

METODO CORTO PARA EL DISEÑO DE COLUMNAS DE DESTILACION TERMICAMENTE ACOPLADA PETLYUK

A SHORT CUT METHOD FOR THE DESIGN OF PETLYUK THERMALLY COUPLED DISTILLATION COLUMNS

A. Castro-Agüero* y A. Jiménez-Gutiérrez.

*Depto. Ingeniería Química, Instituto Tecnológico de Celaya.
Av. Tecnológico y García Cubas S/N, 38010, Celaya, Gto.*

Resumen

Se propone un método de diseño para el sistema de destilación térmicamente acoplado, mejor conocido como sistema Petlyuk. El método se basa en las ecuaciones de Fenske, Underwood y Gilliland, con las cuales se puede tener un buen estimado de los flujos internos, número de etapas teóricas, así como las zonas o etapas de interconexión entre el prefraccionador y la columna principal. Para mostrar la aplicación del método de diseño, se incluye el caso de estudio de separación de una mezcla ternaria.

Palabras clave: destilación, petlyuk, destilación térmicamente acoplada.

Abstract

A method for the design of the Fully Thermally Coupled Distillation system, or Petlyuk column, is presented. The method is based on the Fenske, Underwood and Gilliland equations, which provide the internal flowrates, number of ideal stages, as well as the stages where the prefractionator and the main column must be interlinked. A case study for the separation of a ternary mixture is presented to show the application of the design method.

Key words: distillation, petlyuk column, thermally coupled distillation

1. Introducción

Los sistemas convencionales de destilación son relativamente fáciles de diseñar y operar, pero tienen un consumo de energía significativo. En los últimos 20 años, se han hecho estudios sobre los sistemas de destilación para mejorar su consumo de energía (Finn, 1993). Se han desarrollado secuencias no convencionales como las columnas con corrientes laterales y los sistemas térmicamente acoplados, entre otros. Dentro de los sistemas acoplados, se ha demostrado que el sistema denominado Petlyuk puede ahorrar hasta un 30% del costo de energía comparado con los sistemas convencionales (Tedder y Rudd, 1978; Glinos y Malone, 1985). Una de las razones por la que se ha limitado el uso de las columnas térmicamente acopladas es la falta de métodos confiables de diseño.

En este campo los esfuerzos se han concentrado en utilizar la ecuación de Underwood (1948) para comparar los diferentes arreglos desde el punto de vista de consumo de energía.

Tedder y Rudd (1978) hicieron un estudio paramétrico de ocho sistemas de destilación para separar mezclas ternarias. Dentro de estos sistemas se encuentran incluidos las secuencias convencionales (Directa e Indirecta) y tres sistemas acoplados (rectificador lateral, agotador lateral y sistema con prefraccionador). Para este estudio utilizaron métodos de diseño basados en Nodos de Composición, los cuales hacen un leve sobrediseño de la columna para separaciones perfectas. Este sobrediseño se incrementa cuando la separación es más imperfecta.

Autor para la correspondencia. E-mail: arturo@iqcelaya.itc.mx
Tel. (46161) 17801 Fax: 17575

Fidkowski y Królikowski (1986, 1987 y 1990) desarrollaron un procedimiento para obtener el flujo de vapor óptimo para sistemas térmicamente acoplados, incluido el sistema Petlyuk. Para calcular los flujos internos utilizan la ecuación de Underwood (1948). El procedimiento se presenta para una solución ideal ternaria, es decir, valores constantes de volatilidades relativas y velocidades de flujos internos equimolares, y separaciones perfectas. El estudio se ve limitado a sistemas con alimentación como líquido saturado.

Glinos y Malone (1985) desarrollaron un procedimiento simplificado para calcular los flujos mínimos de vapor y líquido dentro de una columna de destilación con rectificador lateral. En este estudio, la columna con rectificador lateral se descompone en un arreglo equivalente (en cuanto a flujos) de dos columnas, con el destilado de la primera sirviendo como alimentación a la segunda columna. Glinos y Malone muestran que bajo ciertas condiciones de operación, los flujos que sirven de interconexión entre la primera y la segunda columna se pueden considerar como una pseudo-alimentación con una condición térmica desplazada.

El sistema Petlyuk puede ser reproducido en una sola torre de destilación con una división interna. Este sistema se denomina de pared dividida. Para que el sistema Petlyuk y el de pared dividida sean termodinámicamente equivalentes, no debe haber transferencia de energía a través de la pared divisora.

El presente trabajo propone un método simplificado para el diseño del sistema Petlyuk o de pared dividida. La importancia de este método es que proporciona una primera aproximación de manera rápida, la cual puede luego validarse mediante simulaciones rigurosas.

2. Teoría

Cuando se trata de separar una mezcla ternaria o de multicomponentes en tres productos, normalmente se usan dos torres de destilación (secuencias convencionales directa e indirecta).

En el caso del sistema Petlyuk (Fig. 1a) o su equivalente de pared dividida (Fig. 1b), la forma de separar los componentes es diferente a los sistemas convencionales. La alimentación se introduce a un prefraccionador o sección I, el cual hace una separación inicial entre el componente más volátil y el más pesado. La composición del componente intermedio se distribuye entre el domo y el fondo de la sección I.

