

Simulación dinámica y control de una columna de destilación de pared divisoria

R. Caricio Martínez, G. R. Urrea García, G. Luna Solano, Y. S. Pliego Bravo, E. Bolaños Reynoso,
División de Estudios de Posgrado e Investigación, Instituto Tecnológico de Orizaba
Av. Instituto Tecnológico No. 852, C.P. 94320, Orizaba, Ver. México
e-mail: itorizaba@hotmail.com
Teléfono: (272) 7257056 ext 104

Resumen— En este trabajo se presenta la aplicación de un simulador dinámico para Columnas de Pared Divisoria. Estas columnas representan una alternativa para la separación de mezclas de tres o más componentes con menor consumo de energía que las secuencias de destilación convencionales. Se desarrolló un simulador basado en el modelo dinámico y se implementaron estructuras de control PI simples para regular la composición de las tres corrientes de salida. El simulador desarrollado permite evaluar estructuras de control ante secuencias de perturbaciones en la alimentación.

Palabras clave: Columnas de destilación, simulador de procesos, controlador PI.

INTRODUCCIÓN

I. INTRODUCCIÓN

La secuencia convencional de separación directa con dos columnas se utiliza típicamente para la separación de mezclas ternarias. Algunas alternativas incluyen una columna principal y una segunda columna (agotador, rectificador, o prefraccionador) (Figura 1a). Cuando las corrientes de vapor y líquido se dividen entre las dos columnas mediante un único rehervidor y un único condensador, a éste último tipo se le denomina una configuración de columna Petlyuk (Figura 1b).

Una aplicación práctica de la columna Petlyuk es la columna con una pared divisoria que divide la sección media de una sola columna en dos secciones mediante la inserción de una pared vertical en el recipiente en una posición apropiada, no necesariamente en el centro (Figura 2). Aunque inventadas hace mucho tiempo y a pesar de que los estudios teóricos mostraban las ventajas económicas, las columnas de pared divisoria (Dividing Wall Column, DWC) y los sistemas de destilación con acoplamiento térmico total, comenzaron a utilizarse de forma sistemática hasta principios de la década de los 90. Wolff y Skogestad (1995) Encontraron que la DWC tiene cuatro grados de libertad: reflujo (R), vapor (V), corriente lateral (S) y división de líquido (β). En un control de 4 puntos, intentaron controlar las 2 impurezas de la corriente lateral, sin embargo encontraron que no es factible, ya que hay “agujeros” en el espacio de viabilidad. Ling y Luyben (2009, 2011) y Kiss y Rewagad (2011) utilizaron la fracción de líquido (β) que retorna al prefraccionador para el control del componente clave pesado en la etapa superior del prefraccionador en una estructura de control de cuatro composiciones, la cual tiene el potencial de minimizar el consumo de energía. Ling y Luyben (2010) encontraron que el control de temperatura diferencial (TDC) presentó el mejor rendimiento. Luan y col.

(2013) propusieron un esquema STDC (control de diferencia de temperatura simple), que consta de dos temperaturas y dos lazos de control de diferencia de temperatura. Wu y col. (2013) propusieron el esquema DTDC (control de diferencia de temperatura doble) que consiste en cuatro lazos de control de diferencia de temperatura doble; hicieron la comparación con el esquema TDC, encontrando que el DTDC es muy superior y puede regular grandes perturbaciones de $\pm 30\%$ en la composición de alimentación. Las purezas deseadas se mantienen más cerca de sus especificaciones, sin embargo requiere de la medición de 8 temperaturas y 4 temperaturas de referencia.

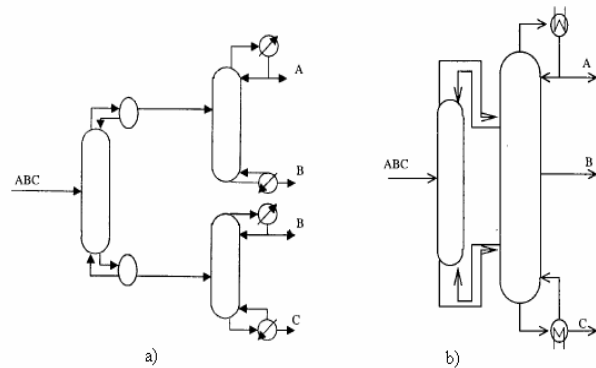


Figura 1. a) Arreglo de transición dividida b) Columna Petlyuk.

