

Optimización del número de etapas de separación y condiciones de operación de un tren de estabilización de crudo

Jesús Toribio Espinoza Sandoval

jtesandoval@gmail.com

Fernando Samaniego Verduzco

fersamaniegov@hotmail.com

Facultad de Ingeniería, UNAM

Carlos Lira Galeana

clira@imp.mx

Instituto Mexicano del Petróleo

Artículo recibido en marzo de 2017 y aceptado en mayo de 2017

Resumen

Se aplica la ecuación de estado (EdE) de Peng-Robinson y cálculos de equilibrio líquido vapor (ELV) para determinar el menor número de etapas de separación en un proceso de estabilización de crudo, así como sus condiciones de presión que permitan maximizar la calidad API del aceite tratado, y minimizar el factor de formación de volumen (B_o). Para ello se aplican los criterios de primera y segunda derivada de una función multivariable mediante el método de gradiente reducido generalizado para determinar los puntos máximos y mínimos.

Palabras clave: Ecuación de estado, etapas de separación, optimización, presión óptima, estabilización.

Optimization of the number of separation stages and operating conditions of a crude stabilization system

Abstract

The Peng-Robinson Equation of State and vapor liquid equilibria calculations are applied to determine the lowest number of stage separation, as well as pressure conditions that allow maximize the API gravity and minimize the FVF. The first and second derivative criteria of a multivariate function are applied using the generalized reduced gradient method to determine the maximum and minimum points.

Keywords: Equation of state, stage separation, optimization, optimum point, stabilization.

Introducción

La producción de aceite suele ser acompañada de gas, disuelto que se libera conforme va disminuyendo la presión y temperatura del hidrocarburo. Mientras mayor sea la liberación de gas, mayor será el encogimiento del aceite, y

por tanto, menor el volumen de crudo para venta. Este fenómeno depende de la composición del petróleo a condiciones de yacimiento; del número de etapas de separación y de las condiciones de presión y temperatura de cada una.

Teóricamente, entre mayor sea el número de etapas empleadas para la separación gas - aceite, mayor será la recuperación de líquidos en la última etapa. Sin embargo, en cada una se recupera un porcentaje menor de líquidos respecto a la anterior, como se ilustra en la **Figura 1**, hasta llegar a un punto donde la recuperación de aceite en esa etapa no justifica el costo adicional de agregarla. En cuanto a las condiciones de operación, si la presión se fija demasiado alta en la primera etapa, sólo se removerá una pequeña parte del gas liberado y una gran cantidad en

el tanque, donde se perderán componentes intermedios junto con los ligeros, lo que resulta en un mayor encogimiento y menor calidad del aceite; por otro lado, si la presión es muy baja, se liberará demasiado gas en la primera etapa y los componentes ligeros atraerán a los intermedios, también ocasionando un alto encogimiento. Por lo que, es importante determinar el mínimo número de etapas y sus condiciones de operación que maximicen la recuperación de líquidos, es decir, que ocasionen el menor encogimiento posible.

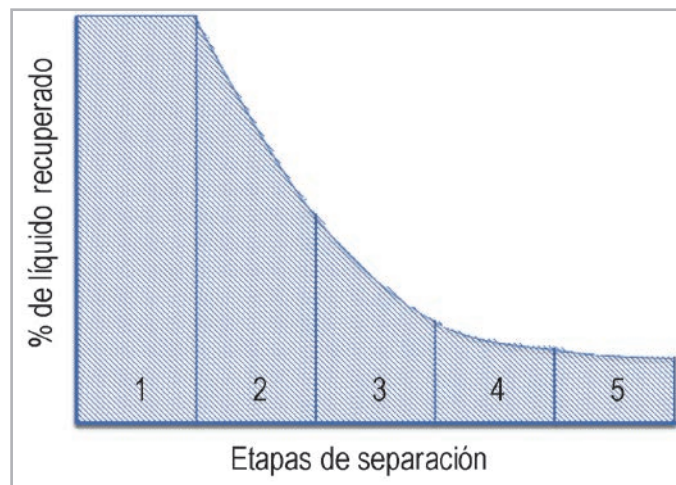


Figura 1. Recuperación incremental de líquido por número de etapas, (Arnold y Stewart 2008).

Planteamiento del problema

En la mayoría de los casos, es difícil determinar el número óptimo de etapas de separación debido a que la composición es diferente de un fluido a otro y cambia conforme la presión de producción declina con el tiempo. Algunos autores

como (Arnold y Stewart 2008), han propuesto reglas de dedo para seleccionar el número de etapas en función de la presión inicial, **Tabla 1**. La desventaja de esta regla es que no considera la composición del fluido, la presión y temperatura a la que opera cada separador y si existe una condición óptima de operación.

Tabla 1. Regla empírica para selección del número de etapas.

Presión inicial del primer separador		Número de etapas*
kPa	psig	
25 - 860	25 - 125	1
860 - 2,100	125 - 300	1 - 2
2,100 - 3,400	300 - 500	2
3,400 - 4,800	500 - 700	2 - 3**

* No incluye el tanque de almacenamiento
 ** A flujos mayores de 650 m³/hr (100,000 BPD), se justifica agregar un mayor número de etapas.