La columna principal se puede dividir en dos secciones, la sección superior a la corriente de producto S o sección II de las Fig. 1a y 1b, y la sección inferior a la corriente S, o sección III. La sección II tiene una alimentación de vapor saturado y una corriente lateral líquida que es el reflujo de la sección I, mientras que la sección III tiene una alimentación de líquido saturado y una corriente lateral en forma de vapor.

Cada una de las secciones de la columna principal realiza una separación entre compuestos adyacentes. Además, si la separación que se realiza en la sección I es lo más perfecta posible, se puede considerar como una separación binaria. Finalmente lo que se obtiene son tres corrientes de productos: el destilado D, la corriente lateral S y el fondo B. Teóricamente se puede alcanzar cualquier pureza deseada en cada uno de los productos.

Algunos investigadores han llegado a la conclusión que este sistema ahorra energía debido a que elimina los "retromezclados" que se presentan en las columnas convencionales (Triantafyllou y Smith, 1990; Finn, 1993).

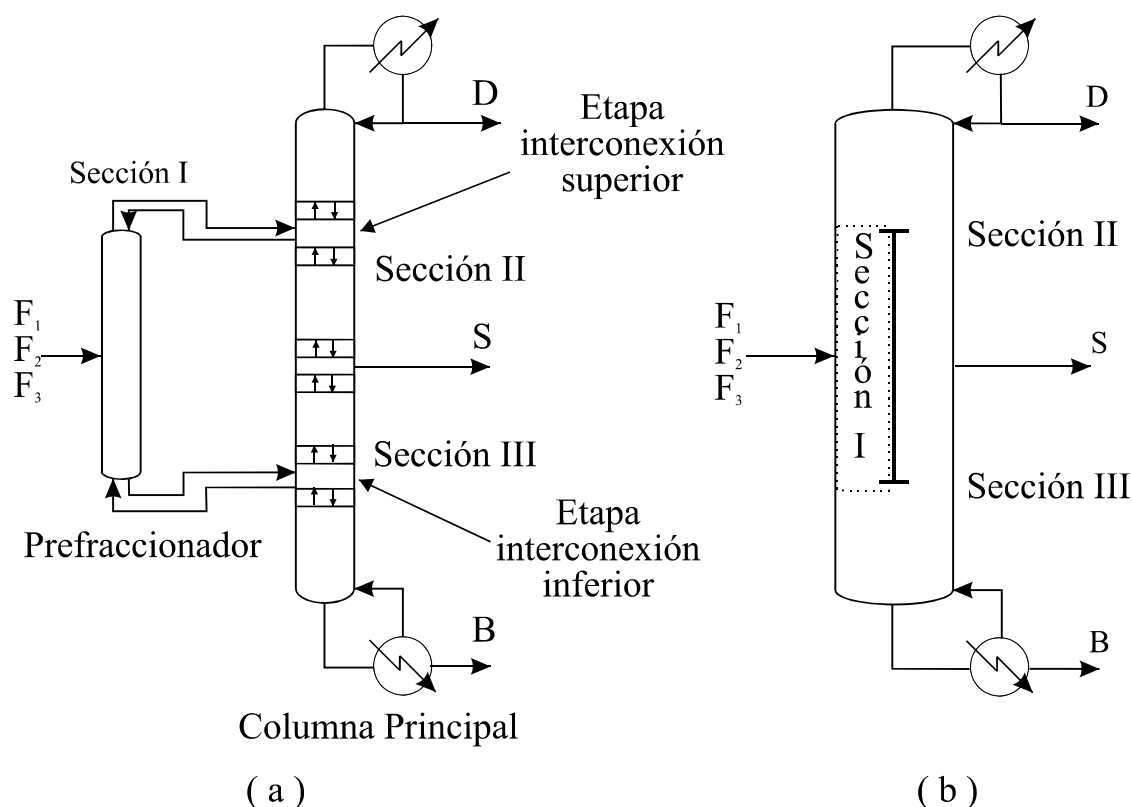


Fig. 1. (a) Sistema Petlyuk, (b) Sistema de pared dividida.

3. Desarrollo del modelo

El sistema Petlyuk (Fig. 2a) se simplifica como se muestra en la Fig. 2b. En la sección I, además de la alimentación, se definen los productos netos; el destilado neto es la diferencia entre el vapor que sale por el domo y el líquido que entra, y el fondo neto es la diferencia entre el líquido que sale y el vapor que entra en la parte baja. Las funciones que hacen las etapas de interconexión ahora las hacen el condensador y rehervidor que se presentan en la sección I. Finalmente, la columna principal puede verse como la suma de dos secciones o columnas convencionales, tal que la corriente lateral, S , es la suma de la corriente del fondo de la sección II (B'') y la corriente de destilado de la sección III (D''').

Para nuestro estudio tomamos una alimentación de tres componentes (F_1 , F_2 , F_3). Se utilizan las ecuaciones de Underwood (1948), Fenske (Henley y Seader, 1990) y Gilliland (1940) con sus respectivas consideraciones.

3.1 Diseño del prefractionador (Sección I)

En el caso de la sección I, se deben especificar inicialmente las recuperaciones de los componentes clave ligero (f_1) y clave pesado (f_3) en el domo. De acuerdo con los grados de libertad de una columna convencional, es necesario especificar una variable adicional; en este caso se usa la recuperación del componente intermedio (f_2).

