

## Destilación

# Secuencias de destilación con corriente lateral

## Estudio del consumo de energía

S. Hernández-Castro

Facultad de Química, Universidad de Guanajuato (México)

J. G. Segovia-Hernández y A. Jiménez-Gutiérrez

Dpto. de Ingeniería Química, Instituto Tecnológico de Celaya (México)

### 1. Introducción

Los trenes de destilación son muy utilizados en las industrias química y petroquímica. Las secuencias de separación directa e indirecta mostradas en la figura 1 constituyen trenes convencionales para la separación de mezclas ternarias. Dado que el agente de separación es el calor, cada columna consume cantidades apreciables de energía, lo cual proporciona un incentivo importante para la búsqueda de sistemas integrados energéticamente. Una forma posible de ahorrar energía es integrar las columnas de destilación convencionales con el resto del proceso [9]. Si esta integración es limitada o imposible, la operación de las columnas de destilación se debe investigar junto con la integración de energía, tanto en los esquemas convencionales como no convencionales, considerando disposiciones con integración de calor, el termoacoplamiento y las bombas de calor [1]. Otra alternativa de diseño la constituye el uso de esquemas de destilación térmicamente acoplados, como los mostrados en la figura 2.

Uno de los primeros trabajos en el área es el estudio de Tedder y Rudd (1978), quienes analizaron las características económicas de ocho esquemas de destilación para la separación de mezclas ternarias ideales. Esos esquemas de destilación incluyen las secuencias convencionales directa e indirecta y varias secuencias térmicamente acopladas. Ellos encontraron que las regiones económicamente óptimas para varios diseños dependen de las volatilidades relativas de las mezclas ter-

narias a separar, y que las variaciones en la alimentación afectan a los costes económicos anuales.

Fidkowski y Krolikowski (1987) han estudiado soluciones ternarias ideales y han seleccionado la fracción de recuperación del componente de volatilidad intermedia en cabeza como una variable de decisión. Ellos también han comparado la columna Petlyuk con las secuencias convencionales y otros esquemas térmicamente acoplados, como los señalados en la figura 2. Sus resultados mostraron que la columna Petlyuk es la que consume menos energía.

Glinos y Malone (1988) estudiaron mezclas ternarias para varios esquemas de destilación, incluyendo las secuencias térmicamente acopladas y la columna Petlyuk, y obtuvieron regiones óptimas basadas en términos de la cantidad de vapor total generada por el rehvador. Ellos establecieron que las secuencias de destilación hechas con columnas convencionales son, a menudo, menos económicas que las secuencias que contienen una o más columnas no convencionales. Estos autores encontraron que, para mezclas ternarias separadas en secuencias térmicamente acopladas, la cantidad máxima de vapor ahorrado es de un 50% a reflujo mínimo en comparación con las secuencias convencionales. Este resultado es independiente de las volatilidades relativas. También encontraron que, para condiciones diferentes al reflujo mínimo, es posible tener ahorro de flujo de vapor en las secuencias térmicamente acopladas hasta

*En la separación de mezclas ternarias, las secuencias de destilación convencionales consumen en algunos casos mayor cantidad de energía que los esquemas integrados. Se ha dictaminado que el mayor consumo de energía se debe a un efecto de remezclado del componente intermedio. En este trabajo se analiza el comportamiento térmico de secuencias de destilación con corriente lateral, que tratan de minimizar el remezclado del componente intermedio, y se compara el consumo de energía con el de las secuencias de destilación convencionales directa e indirecta.*

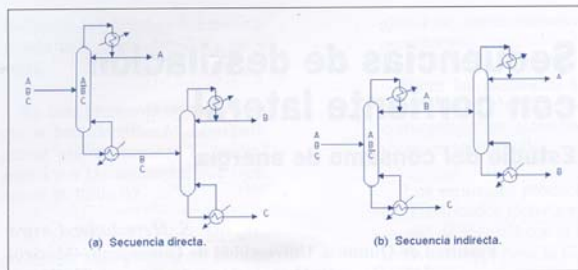


Figura 1. Secuencias de destilación convencionales

del 30% en comparación con las secuencias convencionales, siempre y cuando la composición del componente de volatilidad intermedia sea menor de 20% en la alimentación y que la composición de éste como producto sea menor que la composición de los otros dos componentes en sus respectivas corrientes de producto.

