

INTEGRACION DE ENERGIA EN SECUENCIAS DE DESTILACION PARA SEPARAR MEZCLAS CUATERNARIAS

ENERGY INTEGRATION IN DISTILLATION SEQUENCES FOR THE SEPARATION OF QUATERNARY MIXTURES

H. Hernández-Escoto y S. Hernández-Castro*

Universidad de Guanajuato Facultad de Química Noria Alta S/n C. P. 36050, Guanajuato, Gto., 36050, México.

Recibido 29 Junio 2005; Aceptado 14 Marzo 2006

Resumen

En este trabajo se compara el costo total anual de operación de una secuencia de destilación con integración de energía, con los correspondientes de las cinco secuencias de destilación convencionales usadas en la separación de mezclas cuaternarias de hidrocarburos. Se estudia el efecto de los componentes de la mezcla separada, así como la composición de la mezcla. Se encontró que solamente en muy pocos casos, la secuencia de destilación con integración de energía, superó a las secuencias de destilación convencionales, al presentar ahorros en el costo total anual de operación del orden del 15%. A pesar de que la secuencia con integración de energía puede tener ahorros en el consumo de energía de hasta un 50%, estos importantes ahorros de energía no se traducen en reducciones de la misma magnitud en el costo total anual de operación, debido a que en el caso de la secuencia con integración de energía es necesario incrementar de manera apreciable las presiones de operación de las columnas. Esto último lleva al uso de servicios de calentamiento de mayor temperatura y por tanto de mayor costo. Por lo tanto, la selección de una secuencia de destilación con integración de energía, debe hacerse en términos del costo total anual de operación y no solamente considerando ahorros de energía.

Palabras clave: destilación, integración de energía, costo total anual.

Abstract

Total annual costs of a heat integrated distillation sequence and five conventional distillation sequences for the separation of four-component mixtures of hydrocarbons are compared. The effect of the feed components and compositions of the mixture were studied. It was found that savings of 15% in the total annual cost can be obtained in the heat-integrated distillation sequence in a very restricted case despite energy savings of up to 50%. This is due to higher operational pressures in the heat-integrated distillation sequence which increase the temperatures in the reboilers. As a result, the choice of the heat-integrated distillation sequence should be made in terms of the total annual cost instead of the energy saved.

Keywords: distillation, energy integration, total annual cost.

1. Introducción

1.1. Separación de mezclas ternarias

Un problema que ha recibido bastante atención en el área de diseño de procesos, es la separación de una mezcla ternaria en sus componentes relativamente puros (Tedder y Rudd, 1978). La separación se puede hacer usando las clásicas secuencias de destilación convencionales; es decir, la secuencia directa en la cual los componentes se separan uno por uno en los destilados (Fig. 1a), o la

secuencia indirecta en la cual los componentes se separan uno por uno en los fondos (Fig. 1b). Estas secuencias de separación, de amplio uso en la industria de procesos químicos, se caracterizan por consumir grandes cantidades de energía en la forma de vapor de calentamiento suministrado a los rehervidores. En este sentido, se han propuesto una serie de esquemas de destilación alternativos que pueden reducir de manera significativa el consumo de energía.

*Autor para la correspondencia: E-mail: hernasa@quijote.ugto.mx
Tel. (47) 37320006 Ext. 8114

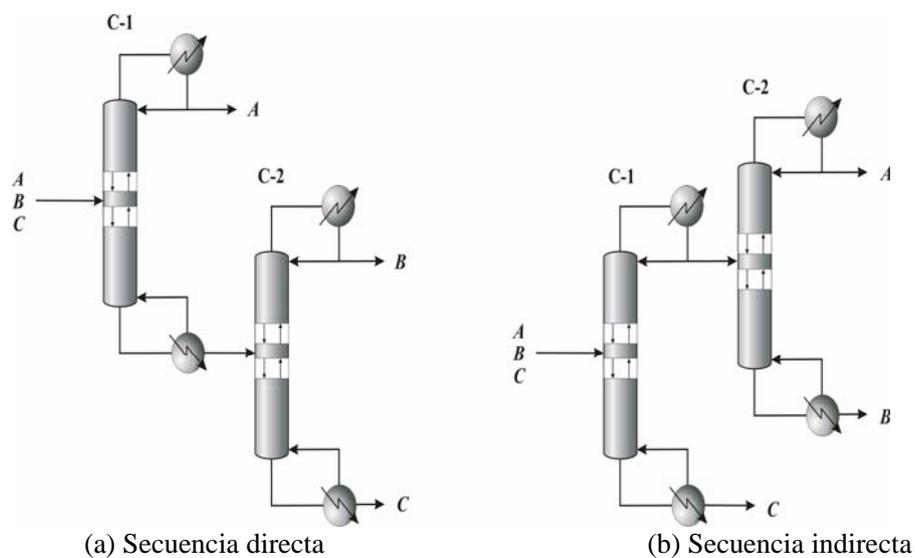


Fig. 1. Secuencias de destilación convencionales para separar mezclas ternarias.

