

# Efecto de las Variaciones de la Relación de Reflujo en la Economía de una Columna de Destilación

Proyecto de Investigación

M.C. Francisco Sánchez Mares

Doctorado en Ciencias de la Ingeniería Química, Universidad Autónoma de San Luis Potosí  
Av. Dr. Manuel Nava No. 6, Zona Universitaria, San Luis Potosí, S. L. P.  
fsanchez96@hotmail.com

M.C. Carlos Ruvalcaba Márquez

Departamento de Ciencias Básicas, Instituto Tecnológico de Aguascalientes  
Av. López Mateos 1801 Ote., Fracc.Bona Gens, Aguascalientes, Ags.,  
Tel. 9105002 Ext. 103 fax (0149) 700423 C.P.20256

## Resumen

El presente trabajo ejemplifica el efecto que tiene la variación de la relación de reflujo en la economía de una columna de destilación la cual se alimenta con una mezcla binaria de benceno y tolueno. Como técnica de optimización se empleó el método Simulated Annealing (SA) y como variable a optimizar se seleccionó la relación de reflujo.

## Palabras clave

Columna de destilación, relación de reflujo, Simulated Annealing.

## Abstract

The present work exemplifies the effect that has the variation of the reflux ratio in the economy of a distillation column which it is feeds by a binary mixture on benzene and toluene. The Simulated Annealing method was used as optimization technique and the reflux ratio was selected as the variable to optimize.

## Key words

Distillation column, reflux ratio, Simulated Annealing.

## Introducción

La destilación es un método industrial de separación de mezclas multicomponentes que consiste en múltiples contactos entre las fases de líquido y vapor sobre platos horizontales (generalmente llamados etapas de equilibrio).

A medida que el vapor avanza hacia el domo de la columna se enriquece progresivamente de los componentes más volátiles. El flujo de alimentación con una concentración definida entra en una etapa de equilibrio intermedia denominada plato de alimentación; los platos situados por arriba del plato

de alimentación integran la sección de enriquecimiento, mientras que las etapas de equilibrio restantes constituyen la sección de agotamiento.

El vapor de la alimentación avanza hacia la parte superior de la columna de destilación, mientras que el líquido desciende. El vapor procedente del domo se condensa para generar el líquido de contacto llamado reflujo. Análogamente, el fluido procedente del fondo pasa a un hervidor para generar el vapor de contacto llamado vaporización. La Figura 1 muestra una columna de destilación convencional. En el esquema se pueden distinguir las distintas corrientes: de líquido  $L$ , vapor  $V$ , producto superior (el destilado)  $D$ , alimentación  $F$  y del fondo o producto inferior  $B$ . La cantidad de calor requerida por el condensador se representa por  $Q_c$  y la del hervidor por  $Q_r$ .

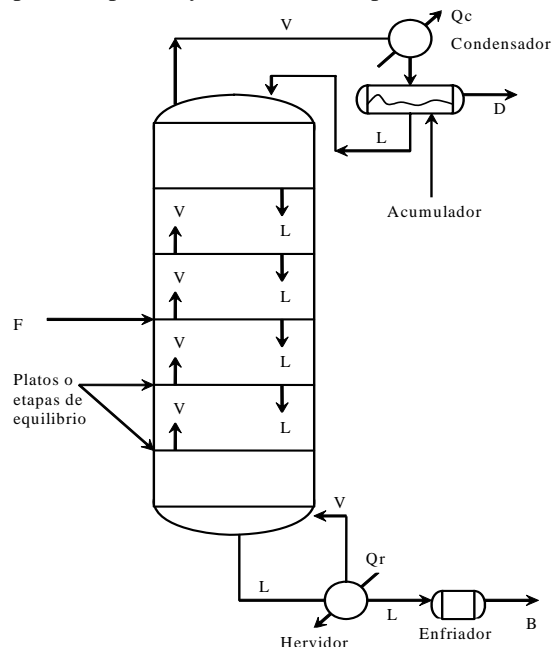


Figura 1. Esquema de una columna de destilación convencional.

Para diseñar una columna de destilación es necesario definir las condiciones en la alimentación de la mezcla a separar y especificar el producto deseado. Sin embargo, un análisis de grados de libertad indica que también deben definirse dos variables adicionales para especificar en su totalidad el sistema. Una alternativa viable es fijar la presión mediante algún criterio práctico y utilizar el reflujo interno como variable de optimización.

El reflujo es la corriente líquida que se extrae del acumulador (ver Figura 1). La cantidad de reflujo interno se expresa comúnmente en términos de la relación de reflujo, es decir la razón entre la corriente líquida y el destilado:

$$R = L/D \quad (1)$$

donde  $R$  representa la relación de reflujo,  $L$  es la corriente de líquido y  $D$  es el flujo en el destilado.