El número de etapas y las condiciones óptimas se pueden seleccionar de tal manera que se maximice la cantidad de líquido recuperado en el tanque. Si se piensa en una envolvente de fases promedio, es claro que existirá una mayor recuperación de líquidos entre más se disminuya la temperatura, no obstante, no es igual de obvio qué tanto debe disminuirse la presión en cada etapa. Para el caso de que se tenga sólo una etapa de separación, las condiciones del tanque de almacenamiento se fijan a

condiciones atmosféricas, la temperatura del separador se establece como la condición a la que ingresa el fluido. La presión óptima se puede determinar de forma gráfica de la siguiente manera, el B_o o la relación gas-aceite (RGA) y la gravedad API (γ_{API}) se estiman a determinada temperatura y para diferentes presiones, mediante cálculos de ELV; la presión óptima será aquella que proporcione el menor B_o y la mayor γ_{API} , como se ejemplifica en la **Figura 2**.

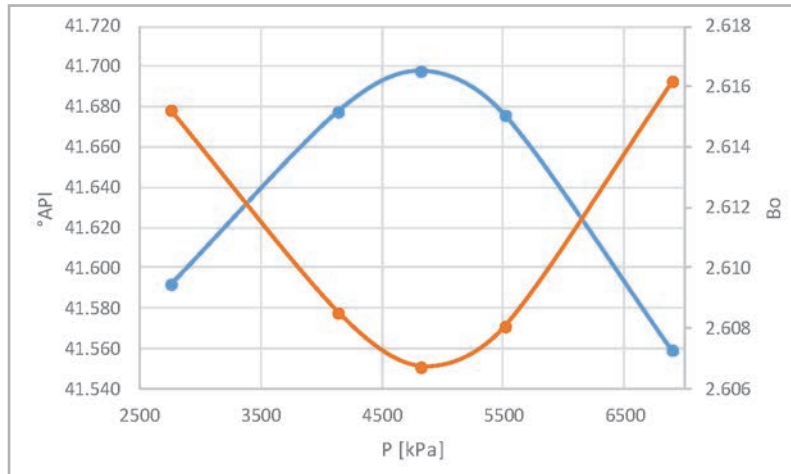


Figura 2. Efecto de la presión del separador en el B_o y $^{\circ}API$.

Sin embargo, cuando se tiene más de una etapa de separación, ya no es posible realizar el análisis de forma gráfica, debido a que es un sistema conectado y lo que sucede en un separador afecta a los demás. Adicionalmente, se requiere de un mayor número de simulaciones. Por ejemplo, si se tiene una etapa de separación y se analizan

cinco valores de presión en el separador, se requiere de 10 simulaciones (cinco de la etapa más la correspondiente del tanque); para dos etapas de separación se necesita de 35 simulaciones, como se ejemplifica en la **Figura 3**, cinco de la primera etapa, cinco de la segunda para cada una de la primera, y las correspondientes del tanque.

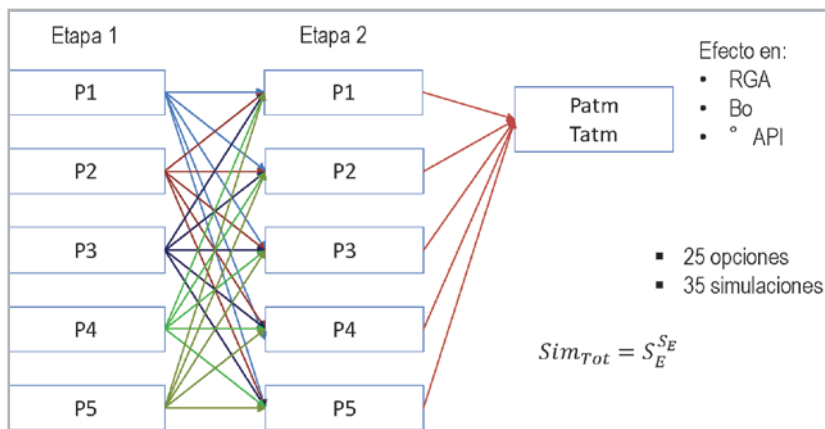


Figura 3. Ejemplo de simulaciones requeridas para más de una etapa de separación.

Es de notar que conforme el hidrocarburo avanza en las etapas de separación, al enfriarse y disminuir la presión, se va liberando gas y por tanto se modifica la envolvente de fases. En las **Figuras 4 y 5** se observa como cambia la

envolvente de fases para un hidrocarburo ligero en las diferentes etapas de separación cuando se operan a presión intermedia y alta, respectivamente.

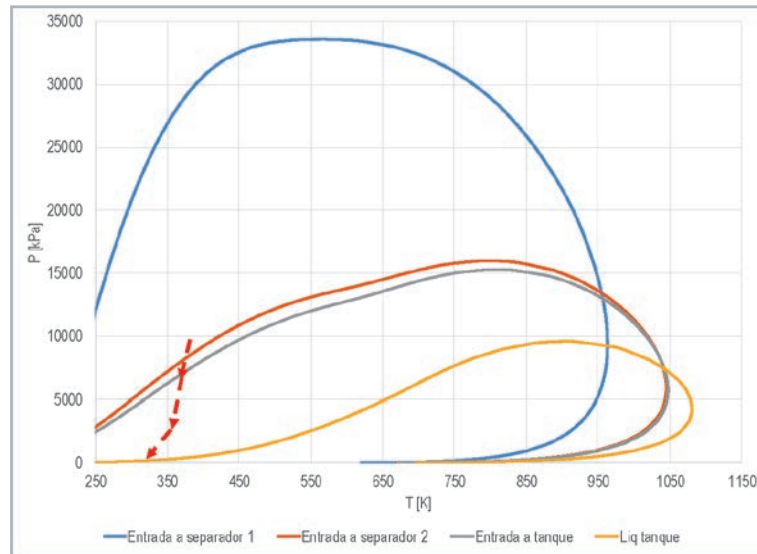


Figura 4. Cambio de la envolvente de fases para un hidrocarburo ligero en un sistema de dos etapas de separación operado a alta presión.