Carlberg y Westerberg (1989) han estudiado las secuencias térmicamente acopladas usando el flujo de vapor como base, y encontraron que la recuperación del componente de volatilidad intermedia no es una variable independiente porque depende de la recuperación de los componentes ligero y pesado claves.

Triantafyllou y Smith (1992) han establecido la razón de por qué las secuencias no convencionales son más económicas que las secuencias convencionales, a partir de su concepto de remezclado del componente intermedio para una mezcla ternaria.

Hernández y Jiménez (1996, 1999) han establecido un procedimiento riguroso para el diseño de

secuencias térmicamente acopladas para la separación de mezclas ternarias usando un modelo dinámico, que permite también llevar a cabo estudios de control en este tipo de disposiciones.

Para comprender mejor cómo las secuencias térmicamente acopladas pueden lograr tal ahorro de energía con relación a las secuencias convencionales, Triantafyllou y Smith (1992) consideran la siguiente situación: si se considera una secuencia directa para separar una mezcla ternaria, la composición del componente de volatilidad intermedia (componente B) en la primera columna se incrementa conforme va avanzando a través de los platos, desde la alimentación hacia los fondos, en la misma forma que la composición de A va disminuyendo. Sin embargo, llega un momento en que la composición de B disminuye y la composición del menos volátil (C) aumenta. Por lo tanto, la composición de B alcanza un máximo y luego comienza a disminuir, como se muestra en la figura 3. Este efecto de remezclado del componente B ocasiona una ineficiencia térmica en la separación,

puesto que en la siguiente columna se requiere energía para volver a llevar a B hacia la concentración máxima de la columna anterior, como parte de su proceso de purificación. Un efecto similar de remezclado ocurre en la secuencia indirecta. La única diferencia es que la composición de B alcanza el máximo por encima de la alimentación en la primera columna y luego ocurre el remezclado.

Triantafyllou y Smith establecen que las secuencias térmicamente acopladas reducen los efectos de remezclado. Muchas pérdidas ocurren en la operación de destilación, debido a que no hay un buen equilibrio entre la composición de la alimentación a la columna y el plato de alimentación. El prefraccionador en el esquema térmicamente acoplado distribuye el componente B entre cabeza y cola, lo cual permite un mejor arreglo entre la composición de la alimentación a la columna y uno de los platos de la columna, y reduce las pérdidas en el plato de alimentación.

El objetivo de este trabajo es analizar un esquema de destilación alterno a las secuencias térmicamente acopladas para la separación de mezclas ternarias y compararlo con las secuencias convencionales. El esquema de destilación bajo análisis trata de minimizar el efecto de remezclado del componente intermedio B mediante una extracción lateral de la primera columna en el plato donde B alcanza un máximo en su composición. El estudio se hizo usando el simulador de procesos Aspen Plus 10.

## 2. Caso de estudio

Como base de comparación, se realizó el diseño preliminar de las secuencias convencionales directa e indirecta para la separación de la mezcla ternaria de n-butano, n-pentano y n-hexano, con fracciones molares de los componentes de 0.4, 0.2 y 0.4, respectivamente. Es importante hacer notar que la selección de las composiciones de alimentación de los componentes y de las recuperaciones se basa en la idea de Triantafyllou y Smith (1992),

