperatura



# BIBLIOGRAFÍA

---

Ahmed, T. H. 2007. *Equation of States and PVT Analysis: Applications for Improved Reservoir Modeling*. Houston, Texas: Gulf Publishing Company.

Al-Jawad, M. S. y Hassan, O. F. 2008. Correlations for Optimum Separation Pressures for Sequential Fiel Separation System. Artículo presentado en el Abu Dhabi International Petroleum Exhibition and Conference, Abu Dhabi, EAU, noviembre 3-6. SPE-118225-MS. <https://doi.org/10.2118/118225-MS>.

Al-Jawad, M. S. y Hassan, O. F. 2010. Optimum Separation Pressure for Heavy Oils Sequential Separation. Artículo presentado en el Abu Dhabi International Petroleum Exhibition and Conference, Abu Dhabi, EAU, noviembre 1-4. SPE-137995-MS. <https://doi.org/10.2118/137995-MS>.

Arnold, K. y Stewart, M. 2008. *Surface Production Operations: Vol. 1, Design of Oil Handling Systems and Facilities*, third edition. Amsterdam: Elsevier/Gulf Professional Publishing.

Bahadori, A. y Mokhatab, S. 2007. Optimizing Multistage Separators Pressure Setpoints Maximizes Oil Recovery. *World Oil* **228** (6): 101-105.

- Bahadori, A., Vuthaluru, H. B. y Mokhatab, S. 2008. Optimizing Separators Pressures in Multistage Crude Oil Production Unit. *Asia Pac. J. Chem. Eng.* **3** (4): 380-386. <http://doi.org/10.1002/apj.159>.
- Bashbush Bauza, J. L. 1981. A Method to Determine K-Values From Laboratory Data and Its Applications. Artículo presentado en el 56<sup>th</sup> SPE Annual Fall Technical Conference, San Antonio, Texas, octubre 5-7. SPE-10127-MS. <https://doi.org/10.2118/10127-MS>.
- Brinkman, F. H. y Sicking J. N. 1960. Equilibrium Ratios for Reservoir Studies. *Trans., AIME* **219**: 313-319. SPE-1429-G.
- Campbell, J. M., Hubbard, R. A. y Maddox, R. N. 1992. *Gas Conditioning and Processing: Volume 1, The Basic Principles*, seventh edition. Norman, Oklahoma: Campbell Petroleum Series.
- Carr, N. L., Kobayashy, R. y Burrows, D. B. 1954. Viscosity of Hydrocarbon Gases Under Pressure. *J Pet Technol* **6** (10): 47-55. SPE-297-G. <https://doi.org/10.2118/297-G>.
- C-E Natco. 1972. Technical Development Program. C-E Natco Company.
- Chilingarian, G. V. y Beeson, C. M., eds. 1969. *Surface Operations in Petroleum Production*. New York: Elsevier.
- Corona Becerra, A. A. 1993. *Validación Automatizada de Análisis PVT Composicionales*. Tesis de maestría, UNAM, Facultad de Ingeniería, División de Estudios de Posgrado, México D.F.
- Danesh, A. 2003. *PVT and Phase Behaviour of Petroleum Reservoir Fluids*. Amsterdam: Elsevier.

- Dykstra, H. y Mueller, T. D. 1965. Calculation of Phase Compositions and Properties for Lean-or-Enriched-Gas Drive. *SPE J* **5** (3): 239-246. SPE-1019-PA. <https://doi.org/10.2118/1019-PA>.
- Edmister, W. C. 1958. Applied Hydrocarbon Thermodynamics, Part 4: Compressibility Factors and Equation of State. *Petroleum Refinery* **37** (April): 173-179.
- Gani, R. y Fredenslund A. 1987. Thermodynamics of Petroleum Mixtures Containing Heavy Hydrocarbons: An Expert Tuning System. *Ind. Eng. Chem. Res.* **26** (7): 1304-1312. <http://dx.doi.org/10.1021/ie00067a008>.
- Glaso, O. S. y Whitson, C. H. 1982. The Accuracy of PVT Parameters Calculated From Computer Flash Separation at Pressures Less than 1,000 psia. *J Pet Technol* **34** (8): 1811-1813. SPE-8033-PA. <https://doi.org/10.2118/8033-PA>.
- Gómez Cabrera, J. A. 2004. *Apuntes Manejo de la Conducción en Superficie*. México D.F.: UNAM, Facultad de Ingeniería, División de Ingeniería en Ciencias de la Tierra. [http://www.ingenieria.unam.mx/~jagomezc/materias/BAJAR\\_APUNTES.html](http://www.ingenieria.unam.mx/~jagomezc/materias/BAJAR_APUNTES.html).
- González Maya, Y. L. 2014. *Análisis, Desarrollo, Selección y Calibración de Correlaciones PVT de Aceite Saturado para Campos Petroleros de México*. Tesis de maestría, UNAM, Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería, México D.F.
- GPSA. 2004. *Engineering Data Book, Volumes I & II, Sections 1-26*, twelfth edition. Tulsa, Oklahoma: Gas Processors Suppliers Association.
- Guo, B., Lyons, W. C. y Ghalambor, A. 2007. *Petroleum Production Engineering: A Computer Assisted Approach*. Burlington, Massachusetts: Gulf Professional Publishing.

