

UN SIMULADOR PARA EL ESTUDIO DEL COMPORTAMIENTO DE FASES BASADO EN: LA ECUACIÓN DE ESTADO DE SOAVE Y CÁLCULOS DE BALANCES DE MATERIA

C. V. PELAEZ* y J. C. M. ESCOBAR

Ecopetrol - Instituto Colombiano del Petróleo, A.A. 4185 Bucaramanga, Santander, Colombia

Se presenta un estudio de la capacidad predictiva, la rapidez y la exactitud de un simulador composicional, para el cálculo y análisis del equilibrio líquido-vapor de petróleos condensados y volátiles. Se calculan las propiedades PVT, tales como: factor volumétrico del gas (B_g), factor volumétrico del aceite (B_o), relaciones gas/aceite del aceite y del gas (R_{so} , R_{sg}) requeridas por los simuladores composicionales y usadas en las ecuaciones de flujo bifásico y balance de materia en yacimientos o en sistemas de producción. La ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong (EDE-SRK) dada en el simulador no ajusta o iguala datos PVT experimentales para simular el comportamiento del fluido. Este método utiliza el concepto de traslación de volumen y una sencilla caracterización de la fracción C_{7+} , de tal forma que sus resultados son similares a los reportados experimentalmente. Un riguroso balance de materia revisa la consistencia de los datos PVT experimentales (cuando se dispone de ellos) y luego calcula las propiedades del fluido tales como: composiciones a diferentes presiones, valores- K , pesos moleculares, densidad de líquidos y propiedades PVT, entre otras. Se comparó el método de caracterización de la fracción C_{7+} empleado por el simulador con los métodos más utilizados en la actualidad como por ejemplo el presentado por Pedersen *et al.* (1984). Se encontró una reducción en el tiempo de corrida de una prueba de agotamiento a volumen constante (CVD) del 80%.

This paper shows the predictive features, speed and accuracy of a phase behavior simulator which calculates and analyzes the vapor-liquid equilibrium of volatile oils and gas condensates. The simulator calculates the PVT properties (gas volumetric factor (B_g), oil volumetric factor (B_o), gas/oil ratios (R_{so} , R_{sg})) required by reservoir simulators and used in two-phase flow equations and reservoir material balances. The model uses the Soave-Redlich-Kwong equation of state (SRK-EOS) to predict phase behavior without any parameter adjustment. It only utilizes the concept of volume translation and a simple C_{7+} characterization. A rigorous material balance checks the consistency of the measured PVT data and calculates properties such as: liquid composition at different pressures, K values, molecular weight, liquid densities and PVT properties, among others. The C_{7+} characterization method used by the simulator was compared to that presented by Pedersen *et al.* (1984). The CPU time in the constant volume depletion test (CVD) was significantly reduced (up to 80%) by using the simple C_{7+} characterization method.

Palabras Claves: ecuaciones de estado (EDE), traslación de volumen, caracterización C_{7+} , balance de materia, simulación de proceso.

* A quien debe ser enviada la correspondencia

NOMENCLATURA

| | | | |
|-----------------------|------------------------------------------------------|-----------------|--------------------------------------------------------------------|
| A, B | parámetros adimensionales de la ecuación de estado. | Bg | factor volumétrico del gas. |
| a, b | parámetros de la ecuación de estado. | Rso | relación gas-aceite del petróleo. |
| c | constante de traslación de volumen. | Rsg | relación gas-aceite del gas. |
| K | constante de equilibrio. | DAP | desviación absoluta promedio. |
| m | materia | CVD | agotamiento a volumen constante. |
| M | peso molecular. | NGP | moles de gas producidas acumuladas. |
| n | número de moles. | S_L | líquido retrógrado (saturación líquida). |
| N | número de componentes, o puntos de cuadratura. | z_j, y_j, x_j | fracciones molares de la mezcla, gas y el líquido respectivamente. |
| p | presión. | Z | factor de compresibilidad. |
| $p(M)$ | función de densidad probabilística. | | |
| $p_o(M)$ | función de densidad probabilística modificada. | | |
| T | temperatura. | | |
| α, β, η | parámetros de la distribución gamma. | | |
| β_o, δ | parámetros de la función de distribución modificada. | | |
| Γ | función gamma. | | |
| γ | gravedad específica. | | |
| ρ | densidad. | | |
| v | volumen molar. | | |
| Ω | constantes críticas del modelo EDE. | | |
| Δ | acumulativo. | | |
| Bo | factor volumétrico del aceite. | | |

Subíndices

| | |
|-------------|----------------------------------|
| <i>ali</i> | alimento |
| <i>AT</i> | aceite del tanque |
| <i>c</i> | constante crítica |
| <i>ce</i> | condiciones estándar |
| <i>b, d</i> | burbuja y rocío respectivamente. |
| <i>g</i> | gas |
| <i>K</i> | número de etapa. |
| <i>celd</i> | celda. |
| <i>ra</i> | Rackett. |
| <i>t</i> | total. |
| <i>7+</i> | heptanos más. |

INTRODUCCIÓN

Recientes estudios presentados en la literatura se han centrado en el ajuste de las ecuaciones de estado (EDE) y otras técnicas para mejorar la predicción de propiedades de equilibrio de fases, para simular el comportamiento PVT de mezclas de hidrocarburos con otros compuestos y para disminuir el tiempo de cómputo (Rojas y Requena, 1992; Mohammed y Wattenbarger, 1991; Ahmed, 1991 y Da Silva y Rodríguez, 1992).

Una modificación a la ecuación de Soave-Redlich-Kwong (Soave, 1972) se implementó en un simulador para calcular las densidades líquidas basadas en el método de traslación de volumen de Peneloux *et al.* (1982), que hacen el método de cálculo más confiable y poderoso, en lo que se refiere a rapidez y predicción.

Se acepta, para algunas aplicaciones de ingeniería, caracterizar todos los componentes con más de seis átomos de carbono como un sólo compuesto. Sin embargo, en muchas aplicaciones, se necesita definir mejor los componentes presentes en la fracción C_{7+} . Por lo general, la capacidad predictiva de la ecuación de estado está limitada por la definición de la fracción C_{7+} (Whitson, 1984 y Li *et al.*, 1985). El modelo tiene

implementados dos métodos de caracterización del C_{7+} . El primero, basado en Cuadratura Gaussiana (Soreide, 1989 y Lira-Galeana *et al.*, 1992), se ha modificado con el objeto de acelerar los procesos de cálculo, disminuyendo el tiempo de corrida de la Unidad Central de Proceso (CPU). El segundo, de Pedersen *et al.* (1984), se utilizó con fines de comparación.