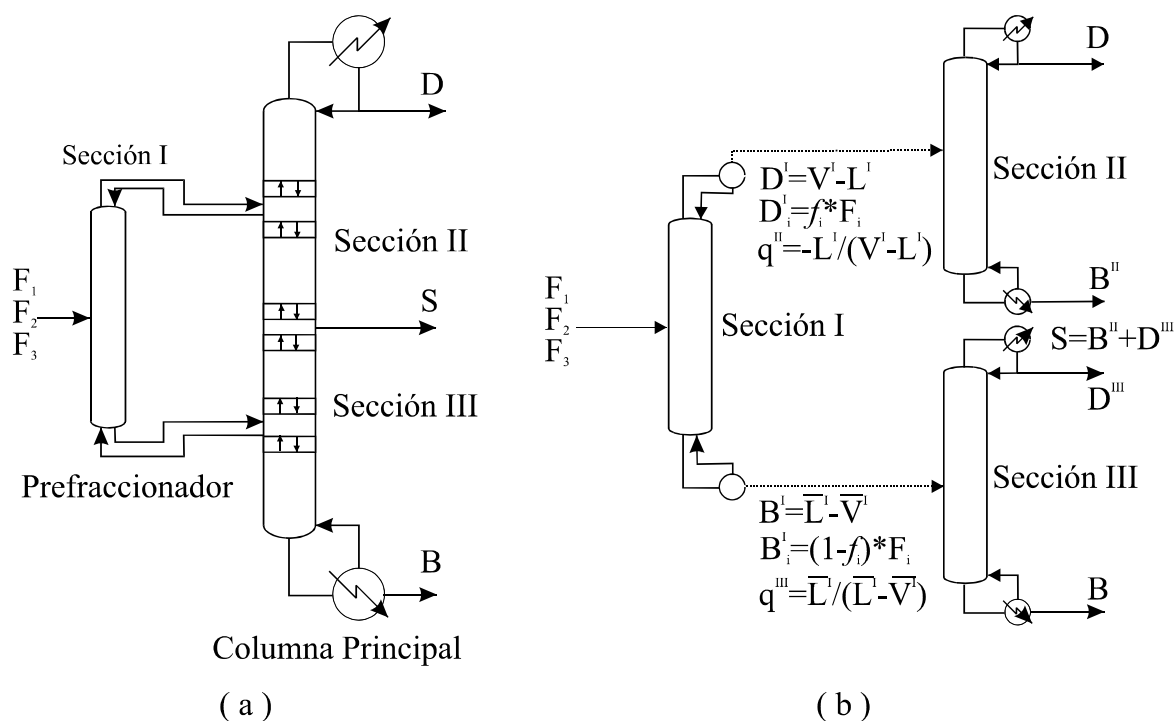


Fig. 2. Resultados del diseño para el caso de estudio.

De acuerdo con el procedimiento de Underwood (1948), el valor del flujo del reflujo mínimo se obtiene sustituyendo las raíces obtenidas de (1) en (2) y es el mayor de las dos soluciones de (2). Fidkowski y Królowkoski (1986) encontraron que el valor óptimo del reflujo se obtiene cuando (2) se resuelve simultáneamente con ambos valores de ϕ . De esta forma se pueden obtener los valores de $L_{\min}^I$ y de f_2 .

$$\sum_{i=1}^3 \frac{\alpha_i X F_i}{\alpha_i - \phi} = 1 - q, \quad (1)$$

$$\alpha_1 > \phi_1 > \alpha_2 > \phi_2 > \alpha_3$$

$$L_{\min}^I = \max_j \left[\sum_{i=1}^3 \frac{F_i \phi_j}{\alpha_i - \phi_j} f_i \right] \quad (2)$$

Con los resultados del procedimiento de Underwood (1948) se pueden calcular los productos netos de la sección I (D^I y B^I), las composiciones (XD^I y XB^I), el reflujo mínimo ($R_{\min}^I$), y si se considera que los flujos molares internos son constantes, se pueden estimar los flujos internos.

Conociendo las composiciones de los productos netos de la sección I, se puede estimar el número mínimo de etapas teóricas mediante la ecuación de Fenske (Henley y Seader, 1990). Además, si se ha establecido una relación de reflujo para esta sección, se puede estimar el número de etapas teóricas por medio de la Ecuación del Gilliland (1940). Por último, con la correlación de Kirkbride (Henley y Seader, 1990) se puede estimar la localización de la alimentación para esta sección. En el Apéndice A.1 se puede encontrar el procedimiento completo para el diseño de la sección I.

3.2. Diseño de la columna principal

Las dos secciones de la columna principal se consideran como la suma de dos columnas convencionales. La sección II se diseña separando el componente clave ligero (f_1) del intermedio (f_2); el clave pesado se va completamente al fondo de esta sección. La sección III separa el clave intermedio (f_2) del clave pesado (f_3); el clave ligero se va completamente al domo de esta sección.

Del diseño de la sección I, se conocen los flujos de las alimentaciones a las secciones II y III pero no se conocen sus composiciones. Tampoco se conocen las composiciones de las corrientes laterales que van hacia la sección I, y no están en equilibrio con las alimentaciones. Por lo tanto el procedimiento de Underwood (1948) no se puede utilizar directamente para determinar el reflujo mínimo de las secciones II y III.