En un trabajo previo (Matla-González y col., 2013), se realizó la simulación dinámica de una columna Petlyuk, en la cual se implementaron tres controladores (PI) de temperatura en la columna principal y un controlador temperatura-temperatura en cascada para regular la temperatura de diferentes etapas de la columna. La estructura de control propuesta mostró un buen desempeño para rechazar una serie de perturbaciones en la composición de alimentación al prefraccionador, manteniendo una operación estable con pequeñas desviaciones (offset) en la composición de los productos.

En este trabajo se evalúa la aplicación del simulador desarrollado previamente para la columna Petlyuk, ahora para el caso de una columna de pared divisoria (CPD). El simulador dinámico está basado en el modelo matemático presentado por Luyben (1990) para una columna de destilación multicomponente, no ideal, con NC componentes, y flujo no equimolar; el modelo está basado en las ecuaciones de continuidad molar para cada componente, así como en las ecuaciones de balance de energía para cada

etapa de la columna. Este modelo es conveniente para ser aplicado a columnas tipo Petlyuk ó CPD debido a que se pueden considerar corrientes de alimentación y de salida laterales, tanto de líquido como vapor, en cada etapa.

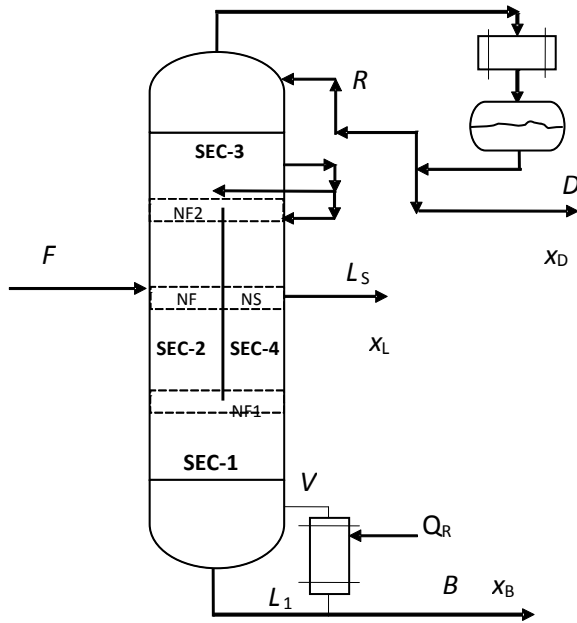


Figura 2. Distribución de las 4 secciones en la columna de pared divisoria (Dividing Wall Colum, DWC).

El modelo está constituido por el siguiente conjunto de ecuaciones diferenciales ordinarias (EDO) y ecuaciones algebraicas por cada etapa de la columna: NC-1 ecuaciones de continuidad por componente, 1 ecuación de continuidad total, 1 ecuación de balance de energía, 1 relación hidráulica para obtener las tasas de flujo de líquido en cada bandeja, 1 ecuación para obtener la densidad del líquido, 2 ecuaciones para obtener la entalpía (de líquido y vapor); NC relaciones de equilibrio líquido-vapor. Para la CPD considerada en este trabajo, el modelo resultante está formado por un total de 280 EDOs y 490 ecuaciones algebraicas. El modelo es resuelto usando el algoritmo Runge-Kutta de 4° orden mediante un programa escrito en lenguaje FORTRAN 95. El tiempo de simulación requerido es de, aproximadamente, 3 minutos en computadora por cada 25 h de simulación del proceso.