En las secciones siguientes se presentan las ecuaciones y planteamientos teóricos en que se fundamenta el simulador y las ecuaciones de balance de materia útiles para calcular las composiciones líquidas y valores-K, a partir de una prueba de agotamiento a volumen constante (CVD). Se comprueba la rapidez y capacidad de predicción del simulador, analizando muestras de un aceite volátil y un condensado de gas.

ECUACIONES Y PLANTEAMIENTOS TEÓRICOS

La ecuación de estado que describe el equilibrio de fases y comportamiento volumétrico es el modelo Soave-Redlich-Kwong (Soave, 1972), con una modificación en el volumen líquido por medio de la técnica de traslación de volumen introducida por Martín (1967). Las ecuaciones para el caso de componentes puros son:

$$p = \frac{RT}{v-b} - \frac{a(T)}{v(v+b)} \quad (1)$$

donde:

$$a(T_c) = \frac{\Omega_a (RT_c)^2}{P_c} \quad \text{y} \quad b = \frac{\Omega_b (RT_c)}{P_c} \quad (2)$$

Si la primera y segunda derivada isotérmicas de la presión con respecto al volumen son iguales a cero en el punto crítico, entonces los parámetros adimensionales Ω_a y Ω_b son 0,42747 y 0,0867 respectivamente.

Al introducir el factor de compresibilidad $Z = pv/RT$ en la ecuación (1), se tiene:

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

donde:

$$A = \frac{a(T)p}{(RT)^2} \quad \text{y} \quad B = \frac{bp}{RT} \quad (4)$$

Las ecuaciones de estado de dos parámetros, predicen con buena exactitud la densidad de la fase vapor y el equilibrio vapor-líquido. La principal desventaja de estas ecuaciones, es que calculan las densidades líquidas con errores que oscilan entre 12% y 30% o más (Chien y Monroy, 1986; Firoozabadi, 1988; Jhaveri y Youngren, 1988). Las densidades líquidas se utilizan en el cálculo de propiedades tales como: permeabilidades relativas, tensión interfacial, viscosidad, propiedades PVT, entre otras, las cuales afectan de manera significativa los resultados de la simulación de yacimientos (Boe *et al.*, 1981; Chien y Monroy, 1986).

La mejora en la predicción del volumen de la fase líquida se llevó a cabo con base en el trabajo sobre traslación de volumen presentado por Peneloux *et al.* (1982). Allí se define un volumen molar "corregido" en términos de la constante de traslación de volumen designada como "c", y el volumen molar calculado por la EDE-SRK como:

$$v = v_{EDE} - c \quad (5)$$

Peneloux *et al.* (1982) presentaron una relación para "c" en función de T_c , p_c y el factor de compresibilidad de Rackett, Z_{ra} (Spencer y Danner, 1972), para hidrocarburos puros (C_1 - C_{10}).

$$c = \frac{0,40768RT_c(0,29441 - Z_{ra})}{P_c} \quad (6)$$

Los autores aplicaron esta ecuación para estimar la constante de traslación "c" para las fracciones de hidrocarburos más pesados. El factor de compresibilidad de Rackett, Z_{ra} , se calcula por medio de polinomios de quinto grado para naftenos, parafinas y aromáticos. En el presente trabajo la relación que se tomó como base para Z_{ra} fue:

$$Z_{ra} = 0,291 - 0,08\omega \quad (7)$$

donde ω es el factor acéntrico.

Hay que notar que esta correlación fue formulada por Pitzer (Reid *et al.*, 1977) para correlacionar el factor acéntrico ω con el factor de compresibilidad crítico Z_c . Para uso del modelo, se supone que $Z_c \cong Z_{ra}$. Para mezclas con N componentes, la corrección del volumen líquido total c_L , se determinó usando una regla de mezcla lineal:

$$c_L = \sum x_i c_i \quad i = 1, \dots, N \quad (8)$$

siendo x_i la fracción molar líquida. El volumen líquido corregido de la mezcla sería entonces:

$$v_L = v_{EDE,L} - c_L \quad (9)$$

donde $v_{EDE,L}$ es el volumen líquido calculado con EDE-SRK.

Caracterización de la fracción C_{7+}

El simulador tiene implementados dos métodos de caracterización de la fracción C_{7+} . El primero es una variación de la Cuadratura Gaussiana combinada con la distribución Gamma presentada por Whitson (1983) y que contiene tres parámetros α , β , η :

$$p(M) = \frac{(M - \eta)^{\alpha-1} \exp\left[\frac{-(M - \eta)}{\beta}\right]}{\beta^\alpha \Gamma(\alpha)} \quad (10)$$

La ecuación (10) relaciona la fracción molar normalizada con el peso molecular. Γ es la función gamma, η puede interpretarse como el mínimo peso molecular presente en la fracción C_{7+} , α es una medida de la forma de la distribución, y el tercer parámetro β se define como:

$$\beta = \frac{(M_{7+} - \eta)}{\alpha} \quad (11)$$

Debido a que muchos yacimientos presentan en área o profundidad una variación continua en composición, muestras de diferentes pozos del mismo yacimiento, difieren en composición y en propiedades del C_{7+} (Knudsen *et al.*, 1992). El método original de Cuadratura Gaussiana combinado con la distribución Gamma, generará para cada muestra (tomada en diferentes pozos) del mismo yacimiento, un grupo diferente de propiedades de caracterización (peso molecular, gravedad específica) para los seudocomponentes. Lo anterior se debe a la variación del parámetro β con M_{7+} .

Las variaciones hechas a estas ecuaciones fueron presentadas por Whitson *et al.* (1988) y garantizan que cualquier fluido de un yacimiento con variación composicional puede caracterizarse con un grupo idéntico de propiedades para los seudocomponentes del C_{7+} , y sólo varía la composición del fluido, lo cual es posible gracias a la modificación hecha al parámetro β (Soreide, 1989):

$$\beta = \frac{\beta_0}{1 + \ln(\delta)} \quad (12)$$

donde β_0 y δ son función de la distribución modificada $p_0(M)$, que cumple $p_0(M) = p(M)$; es decir, $p_0(M)$ es numéricamente idéntica a la función original $p(M)$ para un valor dado de M . De acuerdo con el anterior planteamiento se supone:

1. α y η se les asigna valores de 1 y 90 respectivamente, con $\alpha = 1$ se obtiene una distribución exponencial.
2. Debido al supuesto anterior, $\Gamma(\alpha) = \Gamma(1) = 1$
3. El parámetro δ se usa como variable de ajuste para que se cumplan las siguientes condiciones:

$$Z_{7+} = \sum Z_i \quad \text{y}$$

$$M_{7+} = \frac{\sum Z_i M_i}{Z_{7+}} \quad i = 1, \dots, N \quad (13)$$

donde Z_i y M_i representan la fracción molar y el peso molecular de los seudocomponentes, respectivamente.