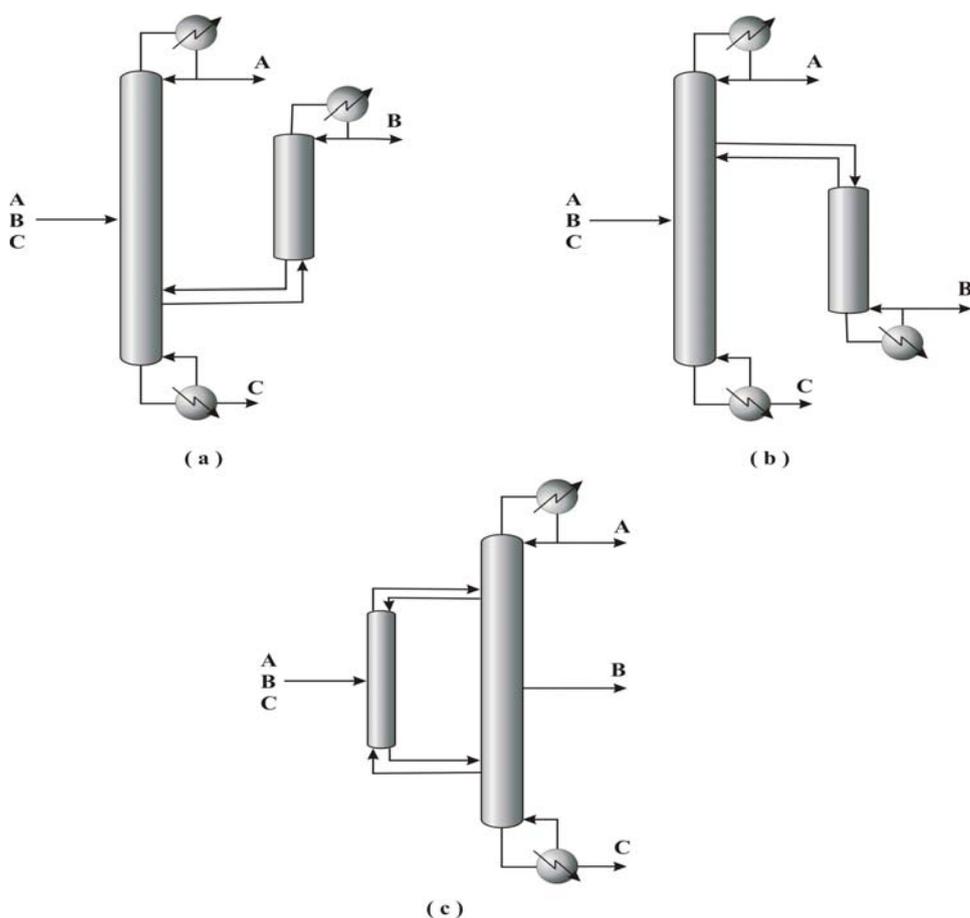


Fig. 2. Arreglos de destilación térmicamente acoplados para separar mezclas ternarias: (a) Rectificador lateral, (b) Agotador lateral, (c) Columna Petlyuk.

Una alternativa para la reducción del consumo de energía es el uso de las secuencias de destilación térmicamente acopladas mostradas en la Fig. 2 (Triantafyllou y Smith, 1992; Hernández y Jiménez 1996, 1999; Rong y Kraslawski, 2002, 2003), en las cuales parte de la transferencia de energía se hace vía contacto directo con flujos internos de materia de la secuencia de destilación. Por ejemplo, en el caso de la secuencia de destilación térmicamente acoplada a un rectificador lateral (Fig. 2a), la segunda columna no tiene un rehervidor, en este caso la energía necesaria para hacer la separación se suministra mediante el flujo de vapor que se indica en la Fig. 2a. Este tipo de esquemas de destilación térmicamente acoplados han presentado ahorros de energía entre un 30 y 50 % en los casos en donde el componente intermedio se encuentra en baja (secuencias con columnas laterales) o alta cantidad (columna Petlyuk). De estos esquemas con acoplamiento térmico, la columna tipo Petlyuk es la que presenta el menor consumo de energía en la mayoría de los casos. La secuencia de destilación con acoplamiento térmico que ha sido implementada en mayor medida es la columna tipo Petlyuk, la cual se implementa mediante la columna de pared divisoria (Fig. 3). Algunas compañías líderes (BASF) en la construcción de este tipo de columnas han reportado ahorros de energía y de capital del orden del 30% (Kaibel, 2002). Por lo tanto, la implementación de las columnas con acoplamiento térmico es una realidad. En la actualidad existen suficientes trabajos desde el de Tedder y Rudd (1978) que han permitido establecer que las secuencias presentan un ahorro de energía importante y se ha podido establecer metodologías de diseño y optimización de secuencias de destilación con acoplamiento térmico. Otra forma de reducir el consumo de energía es la integración de energía entre condensadores y rehervidores entre las

columnas que componen las secuencias de destilación convencionales (Fig. 4).