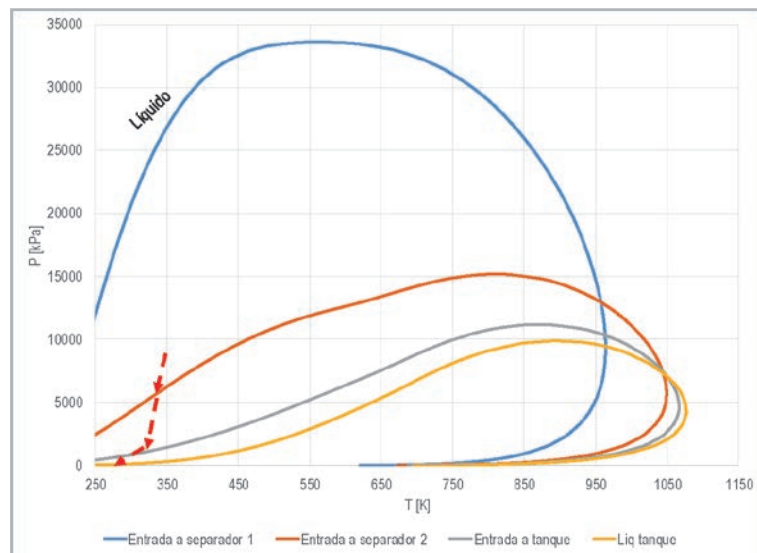


Figura 5. Cambio de la envolvente de fases para un hidrocarburo ligero en un sistema de dos etapas de separación operado a presión intermedia

Metodología

El sistema de separación por etapas puede ser modelado mediante cálculos de *ELV*, y las condiciones de operación se pueden optimizar mediante un modelo no lineal, utilizando los criterios de primera y segunda derivada de una función multivariable, en este trabajo se utiliza el modelo de gradiente reducido generalizado.

Las propiedades de interés a optimizar son la γ_{API} , el B_o , (o su inverso, el factor de encogimiento), y la RGA ; que se pueden relacionar a las propiedades fisicoquímicas del hidrocarburo, obtenidas mediante un análisis *ELV*. Tanto la RGA , B_o y γ_{API} están asociadas al flujo de gas total producido, flujo de aceite del tanque de almacenamiento y a la densidad del aceite, como se muestra en las ecuaciones (1), (2) y (3).

$$RGA = \frac{Q_{gT}}{Q_{ota}} \quad (1)$$

$$B_o = \frac{Q_{oCY}}{Q_{ota}} \quad (2)$$

$$\gamma_{API} = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5 \quad (3)$$

El gasto de gas se puede obtener mediante la ecuación de los gases ideales $Q_{gT} = \frac{n_{gT}RT_{cs}}{P_{cs}}$ suponiendo que a condiciones estándar el gas P_{cs} se comporta como ideal. Las moles totales de gas, n_{gT} se pueden relacionar a la fracción de vapor obtenida en cada etapa de separación. El flujo de aceite que sale del tanque se puede estimar

mediante su densidad, peso molecular y la fracción de vapor en cada etapa. La densidad se puede obtener mediante la ecuación de estado de Peng Robinson o una ecuación composicional. Por tanto, los flujos se pueden expresar como:

$$Q_{oCY} = \frac{n_{HC}M_{HC CY}}{\rho_{HC CY}} \quad (4)$$

$$Q_{gT} = \frac{RT_{cs}}{P_{cs}} n_{HC} \left[F_{V1} + \sum_{k=2}^N F_{V_k} \prod_{j=1}^{k-1} (1 - F_{V_j}) \right] \quad (5)$$

$$Q_{ota} = \frac{n_{HC} \prod_{k=1}^N (1 - F_{V_k}) M_{ota}}{\rho_{ota}} \quad (6)$$

Con lo anterior, la RGA y el B_o se pueden definir como:

$$RGA = \frac{RT_{cs} \rho_{ota} \left[F_{V1} + \sum_{k=2}^N F_{V_k} \prod_{j=1}^{k-1} (1 - F_{V_j}) \right]}{P_{cs} \prod_{k=1}^N (1 - F_{V_k}) M_{ota}} \quad (7)$$

$$B_o = \frac{\rho_{ota} M_{HC_{CY}}}{\rho_{HC_{CY}} \prod_{k=1}^N (1 - F_{V_k}) M_{ota}} \quad (8)$$

La fracción de vapor en cada etapa, y por tanto, la densidad del aceite en el tanque, dependen de la presión y temperatura de operación en cada una de ellas. Por lo que ambas son variables de optimización, sin embargo, en este trabajo se ha decidido utilizar sólo a la presión, debido a que en la práctica para manipular la temperatura se requiere de equipos adicionales, tales como intercambiadores de calor, cuya inversión podría no justificarse respecto a la cantidad de aceite adicional que se obtendría en el tanque. Sin embargo, es una situación que requiere ser analizada y se abordará en trabajos futuros. Por el contrario, la presión se puede manipular mediante las válvulas ya instaladas en un separador gas-aceite.