4. Una vez establecido el número de seudocomponentes y el límite superior del peso molecular (última fracción), se tiene: $\beta_0 = \beta_0(X_N)$ y $\delta = \delta(X_N, M_{7+})$ siendo X_N el último punto de la Cuadratura.

El segundo método sigue la metodología presentada por Perdensen *et al.* (1984), que divide la fracción C_{7+} entre 50 a 80 seudocomponentes. En este momento

el proceso termina siempre y cuando se cumpla la ecuación (13). Después se procede a discretizar en sólo tres componentes a los cuales se les calcula su contenido de parafina, naftenos y aromáticos (PNA) para luego calcular por medio de correlaciones las propiedades críticas. En el presente trabajo se emplearon las correlaciones de Riazi y Daubert (1987) para dicho cálculo.

Las ecuaciones del balance de materia se dan a continuación, ya que representan una herramienta fundamental para calcular diferentes propiedades en función de datos experimentales, como por ejemplo una prueba CVD, (Whitson y Torp, 1983).

Balance de materia

El simulador composicional presenta una opción en la cual, mediante los datos que se obtienen de una prueba de agotamiento a volumen constante (CVD), ya sea de laboratorio o simulada, realiza un riguroso balance de materia a cada una de las caídas de presión del agotamiento (Whitson y Torp, 1983). Se obtienen propiedades como la composición líquida, valores K, cantidades de moles iniciales, producidas y remanentes (gas y líquido en la celda), propiedades del C_{7+} (γ_{7+} , M_{7+}) del líquido y de la mezcla. Además de lo anterior, se presentan gráficas logarítmicas de K en función de p que permiten hallar las posibles inconsistencias en los datos obtenidos en el laboratorio (Bashbush, 1981).

El simulador somete las composiciones del líquido y del vapor en cada punto de presión (de la prueba CVD) a una separación instantánea multietapas (Figura 1), obteniéndose las cuatro propiedades básicas PVT, definidas como:

Bo: Volumen líquido de x_j a condiciones de yacimiento, dividido en el volumen de aceite del "stock tank" (tanque de almacenamiento) resultante del "flash" (separación) de x_j .

Bg: Volumen de vapor de y_j a condiciones de yacimiento, dividido en el volumen total de gas resultante de la separación de y_j .

Rso: Volumen total de gas resultante de la separación de x_j , dividido en el volumen de aceite del tanque de almacenamiento resultante de la separación de x_j .

Rsg: Volumen total de gas resultante de la separación de y_j , dividido en el volumen de aceite del tanque de almacenamiento resultante de la separación de y_j .

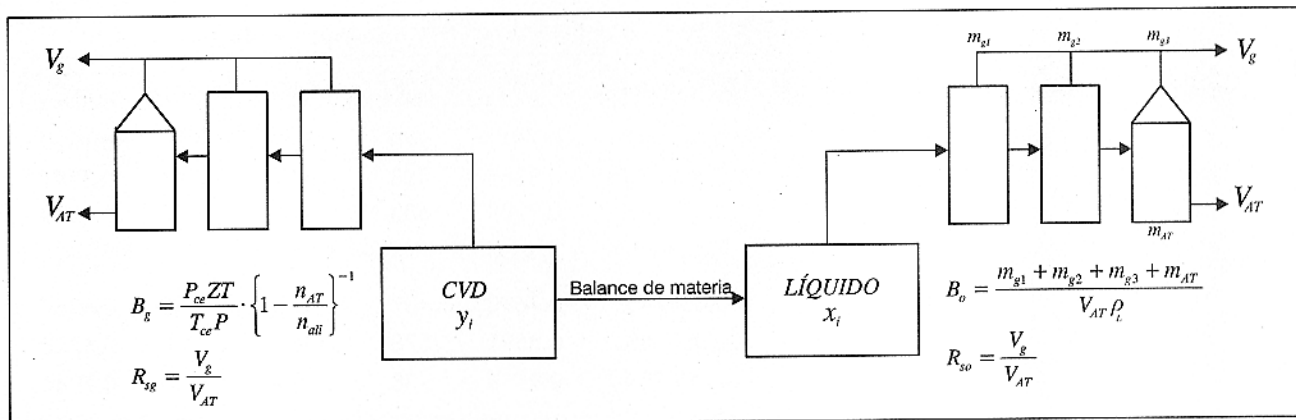


Figura 1. Separación instantánea en tres etapas de gas y de líquido, en función de datos de una prueba CVD.

Las ecuaciones fundamentales de balance de materia se plantean así :

$$n_{iK} = n_{LK} + n_{VK} \quad (14)$$

balance de moles totales

$$n_{iK} \cdot z_{jK} = n_{LK} \cdot x_{jK} + n_{VK} \cdot y_{jK} \quad (15)$$

balance molar por componente

donde n_L son las moles de líquido de composición x_j , n_V son las moles de vapor de composición y_j , y n_t son las moles totales del sistema de composición z_j .

Cada cantidad se determina a la presión de la etapa K . Los únicos datos medidos son y_j en cada etapa K de presión. Los otros valores se determinan de los datos CVD. Al asumir la base de un mol inicial, $n_{t1} = 1$, entonces las moles totales en la etapa K serán :

$$n_{tK} = 1 - \sum \Delta n_{pi} \quad i = 2, \dots, K \quad (16)$$

Aplicando el mismo balance para un componente:

$$n_{tK} \cdot z_{jK} = z_{j1} - \sum \Delta n_{pi} \cdot y_{ji} \quad i = 2, \dots, K \quad (17)$$

siendo Δn_{pi} los moles acumulados de vapor producido de la celda en la etapa i , y z_{j1} la composición del fluido en la etapa 1. El volumen de la celda, V_{celd} puede calcularse de:

$$V_{celd} = \frac{Z_d RT}{P_d} \quad \text{gases condensados} \quad (18)$$

$$V_{celd} = \frac{M_b}{\rho_b} \quad \text{volátiles, líquidos @ } p_b \quad (19)$$

Los subíndices d y b denotan la presión de rocío y burbuja, respectivamente. A cada disminución de

presión el volumen líquido se mide visualmente y se reporta como una fracción del volumen de la celda, S_{LK} . El volumen líquido V_{LK} se halla por :

$$V_{LK} = S_{LK} \cdot V_{celd} \quad (20)$$

de un balance volumétrico el volumen de vapor será :

$$V_{VK} = (1 - S_{LK}) V_{celd} \quad (21)$$

los moles de vapor n_{VK} son:

$$n_{VK} = \frac{P_K \cdot V_{VK}}{Z_K RT} \quad (22)$$

donde el factor de compresibilidad Z_K corresponde a la presión P_K . Finalmente, la composición del líquido está dada por :

$$x_{jK} = \frac{n_{tK} \cdot z_{jK} - n_{VK} \cdot y_{jK}}{n_{tK} - n_{VK}} \quad (23)$$

y los valores K o constantes de equilibrio se definen como :

$$K_{jK} = \frac{y_{jK}}{x_{jK}} \quad (24)$$

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Se analizaron un gas condensado, CONDE-1, y un aceite volátil, VOLAT-1. Los demás datos PVT se sometieron a un estudio de consistencia (Bashbush, 1981), encontrándose algunos valores erróneos en los datos de laboratorio. Los resultados de la caracterización de los anteriores fluidos se muestran en la Tabla 1. Los parámetros de interacción binaria entre hidrocarburos - no hidrocarburos se tomaron de Soreide (1989), el resto de parámetros es cero.