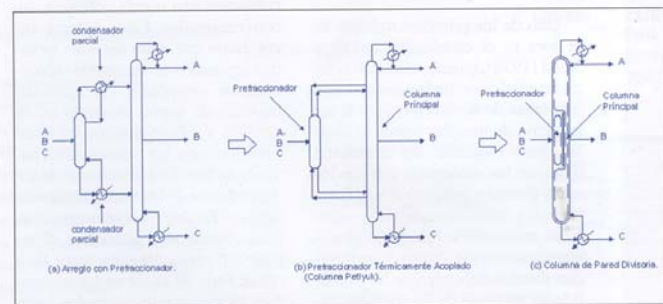


Figura 2. Diferentes esquemas de columnas de destilación térmicamente acopladas

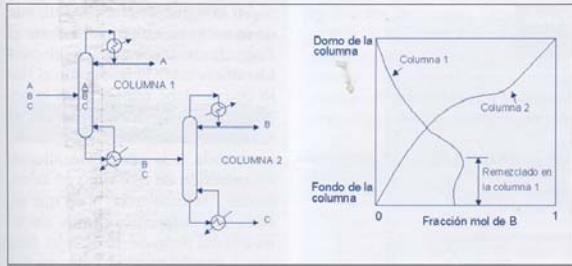


Figura 3  
Perfil de composiciones del componente intermedio en una secuencia directa.

de control más sencilla y se tiene más experiencia en el manejo de este tipo de columnas con entradas y salidas múltiples.

Una vez propuesto este esquema, se procedió a utilizar el mismo caso de estudio que para las secuencias convencionales, con la intención de comparar resultados. A primera vista, se puede ver que una vez localizado el plato donde la composición de B es máxima, se presentan los siguientes grados de libertad para el diseño de la nueva secuencia alterna:

- ¿Qué cantidad de flujo debe ser extraída de la columna?
- ¿En qué fase debe ser extraído el flujo?
- ¿En qué plato de la segunda columna debe introducirse esta nueva alimentación?

Estas preguntas sólo pueden ser contestadas una vez realizado un análisis del proceso. Con relación a la última pregunta, se puede decir que el plato donde debe ser colocada la entrada debe estar por encima del plato de alimentación original de la secuencia directa.

### 3. Resultados

La simulación rigurosa muestra que la secuencia convencional di-

acera de que las secuencias no convencionales para mezclas ternarias ahorran energía bajo la condición de que el componente de volatilidad intermedia tenga una composición menor o igual al 20% y que su recuperación sea menor que la de los otros dos componentes.

Una vez analizadas las secuencias convencionales, se procedió a proponer el esquema alterno, basado en el concepto del remezclado de B. Si B alcanza un máximo en su perfil de composiciones de la primera columna, ¿qué pasa si se hace una extracción en ese punto hacia la segunda columna?. El esquema propuesto en la figura 4 es un poco más complejo que la secuencia convencional (Fig. 1a), pero más fácil de operar que las secuencias térmicamente acopladas de la figura 2.

Tal como establecen Glinos y

Malone (1988), existen tres principales dificultades asociadas con el uso de columnas complejas: primera, se carece de experiencia en el manejo de esas columnas; segunda, el diseño óptimo de esas columnas no se comprende claramente (se carece de procedimientos simples de diseño equivalentes a los métodos cortos para secuencias convencionales); finalmente, el control para columnas complejas no se ha estudiado suficientemente. Así pues, el esquema alterno propuesto ofrece ventajas sobre las secuencias no convencionales, ya que se manejan columnas convencionales, con la única diferencia de que una de ellas presenta una doble alimentación. Sin embargo, este detalle está ya considerado en el método de diseño más simple, como lo es el de McCabe-Thiele. Una doble alimentación a la columna presenta una situación