Para optimizar la presión de operación se elige la ecuación (8), correspondiente al factor de formación de volumen del aceite. Interesa que sea un valor mínimo, por tanto, si se aplica el criterio de la primera derivada y segunda derivada, la primera debe ser cero para que exista un punto de inflexión y la segunda debe ser mayor a cero para la función

sea un mínimo. La ecuación (8) depende de la densidad y la fracción de vapor, las cuales se obtienen a partir de la ecuación de estado de Peng – Robinson. Sin embargo, la solución analítica es compleja y por tanto se recomienda utilizar el método de gradiente reducido generalizado, que se explica en Abadie, (1978).

Resultados

Se analizaron cuatro esquemas de separación por etapas, como se muestra en la **Figura 6**, considerando desde uno hasta tres separadores, más el tanque de almacenamiento. Se tomó como línea base el esquema de una etapa de separación para analizar el efecto de la presión en la gravedad API, RGA, y en particular, en el B_o . También se analizó el efecto de incrementar el número de etapas. Los crudos estudiados corresponden a uno pesado de 16 °API y uno ligero de 46°API.

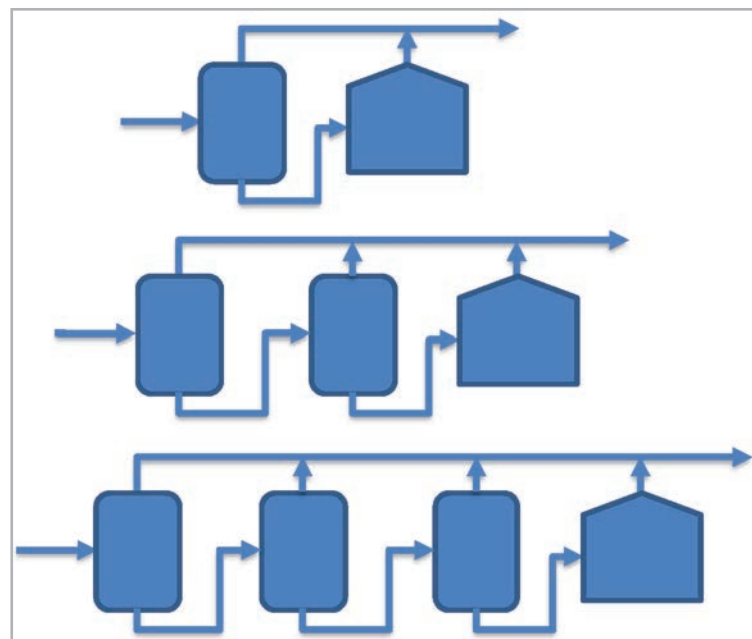


Figura 6. Esquemas de separación por etapas analizados.

En la **Figura 7** se observa el efecto en la gravedad API , RGA y B_o , por operar a una presión diferente a la óptima en una etapa de separación. Si el sistema se opera a baja presión, el

B_o puede aumentar hasta 25% para el crudo ligero, y menos de 3% para el pesado, si se opera a alta presión el aumento es menor al 2 y 8%, respectivamente.

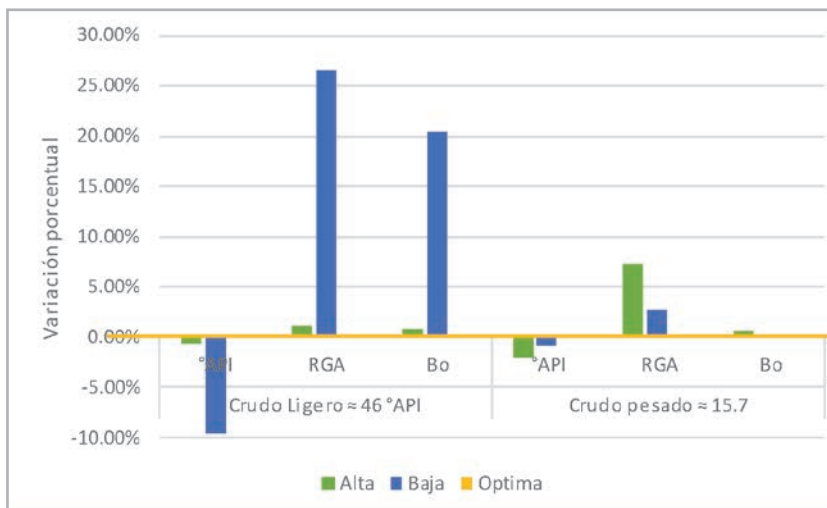


Figura 7. Efectos por operar a presión diferente a la óptima para una etapa de separación.

El efecto es menor cuando se tienen más etapas de separación, como se observa en las **Figuras 8 y 9**, donde el aumento del B_o es menor al 12% para el crudo ligero y del 4% para el pesado.