Glinos y Malone (1985) desarrollaron un procedimiento para estimar el reflujo mínimo en sistemas con rectificador lateral. Estos sistemas presentan un problema similar al que se tiene para la sección II. La conclusión a la que llegaron fue que una alimentación a una columna de destilación con una corriente lateral a una o unas pocas etapas por arriba o debajo de dicha alimentación puede representarse por una pseudo-alimentación con la condición térmica desplazada (3) y (4).

$$q^{\text{II}} = -\frac{L^{\text{I}}}{V^{\text{I}} - L^{\text{I}}} = -\frac{L^{\text{I}}}{D^{\text{I}}} \quad (3)$$

$$\sum_{i=1}^3 \frac{\alpha_i X D^{\text{I}}_i}{\alpha_i - \phi^{\text{II}}} = 1 - q^{\text{II}}, \quad \alpha_1 > \phi^{\text{II}} > \alpha_2 \quad (4)$$

Si aplicamos el mismo procedimiento para la sección III se obtienen las expresiones equivalentes para esta sección, ecuaciones (5) y (6). De esta forma en ambas secciones

se pueden reducir la alimentación y corriente lateral a una pseudo-alimentación con flujos y composiciones conocidas.

$$q^{\text{III}} = \frac{\overline{L^{\text{I}}}}{\overline{L^{\text{I}}} - \overline{V^{\text{I}}}} = \frac{\overline{L^{\text{I}}}}{B^{\text{I}}} \quad (5)$$

$$\sum_{i=1}^3 \frac{\alpha_i X B^{\text{I}}_i}{\alpha_i - \phi^{\text{III}}} = 1 - q^{\text{III}}, \quad \alpha_2 > \phi^{\text{III}} > \alpha_3 \quad (6)$$

Las Ec. (3) y (4) proporcionan el valor de la raíz de ϕ para la sección II, de la misma forma las que las Ec. (5) y (6) lo hacen para la sección III. Con estas raíces se puede estimar el reflujo mínimo necesario para cada sección.

Una vez calculados los flujos mínimos internos, se procede a establecer cual de las dos secciones es la dominante. Para poder comparar los flujos internos es necesario que el flujo de reflujo mínimo de la sección III sea llevado hasta el domo de la sección II, para comparar directamente el flujo mínimo de la sección II con el flujo mínimo necesario para la sección III (7). De acuerdo con Nikolaides y Malone (1987), para sistemas con múltiples alimentaciones la sección que requiera el mayor flujo interno es la dominante.

$$R_{\text{min}} = \max \left\{ \frac{\frac{L^{\text{II}}_{\text{min}}}{D}}{\frac{L^{\text{III}}_{\text{min}} + S - D^{\text{I}} q^{\text{II}}}{D}} \right\} \quad (7)$$

Se pueden en seguida calcular los flujos internos a la condición del reflujo de operación (R):

$$\begin{aligned} L^{\text{II}} &= R * D \\ L^{\text{III}} &= L^{\text{II}} + D^{\text{I}} q^{\text{II}} - S \end{aligned} \quad (8)$$

Finalmente, habiendo calculado los flujos a condiciones mínimas y a condiciones de operación, se pueden terminar de diseñar ambas secciones de la columna principal. En el Apéndice A.2 se describe el procedimiento para diseñar completamente la columna principal, lo cual implica la determinación del número de etapas teóricas y las etapas donde se debe de interconectar la columna principal con el prefraccionador.

3.3 Ajuste del número de etapas teóricas de la columna principal con el prefraccionador

Normalmente el número de etapas para el prefraccionador no coincide con el número de etapas teóricas que suman la parte baja de la sección II y la parte de arriba de la sección III. Esto no representa un problema crítico para el sistema Petlyuk, en donde el prefraccionador y la columna principal se pueden construir independientes. En el caso de la columna de pared dividida sí es necesario que coincidan, aunque algunos autores (Triantafyllou y Smith, 1990) han sugerido que se puede utilizar empaques con diferentes alturas equivalentes. Para evitar este problema, se puede hacer el diseño tal que el número de etapas teóricas entre en prefraccionador y las secciones mencionadas de la columna principal coincidan.

Una forma de hacer coincidir el número de etapas teóricas es ajustar las recuperaciones especificadas para el prefraccionador. Sin embargo, esta opción podría presentar el problema de que en ocasiones las recuperaciones especificadas no se alcanzan.

Otra forma de manipular el número de etapas teóricas es ajustar la relación de reflujo que se especificó para el prefraccionador, lo cual es mas conveniente, ya que el flujo neto y las composiciones del destilado y fondos del prefraccionador permanecen constantes.

4. Resultados y discusión

4.1 Caso de estudio

Para hacer una validación del modelo de diseño aquí presentado, se tomó un problema base (Tablas 1 y 2). La relación de reflujo (R) se fijó en $1.2R_{\min}$ y las recuperaciones en el domo del prefraccionador fueron 0.95 y 0.05 para f_1 y f_3 respectivamente. Se diseñó la columna necesaria para llevar a cabo la separación, y los resultados se utilizaron como una base para una simulación rigurosa.

Tabla 1. Especificación de la alimentación para el caso de estudio.

Compuestos	F (kg-mol/hr)	q	α_i
n-Pentano	14.966		5.366
n-Hexano	14.966		2.281
n-Heptano	15.419		1.000
Total	45.351	0	

Tabla 2. Especificación de los productos.

Compuestos	XD	XS	XB
n-Pentano	0.98	0.09	0.00
n-Hexano	0.02	0.82	0.04
n-Heptano	0.00	0.09	0.96
Total	1.00	1.00	1.00

La simulación rigurosa se realizó mediante el simulador comercial ASPEN PLUS 10.1. Las propiedades termodinámicas se estimaron utilizando la ecuación de estado de Redlich-Kwong.