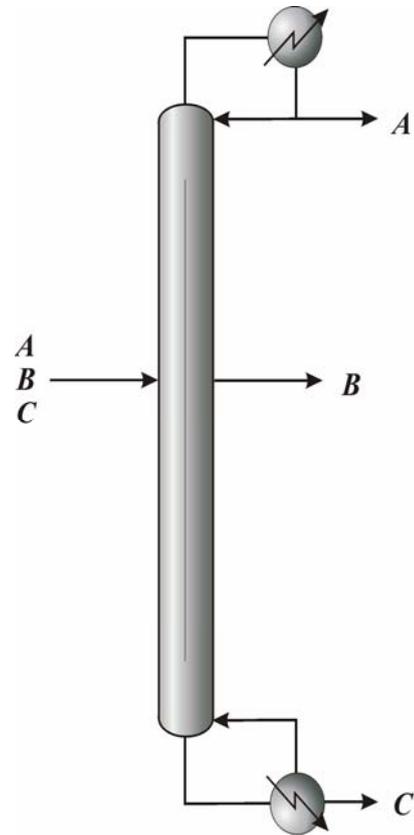


Fig. 3. Columna de pared dividida.

Esta forma de integración de energía conduce a lo que se llama secuencias de separación con integración de energía o de múltiple efecto (Rathore y col., 1974a,b). En este tipo de secuencias a pesar de que se reduce de manera significativa el consumo de energía, es necesario atender los costos de la misma porque en las secuencias de múltiple efecto una de las columnas tiene que operar a una presión suficientemente alta para que pueda integrar la energía, al aumentar la presión se aumenta la temperatura de operación y por tanto el costo de la energía. Por lo tanto, es deseable que se reduzca el consumo de energía y también el nivel de temperatura o costo del servicio.

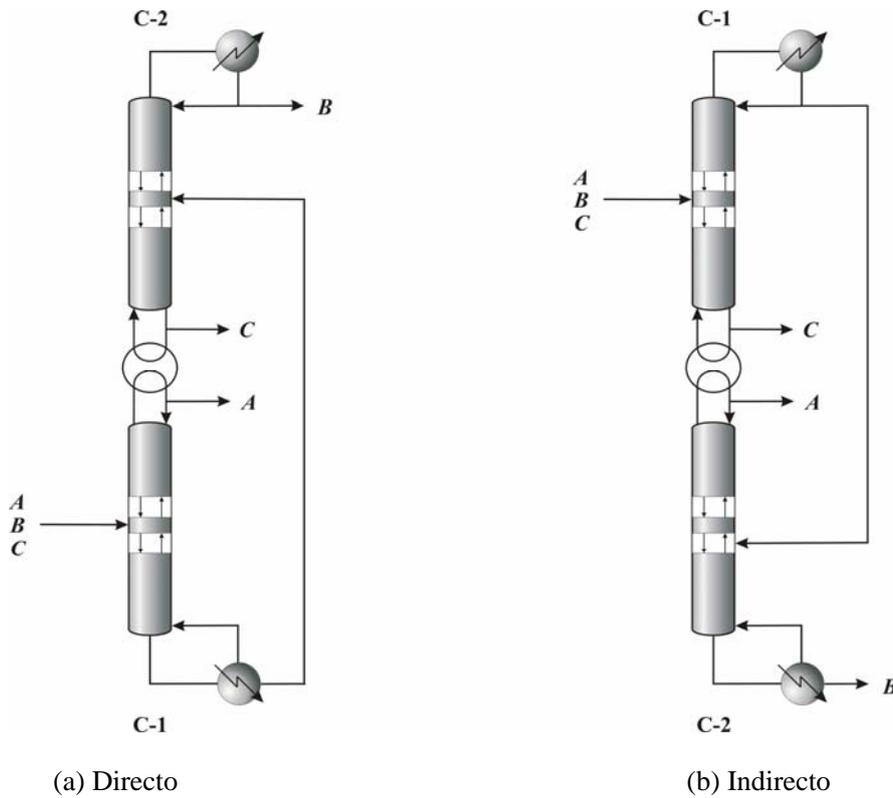


Fig. 4. Secuencias de destilación con integración de energía para separar mezclas ternarias