La descripción detallada del modelo para el caso de la columna Petlyuk se presenta en el trabajo previo (Matla-González y col., 2013). Se puede aplicar el mismo modelo para la CPD, considerando la disminución de tamaño en las etapas intermedias de la columna (secciones 2 y 4), que son menores que las secciones 1 y 3, como se observa en la Figura 2. La diferencia en el tamaño de las etapas puede inducir diferencias en el comportamiento hidráulico (retenido y flujos internos) de la columna y, por consecuencia en la dinámica de la temperatura y la composición en cada etapa. En este trabajo se utiliza el simulador desarrollado para analizar el comportamiento dinámico y en estado estacionario, así como para evaluar diferentes estrategias de control de la composición para la CPD.

II. DESCRIPCIÓN DE SISTEMA

Como caso de estudio se considera la separación de una mezcla de benceno (B), tolueno (T) y o-xileno (X) presentada por Ling y Luyben (2010). La mezcla de alimentación tiene una composición de 30/30/40 % mol de B/T/X. y se desea separar los componentes alcanzando una pureza del 99% molar B, T y X en las corrientes del destilado, intermedio y del fondo, respectivamente. La Tabla 1 muestra las condiciones de operación y las especificaciones de diseño necesarias para la solución del modelo.

TABLA. 1. Parámetros de la columna.

Prefraccionador (SEC 2)	
Número de etapas	24
Etapas de alimentación	13
Flujo de alimentación, Kmol/s	1
Diámetro, m	5.63
Fracción de retorno de líquido (β)	0.322
Fracción de retorno de vapor (α)	0.631
Columna Principal	
Número de platos	44
Etapas de alimentación de liquido	12
Etapas de alimentación del vapor	37
Etapas de salida de la corriente lateral	25
Diámetro SEC 1 y 3, m	7.23
Diámetro SEC 4, m	4.53
Tasa de reflujo, kmol/s	0.6672
Presión en el fondo, kPa	67.89
Presión en el domo, kPa	37.49
Entrada de calor al rehervidor, 10^6 kJ/hr	127.24
Eficiencia de la etapa, %	100

III. PERFILES EN ESTADO ESTACIONARIO

A partir de la solución del modelo se obtuvieron los perfiles en estado estacionario para la composición, temperatura y flujos internos de la CPD. En la Figuras 3 a 5 se considera que el plato número 1 está en la base de la columna y la numeración aumenta hasta llegar al plato 44, en el domo. El primer plato de la sección 2 (prefraccionador) se localiza en la etapa 13 y termina hasta la etapa 36, de esta manera se ilustra con más claridad la posición del prefraccionador respecto a la columna principal. La Figura 3 muestra los perfiles de composición de cada componente a lo largo de las etapas de la columna principal y del prefraccionador.

En la Figura 4 se muestran los perfiles de temperatura, se puede observar una diferencia de temperatura importante entre la parte superior del prefraccionador y la columna principal. En la Figura 5 se pueden observar los perfiles de los flujos internos, se pueden notar los cambios drásticos resultantes del intercambio de corrientes de líquido y vapor entre las secciones de la columna.

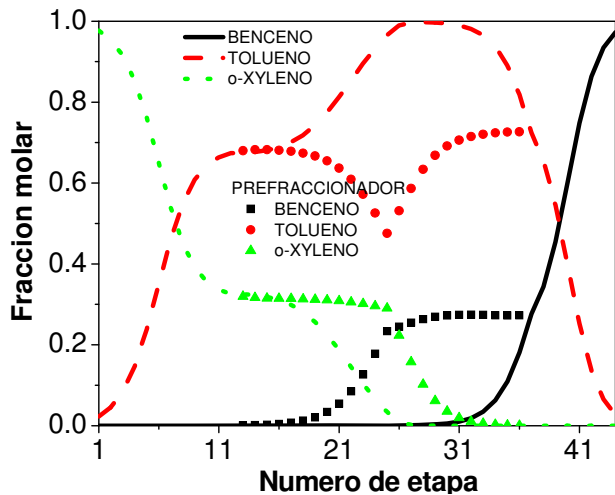


Figura 3. Perfiles de composición en la Columna y en el Prefraccionador.