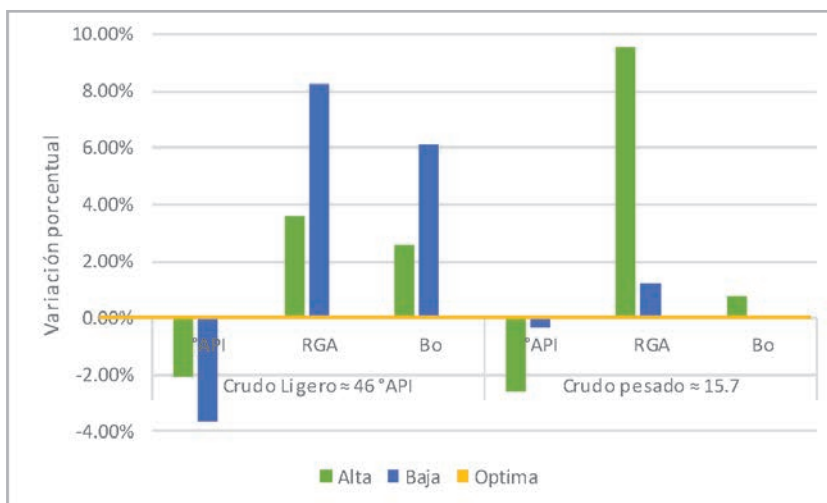


Figura 8. Efectos por operar a presión diferente a la óptima para dos etapas de separación.

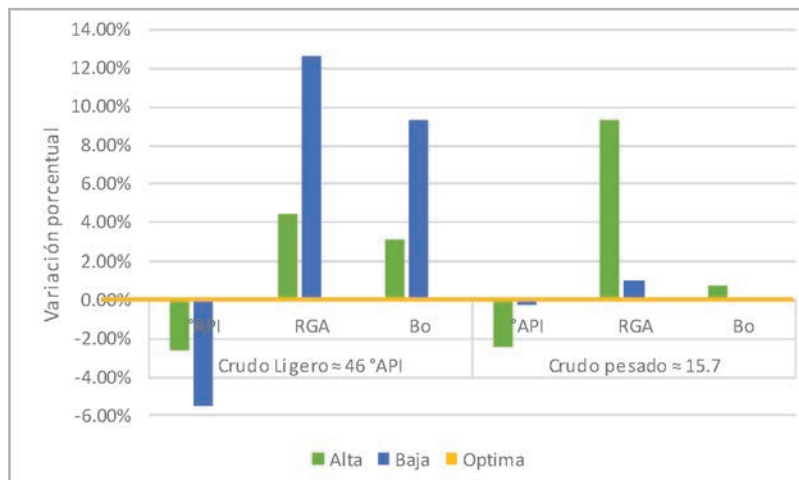


Figura 9. Efectos por operar a presión diferente a la óptima para tres etapas de separación.

En la **Figura 10** se observa que conforme aumenta el número de etapas, se logra reducir el B_o . El efecto es mayor en el crudo de 46°API que en el de 16. Este comportamiento es

poco deseado, debido a que se requiere una mayor cantidad de aceite de yacimiento para obtener un volumen de aceite en el tanque de almacenamiento.

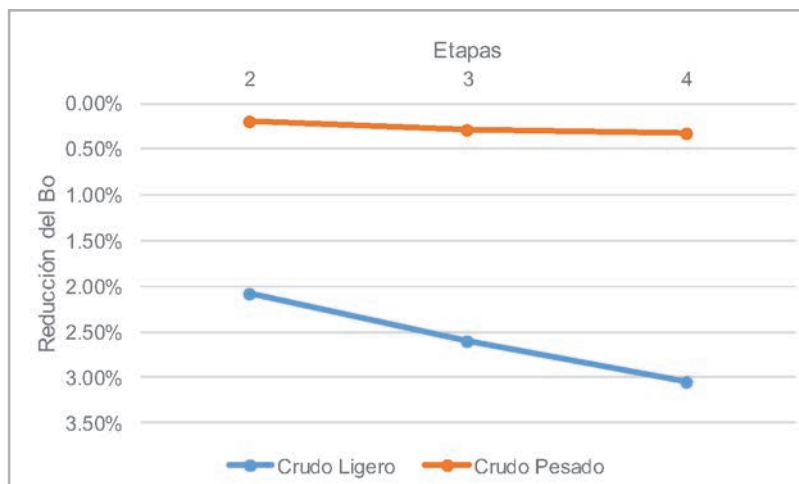


Figura 10. Efecto del número de etapas en la reducción del B_o para un aceite ligero y un aceite pesado.

Conclusiones

- Se presenta un esquema de cálculo, basado en las ecuaciones que describen el equilibrio líquido-vapor, que permite determinar el número óptimo de etapas de separación y condiciones de operación para un tren de estabilización de crudo como los que se

representan en la Figura 6, aplicando como función de optimización la ecuación (8).

- En el análisis realizado se observó que a mayor número de etapas se obtiene un menor B_o . Para el aceite de 46 °API, de pasar de una a dos etapas de separación, el B_o se reduce en 2.1%, al utilizar tres

etapas se reduce en 2.6%, mientras que al emplear cuatro etapas se reduce en 3%. Si bien al incrementar el número de etapas el B_o es cada vez menor, también lo es la diferencia en el decremento, ya que al pasar de dos a tres etapas el decremento fue de 25%; y de tres a cuatro, el decremento fue de 16%. Esto concuerda con lo esquematizado en la Figura 1.