- Hoffmann, A. E., Crump, J. S. y Hocott, C. R. 1953. Equilibrium Constants for a Gas-Condensate System. *J Pet Technol* **5** (1): 1-10. SPE-219-G. <https://doi.org/10.2118/219-G>.
- Katz, D. L. y Hachmuth, K. H. 1938. Vaporization Equilibrium Constants in a Crude Oil-Natural Gas System. *Ind. Eng. Chem.* **29** (9): 1072-1077. <http://dx.doi.org/10.1021/ie50333a022>.
- Kehn, D. M. 1964. Rapid Analysis of Condensate Systems by Chromatography. *J Pet Technol* **16** (4): 435-440. SPE-708-PA. <https://doi.org/10.2118/708-PA>.
- Lawrence, J. J. y Gupta, D. K. 2009. Quality Assessment and Consistency Evaluation of Hydrocarbon PVT Data. Artículo presentado en la International Petroleum Technology Conference, Doha, Qatar, diciembre 7-9. IPTC-13784-MS. <https://doi.org/10.2523/IPTC-13784-MS>.
- Lee, A. L., Gonzalez, M. H. y Eakin, B. E. 1966. The Viscosity of Natural Gases. *J Pet Technol* **18** (8): 997-1000. SPE-1340-PA. <https://doi.org/10.2118/1340-PA>.
- León García, A. 2012. Consistencia de Experimentos de Laboratorio. En: *Apuntes de la Asignatura de Fisicoquímica y Termodinámica de los Hidrocarburos*. UNAM, México, D.F. (agosto).
- León García, A., García Hernández, F., Pérez Herrera, R. et al. 2011. Modificación de las Técnicas de Balance Molar para su aplicación a los Experimentos de Separación Diferencial. Artículo presentado en el Congreso Mexicano del Petróleo, Puebla, Pue., junio 8-11.
- León García, A., Alamilla Carrillo, N., y García Hernández, F. 2013. Clasificación de los Yacimientos en México: Un Nuevo Enfoque. *Ingeniería Petrolera* **53** (7): 388-409.

- León García, A., Basbush Bauza, J. L., Samaniego Verduzco, F. et al. 2015. Validación del Experimento de Separación en Etapas en Superficie y su Importancia para Estudios de Comportamiento de Yacimientos. *Ingeniería Petrolera* **55** (2): 64-71.
- Ling, K., Wu, X., Guo, B. et al. 2013. New Method to Estimate Surface-Separator Optimum Operating Pressures. *Oil and Gas Fac* **2** (3): 65-76. SPE-163111-PA. <https://doi.org/10.2118/163111-PA>.
- Lohrenze, J., Clark, G. y Francis, R. 1963. A Compositional Material Balance for Combination Drive Reservoirs. *J Pet Technol* **15** (11): 1233-1238. SPE-558-PA. <https://doi.org/10.2118/558-PA>.
- Lucas, K. 1981. Die Druckabhängigkeit der Viskosität von Flüssigkeiten – eine einfache Abschätzung. *Chem. Ing. Tech.* **53** (12): 959-960. <http://dx.doi.org/10.1002/cite.330531209>.
- Mazariegos Uhlig, C. E. 1990. *Desarrollo de un Paquete de Cómputo para Determinar la Consistencia de un Análisis Composicional de Fluidos*. Tesis de maestría, UNAM, Facultad de Ingeniería, División de Estudios de Posgrado.
- McCain, W. D., Jr. 1990. *The Properties of Petroleum Fluids*, second edition. Tulsa, Oklahoma: PennWell Books.
- Pedersen, K. S., Fredenslund, A. y Thomassen, P. 1989. *Properties of Oils and Natural Gases*. Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
- Peng, D. Y. y Robinson, D. B. 1976. A New Two Constant Equation of State. *Ind. Eng. Chem. Fundamen.* **15** (1): 59-64. <http://dx.doi.org/10.1021/i160057a011>.
- Peng, D. Y. y Robinson, D. B. 1978. The Characterization of Heptanes Plus and Their Fractions. Research Report 28, Tulsa OK: Gas Producers Association.

- Redlich, O. y Kwong, J. 1949. On the Thermodynamics of Solutions. V. An equation of State. Fugacities of Gaseous Solutions. *Chem. Rev.* **44** (1): 233-244. <http://dx.doi.org/10.1021/cr60137a013>.
- Riazi, M. R. y Daubert, T. E. 1980. Simplify Property Predictions. *Hydrocarbon Processing* **59** (3): 115-116.
- Rojas, G. 2005. *Curso de Análisis PVT Composicional*. Villahermosa, Tab.: Instituto Superior de Comalcalco.
- Schou, P. K. y Christensen, P. 2007. *Phase Behavior of Petroleum Reservoir Fluids*. Boca Raton: CRC Press/Taylor & Francis.
- Slot-Petersen, C. 1987. A Systematic and Consistent Approach to Determine Binary Interaction Coefficients for the Peng-Robinson Equation of State. Artículo presentado en la 62<sup>nd</sup> SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Dallas, Texas, septiembre 27-30. SPE- 6941-MS.
- Smart, G. T. y Coats, K. H. 1982. Application of Regression-Based EOS-PVT Program to Laboratory Data. *SPE Res Eng* **1** (3): 277-299. SPE-11197-PA. <https://doi.org/10.2118/11197-PA>.
- Soave, G. 1972. Equilibrium Constants from a Modified Redlich-Kwong Equation of State. *Chem Eng Sci* **27** (6): 1197-1203. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(72\)80096-4](https://doi.org/10.1016/0009-2509(72)80096-4).
- Standing, M. B. 1977. *Volumetric and Phase Behavior of Oil Field Hydrocarbon Systems*. Dallas, Texas: Society of Petroleum Engineers of AIME. 125-126.
- Standing, M. B. 1979. A Set of Equations for Computing Equilibrium Ratios of a Crude Oil/Natural Gas System at Pressures Below 1,000 psia. *J Pet Technol* **31** (9): 1193-1195. SPE-7903-PA. <https://doi.org/10.2118/7903-PA>.