4.2 Resultado

La Fig. 3 presenta el diseño preeliminar de la columna de destilación. En este caso se recurrió a modificar la relación de reflujo del prefraccionador para hacer coincidir el número de etapas teóricas en la zona del prefraccionador.

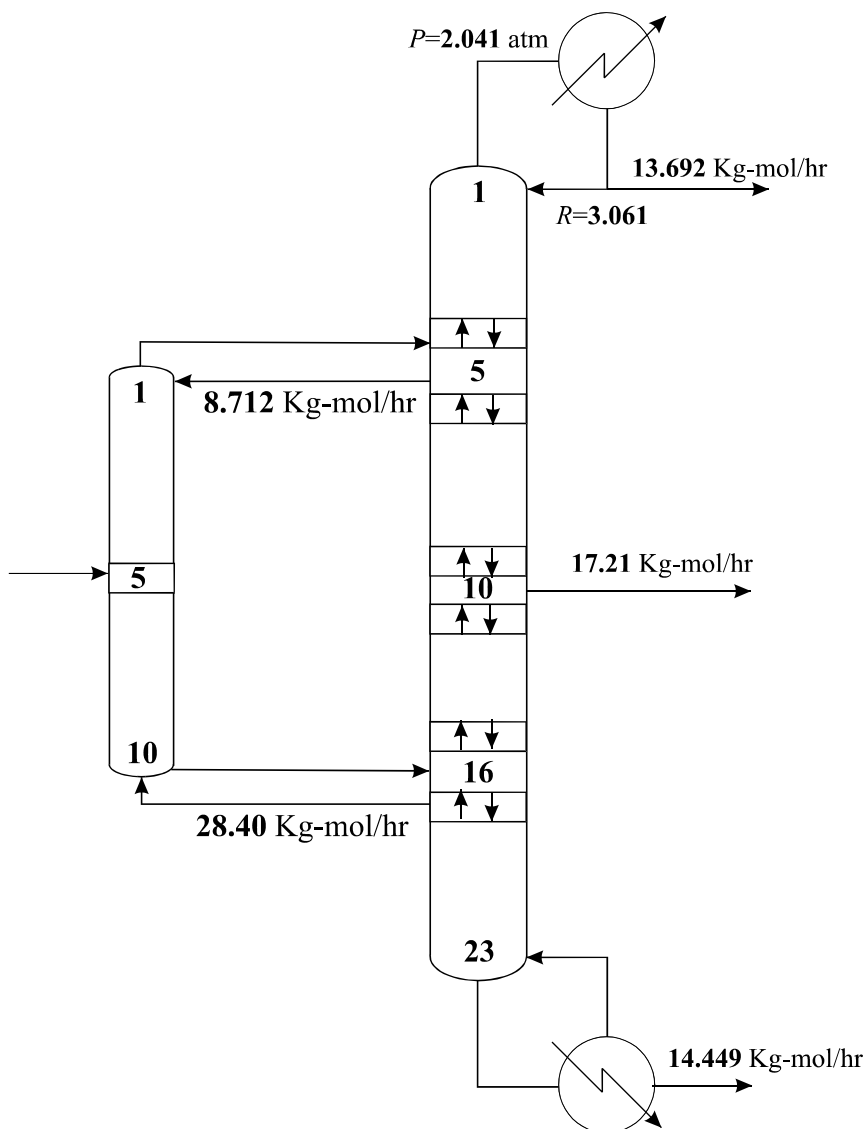


Fig. 3. Perfil de la fracción mol del líquido en la columna principal (diseño original).

La Fig. 4 presenta los resultados obtenidos por el simulador ASPEN PLUS. Se observa que, aunque la simulación rigurosa no alcanza las composiciones establecidas, la aproximación inicial es buena. En el destilado de la columna Petlyuk casi se logró la separación deseada, ya que las composiciones del destilado coinciden con las especificadas. En el caso de la corriente lateral y de fondo, sin embargo, se presenta una mayor desviación. Esto se debe principalmente a que la sección III es la

sección dominante, es decir, que necesitaba el mayor flujo interno.

La Fig. 5 presenta los resultados de la simulación rigurosa, en la cual se tuvo que incrementar el reflujo de la columna principal desde 3.06 hasta 3.6 para lograr que las tres composiciones de los productos se satisficieran, sin sobrepurificarse. Debe resaltarse que el número de etapas ideales del prefraccionador y de la columna principal, así como las etapas de alimentación e interconexión entre el prefraccionador y columna principal, no se modificaron.