Tabla 1. Caracterización de CONDE-1 y VOLAT-1

| FLUIDO | Seudocomponente | M (g/mol) | Z (% molar) | γ^* | $T_b(K)$ | $T_c(K)$ | $p_c(MPa)$ | ω^{**} |
|---------|-----------------|-----------|-------------|------------|----------|----------|------------|---------------|
| CONDE-1 | 1 | 117 | 0,045987 | 0,7511 | 278 | 459 | 5,51 | 0,1429 |
| | 2 | 240 | 0,032038 | 0,8385 | 458 | 660 | 2,64 | 0,3791 |
| | 3 | 500 | 0,004068 | 0,9284 | 683 | 874 | 1,33 | 0,7072 |
| Total | C ₇₊ | 184 | 0,082092 | 0,816 | | | | |
| VOLAT-1 | 1 | 117 | 0,080145 | 0,7690 | 407 | 595 | 2,82 | 0,3367 |
| | 2 | 240 | 0,055058 | 0,8591 | 578 | 767 | 1,63 | 0,5758 |
| | 3 | 500 | 0,006786 | 0,9518 | 738 | 926 | 1,18 | 0,7944 |
| Total | C ₇₊ | 183 | 0,141989 | 0,8350 | | | | |

* Se calculan con la correlación: $\gamma_i = 0,16924 + b \cdot \ln(M_i)$; $b = 0,122161$ para CONDE-1 y $b = 0,125918$ para VOLAT-1.

** Se calculan con la correlación de Edminster, Pedersen (1984).

Gas condensado CONDE-1

La muestra es un gas condensado del Mar del Norte (Whitson y Torp, 1983) que tiene una presión en el punto de rocío de 46.636 kPa (6.764 psia) a una temperatura de yacimiento de 411 K (280°F). Entre los datos analizados se incluye, de la prueba CVD, los porcentajes de líquido retrogrado (S_L) y gas producido acumulado (NGP) (Figuras 2 y 3).

Las Figuras comparan los datos experimentales con los simulados utilizando el primer método de caracterización de la fracción C₇₊ basado en cuadratura. El segundo método, el cual presentó mayor tiempo de

procesamiento (CPU), no se muestra, y sus resultados son similares al método de Cuadratura. La desviación absoluta promedio (DAP) fue del 7,6 % para la S_L y del 4,8 % para el NGP. La corrida de la prueba CVD para seis etapas se ejecutó en un computador DTK 486 de 40 MHz. El CVD simulado con el primer método empleó un tiempo CPU de 25 s, contra un tiempo de 102 s empleado por el segundo método.

El primer método fue más rápido en cerca del 75%. En las Figuras 4, 5, 6 y 7 se muestran, para el CONDE-1, las propiedades "PVT Black-oil" (ver la definición de Bo, Bg, Rso, Rsg) calculadas a partir de

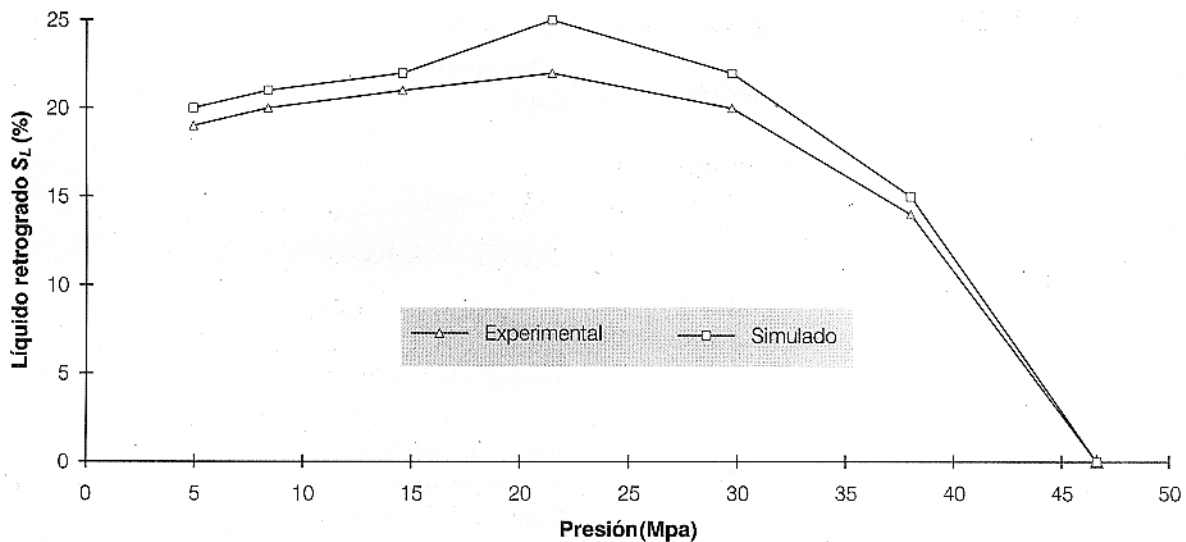


Figura 2. Comparación entre el líquido retrogrado experimental calculado a 411 K (280 °F).