La variación en la relación de reflujo repercutirá en el costo de operación del equipo de separación, el cual está compuesto por la suma de los costos fijos (costo del equipo) y los costos variables (costo de servicios).

Si se considera el costo de operación como una función a minimizar, donde la relación de reflujo es la variable a optimizar, este problema puede ser resuelto con un método de optimización global como Simulated Annealing. Esta técnica numérica novedosa ha sido empleada para calcular las propiedades críticas de diversas mezclas, mostrando que el método converge al mínimo global de un conjunto de funciones complejas independientemente de la estimación inicial propuesta [1, 2, 3].

Simulated Annealing es una generalización de los métodos Monte Carlo para localizar estadísticamente el óptimo global de una función [4]. Este algoritmo realiza una búsqueda parcial estocástica entre un límite superior y un límite inferior entre los cuales se supone se encuentra el óptimo global de la función, que en este caso será el reflujo mínimo.

El objetivo de este trabajo es obtener la relación de reflujo óptima para columnas de destilación empleando el método numérico denominado Simulated Annealing.

Para probar la eficiencia del método Simulated Annealing en la determinación de la relación de reflujo óptima, se evaluará el caso teórico de una mezcla binaria de benceno y tolueno estudiado por Jiménez Gutiérrez [5].

### Materiales y métodos

El programa de cómputo empleado en este trabajo para obtener la relación de reflujo óptima, fue codificado en el lenguaje de alto nivel FORTRAN y se compone de un programa principal y tres subrutinas.

En el programa principal se calculan las temperaturas y las constantes de equilibrio ideales en el fondo y en el domo de la columna, mientras que las subrutinas de manera general tienen las siguientes características:

a) La primer subrutina contiene al método aproximado para el diseño de columnas de destilación de Fenske-Underwood-Guilliland *FUG* [6], y calcula el número de platos mínimos necesarios para llevar a cabo la separación  $N_{min}$ , el reflujo mínimo  $R_{min}$  y el número de platos totales  $N$ .

b) En la segunda subrutina se encuentra el método de optimización global Simulated Annealing y fue proporcionada por W. L. Goffe [2]. Esta subrutina servirá para determinar la relación de reflujo óptima.

c) En la tercer subrutina se calculan los costos de la columna empleando las ecuaciones (3) – (5).

El criterio de paro ó margen de error establecido fue  $1.0E-6$  y la cédula de enfriamiento empleada fue  $T = 1000$ ,  $RT = 0.85$ ,  $NT = 20$  y  $NS = 20$ . La función objetivo a optimizar fue la siguiente:

$$F_{obj} = C_N + C_C + C_H + C_W + C_V \quad (2)$$

donde  $C_N$ ,  $C_C$ ,  $C_H$ ,  $C_W$  y  $C_V$  representan los costos por platos reales, condensador, hervidor, agua de enfriamiento y vapor, respectivamente.

Para determinar la relación de reflujo óptima Simulated Annealing necesita que se especifiquen el límite superior, inferior y una estimación inicial para la variable a optimizar. Para este caso de estudio, los valores numéricos empleados como límite inferior, límite superior e inicialización fueron propuestos de manera arbitraria, simplemente considerando que el valor numérico del reflujo óptimo siempre se encuentra muy cercano al reflujo mínimo (en este caso a 1.144 lbmol/h). Por lo tanto, el valor numérico del límite inferior para el SA se estableció en 1.15, mientras que el valor numérico del límite superior se fijó en 2.0 y la estimación inicial del reflujo fue especificada como 1.22. El número de iteraciones que el SA empleó antes de converger en la solución fue de 32000. Este esfuerzo numérico equivale a 1.15 segundos en un equipo de cómputo portátil con procesador Intel Celeron M 1.50 GHz y 240 MB de RAM.

El caso teórico a evaluar y todos los datos reportados para resolverlo, fueron obtenidos de Jiménez Gutiérrez [5]. El problema es el siguiente:

Se desea diseñar una columna de destilación de platos perforados (tipo sieve) para procesar una mezcla de benceno-tolueno con una alimentación de 700 lbmol/h, operando a 1 atm. La alimentación tiene 45% mol de benceno y entra como líquido saturado. El producto destilado debe tener una composición de

92% mol de benceno y el de fondos de 95% mol de tolueno. Determinar la razón de reflujo óptima para esta separación.

#### Datos adicionales

Para mezclas benceno-tolueno los calores latentes pueden tomarse como 13700 Btu/lbmol y las capacidades caloríficas como 40 Btu/lbmol°F.