- Para este mismo aceite, cuando se opera a presiones diferentes a la óptima, se requiere desde 5 hasta 20% más aceite de yacimiento para obtener un volumen de aceite en superficie.
- Para el aceite de 16 °API, la reducción del B_o al pasar de un esquema de 1 a 2 etapas de separación fue de 0.2%, al operar con tres etapas de separación, la reducción del B_o es de 0.28% respecto a la primera etapa, mientras que al emplear cuatro etapas el B_o se reduce en 0.33%. Para este aceite los cambios observados son menos significativos que para el de 46°API.
- Para este aceite, si los diferentes esquemas se operan a presiones diferentes a la óptima, sólo se puede llegar a requerir hasta 1% más de aceite de yacimiento para obtener un volumen de aceite en superficie.

Agradecimientos

A la Universidad Nacional Autónoma de México y al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología por el apoyo brindado para realizar el presente trabajo de investigación.

Referencias

AAbadie, J. 1978. The GRG Method for Nonlinear Programming. En *Design and Implementation of Optimization Software*, ed. P. H. J. Greenberg, 335-362. Alphen aan den Rijn: Sijthoff & Noordhoff.

Arnold, K. y Stewart, M. 2008. *Surface Production Operations: Design of Oil Handling Systems and Facilities*, Vol. 1. Houston: Gulf Professional Publishing.

Michelsen, M. y Mollerup, J. 2007. *Thermodynamic Models: Fundamentals and Computational Aspects*, second edition. Holte, Denmark: Tie-Line Publications.

Whitson, C. H. y Brulé, M. R. 2000. *Phase Behavior*, Vol. 20. Richardson, Texas: Monograph Series SPE.

Wilson, G. 1969. A Modified Redlich-Kwong Equation of State, Application to General Physical Data Calculations. AIChE 65th National Meeting, Cleveland, Ohio, mayo 4-7. No. 15C.

Nomenclatura

B_o	Factor de formación de volumen del aceite	m^3/m^3
ELV	Equilibrio líquido vapor	-
F_V	Fración de vapor	-
M_o	Peso molecular del aceite	kgmol/kg
n	Flujo molar	kgmol
n	Número de componentes	
N	Número de etapas	
Q_g	Gasto de gas	m^3/s
Q_o	Gasto de aceite	m^3/s
P	Presión	Pa
S_E	Simulaciones por etapa	
Sim_{Tot}	Simulaciones totales	
T	Temperatura	K
RGA	Relación gas aceite	m^3/m^3
γ_o	Gravedad específica del aceite	
γ_{API}	Gravedad API	
ρ	Densidad	kg/m ³
z_i	Composición molar global del fluido	
x_i	Composición molar del líquido	
y_i	Composición molar del gas	

Subíndices

atm	Condiciones atmosféricas
CY	Condiciones de yacimiento
g	Gas del separador en la etapa k o en tanque de almacenamiento
HC	Hidrocarburo a condiciones de yacimiento
i, j	Componente o etapa de separación

k	Etapa de separación	cs	Condiciones estándar
o	Aceite del separador en la etapa k o en el tanque de almacenamiento	T	Total
		ta	Tanque de almacenamiento

Apéndice A. Cálculos de separación por etapas

A continuación, se muestran los cálculos necesarios para estimar el B_o , RGA y γ_{API} para un sistema de separación

en dos etapas, **Figura A1**, el cual puede ser extendido fácilmente a un mayor número de etapas. Como datos, debe contar con la composición global del fluido que ingresa al primer separador, z_i , y con el gasto del fluido a la entrada del sistema, si no cuenta con él puede suponer que es igual a 1.

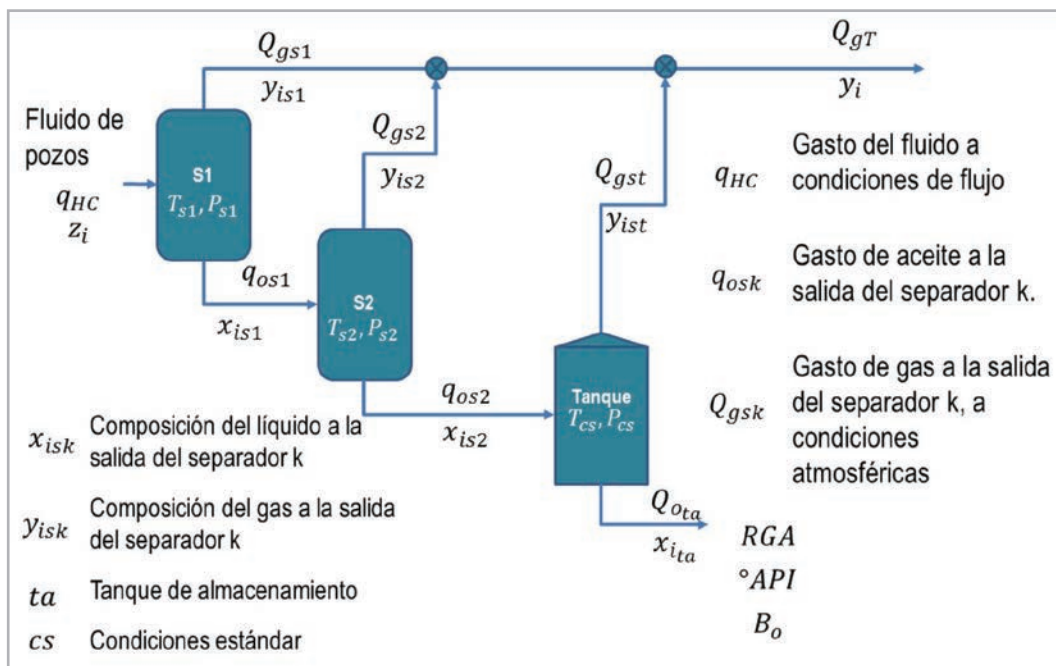


Figura A1. Sistema de separación en dos etapas.