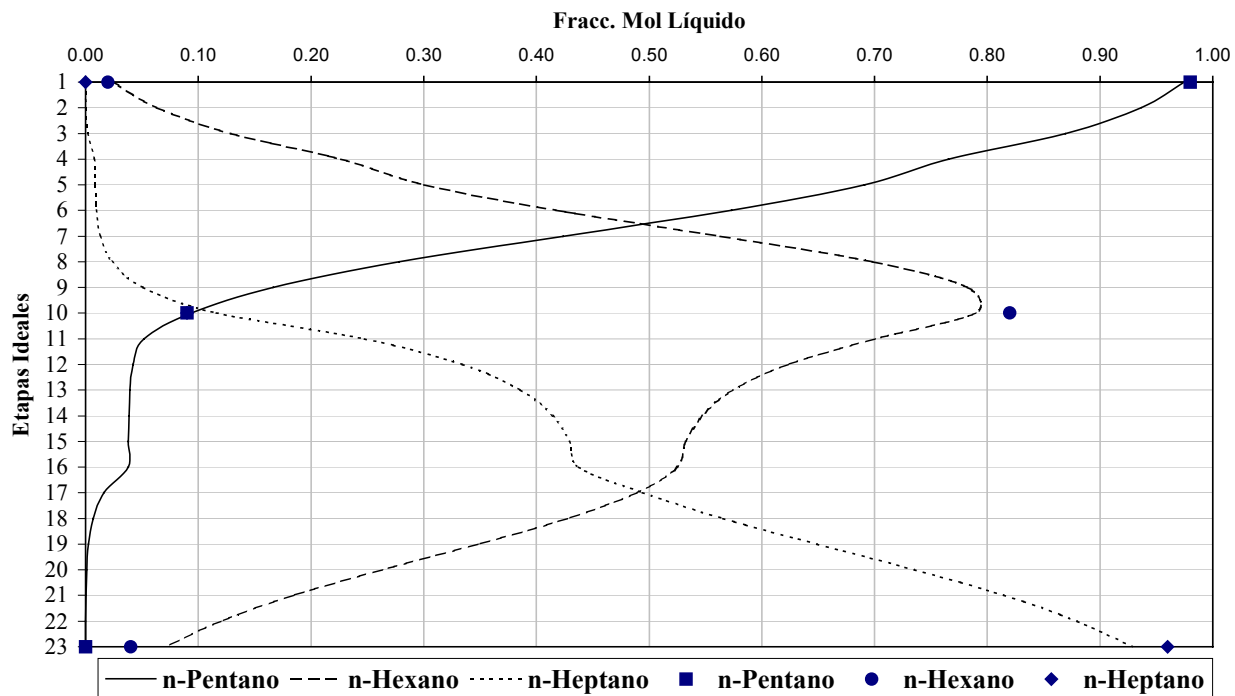


Fig. 4. Perfil de la fracción mol del líquido en la columna principal (diseño original).

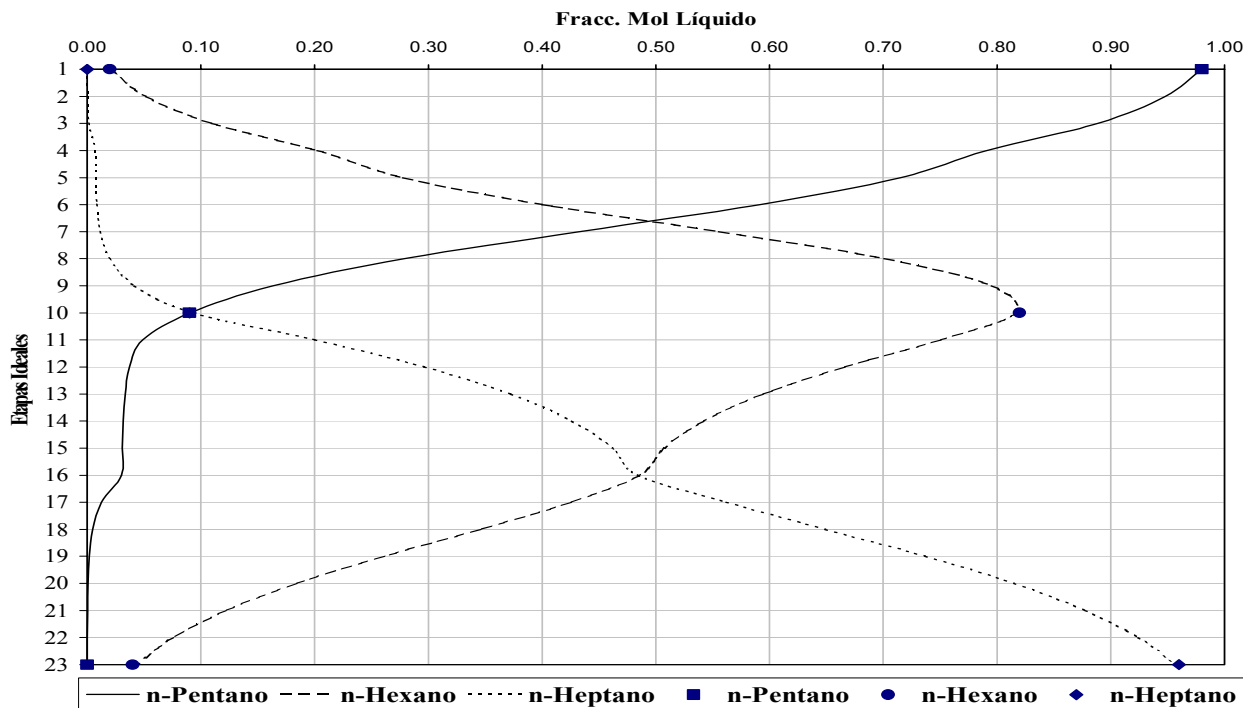


Fig. 5. Perfil de la fracción mol del líquido en la columna principal (reflujo a 3.6).