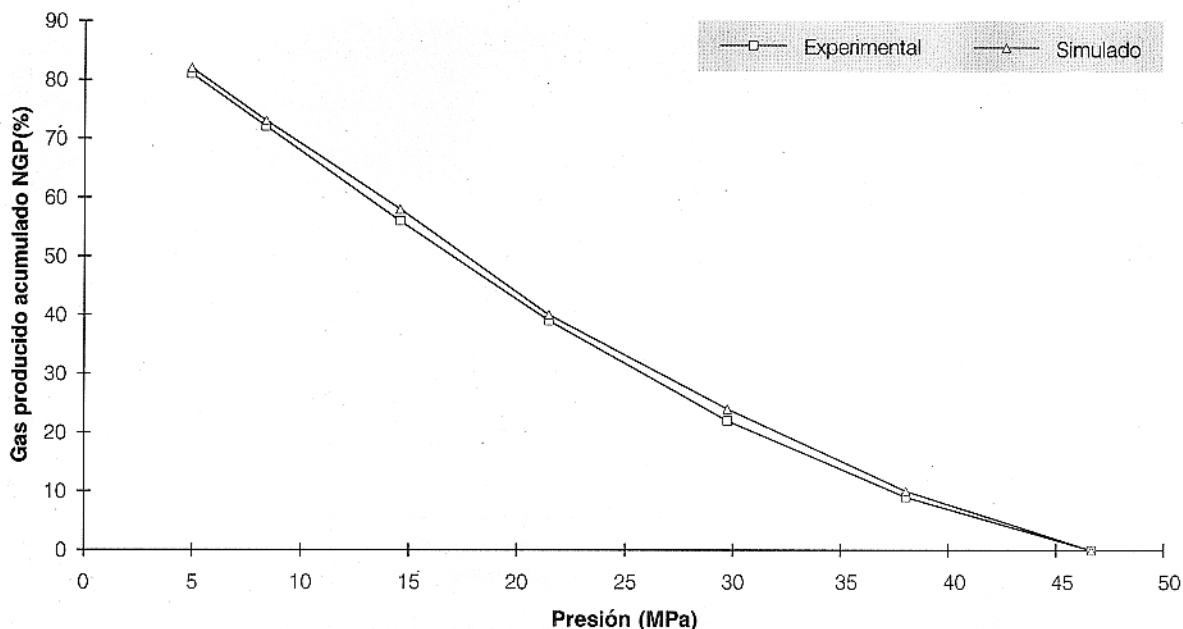


Figura 3. Comparación entre el NGP experimental y calculado a 411 K (280 °F).

una subrutina de separación en tres etapas (los datos de presión y temperatura de los separadores se tomaron de Whitson y Torp, 1983).

Las Figuras revelan resultados muy similares entre los datos calculados (menor y mayor tiempo de cómputo) y los valores calculados con datos experimentales en un amplio rango de presiones. Se observa en la Figura 4, que el factor volumétrico de formación del aceite

(Bo) a presiones altas tiene un valor muy por encima de los calculados a partir de datos experimentales. Se piensa que estos errores se deban a densidades líquidas bajas y a pesos moleculares del C_{7+} altos a esas presiones.

La Figura 8 muestra la envolvente de presiones de saturación calculada para el CONDE-1. El modelo halló una presión de rocío de 43.547 kPa (6.316 psia) a 411

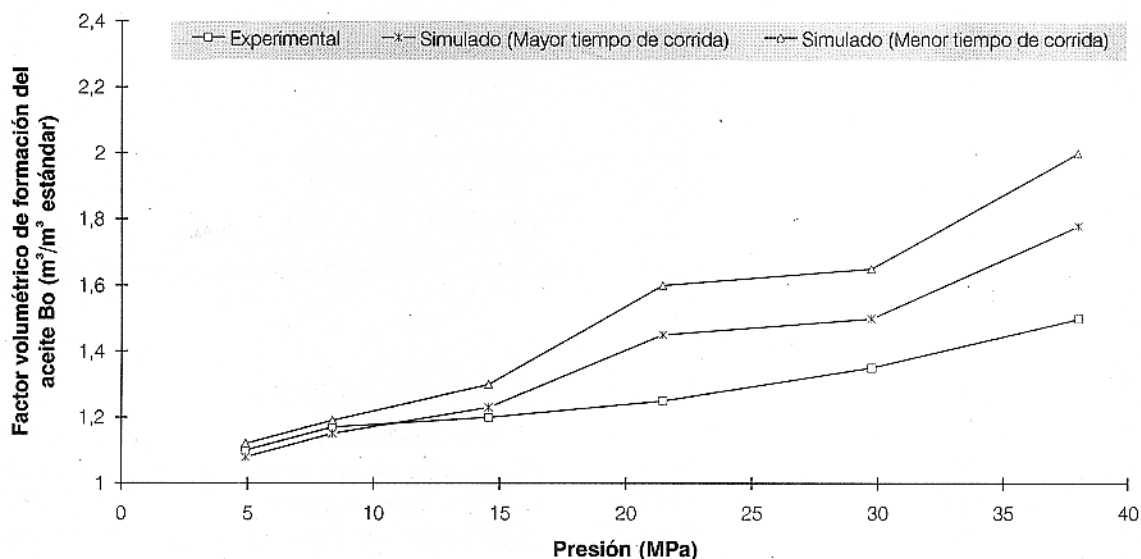


Figura 4. Comparación entre los valores de Bo calculado con datos experimentales y obtenido con el simulador.

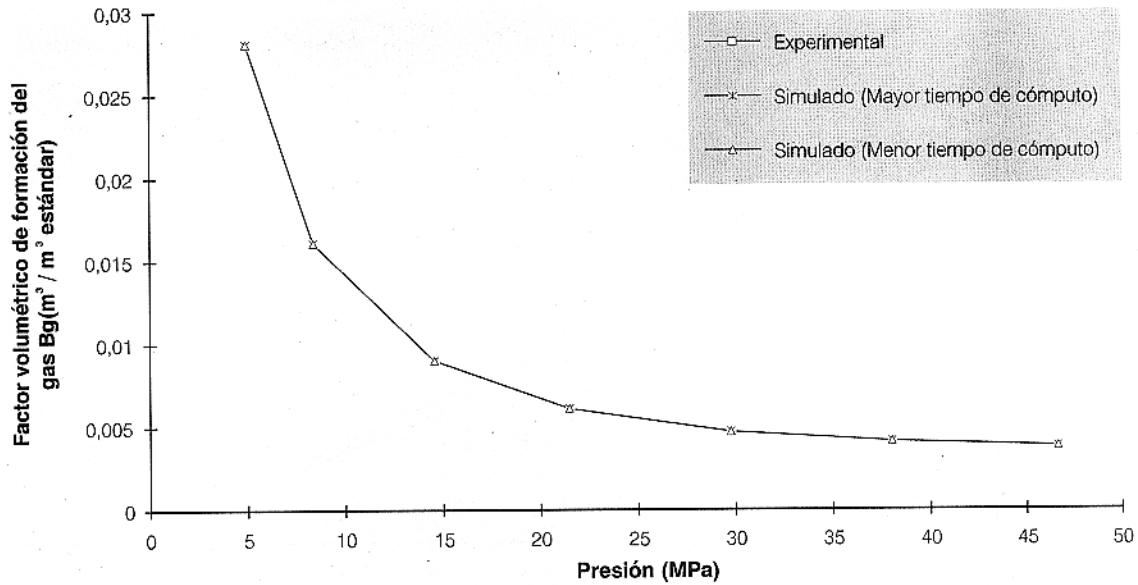


Figura 5. Comparación entre los valores de B_g calculados con datos experimentales y obtenidos con el simulador.