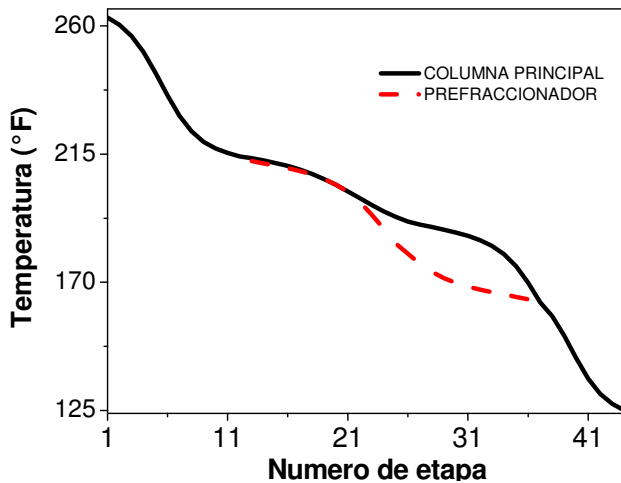


Figura 4. Perfiles de temperatura en el prefraccionador y en la columna principal.

Aproximadamente a la mitad del prefraccionador existe un cambio importante en el flujo interno como resultado del flujo de alimentación en la etapa 13 del mismo (sección 2); asimismo, se observa un cambio importante del flujo interno en la etapa 26 del lado de la columna principal (sección 4). Esta disminución del flujo interno es ocasionada por la salida de la corriente lateral L_s . Se puede notar que la presencia de la pared intermedia evita que la alimentación fresca se mezcle con el líquido que se encuentra en el lado de la corriente lateral (sección 4).

IV. CONTROL DE LA COMPOSICIÓN DE LOS PRODUCTOS

Se diseñaron tres lazos de control simples tipo Proporcional-Integral (PI) para regular la composición de salida del destilado ($x_{D,i}$), de la corriente lateral (x_{L_s}), y del fondo (x_B); las variables manipuladas para regular cada composición son: la entrada de calor al rehervidor (QR), la tasa de flujo de la corriente lateral (L_s) y la tasa de reflujo (R), respectivamente. Se hizo un análisis de tipo RGA para determinar que variable de control es más relevante para

cada composición. Los resultados coinciden con el análisis RGA presentado por Kiss y Rewagad (2011), quienes encontraron que una estructura adecuada para el control de los productos es utilizar R, L_s y QR como variables de control. Sin embargo los resultados también muestran la posibilidad de utilizar la estructura QR, L_s y R, para controlar la composición de las corrientes del destilado, lateral y fondos, respectivamente, por lo que se decide utilizar esta última estructura de control en el presente trabajo.

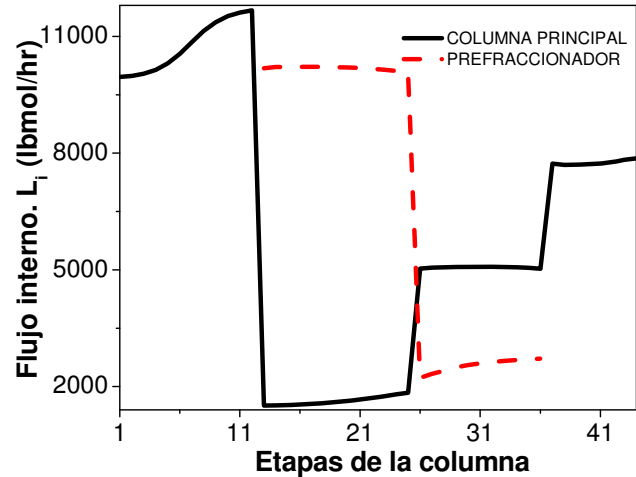


Figura 5. Flujos internos en las etapas del prefraccionador y en la columna principal.