Standing, M. B. y Katz, D. L. 1942. Density of Natural Gases. *Trans.*, AIME **146** (1): 140-149. SPE-942140-G. <https://doi.org/10.2118/942140-G>.

Waals, J. D. van der. 1873. *On the Continuity of the Liquid and Gaseous State*. Academic Thesis submitted for the degree Doctor in Mathematics and Physics of the University at Leiden. Leiden: A.W. Sijthoff.

Whinery, K. F. y Campbell, J. M. 1958. A Method for Determining Optimum Second-Stage Pressure in Three-Stage Separation. *J Pet Technol* **10** (4): 53-54. SPE-901-G. <https://doi.org/10.2118/901-G>.

Whitson, C. H. y Torp, S. B. 1983. Evaluating Constant-Volume Depletion Data. *J Pet Technol* **35** (3): 610-620. SPE-10067-PA. <https://doi.org/10.2118/10067-PA>.

Whitson, C. H. y Brulé, M. R. 2000. *Phase Behavior*, Vol. 20. Richardson Texas: Monograph Series SPE.

Wilson, G. M. 1969. A Modified Redlich-Kwong Equation-of-State, Application to General Physical Data Calculations. Artículo 15c presentado en AIChE Natl. Meeting, Cleveland, Ohio, mayo 4-7.

# APÉNDICE

---

En este apéndice, se presentan los distintos métodos utilizados en el desarrollo del trabajo presente, entre los que destacan: el método de Standing y Katz (1942) para calcular la densidad del aceite, los métodos de N ewton-Rapson y de Bisección para calcular la fracción líquida, el método de Cardano para encontrar las raíces de una ecuación cúbica y, el procedimiento para generar regresiones lineales de una variable y multivariable. También se presentan los valores de las propiedades críticas, así como el factor acéntrico de distintos componentes. Además, se proporcionan algunas correlaciones para estimar las propiedades de la fracción pesada  $C_{7+}$ . Adicionalmente, se muestran las ecuaciones para calcular los parámetros estadísticos del error, que se utilizaron para comparar y evaluar el método propuesto de calibración contra datos experimentales. Finalmente, se proporcionan los datos de laboratorio de la muestra uno, que se usaron para explicar el procedimiento de calibración de  $K$  planteado en el capítulo cinco.



## A.1. Propiedades fisicoquímicas

En esta sección, se proporciona los valores de las propiedades críticas de los componentes puros, así como las correlaciones de Riazi y Daubert (1980) y de Edmister (1958) para la fracción pesada. Además, se muestran los valores de la temperatura de ebullición y del parámetro  $b$  para la correlación de Standing (1979), y los coeficientes de interacción binaria utilizados en la ecuación de estado de Peng-Robinson (1976). Por último, se explica el procedimiento de cálculo de la densidad de aceite saturado con la correlación de Standing y Katz (1942).

### A.1.1. Componentes puros

En la **Tabla A.1** se presentan el peso molecular, la presión, temperatura y volumen críticos, así como el factor acéntrico de los componentes puros. En la última columna se proporciona la densidad solo para la fase líquida. Para el caso de la fracción pesada, estas propiedades se calculan con correlaciones.

**Tabla A.1** Propiedades físicas de los componentes puros (GPSA, 2004).

Componente	$M$	$p_c$ (psia)	$T_c$ (°R)	$V_c$ (pie <sup>3</sup> /lb <sub>m</sub> )	$\omega$	$\rho_L^1$ (lb <sub>m</sub> /pie <sup>3</sup> )
CO <sub>2</sub>	44.010	1071.0	547.91	0.0344	0.2667	
N <sub>2</sub>	28.0134	493.1	227.49	0.0510	0.0372	
H <sub>2</sub> S	34.080	1300.0	672.45	0.0461	0.0948	
C <sub>1</sub>	16.043	666.4	343.33	0.0988	0.0104	
C <sub>2</sub>	30.070	706.5	549.92	0.0783	0.0979	
C <sub>3</sub>	44.097	616.0	666.06	0.0727	0.1522	31.62
i-C <sub>4</sub>	58.123	527.9	734.46	0.0714	0.1852	35.11
n-C <sub>4</sub>	58.120	550.6	765.62	0.0703	0.1995	36.43
i-C <sub>5</sub>	72.150	490.4	829.10	0.0679	0.2280	38.96
n-C <sub>5</sub>	72.150	488.6	845.80	0.0675	0.2514	39.36
C <sub>6</sub>	86.177	436.9	913.60	0.0688	0.2994	41.40

<sup>1</sup> Densidad del líquido medida a condiciones estándar. No se proporciona su valor para los componentes C<sub>1</sub>, C<sub>2</sub> y no hidrocarburos porque únicamente existen en fase gas a condiciones estándar.