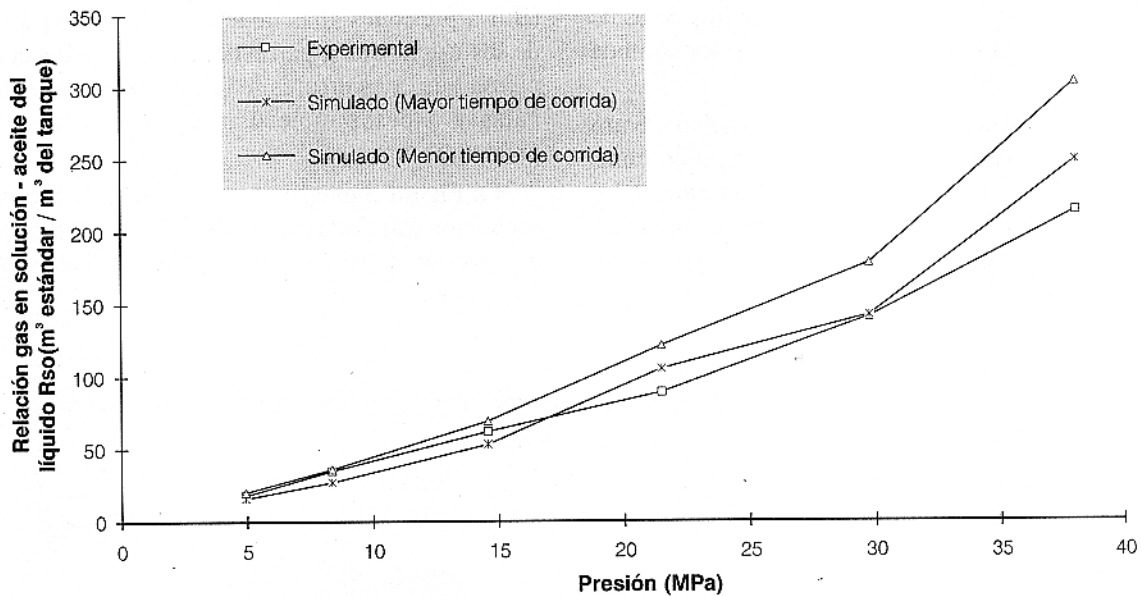


Figura 6. Comparación entre los valores de R_{so} calculados con datos experimentales y estimados.

K (280 °F), lo que significa una diferencia de 6,5% con el valor experimental. Hay que anotar que los procesos convergentes (Xu *et al.*, 1992) implementados, hacen posible que la región crítica de la envolvente sea “barrida” sin ningún tipo de problema. Whitson y Torp (1983) encontraron problemas de convergencia para este fluido.

Aceite volátil VOLAT-1

Este aceite volátil presenta un punto de burbuja de 30.261 kPa (4.389 psia) a una temperatura de 409 K (276 °F). Si se compara con el calculado de 28.200 kPa (4.014 psia, ver Figura 9), se presenta una desviación del 8,5%. Básicamente este fluido se estudió en forma similar al anterior. La prueba CVD del laboratorio y la

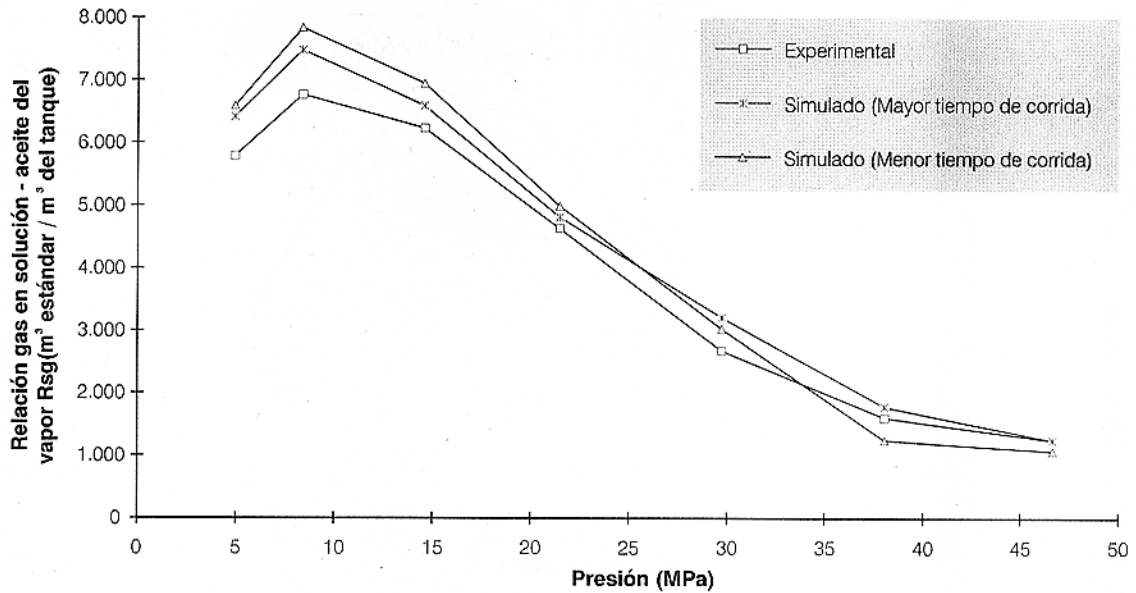


Figura 7. Comparación entre los valores de R_{sg} calculados con datos experimentales y obtenidos con el simulador.

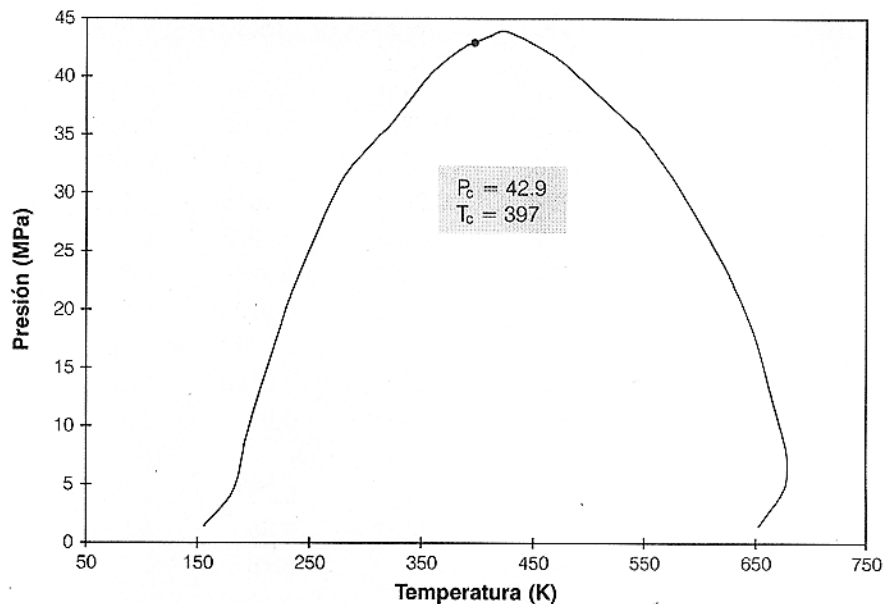


Figura 8. Envoltorio de presiones de saturación para el fluido CONDE-1.

simulada con el menor tiempo de cómputo (15 s) se resumen en las Tablas 2 y 3, respectivamente.