1.2. Separación de mezclas cuaternarias

Una mezcla de cuatro componentes se puede separar usando las cinco secuencias de destilación convencionales que se muestran en la Fig. 5, en estas cinco secuencias están contenidas las clásicas secuencias de destilación directa e indirecta. Similarmente, en la Fig. 6 se puede notar que los esquemas con acoplamiento térmico se pueden obtener directamente de las secuencias de destilación convencionales mediante la adición de acoplamientos térmicos. Un acoplamiento térmico en la fase vapor permite la eliminación de un rehervidor, mientras que la introducción de un acoplamiento térmico en la fase líquida evita el uso de un condensador. En este trabajo se comparan los consumos de energía y costos totales de operación de las secuencias de destilación convencionales de la Fig. 5 y una secuencia

directa con integración de energía (Fig. 7), que se obtiene de la Fig. 5a. En la secuencia con integración de energía, la presión de operación de la primera columna es suficientemente alta para que integre energía en el rehervidor de la segunda columna, similarmente la presión de operación de la segunda columna debe fijarse para que la temperatura del vapor del domo de la segunda columna sea suficientemente alta para que integre energía en el reboiler de la tercera columna. En esta última secuencia de destilación con integración de energía, se puede inferir una reducción importante en el consumo total de energía de la secuencia, pero al incrementar las presiones de operación se eleva la temperatura de fondos de la primera columna, aumentando el costo de la energía usada en el rehervidor de la primera columna.

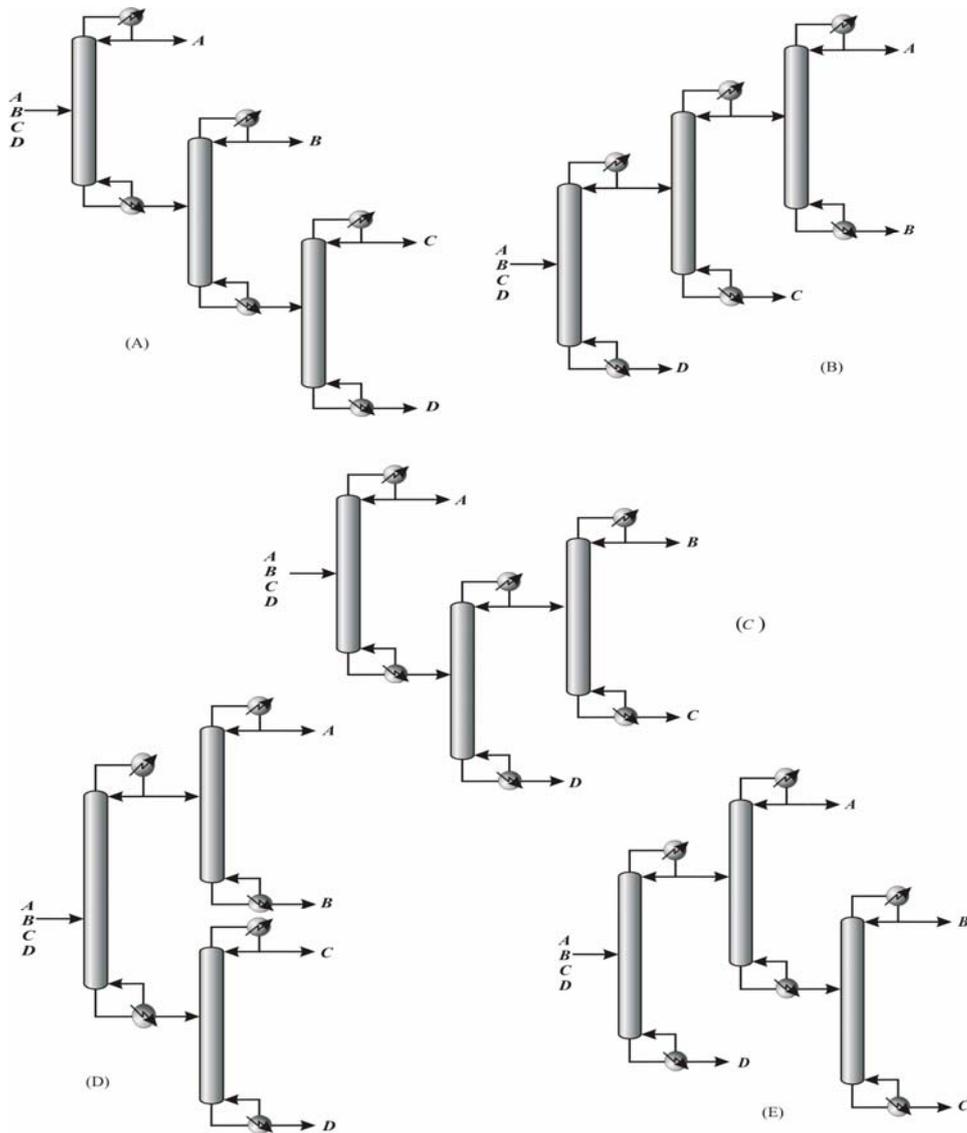


Fig. 5. Secuencias de destilación convencionales para separar mezclas cuaternarias.