**A.1.2. Propiedades críticas del C<sub>7+</sub>**

Para el cálculo de las propiedades críticas del C<sub>7+</sub>, se utilizó la correlación de Riazi y Daubert (1980) en función del peso molecular y de la densidad relativa. Su expresión es la siguiente:

$$\theta = a(M)^b \gamma^c \exp[d(M) + e\gamma + f(M)\gamma], \dots\dots\dots (A.1)$$

donde  $\theta$  puede ser  $p_c$ ,  $T_c$ ,  $V_c$  o  $T_b$ , y los valores de las constantes  $a$ ,  $b$ ,  $c$ ,  $d$ ,  $e$  y  $f$  están dados en la **Tabla A.2**.

**Tabla A.2** Constantes para la correlación de Riazi y Daubert (1980).

$\theta$	$a$	$b$	$c$	$d$	$e$	$f$
$T_c, ^\circ R$	544.40000	0.299800	1.05550	$-1.34780 \times 10^{-4}$	-0.616410	0.00000
$p_c, \text{psia}$	$4.52030 \times 10^4$	-0.806300	1.60150	$-1.80780 \times 10^{-3}$	-0.308400	0.00000
$V_c, \text{pie}^3/\text{lb}$	$1.20600 \times 10^{-2}$	0.203780	-1.30360	$-2.65700 \times 10^{-3}$	0.528700	$2.60120 \times 10^{-3}$
$T_b, ^\circ R$	6.77857	0.401673	-1.58262	$3.77409 \times 10^{-3}$	2.984036	$-4.25288 \times 10^{-3}$

El factor acéntrico se calcula con la correlación de Edmister (1958).

$$\omega = \frac{3[\log(p_c / 14.70)]}{7[(T_c / T_B) - 1]} - 1. \dots\dots\dots (A.2)$$

**A.1.3. Temperatura de ebullición y parámetro  $b$  propuestos por Standing**

La **Tabla A.3** muestra los valores de la temperatura de ebullición y del parámetro  $b$  modificados por Standing (1979) para utilizarlos en la Ec. (4.3). Para el componente C<sub>7+</sub> se utilizan las Ecs. (4.4) y (4.5) propuestas por el mismo autor.

**Tabla A.3** Valores de  $b$  y  $T_B$  para el uso de la correlación de Standing (1979), para  $\rho_{sp} < 1000 \text{ lb}_f/\text{pg}^2$  y  $T_{sp} < 200 \text{ }^\circ\text{F}$ .

COMPONENTE	$b$ ( $^\circ\text{R}$ )	$T_B$ ( $^\circ\text{R}$ )
CO <sub>2</sub>	652	194
N <sub>2</sub>	470	109
H <sub>2</sub> S	1136	331
C <sub>1</sub>	300	94
C <sub>2</sub>	1145	303
C <sub>3</sub>	1799	416
i-C <sub>4</sub>	2037	471
n-C <sub>4</sub>	2153	491
i-C <sub>5</sub>	2368	542
n-C <sub>5</sub>	2480	557
i-C <sub>6</sub>	2696	603
n-C <sub>6</sub>	2780	616
n-C <sub>7</sub>	3068	669
n-C <sub>8</sub>	3335	718
n-C <sub>9</sub>	3590	763
n-C <sub>10</sub>	3828	805
C <sub>6</sub> (agrupado)	2738	610

#### A.1.4. Coeficientes de interacción binaria para la EOS-PR

La **Tabla A.4** presenta el conjunto de los coeficientes de interacción binaria ( $k_{ij}$ ) utilizados tradicionalmente, en la predicción del comportamiento volumétrico de la mezcla de hidrocarburos con la ecuación de Peng-Robinson (1976). Notar que  $k_{ij} = k_{ji}$ .

**Tabla A.4** Valores del coeficiente de interacción binaria utilizados en la EOS-PR (Ahmed, 2007).

	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	i-C <sub>4</sub>	n-C <sub>4</sub>	i-C <sub>5</sub>	n-C <sub>5</sub>	C <sub>6</sub>	C <sub>7+</sub>
CO <sub>2</sub>	0	0	0.135	0.105	0.13	0.125	0.12	0.115	0.115	0.115	0.115	0.115
N <sub>2</sub>	0	0	0.13	0.025	0.01	0.09	0.095	0.095	0.1	0.1	0.11	0.12
H <sub>2</sub> S	0.135	0.13	0	0.07	0.085	0.08	0.075	0.075	0.07	0.07	0.07	0.06
C <sub>1</sub>	0.105	0.025	0.07	0	0.005	0.01	0.035	0.025	0.05	0.03	0.03	0.04
C <sub>2</sub>	0.13	0.01	0.085	0.005	0	0.005	0.005	0.01	0.02	0.02	0.02	0.02
C <sub>3</sub>	0.125	0.09	0.08	0.01	0.005	0	0	0	0.015	0.015	0.01	0.005
i-C <sub>4</sub>	0.12	0.095	0.075	0.035	0.005	0	0	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005
n-C <sub>4</sub>	0.115	0.095	0.075	0.025	0.01	0	0.005	0	0.005	0.005	0.005	0.005
i-C <sub>5</sub>	0.115	0.1	0.07	0.05	0.02	0.015	0.005	0.005	0	0	0	0
n-C <sub>5</sub>	0.115	0.1	0.07	0.03	0.02	0.015	0.005	0.005	0	0	0	0
C <sub>6</sub>	0.115	0.11	0.07	0.03	0.02	0.01	0.005	0.005	0	0	0	0
C <sub>7+</sub>	0.115	0.12	0.06	0.04	0.02	0.005	0.005	0.005	0	0	0	0

**A.1.5. Correlación de densidad del aceite saturado**

Standing y Katz (1942) desarrollaron una correlación gráfica para determinar la densidad del aceite saturado a partir de su composición. Posteriormente, Standing (1977) expresó la correlación gráfica de forma matemática. Este método se basa en una lb-mol en el sistema ( $n_t = 1$ ) para estimar la densidad del líquido. A continuación, se presentan los pasos para calcular la densidad a cierta presión y temperatura.