El coeficiente global de transferencia de calor del hervidor es 80 Btu/hrft<sup>2</sup>°F y para el condensador es de 100 Btu/hrft<sup>2</sup>°F.

El agua de enfriamiento tiene una temperatura promedio de 90 °F y un incremento máximo permisible de 50 °F.

El vapor es saturado a 60 psia. A estas condiciones, la temperatura de saturación es 292.7 °F, y el calor latente es 915.5 Btu/lb.

El diámetro de la columna debe basarse en una velocidad máxima en el domo de 2.5 ft/s. La eficiencia de los platos puede tomarse como 70% y el equipo de separación deberá operar 8500 hr/año.

#### Datos de costos (en dólares)

Los costos para el vapor son \$0.75/1000 lb y para el agua de enfriamiento \$0.054/10000 lb. Los costos de tubería, instrumentación y aislantes pueden tomarse como el 60% del costo del equipo instalado. Los costos fijos anuales equivalen al 15% del costo total del equipo instalado, tuberías, instrumentación y aislantes.

Se realizó un ajuste de datos a una línea recta para los costos del diámetro de platos perforados (tipo sieve), del condensador y del hervidor presentados por Jiménez Gutiérrez [5]. Las ecuaciones obtenidas son las siguientes:

$$C_E = 37.5D_i - 1100 \quad (3)$$

donde  $C_E$  es el costo por plato en dólares y  $D_i$  es el diámetro calculado para la columna en pulgadas.

$$C_C = 6.375A + 4800 \quad (4)$$

$$C_H = 8.175A + 9495 \quad (5)$$

donde  $C_C$  y  $C_H$  representan el costo del condensador y del hervidor en dólares, respectivamente y  $A$  es el área calculada en ft<sup>2</sup>.

Empleando balances de materia se encuentra el flujo en el destilado y en el fondo, obteniéndose los siguientes resultados:

$$D=321.839 \text{ lbmol/h}$$

$$B=378.160 \text{ lbmol/h}$$

Con el método Fenske-Underwood-Guilliland FUG [6] se determinaron el reflujo mínimo  $R_{min}$ , el número de platos mínimo para obtener la separación deseada  $N_{min}$  y el número de platos  $N$ .

$$R_{min} = 1.144 \text{ lbmol/h}$$

$$N_{min} = 5.95 \text{ platos}$$

El número de platos reales se obtuvo de la siguiente forma:

$$N_{REALES} = N / \text{Eficiencia de platos} \quad (6)$$

El diámetro de la columna en cada iteración se calculó considerando que la mezcla responde satisfactoriamente a la ley del gas ideal [5].

## Resultados y discusión

La Tabla 1 presenta los resultados generados por el programa partiendo del reflujo mínimo (1.144 lbmol/h) y terminando en uno arbitrario (4 lbmol/h). En esta tabla se puede observar que si se parte del reflujo mínimo y se comienza a incrementar la relación de reflujo, la altura de la columna comienza a disminuir (el número de platos  $n$  disminuye), pero el diámetro  $D_c$  se incrementa. El mínimo global de la función objetivo se presenta en el valor de reflujo de 1.1916 lbmol/h, después de este punto el costo total anual comenzará a aumentar.

		Costos anuales (Dólares)					
R	n	Dc (P)	Columna	Condensador	Hervidor	Agua	Vapor
1.144	∞	6.74	∞	2777.27	5849.02	8678.95	66599.86
1.16	30.65	6.77	14333.28	2789.24	5875.02	8742.90	67084.97
1.18	27.87	6.80	13126.86	2804.40	5907.94	8823.85	67699.03
1.1916	26.74	6.82	12647.21	2813.20	5927.03	8870.80	68065.19
1.20	26.04	6.83	12355.36	2819.56	5940.86	8904.80	68313.09
1.30	21.17	6.99	10896.90	2895.36	6105.45	9309.57	71383.39
1.40	18.68	7.14	9477.56	2971.16	6270.04	9714.33	74453.69
1.50	17.06	7.28	8925.89	3046.96	6434.63	10119.10	77524.00
1.60	15.89	7.43	8560.67	3122.76	6599.22	10523.86	80594.30
1.70	14.99	7.57	8306.20	3198.55	6763.81	10928.62	83664.60
1.80	14.27	7.71	8123.91	3274.35	6928.40	11333.393	86734.90
1.90	13.69	7.84	7991.67	3350.15	7092.99	11738.15	89805.20
2.00	13.19	7.98	7895.69	3425.95	7257.58	12142.92	92875.51
2.20	12.41	8.24	7779.00	3577.55	7586.76	12952.44	99016.11
2.40	11.82	8.49	7729.20	3729.14	7915.94	13761.97	105156.71
2.60	11.34	8.74	7722.56	3880.74	8245.11	14571.50	111297.32
2.80	10.96	8.98	7745.21	4032.34	8574.29	15381.03	117437.92
3.00	10.64	9.21	7788.48	4183.94	8903.47	16190.56	123578.53
4.00	9.61	10.30	8165.39	4941.92	10549.37	20238.2	154281.54

Tabla 1. Costos totales anuales calculados para la columna de destilación.