2. Diseño y cálculo de los costos totales anuales de operación de las secuencias de destilación

Las columnas de destilación convencionales de las secuencias de destilación de la Fig. 5, se diseñaron usando métodos cortos (Fenske, Underwood y Gilliland) y luego se ajustaron los diseños mediante simulaciones rigurosas, usando el simulador de procesos Aspen Plus, para lograr recuperaciones del 98% de los

componentes claves en cada uno de los productos. Las presiones de operación de cada una de las columnas se fijaron de tal forma que se pudiera usar agua de enfriamiento como servicio en los condensadores. Para el caso de la secuencia de destilación integrada (Fig. 7), la energía se integra en la dirección de los flujos de destilados. En este caso se parte del diseño de la secuencia de destilación convencional directa (Fig. 5a).

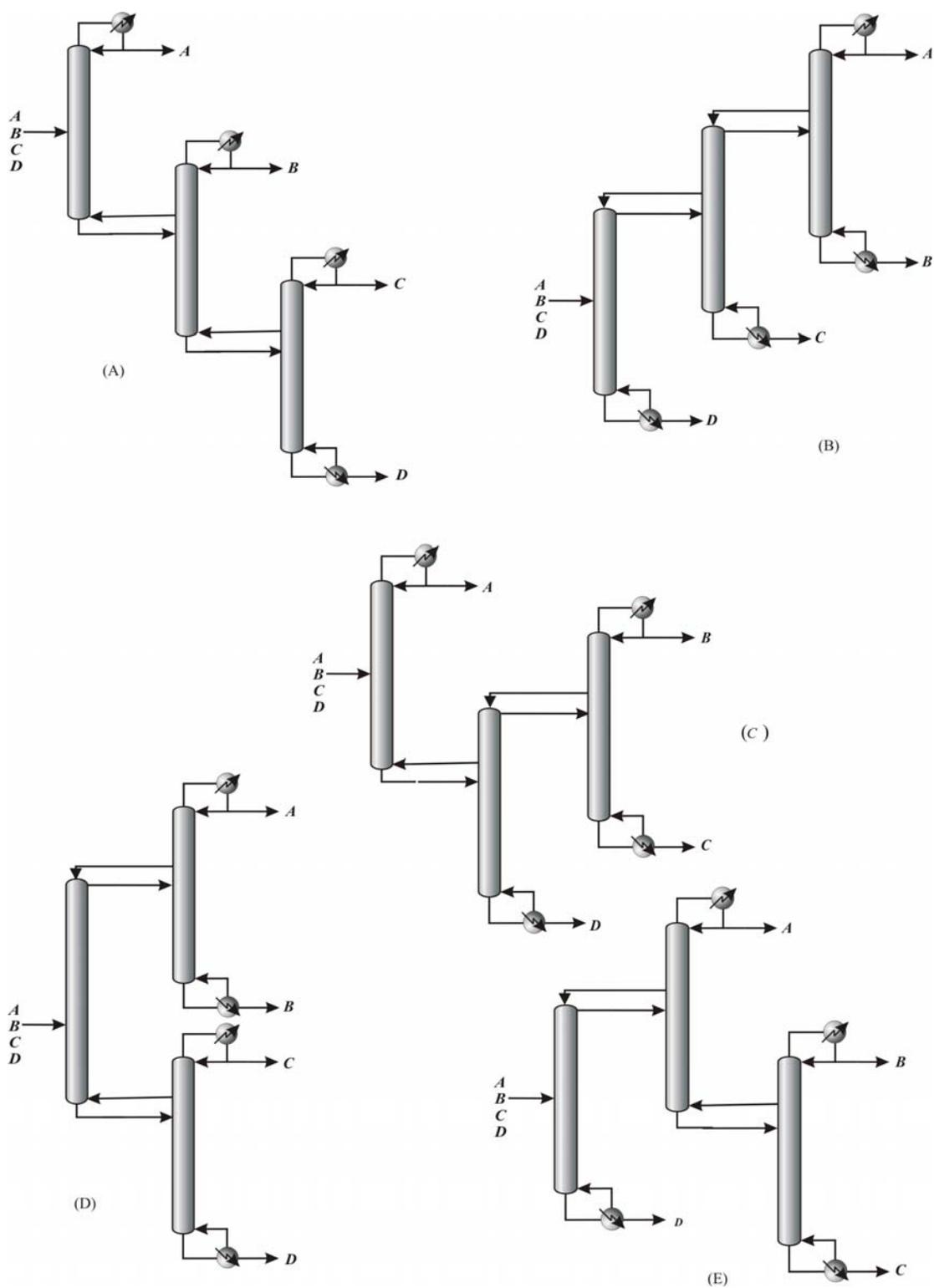


Fig. 6. Secuencias de destilación con acoplamiento térmico para separar mezclas cuaternarias.

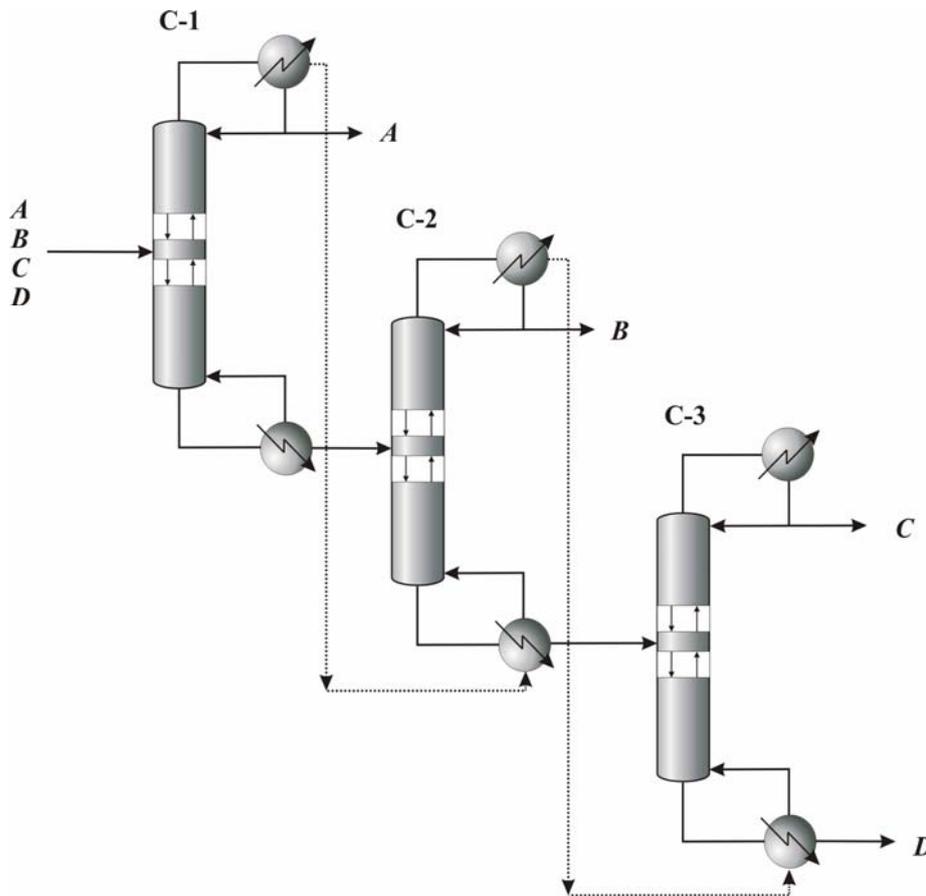


Fig. 7. Secuencia de destilación con integración de energía (SI).

Las presiones se fijan considerando que debe de existir al menos un gradiente de 20°F para una adecuada transferencia de energía, en este sentido se fija primero la presión de operación de la tercera columna para poder usar agua de enfriamiento, luego la presión de operación de la segunda columna se fija considerando que la temperatura del domo de la segunda columna debe ser al menos 20°F superior a la temperatura del fondo de la tercera columna. Finalmente, se fija la presión de operación de la primera columna para que el vapor de domo de esta primera columna pueda hacer ebullición los fondos de la segunda columna. En ciertas ocasiones, el calor obtenido al condensar los vapores del domo no fue suficiente para hacer ebullición los fondos de la columna siguiente, requiriendo el uso de rehervidores auxiliares (Cheng y

Luyben, 1985). Similarmente, cuando la carga obtenida de la condensación de los vapores del domo excede el requerimiento de energía en el rehervidor de la siguiente columna, se procede al uso de condensadores auxiliares. Los cálculos de costos anuales de operación se hacen usando la metodología reportada en los trabajos de Rathore y col., 1974a, b.