1. Calcular el peso total y el peso de cada componente contenido en una lb-mol de mezcla de hidrocarburos.

$$m_i = x_i M_i, \quad \dots \dots \dots (A.3)$$

$$m_t = \sum_{i=1}^m x_i M_i, \quad \dots \dots \dots (A.4)$$

donde

$m_i$  = peso del componente  $i$  en la mezcla, lb/lb-mol.

$x_i$  = fracción mol del componente  $i$  en la mezcla.

$M_i$  = peso molecular del componente  $i$ , lb/lb-mol.

$m_t$  = peso total de una lb-mol de mezcla, lb/lb-mol.

2. Calcular el porcentaje peso del metano contenido en todo el sistema y el porcentaje peso del etano contenido en el etano-mas ( $C_{2+}$ ).

$$(m_{C_1})_{C_{1+}} = \left( \frac{x_{C_1} M_{C_1}}{m_t} \right) \times 100 = \left( \frac{m_{C_1}}{m_t} \right) \times 100, \quad \dots \dots \dots (A.5)$$

$$(m_{C_2})_{C_{2+}} = \left( \frac{x_{C_2} M_{C_2}}{m_{C_{2+}}} \right) \times 100 = \left( \frac{m_{C_2}}{m_t - m_{C_1}} \right) \times 100, \quad \dots \dots \dots (A.6)$$

donde

$(m_{C_1})_{C_{1+}}$  = porcentaje peso del metano en todo el sistema.

$m_{C_1}$  = peso del metano en una lb-mol de mezcla, lb/lb-mol.

$(m_{C_2})_{C_2}$  = porcentaje peso del etano en etano-plus.

$M_{C_1}$  = peso molecular del metano.

$M_{C_2}$  = peso molecular del etano.

3. Calcular la densidad del propano-mas ( $C_{3+}$ ) a condiciones estándar.

$$\rho_{C_{3+}} = \frac{m_{C_{3+}}}{V_{C_{3+}}}, \quad \dots \dots \dots (A.7)$$

con

$$m_{C_{3+}} = m_t - m_{C_1} - m_{C_2}, \quad \dots \dots \dots (A.8)$$

$$V_{C_{3+}} = \sum_{i=C_3}^n \frac{m_i}{\rho_i}, \quad \dots \dots \dots (A.9)$$

donde

$\rho_{C_{3+}}$  = densidad del propano y componentes más pesados, lb/pie<sup>3</sup>.

$m_{C_{3+}}$  = peso del propano y componentes más pesados, lb/lb-mol.

$V_{C_{3+}}$  = volumen de la fracción propano-plus, pie<sup>3</sup>/lb-mol.

$\rho_i$  = densidad del componente  $i$  a condiciones estándar, lb/pie<sup>3</sup>. Los valores de densidad para los componentes puros están en la **Tabla A.1**, pero la densidad del heptano-mas ( $C_{7+}$ ) debe ser medida.

4. Calcular la densidad del líquido a condiciones estándar.

$$\rho_{sc} = \rho_{C_{2+}} \left[ 1 - 0.012(m_{C_1})_{C_{1+}} - 0.000158(m_{C_1})_{C_{1+}}^2 \right] + 0.0133(m_{C_1})_{C_{1+}} + 0.00058(m_{C_1})_{C_{1+}}^2, \quad (A.10)$$

con

$$\rho_{C_{2+}} = \rho_{C_{3+}} \left[ 1 - 0.01386(m_{C_2})_{C_{2+}} - 0.000082(m_{C_2})_{C_{2+}}^2 \right] + 0.379(m_{C_2})_{C_{2+}} + 0.0042(m_{C_2})_{C_{2+}}^2, \quad (A.11)$$

donde

$\rho_{C_{2+}}$  = densidad de la fracción etano-mas, lb/pie<sup>3</sup>.

5. Corregir la densidad a condiciones estándar hacia la presión de flujo, a partir de la adición del factor de corrección por presión ( $\Delta\rho_p$ ).

$$\rho_{p,60} = \rho_{sc} + \Delta\rho_p, \quad \dots \dots \dots (A.12)$$

con

$$\Delta\rho_p = \left[ 0.000167 + (0.016181)10^{-0.0425 \rho_{sc}} \right] p - 10^{-8} \left[ 0.299 + 263 \times 10^{-0.0603 \rho_{sc}} \right] p^2. \quad (A.13)$$

6. Corregir la densidad a 60°F y presión de flujo hacia la temperatura actual, mediante la resta del factor de corrección por temperatura ( $\Delta\rho_T$ ).

$$\rho_o = \rho_{p,60} - \Delta\rho_T, \quad \dots \dots \dots (A.14)$$

con

$$\Delta\rho_T = (T - 520) \left[ 0.0133 + 152.4(\rho_{p,60})^{-2.45} \right] - (T - 520)^2 \left[ 8.1 \times 10^{-6} - 0.0622 \times 10^{-0.0764 \rho_{p,60}} \right] \quad (A.15)$$

## A.2. Métodos numéricos aplicados en la separación de líquido y gas

Para determinar los valores de distintos parámetros durante el proceso de separación de fases tales como: fracción de líquido en cada etapa, raíces de la ecuación cubica de Peng-Robinson y regresiones lineales que describen el comportamiento de los factores de ajuste; se recurrió al uso de métodos numéricos. En esta sección se explican aquellos que se utilizaron para obtener estos parámetros.