Conclusiones

En este trabajo se propone un método de diseño para la secuencia de destilación térmicamente acoplada Petlyuk y/o pared dividida sencillo de aplicar. El método propuesto se puede utilizar como una buena base para diseños detallados mediante simulaciones rigurosas. Además el método calcula flujos de interconexión entre el prefraccionador y columna principal, los cuales se pueden utilizar como primera aproximación para la optimización del consumo de energía del sistema Petlyuk. Para el caso de estudio analizado, por ejemplo, se requirió sólo de leves modificaciones para obtener los requerimientos de diseño establecidos.

El método se utilizó para diseñar una columna Petlyuk que separa una mezcla de tres componentes, pero también puede ser utilizado para el diseño de columnas Petlyuk que necesiten separar mezclas multicomponentes en tres productos.

Como parte del desarrollo del método, se obtuvieron relaciones directas para estimar el reflujo mínimo y la recuperación del componente intermedio en el prefraccionador, cuando la alimentación es como líquido saturado o vapor saturado. Estas relaciones simplifican en gran medida el cálculo del diseño, considerando que en muchos casos, la alimentación a una columna de destilación cumple o está cerca de esas condiciones de saturación.

Nomenclatura

f	Fracción de recuperación de un componente en el domo de la columna, (0 a 1)
q	Condición térmica de la alimentación
B	Flujo del producto en el fondo de la columna, Kg-mol/hr
D	Flujo del producto en el domo de la columna, Kg-mol/hr
F	Flujo de alimentación al sistema, Kg-mol/hr

L Flujo líquido en la parte superior a la alimentación de la columna

$\bar{L}$ Flujo líquido en la parte inferior a la alimentación de la columna, Kg-mol/hr

N Número de etapas o platos ideales

P Presión en el domo de la columna, atm

R Relación de reflujo

V Flujo de vapor en la parte superior a la alimentación de la columna, Kg-mol/hr

$\bar{V}$ Flujo de vapor en la parte inferior a la alimentación de la columna, Kg-mol/hr

XB Fracción mol del destilado

XD Fracción mol del destilado

XF Fracción mol de la alimentación al sistema

símbolos griegos

α Volatilidades relativas

ϕ Raíces de la Ecuación de Underwood

Subíndices

i Referencia al número de componente en la mezcla

cl Componente clave ligero

cp Componente clave pesado

min Mínimo

Superíndices

I, II, III Sección del sistema Petlyuk (ver Fig. 2)

Agradecimientos

Este trabajo fue apoyado por una Beca de CONACYT a uno de los autores. Además la investigación fue apoyada por el SIHGO, bajo el No. del proyecto 19980205002.

Apéndice A

Descripción del método de diseño

A.1 Diseño del prefraccionador (Sección I)

Para diseñar el prefraccionador o sección I, es necesario especificar f_1 y f_3 en el domo de esta sección, así como especificar la relación de reflujo (R').

La Ecuación de Underwood (1948) se pueden escribir de la siguiente forma:

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i X F_i}{\alpha_i - \phi} = 1 - q, \quad \alpha_1 > \phi_1 > \alpha_2 > \phi_2 > \alpha_3 \quad (9)$$

$$L_{\min}^I = \sum_{i=1}^c \frac{F_i \phi_1}{\alpha_i - \phi_1} f_i \quad (10)$$

$$L_{\min}^I = \sum_{i=1}^c \frac{F_i \phi_2}{\alpha_i - \phi_2} f_i$$

$$D^I = \sum_{i=1}^c F_i * f_i \quad XD_i^I = \frac{F_i * f_i}{D^I} \quad (11)$$

Donde:

$$B^I = \sum_{i=1}^c F_i * (1 - f_i) \quad XB_i^I = \frac{F_i * (1 - f_i)}{B^I} \quad (12)$$

$$R_{\min}^I = \frac{L_{\min}^I}{D^I} \quad (13)$$

Para calcular el flujo mínimo en esta sección se deben estimar las dos raíces de (9) y resolver el sistema de ecuaciones (10). De esta forma se obtienen el flujo mínimo y la recuperación del componente intermedio. Con las relaciones (11-13) se calculan los productos netos del prefraccionador y sus composiciones.

Dos casos especiales se presentan cuando la condición de alimentación es como líquido saturado o vapor saturado. En estos casos la solución simultánea del sistema de ecuaciones (10) presenta soluciones analíticas. En el Apéndice B.1 se presenta el desarrollo de las ecuaciones para alimentación como líquido saturado y en el Apéndice B.2 se presenta cuando la alimentación es vapor saturado.

El número mínimo de etapas ideales para el prefraccionador se calcula con la ecuación de Fenske (Henley y Seader, 1990):

$$N_{\min}^I = \frac{\log \left(\frac{XD_{cl}^I}{XB_{cl}^I} \frac{XB_{cp}^I}{XD_{cp}^I} \right)}{\log \left(\frac{\alpha_{cl}}{\alpha_{cp}} \right)} \quad (14)$$

El número de etapas ideales N^I para el prefraccionador se estima por medio de la correlación de Gilliland (1940).

$$x = \frac{R^I - R_{\min}^I}{R^I + 1} \quad y = \frac{N^I - N_{\min}^I}{N^I + 1} \quad (15)$$

$$y = 1 - \exp \left[\frac{1 + 54.4x}{11 + 117.2x} \frac{x - 1}{x^{0.5}} \right]$$

La etapa de alimentación se puede estimar por medio de la ecuación de Kirkbride:

$$\log \left(\frac{N_{\sup}^I}{N_{\inf}^I} \right) = 0.206 \log \left[\frac{B^I}{D^I} \frac{XF_{cp}}{XF_{cl}} \left(\frac{XB_{cl}^I}{XD_{cl}^I} \right)^2 \right] \quad (16)$$

A.2 Diseño de la sección II y III

A.2.1 Estimación del reflujo mínimo y balance de masa entre las dos secciones

Por balance de masa en cada una de las secciones se obtienen el flujo y composiciones de las corrientes auxiliares B'' y D''' . Se considera que el componente clave pesado que contiene D^I se va completamente a B'' , y que el componente ligero que sale por B^I se va completamente a D''' .