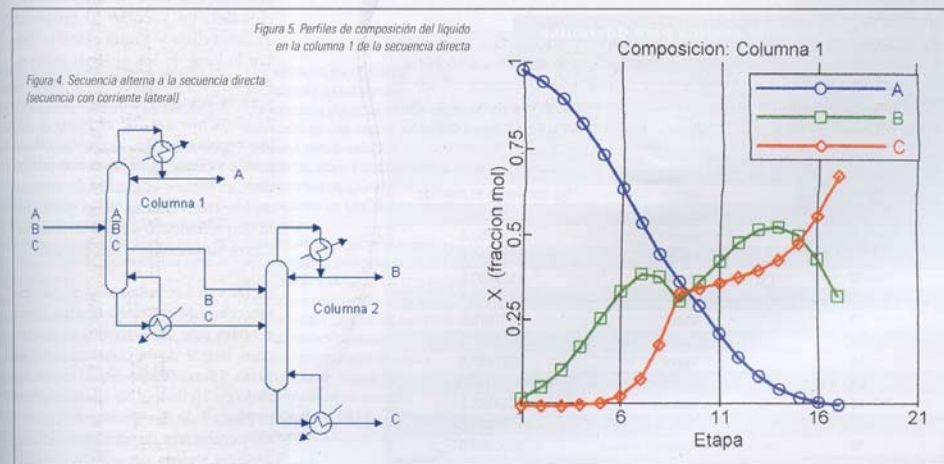


Figura 5. Perfiles de composición del líquido en la columna 1 de la secuencia directa

Figura 4. Secuencia alterna a la secuencia directa (secuencia con corriente lateral)

**Tabla I. Consumo de energía en los rehervidores según el tipo de corriente y flujo**

Flujo (Lb-mol/hr), fase líquida	Flujo (Lb-mol/hr), fase vapor	Consumo de energía en los rehervidores (Btu/hr)
10		1849908,6
	10	2050560,5
20		1879858,6
	20	2235798,7
30		1932122,2
	30	2444202,7
40		2020316,4
	40	2708290,8
50		2141325,6
	50	3013256,0

recta tiene un consumo de energía de 1.827,036 Btu/hr y la secuencia indirecta requiere 2.236,670 Btu/hr para efectuar la misma separación. Como se puede apreciar, la secuencia indirecta gasta 22.4% más en servicios de rehervidor que la secuencia directa. A partir de este resultado, se eligió la secuencia alterna directa como base de estudio, ya que ofrece las mejores perspectivas de ahorro de energía.

Para el diseño alterno, se debe detectar el plato donde la concentración de B es máxima. En la figura 5 se muestra el perfil de composición del líquido para la columna 1 de la secuencia directa; como se puede observar, el plato donde B alcanza

**Tabla II. Consumo de energía según el plato de alimentación**

Plato	Energía (Btu/hr)
2	2312398,7
3	1921682,3
4	1868970,7
5	1854422,9
6	1849908,6
7	1845499,9
8	1856438,9
9	1870691,8

su nivel máximo es el plato 15, lo cual proporciona el lugar de donde se realizará la extracción de la segunda corriente hacia la columna 2.

**Tabla III. Consumo de energía para diferentes platos de extracción**

Plato de extracción en la primera columna	Fase	Consumo de energía en los rehervidores (Btu/hr)
10	Líquido	8369100,1
10	Vapor	No converge el método
11	Líquido	3738180,2
11	Vapor	9125450,8
12	Líquido	2551900,0
12	Vapor	4153980,5
13	Líquido	2120643,1
13	Vapor	2801161,5
14	Líquido	1934804,5
14	Vapor	2287961,0
15	Líquido	1850717,3
15	Vapor	2051188,2
16	Líquido	1877252,6
16	Vapor	1950386,0

En la siguiente etapa del cálculo de la secuencia alterna, se varía el flujo de la corriente lateral para identificar tanto la fase como el flujo que se debe extraer para la segunda columna, de tal forma que se minimice la carga térmica total suministrada a la secuencia alterna. La conexión de este flujo en la columna 2 se hizo en un plato que tuviera una composición muy cercana a la del plato de extracción, para evitar alteraciones en la operación de la columna. De los resultados de la Tabla I se pueden hacer los siguientes comentarios: la extracción deberá hacerse en fase líquida, ya que es como se obtiene menor consumo de energía (1849908 Btu/hr) y el flujo óptimo de la corriente es de 10 lb-mol/hr.