### A.2.1. Cálculo de la fracción de líquido

A partir de los valores conocidos de la composición de la mezcla de hidrocarburos ( $z_i$ ), y de la constante de equilibrio ( $K_i$ ) en la etapa de separación  $j$ , se puede calcular el valor de la fracción líquida ( $L$ ) de la Ec. (A.16), con métodos iterativos como el de Newton-Raphson o el de Bisección. Ambos métodos se detallan a continuación.

$$\sum_{i=1}^m y_{ij} = \sum_{i=1}^m \left[ \frac{z_{ij}}{1 + L_j(K_{ij}^{-1} - 1)} \right] = 1. \quad \dots\dots\dots (A.16)$$

#### A.2.1.1. Método de Newton-Raphson

Este método es un algoritmo eficiente para encontrar aproximaciones de las raíces de una función real, pero no garantiza su convergencia global. La única manera de alcanzar la convergencia, es seleccionar un valor inicial lo suficientemente cercano a la raíz buscada. Para ello, se calcula el valor inicial de  $L$  con la relación siguiente:

$$L = 1 - \frac{A}{A+B} \dots \dots \dots (A.17)$$

donde

$$A = \sum_{i=1}^m [z_i (K_i - 1)] \dots \dots \dots (A.18)$$

$$B = \sum_{i=1}^m [z_i (K_i^{-1} - 1)] \dots \dots \dots (A.19)$$

Posteriormente, se evalúa la función  $f(L)$  -Ec. (A.20)- con el valor inicial de  $L$ .

$$f(L) = \sum_{i=1}^m \left[ \frac{z_i}{1 + L (K_i^{-1} - 1)} \right] - 1 \dots \dots \dots (A.20)$$

Si el valor absoluto de  $f(L)$  es menor a una tolerancia igual a  $10^{-6}$ , entonces el valor inicial de  $L$  es la solución encontrada. De lo contrario, se calcula el nuevo valor de la fracción líquida ( $(L)_{new}$ ) con la Ec. (A.21) y se sustituye en la Ec. (A.20).

$$(L)_{new} = L - \frac{f(L)}{f'(L)} \dots \dots \dots (A.21)$$

donde la derivada de la función  $f(L)$  se define como:

$$f'(L) = \sum_{i=1}^m \left[ \frac{z_i (K_i^{-1} - 1)}{\left(1 + L (K_i^{-1} - 1)\right)^2} \right] \dots \dots \dots (A.22)$$

Este procedimiento se repite con el nuevo valor de  $L$  hasta que se alcance la convergencia, cuando:



$$|f(L)| \leq 10^{-6}. \quad \dots\dots\dots (A.23)$$

ó

$$|(L)_{new} - L| \leq 10^{-6}. \quad \dots\dots\dots (A.24)$$

**A.2.1.2. Método de Bisección**

Este es un método menos eficiente que el de Newton-Raphson, pero asegura la convergencia de la solución, aunque el valor inicial de  $L$  esté alejado de la raíz buscada. El procedimiento para encontrar el valor de  $L$  que resuelve la Ec. (A.16) es el siguiente:

1. Se divide el intervalo  $[L_a = 0, L_b = 1]$  a la mitad ( $L_m = 0.5$ )
2. Se selecciona el subintervalo que tiene la raíz de la función  $f(L)$  dado por la Ec. (A.20). Para ello se evalúa la función en el valor intermedio así como en los extremos del intervalo  $[L_a, L_b]$ . La raíz se encuentra en el subintervalo izquierdo si  $f(L_a) * f(L_m) < 0$ , o en el subintervalo derecho si  $f(L_m) * f(L_b) < 0$ .
3. Se redefine el intervalo  $[L_a, L_b]$  como  $[L_a, L_m]$  ó  $[L_m, L_b]$ , según se haya determinado en cuál de estos intervalos ocurre un cambio de signo.
4. Con este intervalo nuevo, se continúa sucesivamente encerrando la solución en un intervalo cada vez más pequeño, hasta que  $f(L_m)$  sea muy cercano a cero. En este momento se obtiene el valor de  $L$  que resuelve la Ec. (A.16).

### A.2.2. Cálculo de las raíces de la ecuación cúbica de Peng-Robinson

La ecuación de estado de Peng-Robinson (1976) se puede representar de forma cúbica como se observa en la Ec. (A.25), donde el cálculo de los parámetros A y B se describe en el tema 4.1.3.

$$Z^3 + (B - 1)Z^2 + (A - 3B^2 - 2B)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0. \quad \dots\dots\dots (A.25)$$

El método de Cardano se utiliza ampliamente para encontrar las raíces de cualquier ecuación cúbica. A continuación se explica este método.