- 1.- Estimar la densidad del fluido a las condiciones con las que reporta el gasto q_{HC} y z_i .
- 2.- Calcular las moles de fluido que ingresan al tanque.

$$n_{HC} = \frac{\rho_{HC} q_{HC}}{M_{HC}} \tag{A1}$$

- 3.- Realizar cálculo de ELV para el separador 1. Obtener la fracción de vapor (FV_{s1}), la composición del líquido (x_{is1}) y la composición del gas (y_{is1}).
- 4.- Obtener las moles producidas de líquido y de vapor en $S1$.

$$n_{gs1} = F_{Vs1}n_{HC} \quad (A2)$$

$$n_{Ls1} = (1 - F_{Vs1})n_{HC} \quad (A3)$$

5.- Calcular el gas producido en el primer separador a condiciones atmosféricas.

$$n_{gs1} = F_{Vs1}n_{HC} \quad (A4)$$

6.- Considerar que el líquido que sale del primer separador es el flujo de alimentación al segundo separador.

$$z_{is2} = x_{is1} \quad (A5)$$

7.- Realizar cálculo de *ELV* para el separador 2. Obtener F_{Vs2} , la composición x_{is1} y y_{is1} .

8.- Obtener las moles producidas de gas y de líquido en el segundo separador.

$$n_{gs2} = F_{Vs2}n_{Ls1} \quad (A6)$$

$$n_{Ls2} = (1 - F_{Vs2})n_{Ls1} \quad (A7)$$

9.- Calcular el gas producido en el segundo separador, a condiciones atmosféricas.

$$Q_{gs2} = \frac{n_{gs2}RT_{sc}}{P_{sc}} \quad (A8)$$

10.- Considerar que el líquido que sale del segundo separador es el flujo de alimentación al tanque.

$$z_{ist} = x_{is2} \quad (A9)$$

11.- Realizar cálculo de *ELV* para el tanque. Obtener F_{Vst} , la composición x_{ist} y y_{ist} .

$$Q_{gs2} = \frac{n_{gs2}RT_{sc}}{P_{sc}} \quad (A10)$$

12.- Obtener las moles producidas de líquido y de gas en el tanque.

$$n_{gt} = F_{Vst}n_{Ls2} \quad (A11)$$

$$n_{Lst} = (1 - F_{Vst})n_{Ls2} \quad (A12)$$

13.- Calcular el gas producido en el tanque, a condiciones atmosféricas.

$$Q_{gst} = \frac{n_{gst}RT_{sc}}{P_{sc}} \quad (A13)$$

14.- Calcular el flujo de aceite producido en el tanque.

$$Q_{ost} = \frac{n_{Lst} M_{ost}}{\rho_{ost}} \quad (A14)$$

15.- Estimar el flujo total de gas producido.

$$Q_{gT} = Q_{gs1} + Q_{gs2} + Q_{gst} \quad (A15)$$

16.- Calcular la composición del gas total producido.

$$y_{iT} = \frac{y_{is1} n_{gs1} + y_{is2} n_{gs2} + y_{ist} n_{gst}}{n_{gs1} + n_{gs2} + n_{gst}} \quad (A16)$$

17.- Calcular la densidad y la gravedad específica del aceite del tanque.

$$\gamma_{ost} = \frac{\rho_{ost}}{\rho_w} \quad (A17)$$

19.- Estimar la RGA , B_o y la γ_{API} con las ecuaciones (1), (2) y (3).

Apéndice B. Cálculos de equilibrio líquido vapor

Michelsen & Mollerup (2007, p 252-254), describen los aspectos siguientes para resolver el ELV mediante el método

de iteraciones sucesivas. Las constantes de equilibrio, K_i , se pueden obtener con una EdE a partir de los coeficientes de fugacidad del líquido, Φ_L , y del vapor, Φ_V , como se muestra en (B1). La fracción de vapor se estima a partir de la ecuación de Rachford Rice (B2).

$$K_i = \frac{\phi_i^L(T, P)}{\phi_i^V(T, P)} \quad (B1)$$

$$g(F_V) = \sum \frac{z_i(K_i - 1)}{1 + F_V(K_i - 1)} = 0. \quad (B2)$$

1.- Evaluar las condiciones dadas por (B3) y (B4) para verificar que exista una solución en el intervalo (0,1).

$$g(0) = \sum z_i K_i - 1 > 0 \quad (B3)$$

$$g(1) = 1 - \sum \frac{z_i}{K_i} > 0 \quad (B4)$$

- a. Si ambas condiciones se cumplen, fijar $F_{V_{min}} = 0$ y $F_{V_{max}} = 1$.
- b. Si (B3) no se cumple, $F_V = 0$; si (B4) no se cumple, $F_V = 1$.

Si no se cumple (B3), entonces se trata de un líquido subenfriado y $F_V = 0$. Si (B4) no se cumple, se trata de un vapor sobrecalentado y $F_V = 1$.