En relación con el plato de alimentación de la corriente lateral hacia la segunda columna, se procedió a variarlo una vez que se detectó el flujo óptimo (10 lb-mol/hr) y la fase óptima de dicha corriente. De los resultados de la Tabla II se puede observar que, para un flujo optimizado de la corriente lateral, el plato donde se hará la alimentación en la columna 2 y que origina un menor consumo de energía es el plato 7.

Para complementar el análisis, se procedió a variar el plato de extracción de esta columna con el fin de garantizar que el remezclado es realmente un factor que afecta la eficiencia de las columnas convencionales, tal y como lo proponen Triantafyllou y Smith (1992). Sobre la base de los análisis previos, se utilizó un flujo de 10 lb-mol/hr, y en la segunda columna el punto de alimentación fue el plato 7. De los resultados de la Tabla III se puede ver que el plato donde se obtiene el menor consumo de energía en los rehervidores es el plato 15, la etapa donde B efectivamente alcanza su máxima composición.

De estos resultados se puede establecer que el diseño óptimo alterno para este caso implica la extracción lateral de la columna 1 en el plato 15 en forma líquida, con un flujo de 10 lb-mol/hr alimentado en el plato 7 de la columna 2. Con estos parámetros, la secuencia de destilación alterna presenta un consu-

ANTE  
PRIM  
PLAN  
NOLC  
LA/M  
PROE  
RESIT  
EXIGE  
SUEL  
MECA  
USO  
DUAL  
ANAL  
SEGU  
BASE  
TRAT  
CLASI  
TAMIE  
ASPEI  
TECNI  
FACTC  
FACTC

MAS

mo de energía de 1,845.500 Btu/h, el cual es 1% superior al consumo de energía de la secuencia directa.

#### 4. Conclusiones

Los consumos de energía permiten establecer que la secuencia de destilación alterna no presenta una reducción en el consumo de energía en comparación con la secuencia de destilación convencional óptima, a pesar de que la corriente lateral de la primera columna se extrae de la etapa en donde se presenta el máximo en la composición del componente intermedio. A la luz de estos resultados, es evidente que el efecto de remezclado del componente intermedio, que se ha propuesto para explicar el deterioro de energía de sistemas convencionales, es insuficiente pa-

ra diseñar esquemas alternos con ahorro de energía. Por lo tanto, la presencia de recintos máxicos parecen ser esenciales para provocar ahorros de energía en columnas de destilación no convencionales.

#### 5. Bibliografía

- [1] Annakou O. y Mizsey P., Rigorous Comparative Study of Energy-Integrated Distillation Schemes, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 35:1877 (1996)
- [2] Carlberg N., y Westerberg W., Temperature-Heat Diagrams for Complex Columns 3. Underwood's Method for the Petlyuk Configuration, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 28:1386 (1989)
- [3] Fidkowski Z. y Krolikowski L., Minimum Energy Requirements of Thermally Coupled Distillation Systems, *AIChE J.*, 33, 4, 643 (1987)
- [4] Glinos K. y Malone M. F., Optimality Regions for Complex Column Alternatives in Distillation Systems, *Chem. Eng. Res. Des.*, 66:229 (1988)
- [5] Hernández S. y Jiménez A., Design of Optimal Thermally Coupled Distillation Systems Using a Dynamic Model, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 74 (A), 357 (1996)

- [6] Hernández S. y Jiménez A., Design of Energy-Efficient Petlyuk Systems, *Comput. Chem. Eng.*, 23 (8), 1005 (1999)
- [7] Kaibel G., Distillation Columns with Vertical Partitions, *Chem. Eng. Technol.*, 10, 92 (1987)
- [8] Petlyuk F.B., Platonov M. y Slavinskii D.M., Thermodynamically Optimal Method of Separating Multicomponent Mixtures, *Int. Chem. Eng.*, 5, 3, 555 (1965)
- [9] Smith R. y Linnhoff B., The Design of Separators in the Context of Overall Processes, *Chem. Eng. Res. Des.*, 66, 195 (1988)
- [10] Tedder D., y Rudd D., Parametric Studies in Industrial Distillation: Part I. Design Comparisons, *AIChE J.*, 24, 303 (1978)
- [11] Triantafyllou C. y Smith R., The Design and Optimisation of Fully Thermally Coupled Distillation Columns, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 70, 118 (1992)

#### Agradecimientos

Este trabajo se desarrolló en parte con el apoyo al proyecto I27866U por parte del CONACYT, México.