El diseño de los controladores está basado en modelos lineales Entrada-Salida de primer orden obtenidos con base en la respuesta de cada variable controlada ante un cambio en escalón de $\pm 1\%$ en la variable manipulada correspondiente. Para este propósito, se aproximó la respuesta de la composición a un modelo de primer orden más tiempo muerto (POMTM), el cual se caracteriza por tres parámetros: ganancia de la planta (K), tiempo muerto (θ), y constante de tiempo (τ). Las funciones de transferencia obtenidas para la respuesta de cada composición de salida se presentan en las siguientes ecuaciones (1) – (3).

$$\frac{x_{D,1}}{QR} = G_{QR}(s) = \frac{(-0.02284757 \times 10^{-6})e^{-0.87584s}}{3.19428s+1} \quad (1)$$

$$\frac{x_{L_s,2}}{L_s} = G_{L_s}(s) = \frac{(-0.00018917)e^{-1.60s}}{6.086655s+1} \quad (2)$$

$$\frac{x_{B,3}}{R} = G_R(s) = \frac{(0.000045682)e^{-8.063405s}}{6.836235s+1} \quad (3)$$

En la Tabla 2 se presentan los parámetros de los controladores PI que se obtuvieron con las guías de sintonizado IMC propuestas por Skogestad y Grimholt (2012).

En la Figura 6 se muestra la respuesta de la composición de los tres productos ante la secuencia de perturbaciones en la composición de alimentación presentada en la Tabla 3. Se puede notar que el controlador propuesto es capaz de

recuperar la composición deseada a pesar de que los cambios en la composición de alimentación son superiores al 30%.

TABLA 2. Parámetros de los controladores PI para la columna de pared divisoria.

Variable	Kc	τ_I (h)
QR	-798.14×10^6 BTU/h	3.19428
Ls	-2010.974 lbmol/h	0.3043
R	92.794 lbmol/h	0.0341812

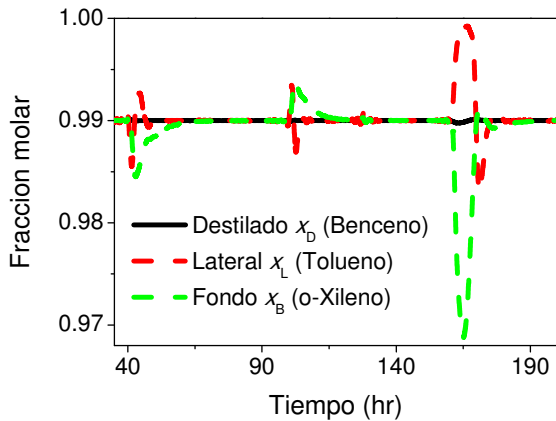


Figura 6. Composición de las corrientes del destilado, lateral y fondo.

TABLA 3. Perturbaciones en la composición de alimentación.

Tiempo (hr)	Composición (B/T/X)
40	0.40/0.30/0.30
100	0.30/0.30/0.40
160	0.30/0.40/0.30

En la Figura 7 se observan los cambios en los flujos de los productos (D, Ls y B). Las tasas de flujos son modificadas para mantener la pureza requerida en cada producto ante los cambios en la composición de alimentación.

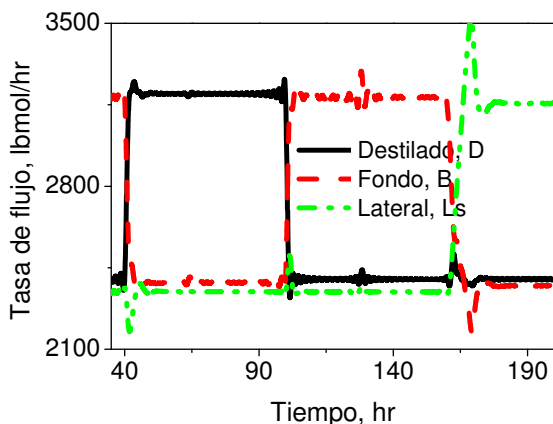


Figura 7. Tasa de flujo de las corrientes del destilado, lateral y fondo.