3. Casos de estudio

Se estudió la separación de las mezclas cuaternarias de hidrocarburos que se indican en la Tabla 1, las características de las mezclas escogidas son las siguientes:

- Las volatilidades relativas entre los componentes adyacentes son mayores de 1.05, lo que permite el uso de destilación ordinaria.

- En la mezcla M1, las facilidades de separación entre los diferentes cortes de pares de componentes adyacentes son parecidas.
- En la mezcla M2, es más fácil hacer los cortes de los componentes extremos (A/B y C/D) que el corte intermedio B/C.
- En el caso de la mezcla M3, el corte más fácil de realizar es el intermedio B/C.

Las composiciones de las alimentaciones para cada una de las mezclas de la Tabla 1 se indican en la Tabla 2. Las alimentaciones estudiadas fueron las siguientes:

- Alimentación equimolar (A1).
- Alimentaciones en los que los componentes A, B, C y D están en mayor cantidad (A2, A3, A4 y A5).
- Alimentación en la que el componente más ligero (A) y más pesado (D) estén en mayor cantidad (A6).
- Alimentación en la que los componentes intermedios B y C están en mayor cantidad (A7).

Tabla 1. Mezclas estudiadas.

Mezcla	Componentes
M1	(A) n-Pentano (B) n-Hexano (C) n-Heptano (D) n-Octano
M2	(A) n-Butano (B) iso-Pentano (C) n-Pentano (D) n-Hexano
M3	(A) iso-Butano (B) n-Butano (C) iso-Pentano (D) n-Pentano

4. Discusión de resultados

4.1. Secuencias de destilación convencionales

En el caso de las secuencias de destilación convencionales se puede notar en

la Tabla 3, que en las alimentaciones equimolares (A1) de las mezclas M1 y M2, hay un menor costo anual de operación de la secuencia de la Fig. 5D, en donde el primer corte se hace entre los componentes intermedios B/C. En el caso de la mezcla M3 para la misma composición de la alimentación, los costos anuales de operación entre la secuencia directa (Fig. 5A) y la secuencia de la Fig. 5D son muy similares. Por lo tanto, se puede establecer que en la separación de las tres mezclas equimolares estudiadas, la secuencia de destilación convencional de la Fig. 5D es la que presenta el menor costo total anual de operación. La secuencia directa (Fig. 5A) es la mejor opción para las alimentaciones donde el primero o segundo componente se encuentra en mayor cantidad, lo que resulta consistente con la regla heurística de separar lo más abundante primero. La secuencia de la Fig. 5C tiene el menor costo anual de operación cuando se separan las alimentaciones en las que ya sea el componente más ligero o más pesado se encuentran en mayor abundancia. La secuencia de la Fig. 5E resulta la mejor opción cuando el componente menos volátil es el más abundante, en las mezclas M1 y M2. Este resultado nuevamente es consistente con la heurística de separar los componentes más abundantes primero. En general los resultados obtenidos para las secuencias de destilación convencionales son consistentes con las reglas heurísticas, usadas en la síntesis de procesos de separación.

4.2. Secuencia con integración de energía

En todos los casos estudiados el requerimiento de energía para la secuencia con integración de energía es mucho menor (hasta 50%) que el de la mejor secuencia de destilación convencional. Sin embargo, este menor requerimiento de energía no se refleja en una reducción drástica en el costo total anual de operación (Tabla 3)

Tabla 2. Composición en fracción mol de las alimentaciones estudiadas.

Alimentación	Fracción mol del componente			
	A	B	C	D
A1	0.25	0.25	0.25	0.25
A2	0.70	0.10	0.10	0.10
A3	0.10	0.70	0.10	0.10
A4	0.10	0.10	0.70	0.10
A5	0.10	0.10	0.10	0.70
A6	0.40	0.10	0.10	0.40
A7	0.10	0.40	0.40	0.10

Tabla 3. Costos totales anuales de operación (Dólares/año) para todas las secuencias de destilación.

Alimentación	Sec. 5A	Sec. 5B	Sec. 5C	Sec. 5D	Sec. 5E	SI
Mezcla M1						
A1	24775	27352	25346	24431	26644	21799
A2	18021	28929	18290	22638	24096	22949
A3	25113	31801	30879	25221	31534	23902
A4	33230	31450	33247	30400	33904	25631
A5	27938	23030	23965	25962	22683	28605
A6	24428	24829	22076	25442	22229	26522
A7	28442	31110	31449	27158	32070	22783
Mezcla M2						
A1	32615	34633	34490	31694	32952	35485
A2	19952	29990	20838	21815	25476	23473
A3	41445	49487	47889	42448	47859	55854
A4	42785	42443	43152	41259	43559	46204
A5	24357	22311	22555	23291	21646	27726
A6	22214	25738	21591	24687	22984	23716
A7	38806	43609	42360	38635	43246	45802
Mezcla M3						
A1	36165	40560	37780	36312	39428	42203
A2	32612	42719	33282	37005	37578	54271
A3	34228	40088	38743	34869	39574	36472
A4	46717	47857	48346	44388	49817	45590
A5	41010	40130	40092	39270	39593	44073
A6	37184	45475	36298	41470	39042	52597
A7	39957	44399	44238	38993	44973	41620