#### A.2.2.1. Método de Cardano

Para resolver la ecuación cúbica de Peng-Robinson, los coeficientes se engloban en las constantes *b*, *c* y *d*, quedando como sigue:

$$b = (B - 1). \quad \dots\dots\dots (A.26)$$

$$c = (A - 3B^2 - 2B). \quad \dots\dots\dots (A.27)$$

$$d = (AB - B^2 - B^3). \quad \dots\dots\dots (A.28)$$

A partir de los valores de estas constantes, se procede a calcular los siguientes parámetros:

$$p = c - \frac{b^2}{3}. \quad \dots\dots\dots (A.29)$$

$$q = \frac{1}{27}(27d - 9bc + 2b^3). \quad \dots\dots\dots (A.30)$$

$$D = \left(\frac{p}{3}\right)^3 + \left(\frac{q}{2}\right)^2, \quad \dots\dots\dots (A.31)$$

donde  $D$  es el discriminante de la ecuación cúbica, y ayuda a establecer cuatro casos posibles para calcular las tres raíces que resuelven la Ec. (A.25). Las fórmulas para cada caso se presentan en la **Tabla A.5**.

**Tabla A.5** Ecuaciones para calcular las tres raíces que resuelven la Ec. (A.25) de acuerdo con el valor del discriminante  $D$ .

<b>Caso 1:</b> sí $D > 0$ entonces se tiene una raíz real y dos imaginarias	
Raíces: $Z_1 = y_1 - \frac{b}{3}$ $Z_2 = y_2 - \frac{b}{3}$ $Z_3 = y_3 - \frac{b}{3}$	donde: $y_1 = A + B$ $y_2 = -\frac{1}{2}(A + B) + i \frac{\sqrt{3}}{2}(A - B)$ $y_3 = \bar{y}_2 = -\frac{1}{2}(A + B) - i \frac{\sqrt{3}}{2}(A - B)$ Nota: $i^2 = -1$ $A = \sqrt[3]{-\frac{q}{2} + \sqrt{D}}$ $B = \sqrt[3]{-\frac{q}{2} - \sqrt{D}}$
<b>Caso 2:</b> sí $D = 0$ , $p \neq 0$ y $q \neq 0$ entonces hay tres raíces reales, de las cuales dos son iguales	
Raíces $Z_1 = y_1 - \frac{b}{3}$ $Z_2 = Z_3 = y_2 - \frac{b}{3}$	donde: $y_1 = A + B$ $y_2 = y_3 = -\frac{1}{2}(A + B)$ $A = B = \sqrt[3]{-\frac{q}{2}}$
<b>Caso 3:</b> sí $D = 0$ , $p = 0$ y $q = 0$ entonces $A = 0$ , $B = 0$ , $y_1 = y_2 = y_3$ ; por lo tanto se tienen tres raíces reales iguales	
Raíces: $Z_1 = Z_2 = Z_3 = -\frac{b}{3}$	
<b>Caso 4:</b> sí $D < 0$ y $p < 0$ , entonces se tiene tres raíces reales distintas	
Raíces: $Z_{k+1} = \pm 2 \sqrt{-\frac{p}{3}} \cos\left(\frac{\phi + 2k\pi}{3}\right); k = 0, 1, 2$	donde: $\phi = \arccos \sqrt{\frac{q^2/4}{-p^3/27}}$ $\phi$ en rad
El signo que precede al valor constante 2 se elegirá positivo cuando $q \leq 0$ y negativo cuando $q > 0$	

**A.2.3. Generación de funciones lineales**

Mínimos cuadrados es una técnica de análisis numérico, que busca dentro de una familia de funciones lineales aquella que representa mejor un conjunto de puntos, de acuerdo con el menor valor de error cuadrático entre la función encontrada y los datos medidos. La función que representa la variable dependiente también llamada regresión lineal, está en términos de coeficientes y de variables independientes. A continuación, se presenta el procedimiento que encuentra los valores de los coeficientes para funciones de una variable y multivariable.

**A.2.3.1. Regresión lineal de una variable**

Dado un conjunto de puntos  $(x, y)$  que exhiben una tendencia lineal, donde  $x$  es la variable independiente y  $y$  es la variable dependiente, se pueden aproximar con la ecuación siguiente:

$$y = a_0 + a_1x, \dots\dots\dots (A.32)$$

donde

$$a_1 = \frac{\overline{xy} - \bar{x}\bar{y}}{\overline{x^2} - \bar{x}^2} \dots\dots\dots (A.33)$$

y

$$a_0 = \bar{y} - a_1\bar{x} \dots\dots\dots (A.34)$$

**A.2.3.2. Regresión lineal multivariable**

El conjunto de puntos  $(x_1, x_2, \dots, x_n, y)$  donde  $x_{k=1,2,\dots,n}$  representa a las variables independientes y  $y$  la variable dependiente, se le puede ajustar una línea recta de  $n$  variables y parámetros  $a$  de la forma:

$$y = a_0 + a_1x_1 + a_2x_2 + \dots + a_nx_n. \quad \dots \dots \dots (A.35)$$

Para encontrar los valores de los parámetros  $a_0$  a  $a_n$ , se resuelve el sistema matricial de ecuaciones siguiente:

$$\begin{bmatrix} a_0 \\ a_1 \\ a_2 \\ \vdots \\ a_n \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} m & \sum x_1 & \sum x_2 & \dots & \sum x_n \\ \sum x_1 & \sum x_1x_1 & \sum x_1x_2 & \dots & \sum x_1x_n \\ \sum x_2 & \sum x_2x_1 & \sum x_2x_2 & \dots & \sum x_2x_n \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \sum x_n & \sum x_nx_1 & \sum x_nx_2 & \dots & \sum x_nx_n \end{bmatrix}^{-1} \times \begin{bmatrix} \sum y \\ \sum x_1y \\ \sum x_2y \\ \vdots \\ \sum x_ny \end{bmatrix}, \quad \dots \dots \dots (A.36)$$

donde  $m$  es el número total de puntos.