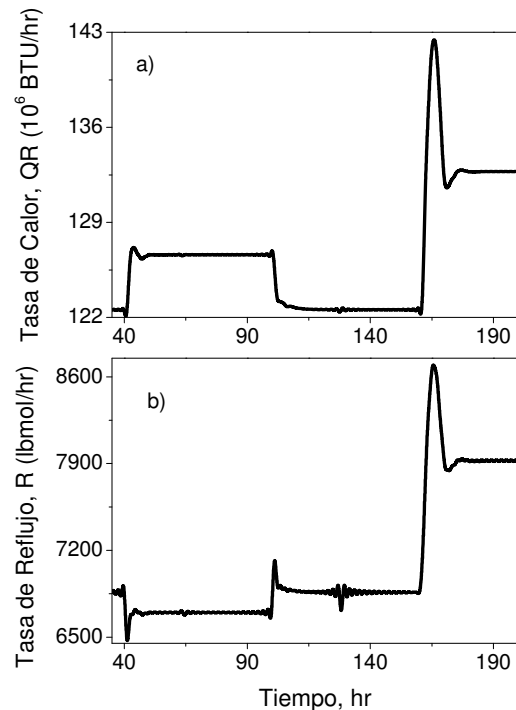


Figura 8. Respuesta de: a) la tasa de calor (QR) y, b) la tasa de reflujo (R) para el control de las composiciones.

En la Figura 8a se presenta la respuesta de la entrada de Calor al Rehervidor (QR) y, en la Figura 8b, de la Tasa de Reflujo (R). Se puede notar que la tercera perturbación (160 hr) fue la más difícil para la estructura de control presentada. Esto es debido a que el incremento en el flujo de la corriente de lateral (Ls) implica a su vez un incremento importante tanto de las tasas de reflujo (R) como de la entrada de calor al rehervidor (QR) para evitar que las etapas intermedias se queden sin líquido.

V. CONCLUSIONES

El simulador desarrollado representa adecuadamente el comportamiento dinámico de diferentes variables en la columna de pared divisoria. El empleo de controladores simples tipo PI permite mantener una composición de alta pureza (99% mol) en las corrientes de salida a pesar de existir perturbaciones en la composición de alimentación al prefraccionador. La estructura de control basada en mediciones de composición ofrece una capacidad de regulación libre de desviaciones de estado estacionario (offset). Sin embargo, en la práctica es más factible implementar controladores simples tipo PI basados en mediciones de temperatura para regular indirectamente la composición de los productos.

REFERENCIAS

- Kiss, A.A., Rewagad, R.R., (2011). Energy efficient control of a BTX dividing-wall column. *Comput. Chem. Eng.*, pp 2896-2904
- Ling, H., Cai, Z., Wu, H., Wang, J., Shen, B., (2011). Remixing control for divided-wall columns. *Ind. Eng. Chem. Res.* 50 (22), 12694-12705.

- Ling, H., Luyben, W. L., (2010). Temperature control of the BTX divided-wall column. *Ind. Eng. Chem. Res.* 49 (1), 189-203.
- Matla-González, D. Urrea-García, G. Alvarez-Ramirez, J. Bolaños-Reynoso, E. Luna-Solano G., (2013). Simulation and control based on temperature measurements for Petlyuk distillation columns. *Asia-Pacific J. Chem. Eng.* DOI: 10.1002/apj.1733
- Luan Shujun, Huang Kejing, Wu Ning. (2013). Operation of Dividing-Wall Columns.1. A simplified Temperature Difference Control Scheme. *Ind. Eng. Chem. Res.* (52), 2642-2660
- Luyben, W.L. *Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers.* (2nd Edition). Ed. McGraw-Hill, USA, 1990.
- Skogestad, S. y Grimholt, C. The SIMC Method for Smooth PID Controller Tuning, pp 147-175. Chapter 5 of *PID Control in the Third Millennium, Advances in Industrial Control*, R. Vilanova, A. Visioli (eds.) Springer-Verlag London Limited 2012
- Wolff, E. A., Skogestad, S., (1995). Operation of integrated three-product (Petlyuk) distillation columns. *Ind. Eng. Chem. Res.* 34 (6), 2094-2103
- Wu N., Huang, K., Luan S., (2013). Operation of Dividing-Wall Distillation Columns. 2. A Double Temperature Difference Control Scheme. *Ind. Eng. Chem. Res.* dx.doi.org/10.1021/ie303395d