Esto se debe a que el vapor de calentamiento requerido en el rehervidor de la primera columna para la secuencia integrada es de más alta presión y por lo tanto de mayor costo. En la separación de la mezcla M1 se tiene un ahorro en el costo anual de servicios entre 8 y 34% respecto de la mejor secuencia de destilación convencional en la alimentación equimolar y aquellas en donde los componentes

intermedios, ya sea uno o ambos (alimentaciones A3, A4 y A7) están en mayor cantidad. Pero el costo del equipo, para la secuencia integrada, es un poco más alto comparado con el de las secuencias convencionales, lo que hace que el ahorro en el costo total anual de operación reportado en la Tabla 3 esté entre 5 y 15%. Cuando se considera la mezcla M2, no se tiene ningún tipo de ahorro en el costo anual de operación

de la secuencia integrada. Para la mezcla M3 se obtienen resultados similares, pues a pesar de que hay ligeros ahorros en el consumo de la energía (entre 3 y 12%), cuando se determina el costo total anual de operación, la secuencia de destilación con integración de energía, siempre presentó un costo total anual de operación superior al de las secuencias de destilación convencionales (Tabla 3).

Conclusiones

La secuencia de destilación con integración de energía estudiada en este trabajo, para separar una mezcla de cuatro componentes, permite tener un ahorro en el costo anual de operación del orden del 15% en comparación con el mejor esquema de destilación convencional, pero este ahorro solamente se logra si la composición de la mezcla a separar es equimolar o cuando los componentes B y/o C se encuentran en mayor cantidad y la volatilidad relativa entre componentes adyacentes es parecida. Se puede establecer que casi para todas las demás mezclas estudiadas la secuencia con integración de energía siempre presentó un mayor costo anual de operación que la mejor secuencia convencional. Este último resultado se atribuye a que en la secuencia integrada se tiene que incrementar de manera sustancial las presiones de las columnas, para permitir la integración de energía entre condensadores y rehervidores. El incremento en las presiones de operación, lleva a mayores temperaturas y por lo tanto al uso de formas más costosas de la energía. Por lo tanto, la selección de las secuencias de destilación con integración de energía se debe de hacer en términos de costo total anual de operación y no solamente del ahorro de energía.

Agradecimientos

Este proyecto se concluyó en parte gracias al apoyo económico otorgado en la Convocatoria 2005 de Fomento a la

Investigación de la Universidad de Guanajuato.

Referencias

- Cheng, H., y Luyben, W. L. (1985). Heat-integrated distillation columns for ternary separations. *Industrial Engineering Chemical Process Design and Development* 24, 707-713.
- Hernández, S. y Jiménez, A. (1996). Design of optimal thermally-coupled distillation systems using a dynamic model. *Transactions of the Institute of Chemical Engineers* 74, 357-362.
- Hernández, S. y Jiménez, A. (1999). Design of energy-efficient Petlyuk systems. *Computers and Chemical Engineering* 23, 1005-1010.
- Kaibel, G. (2002). Proceedings of ESCAPE-12 (Computer Aided Process Engineering,10), Eds. J. Grievink and J.V. Schijndel, Elsevier, Amsterdam.
- Rathore, R. N. S., Van Wormer, K. A. y Powers, G. J. (1974a). Synthesis strategies for multicomponent separation systems with energy integration. *AIChE Journal* 20, 491-502.
- Rathore, R. N. S., Van Wormer, K. A. y Powers, G. J. (1974b). Synthesis of distillation systems with energy integration. *AIChE Journal* 20, 940-950.
- Rong, B.G. y Kraslawski, A. (2002). Optimal design of distillation flowsheets with a lower number of thermal couplings for multicomponent separations. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 41, 5716-5726.
- Rong, B.G. y Kraslawski, A. (2003). Partially thermally coupled distillation systems for multicomponent separations. *AIChE Journal* 49, 1340-1350.
- Tedder, D. W. y Rudd, D.F. (1978). Parametric Studies in Industrial Distillation: Part I. Design Comparisons. *AIChE Journal* 24, 303-315.
- Triantafyllou, C. y Smith, R. (1992). The design and optimisation of fully thermally coupled distillation columns. *Transactions of the Institute of Chemical Engineers* 70, 118-132.