La prueba con el mayor tiempo de cómputo (85 s) no se muestra. Las Tablas muestran que la S_L presenta una DAP del 6% para las cinco etapas del agotamiento. Es importante observar en la Tabla 2, que una caída en presión de aproximadamente 4.826 kPa (700 psia), deja

a saturación líquida (S_L) del 100% en el 50% y el modelo propuesto simula perfectamente este cambio súbito. Las moles de gas producido acumulado (NGP), presentaron una DAP del 2% para las cinco etapas del CVD. Al igual que en el CONDE-1 no se presentaron problemas de convergencia en la región crítica al trazar la envoltorio.

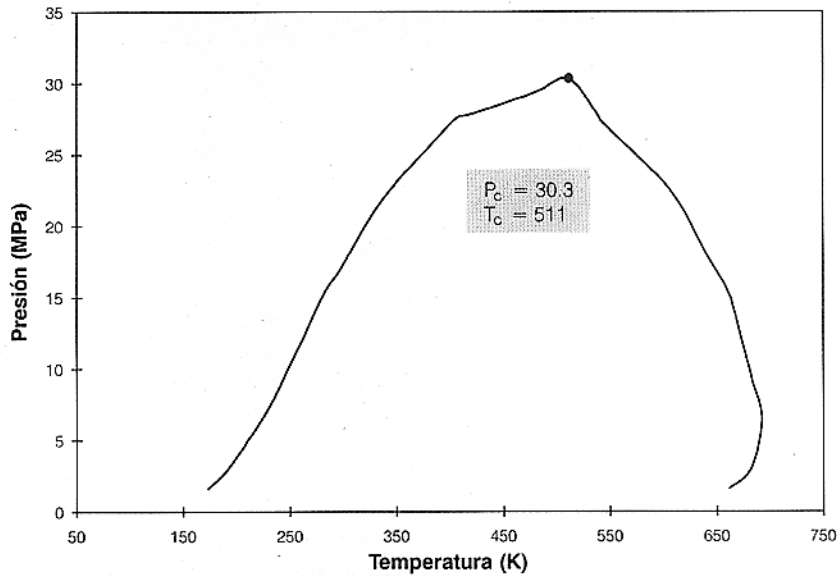


Figura 9. Envolvente de las presiones de saturación para el fluido VOLAT-1.

Tabla 2. Prueba CVD experimental para el VOLAT-1 a 409 K (276 °F).

| PRESIÓN (MPa) | 30,3 | 25,6 | 20,8 | 15,3 | 9,8 | 4,9 |
|--------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| CO ₂ | 0,0584 | 0,0632 | 0,0661 | 0,0695 | 0,0695 | 0,0696 |
| C ₁ | 0,5043 | 0,6053 | 0,6226 | 0,6337 | 0,6263 | 0,5813 |
| C ₂ | 0,0965 | 0,0996 | 0,1011 | 0,1043 | 0,1089 | 0,1154 |
| C ₃ | 0,0875 | 0,0827 | 0,0824 | 0,0836 | 0,0883 | 0,1024 |
| IC ₄ | 0,0236 | 0,0212 | 0,0207 | 0,0203 | 0,0215 | 0,0264 |
| NC ₄ | 0,0353 | 0,0322 | 0,0303 | 0,0284 | 0,0302 | 0,038 |
| IC ₅ | 0,0158 | 0,0141 | 0,0122 | 0,0121 | 0,0118 | 0,0139 |
| NC ₅ | 0,0137 | 0,0115 | 0,01 | 0,0092 | 0,0094 | 0,0126 |
| C ₆ | 0,0229 | 0,0142 | 0,0121 | 0,0128 | 0,0107 | 0,013 |
| C ₇₊ | 0,1420 | 0,056 | 0,0425 | 0,027 | 0,0234 | 0,0274 |
| M ₇₊ | 183 | 138 | 129 | 120 | 115 | 116 |
| γ ₇₊ | 0,835 | 0,798 | 0,79 | 0,781 | 0,776 | 0,777 |
| Z | - | 0,893 | 0,858 | 0,86 | 0,892 | 0,939 |
| NGP | 0 | 8,75 | 19,63 | 35,18 | 52,73 | 69,23 |
| S _L (%) | 100 | 50,1 | 45 | 41,4 | 37,6 | 33,3 |

CONCLUSIONES

- Se ha desarrollado un simulador composicional para el estudio del comportamiento de fases y volumétrico de hidrocarburos, basado en la EDE-SRK, cálculos del balance de materia, traslación de volumen y caracterización del C₇₊.
- El simulador tiene implementados dos métodos de caracterizar la fracción C₇₊, uno de los cuales (ba-

sado en Cuadratura de Gauss), bajo ciertas suposiciones, acelera los cálculos de equilibrio cuando se usan modelos EDE en cerca del 80%, con respecto a una prueba CVD.

- Se realizó una mejora en la predicción del volumen de la fase líquida calculado con una EDE, basados en el trabajo previo presentado por Peneloux *et al.* (1982).

Tabla 3. Prueba CVD simulada por el primer método para el VOLAT-1 a 409 K (276 °F)

| PRESIÓN (MPa) | 30,3 | 25,6 | 20,8 | 15,3 | 9,8 | 4,9 |
|-----------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| CO ₂ | 0,0584 | 0,0615 | 0,0636 | 0,0665 | 0,07 | 0,0727 |
| C ₁ | 0,5043 | 0,6221 | 0,6397 | 0,6457 | 0,6327 | 0,5861 |
| C ₂ | 0,0965 | 0,1003 | 0,1023 | 0,1057 | 0,1114 | 0,1192 |
| C ₃ | 0,0875 | 0,0806 | 0,0802 | 0,082 | 0,0885 | 0,1042 |
| IC ₄ | 0,0236 | 0,0201 | 0,0195 | 0,0194 | 0,0208 | 0,0257 |
| NC ₄ | 0,0353 | 0,0285 | 0,0274 | 0,0171 | 0,0291 | 0,0366 |
| IC ₅ | 0,0158 | 0,0117 | 0,0108 | 0,0103 | 0,0107 | 0,0137 |
| NC ₅ | 0,0137 | 0,0099 | 0,0091 | 0,0086 | 0,0088 | 0,0112 |
| C ₆ | 0,0229 | 0,0148 | 0,0129 | 0,0113 | 0,0109 | 0,0135 |
| C ₇₊ | 0,142 | 0,0506 | 0,0345 | 0,0233 | 0,0171 | 0,0171 |
| M ₇₊ | 183 | 144 | 133 | 128 | 126 | 126 |
| Y ₇₊ | 0,835 | 0,7922 | 0,7773 | 0,7684 | 0,7651 | 0,7644 |
| Z | - | 0,9004 | 8,8694 | 0,8621 | 0,8809 | 0,9159 |
| NGP | 0 | 8,94 | 19,58 | 34,26 | 51,31 | 67,74 |
| SL(%) | 100 | 51,87 | 48,4 | 46,84 | 40,33 | 34,09 |