La Figura 2 muestra el comportamiento de la función objetivo. Se puede observar que cuando el reflujo es mínimo el costo de la columna es infinito debido a que en estas condiciones el número de platos necesarios para realizar la separación deseada es infinito y cuando se comienza a incrementar el reflujo la función objetivo tendrá un mínimo global.

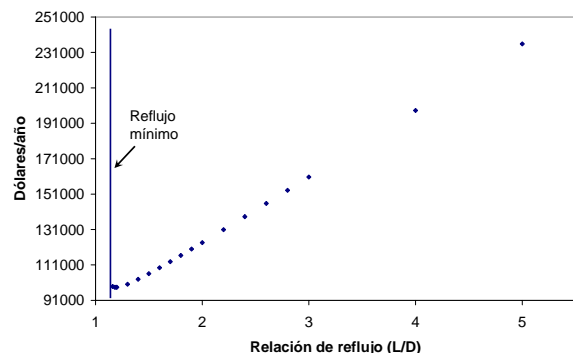


Figura 2. Comportamiento de la función objetivo.

La Figura 3 presenta el comportamiento numérico del método de optimización global Simulated Annealing antes de converger al mínimo global de la función objetivo. Se puede observar que el método propone valores solución de manera aleatoria entre los límites especificados (1.15 y 2.0) hasta encontrar la relación de reflujo óptima.

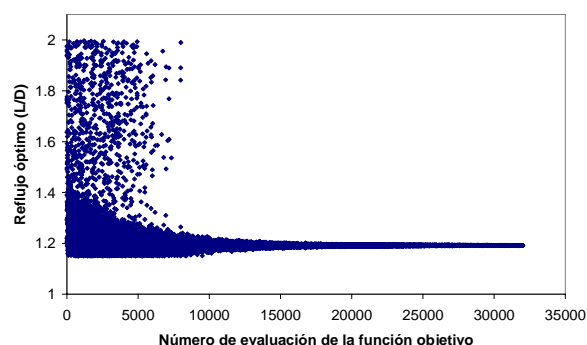


Figura 3. Comportamiento numérico del Simulated Annealing.

### Conclusiones

Si la razón de reflujo mínima calculada se incrementa, se observa que el costo fijo disminuye debido a que se obtiene un número menor de platos para lograr la separación deseada. Sin embargo, a valores altos de la razón de reflujo el número de platos tiende a su valor mínimo y el costo fijo estará dominado por un aumento en el diámetro del equipo.

Un aumento en la razón de reflujo implica un incremento en el costo anual de servicios debido a la necesidad de evaporar y condensar flujos mayores en el interior de la columna.

De acuerdo con nuestros resultados el método de optimización global Simulated Annealing, determina sin ningún esfuerzo computacional la relación de reflujo óptima debido a que la forma que presenta la función es muy simple y los intervalos de búsqueda están delimitados claramente entre el reflujo mínimo y un valor arbitrario no muy distante a dicho reflujo.

### Referencias

- [1] Henderson N., Freitas L. y Platt M. G. (2004); "Prediction of critical points: a new methodology using global optimization". *AIChE J.* (vol. 50, pág. 1300).
- [2] Justo-García D. N. y García-Sánchez F. (2005). "Cálculo de puntos críticos de sistemas multicomponentes utilizando optimización global". *XX Congreso Nacional de Termodinámica*; Apizaco, Tlaxcala.
- [3] Sánchez-Mares F. y Bonilla-Petriciolet A. (2006); Cálculo de puntos críticos empleando una estrategia de optimización global estocástica". *Afinidad* (núm. 525, pág. 396).
- [4] Goffe W. L., Ferrier G. D. y Rogers J. (1994); "Global optimization of statistical functions with Simulated Annealing". *J. Econometrics* (vol. 60, pág. 65).
- [5] Jiménez Gutiérrez, Arturo (2003); *Diseño de procesos en ingeniería química*. Editorial Reverté. España.
- [6] Henley E. J. y Seader J. D. (2003); *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química*. Editorial Reverté. España.

**Artículo recibido:** 21 de febrero de 2007

**Aceptado para publicación:** 15 de junio de 2007