2.- Evaluar las condiciones establecidas por las ecuaciones (B5) y (B6) para acotar el valor de F_V . Para todos los componentes con valores de $K_i > 1$, revisar si la ecuación (B5) proporciona valores positivos de F_V , para los cuales, fijar el límite inferior con la ecuación (B6).

$$F_V \geq \frac{K_i z_i - 1}{K_i - 1}, \tag{B5}$$

$$F_{V_{min}} = \max\left(\frac{K_i z_i - 1}{K_i - 1}\right). \tag{B6}$$

De manera similar, para todos los componentes con valores de $K_i < 1$, revisar si la ecuación (B7) proporciona valores positivos de F_V , para los cuales, fijar el límite superior de la fracción de vapor con la ecuación (B8).

$$F_V \leq \frac{1 - z_i}{1 - K_i}, \tag{B7}$$

$$F_{V_{max}} = \min\left(\frac{1 - z_i}{1 - K_i}\right). \tag{B8}$$

Debido a que las mezclas de hidrocarburos son soluciones no ideales, es necesario calcular las constantes de equilibrio, K_i , con una ecuación de estado y converger al mismo tiempo la ecuación de Rachford Rice y las constantes de equilibrio calculadas con los coeficientes de fugacidad de cada fase (Figura B1). Para estos casos, es necesario contar

con un valor inicial de K_i , que se puede estimar mediante la correlación de Wilson (1969), aunque en ocasiones pueden llevar a que el método converja a una solución trivial. Una forma confiable de obtener K es mediante un análisis de estabilidad de fases, como el que se describe en Whitson y Brulé (2000).

Si la solución existe, la composición del líquido y del vapor se determina por:

$$x_i = \frac{z_i}{1 - F_V + F_V K_i}, \tag{B9}$$

$$y_i = \frac{K_i z_i}{1 - F_V + F_V K_i}. \tag{B10}$$

La ecuación de Rachford – Rice (B2) se puede resolver fácilmente mediante el método de Newton – Raphson pero ciertas situaciones requieren de una atención especial, por

ejemplo, cuando en la mezcla están presentes trazas de componentes muy pesados. Por lo que es preferible usar un método cerrado como el de la bisección o regla falsi.

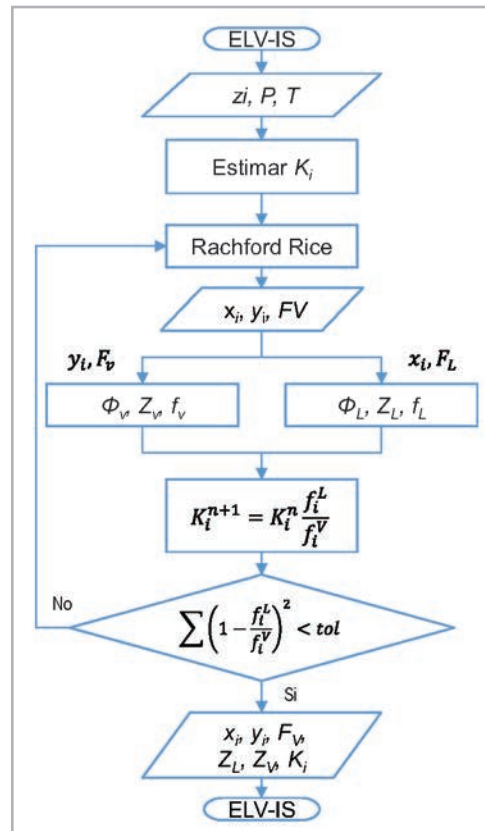


Figura B1. Algoritmo para la solución del equilibrio líquido vapor.

Semblanza de los autores

Jesús Toribio Espinoza Sandoval

Ingeniero Químico por la Facultad de Química de la Universidad Nacional Autónoma de México, (2010). Actualmente en proceso de titulación de la Maestría en Ingeniería Petrolera en la especialidad de Producción, por la Facultad de Ingeniería de la misma universidad. Ha impartido la clase Conducción y Manejo de la Producción de Hidrocarburos en la carrera de Ingeniería Petrolera, en la UNAM.

Laboró en el Instituto Mexicano del Petróleo desarrollando proyectos de estrategia tecnológica sobre acondicionamiento de la producción de hidrocarburos pesados, corrientes de gas altamente amargo y de gas con alto contenido de nitrógeno.

Carlos Lira Galena

Doctor en Ciencias Químicas por la Universidad Nacional Autónoma de México. Ingresó al Instituto Mexicano del Petróleo como Ingeniero de desarrollo de procesos en abril 1985. Actualmente se desempeña como Investigador Senior. Sus áreas de trabajo se relacionan con análisis PVT, termodinámica, y aseguramiento de flujo. Ha publicado como autor y co-autor más de 50 artículos técnicos en revistas internacionales con arbitraje en el área de comportamiento de fases y flujo de mezclas complejas de hidrocarburos.

Fernando Samaniego Verduzco

Estudió la Licenciatura y Maestría en Ingeniería Petrolera en la Universidad Nacional Autónoma de México, y se doctoró en esta área en la Universidad de Stanford, California.

Su vida profesional se ha centrado en los problemas relacionados a las diversas áreas de la explotación de petróleo en México.

Es miembro de varias asociaciones, entre las que destacan la National Academy of Engineering y la Society of Petroleum Engineers; la Academia Mexicana de Ciencias y la Academia Mexicana de Ingeniería. También perteneció al SPE Ad Hoc Comité on Global Petroleum Engineering Program Equivalencies.

Ha representado a México en el World Petroleum Congress Scientific Programme Committee.

Actualmente labora en la UNAM como profesor titular de la División de Posgrado de la Facultad de Ingeniería.