- El modelo no requiere ajuste de parámetros por medio de datos experimentales, ya que sus predicciones y comportamiento están de acuerdo con los datos de laboratorio.
- El simulador emplea las ecuaciones del balance de materia para calcular, a partir de pruebas CVD de laboratorio o simuladas, propiedades tales como: composiciones, valores-K, pesos moleculares, factores volumétricos y relaciones gas-aceite.

AGRADECIMIENTOS

Los autores expresan su más sincero agradecimiento a ECOPEL - ICP por su valiosa colaboración.

REFERENCIAS

- Ahmed, T., 1991. "A Practical Equation of State", *SPE*, (feb): 137 - 146.
- Bashbush, J.L., 1981. "A Method to Determine K-Values from Laboratory Data and Its Applications", *SPE 10.127* presentado en la Reunión Anual de Otoño del SPE, San Antonio, Texas, October; 5 - 7.
- Boe, A., Skjaeveland, S. M. y Whitson, C. H., 1981, "Two-Phase Pressure Test Analysis", *SPE 10.224* presentado en la reunión anual de Otoño del SPE, San Antonio, Texas, October; 5 - 7.
- Chien, M. C. H. y Monroy, M. R., 1986, "Two New Density Correlations", *SPE 15.676* presentado en la conferencia técnica anual del SPE, New Orleans, LA, October; 5 - 8.
- Da Silva, M. B. y Rodríguez, F., 1992 "Automatic Fitting of Equations of State for Phase Behavior Matching", *SPE paper 23.703* presented at the *SPE Second Latin American Petroleum Eng. Conference* in Caracas, March, 8 - 11.
- Firoozabadi, A., 1988. "Reservoir-Fluid Phase Behavior and Volumetric Prediction With EOS", *Journal of Petroleum Technology* (April).
- Jhaveri, B. S. y Youngren, G. K., 1988. "Three-Parameter Modification of the Peng-Robinson Equation of State To Improve Volumetric Predictions", *SPE Reservoir Engineering* (August).
- Knudsen, K., Stenby, E. H. y Muller, M. A., 1992. "Thermodynamic Model for Evaluation of Equilibrium Between Fluids from Different Parts of A Reservoir", *Int Energy Agency Collab Proj Enhanced Oil Recovery, Int Symp Pap No. 11*.
- Li, Y. K., Nghiem, L. X. y Siu, A., 1985. "Phase Behavior Computations for Reservoir Fluids: effect of pseudo-components on phase diagrams and simulations results", *JCPT* (Nov - Dec): 29 - 36.
- Lira-Galeana, C., Ponce-Ramírez, L. y García-Sánchez, F., 1992, "A Molecular Thermodynamic Approach to the Prediction of Phase Equilibria in Reservoir Simulation", *Can. J. Chem. Eng.*, 70 (June): 559 - 568 .

- Martín, J. J., 1967. "Equations of State", *Ind. Eng. Chem.*, 59 (12) .
- Mohammed, S. A. y Wattenbarger, R. A., 1991. "A Simplified Method for Computing Phase Behavior of Carbon Dioxide/Hydrocarbon Mixtures in Compositional Simulation", *SPE paper 21430* presented at the SPE Middle East Oil Show Held in Bahrain, November, 16 - 19.
- Peneloux, A., Rauzy, E. y Freze, R., 1982. "A Consistent Correction for Redlich - Kwong - Soave Volumes", *Fluid Phase Equilibria*, 8.
- Pedersen, K. S., Thomassen, P. y Fredenslund, A., 1984. "Thermodynamics of Petroleum Mixtures Containing Heavy Hydrocarbons . 1. Phase Envelope Calculations by use of the Soave - Redlich - Kwong Equation of State", *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.*, (23): 163 - 170.
- Reid, R., Prausnitz, J. M. y Sherwood, T., 1977. *The Property of Gases and Liquids*, 3rd ed, McGraw - Hill, p. 21.
- Riazi, M.R. y Daubert, T. E., 1987. "Characterization Parameter for Petroleum Fractions", *Ind. Eng. Chem. Res.*, (26): 755 - 759.
- Rojas, G. y Requena, O., 1992. "A New Method to Estimate Compressibility Factors for CO₂ Hydrocarbon Mixtures", *SPE paper 23661* presented at the SPE Second Latin American Petroleum Eng. Conference in Caracas, march, 8 - 11.
- Spencer, C.F., y Danner, R.P., 1972. "Improved Equation for Prediction of Saturated Liquid Density", *Journal of Chemical and Engineering Data*, 17 (2).
- Soave, R. C., 1972. "Equilibrium Constants from a Modified Redlich - Kwong Equation of State", *Chem. Eng. Sci.*, (27): 1197 - 1203.
- Soreide, I., 1989. "Improved Phase Behavior Prediction of Petroleum Reservoir Fluids From A Cubic Equation of State", Dr. Techn. Thesis Norwegian Institute of Technology, Department of Petroleum Engineering.
- Whitson, C. H. y Torp, S. B., 1983. "Evaluating Constant Volume Depletion Data", *JPT*, (March).
- Whitson, C. H., 1983. "Characterizing Hydrocarbon Plus Fractions". *SPEJ* (Augt.): 683-694; Trans., AIME, 275.
- Whitson, C. H., 1984. "Effect of C₇₊ Properties on Equation of State Predictions", *SPEJ*, (Dic.): 685-696, Trans. AIME, 277.
- Whitson, C. H., Anderson, T. F. y Soreide, I., 1988. "C₇₊ Characterization of Related Equilibrium Fluids Using the Gamma Distribution", *Paper presented at the AIChE Spring Meeting*, New Orleans, March 6 - 10.
- Xu, D. H., Danesh, A. y Todd, A. C., 1992. "An Accelerated Successive Substitution Method for Calculation of Saturation Pressure of Multicomponent Fluids", *Fluid Phase Equilibria*, 72, 15 - 24.