### A.3. Parámetros estadísticos del error

La evaluación de un método que trata de reproducir el comportamiento de un fenómeno, calcula uno o más parámetros estadísticos del error. Aunque esta evaluación se puede basar en hasta ocho parámetros (González Maya, 2014), el trabajo presente solo toma en cuenta los errores siguientes:

**Error relativo.** Diferencia relativa entre los valores calculados y medidos.

$$e_r = \frac{V_{calc} - V_{exp}}{V_{exp}} \times 100, \dots \dots \dots (A.37)$$

**Error promedio.** Es una medida de la concordancia entre los valores calculados y los valores medidos, e indica qué tanto están sobreestimados (valor positivo) o subestimados (valor negativo) los valores calculados.

$$\mu = \frac{1}{m} \sum_{i=1}^m e_{ri}, \dots \dots \dots (A.38)$$

**Desviación estándar del error.** Indica el grado de dispersión de los errores con respecto a su valor promedio

$$\sigma = \sqrt{\frac{1}{m-1} \sum_{i=1}^m (e_{ri} - \mu)^2}, \dots \dots \dots (A.39)$$

donde  $e_r$  es el error relativo en porcentaje,  $\mu$  es el error promedio,  $\sigma$  es la desviación estándar,  $m$  es el número total de puntos en la muestra, el índice  $i$  indica el  $i$ -ésimo dato,  $v_{calc}$  es el valor calculado del parámetro analizado y  $v_{exp}$  es su valor experimental.

## A.4. Datos de la muestra uno

La muestra uno pertenece a la región marina noreste cuyo experimento SEE se presenta en **Tabla A.6**. Esta prueba tiene cuatro niveles de separación, donde la última etapa está a presión atmosférica y temperatura mayor a la estándar. El fluido de yacimiento está a una presión de 147.09 kg/cm<sup>2</sup> y temperatura de 86.11 °C con densidad de 0.8367 g/cm<sup>3</sup>. El peso molecular y densidad relativa de la fracción pesada son 326 g/g-mol y 0.9306, respectivamente. La densidad del aceite residual en el tanque de almacenamiento a condiciones estándar es 0.9188 g/cm<sup>3</sup> que equivale a 22.5 °API.

**Tabla A.6** Experimento de separación en etapas.

ETAPA	$\rho_{sp}$ (kg/cm <sup>2</sup> )	$T_{sp}$ (°C)	$R$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$B_o$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> )	$\rho_o$ (g/cm <sup>3</sup> )
Cond. iniciales	$p_b = 147.09$	$T_R = 86.11$	$R_t = 82.0$	$B_{ob} = 1.2373$	$\rho_{ob} = 0.8367$
1	8.06	80	78.53	1.0526	0.8789
2	4.9	70	1.32	1.0426	0.8853
3	1.74	35	1.36	1.0154	0.9065
4	1.03	29.4	0.79	1.0092	0.9104

La **Tabla A.7** presenta la composición del fluido de yacimiento a condiciones de 147.09 kg/cm<sup>2</sup> y 86.11 °C, así como la del gas separado en cada etapa del experimento SEE.

**Tabla A.7** Composición del fluido de yacimiento y del gas separado en cada etapa.

Etapa	Yacimiento	1	2	3	4
Componente	z (f. mol)	y (f. mol)	y (f. mol)	y (f. mol)	y (f. mol)
N <sub>2</sub>	0.0026	0.00525	0.00135	0.00023	0.00003
C <sub>1</sub>	0.2958	0.58390	0.48444	0.34938	0.16759
CO <sub>2</sub>	0.0164	0.03137	0.03436	0.03854	0.03234
C <sub>2</sub>	0.0863	0.15570	0.19284	0.25775	0.30000
H <sub>2</sub> S	0.0132	0.02155	0.0289	0.04453	0.05924
C <sub>3</sub>	0.0637	0.09729	0.12589	0.16304	0.22333
i-C <sub>4</sub>	0.0118	0.01412	0.01841	0.02292	0.03244
n-C <sub>4</sub>	0.0307	0.03299	0.04275	0.05141	0.07284
i-C <sub>5</sub>	0.016	0.01157	0.0149	0.01660	0.02349
n-C <sub>5</sub>	0.0217	0.01387	0.01756	0.01891	0.02662
C <sub>6</sub>	0.0289	0.00973	0.01195	0.01150	0.01592
C <sub>7+</sub>	0.4129	0.02205	0.02870	0.03221	0.04621

Cabe resaltar, que el reporte PVT no proporciona los valores de densidad de aceite y la composición de gas separado en cada etapa. Para fines de descripción y de evaluación del método propuesto, la información faltante se generó con el método de Standing (1979) explicado en el tema 4.1.1. Para mayor detalle, también se puede consultar el caso A del capítulo 6.