**IQ**

## LIBRO

# Aguas Residuales Urbanas

ANTECEDENTES Y BASES TÉCNICAS GENERALES.  
PRIMERA PARTE: BASES DE PARTIDA  
PLANTEAMIENTOS TEÓRICOS DE LAS TECNOLOGÍAS NATURALES  
LA MATERIA PRIMA: EL AGUA RESIDUAL URBANA  
PROBLEMÁTICA GENERAL DE LAS AGUAS RESIDUALES URBANAS  
EXIGENCIAS DE LAS AGUAS DE USO AGRARIO  
SUELOS QUE ADMITEN AGUAS RESIDUALES  
MECANISMOS DEL MEDIO NATURAL PARA EL USO Y TRATAMIENTO DE LAS AGUAS RESIDUALES URBANAS  
ANALÍTICA Y CONTROL  
SEGUNDA PARTE: TECNOLOGÍAS NATURALES  
BASES DE LOS TRATAMIENTOS NATURALES  
TRATAMIENTOS PREVIOS  
CLASIFICACIÓN DE LAS TÉCNICAS DE TRATAMIENTO NATURAL  
ASPECTOS MICROBIOLÓGICOS  
TÉCNICAS DE USO AGRARIO  
FACTORES ECOLÓGICOS  
FACTORES LIMITANTES

LOS METALES EN EL SUELO  
PROBLEMAS SANITARIOS  
CONSECUENCIAS ECOLÓGICAS DEL CONTAMINACIÓN DE LAS AGUAS DE USO AGRARIO  
TERCERA PARTE: EFECTOS SOBRE EL MEDIO ACCIÓN DEL AGUA Y DE LA CUBIERTA VEGETAL  
RESPUESTAS DE LA VEGETACIÓN  
LOS OLORES EN LAS AGUAS RESIDUALES URBANAS  
CUARTA PARTE: GESTIÓN TÉCNICA  
POSIBILIDADES EN ACUMULACIÓN Y RESERVA  
EVOLUCIÓN Y MANEJO DE LOS NUTRIENTES  
GESTIÓN Y DIAGRAMAS DE FLUJO  
CONTROLES Y LÍNEAS DE MANTENIMIENTO  
EXPERIENCIA Y NORMAS COMPARADAS  
ESTUDIO ECONÓMICO GENERAL  
QUINTA PARTE: CASOS ESPECIALES  
RECUPERACIÓN DE SUELOS  
USO FORESTAL DE LAS AGUAS RESIDUALES URBANAS  
BIBLIOGRAFÍA.

Edición: 1999  
Páginas: 368

#### Pedidos:

Teléfono: 914 402 923  
Fax: 914 402 931  
Internet: [www.alcion.es](http://www.alcion.es)  
Correo: Editorial Alción, S.A.  
Edif. ECU  
Medea, 4  
28037 MADRID



#### PEDIDO

Nombre .....  
 Empresa ..... N.I.F./C.I.F. ....  
 Dirección .....  
 Población ..... C. Postal .....  
 Provincia ..... País .....  
 Teléfono ..... Fax .....  
 e-mail .....  
 ... EJEMPLAR (es) Aguas Residuales Urbanas • Ref: 1339  
 Precio: 5.000 ptas • 30,05 € • 54 \$

Cheque adjunto     Reembolso     Transferencia bancaria a la recepción de la factura

Visa     Mastercard     4B     American Express

Tarjeta nº ..... Validez hasta .....