El destilado del prefraccionador, que es la alimentación a la sección II, va a tener una condición térmica de acuerdo con la Ec. (3).

Asimismo, para la sección III la condición térmica de la alimentación será de acuerdo con (5). Con estas condiciones térmicas para cada sección, se calculan las raíces de ϕ con las Ecs. (4) y (6). Finalmente el reflujo mínimo para cada sección se obtiene mediante:

$$R_{\min}^{\text{II}} = \sum_{i=1}^3 \frac{\alpha_i X D_i}{\alpha_i - \phi^{\text{II}}} - 1, \quad (17)$$

$$L_{\min}^{\text{III}} = R_{\min}^{\text{II}} D$$

$$R_{\min}^{\text{III}} = \sum_{i=1}^3 \frac{\alpha_i X D_i^{\text{III}}}{\alpha_i - \phi^{\text{III}}} - 1, \quad (18)$$

$$L_{\min}^{\text{III}} = R_{\min}^{\text{III}} D^{\text{III}}$$

Ahora se compara cual de las dos secciones es la dominante mediante (7). Se obtienen luego los flujos a condiciones de operación con la ecuación (8). Finalmente el reflujo al que van a operar cada una de las secciones por separado es el siguiente:

$$R^{\text{II}} = \frac{L^{\text{II}}}{D} \quad (19)$$

$$R^{\text{III}} = \frac{L^{\text{III}}}{D^{\text{III}}} \quad (20)$$

A.2.2 Diseño final de la sección II y sección III

El componente clave intermedio es ahora el componente clave pesado para la sección II y el clave ligero para la sección III. El destilado de la sección II es el destilado final del sistema D , y el fondo de esta sección es la corriente auxiliar B^{II} ; en la sección III, el destilado es la corriente D^{III} y el fondo es el fondo final del sistema B . El número mínimo de etapas ideales de ambas secciones se obtiene por medio de la ecuación de Fenske (14), utilizando las

correspondientes corrientes de destilados y fondos. Así también, el número de etapas ideales se obtiene aplicando la correlación de Gilliland (15) en cada sección. Finalmente, las etapas donde se van a conectar las secciones II y III con la sección I se estiman utilizando la ecuación de Kirkbride (16), considerado a D^{I} y a B^{I} como las alimentaciones.

Apéndice B

Flujos mínimos para la sección I cuando $q=0$ y $q=1$

B.1 Alimentación como líquido saturado ($q=0$)

Cuando la alimentación a la columna se tiene como líquido saturado, el cálculo de ϕ en la ecuación (9) se convierte en una solución de una ecuación algebraica de segundo orden. Por lo tanto se pueden encontrar las raíces analíticamente.

$$\frac{\alpha_1 X F_1}{\alpha_1 - \phi} + \frac{\alpha_2 X F_2}{\alpha_2 - \phi} + \frac{\alpha_3 X F_3}{\alpha_3 - \phi} = 0 \quad (21)$$

donde:

$$\phi_1 = \frac{-b + \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

$$\phi_2 = \frac{-b - \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a} \quad (22)$$

$$a = F_1 \alpha_1 + F_2 \alpha_2 + F_3 \alpha_3$$

$$b = \left[F_1 \alpha_1 (\alpha_2 + \alpha_3) + F_2 \alpha_2 (\alpha_1 + \alpha_3) \right. \\ \left. + F_3 \alpha_3 (\alpha_1 + \alpha_2) \right]$$

$$c = (F_1 + F_2 + F_3) \alpha_1 \alpha_2 \alpha_3$$

Como consecuencia, el flujo mínimo de reflujo y la recuperación del componente intermedio en el prefraccionador se obtienen en este caso mediante las siguientes expresiones.

$$f_2 = \frac{\alpha_2 - \alpha_3}{\alpha_1 - \alpha_3} f_1 - \frac{\alpha_1 - \alpha_2}{\alpha_1 - \alpha_3} f_3 \quad (23)$$

$$L_{\min}^I = \frac{F\alpha_3}{\alpha_1 - \alpha} f_1 + \frac{F\alpha_1}{\alpha_1 - \alpha_3} f_3 \quad (24)$$

B.2 Alimentación como vapor saturado ($q=1$)

Cuando la alimentación a la columna es en forma de vapor saturado, la ecuación (9) se convierte en una ecuación cúbica. Una de las raíces de esta ecuación es igual a cero. Al factorizar dicha raíz se identifica una ecuación cuadrática como en el caso de líquido saturado.

$$\frac{\alpha_1 XF_1}{\alpha_1 - \phi} + \frac{\alpha_2 XF_2}{\alpha_2 - \phi} + \frac{\alpha_3 XF_3}{\alpha_3 - \phi} = 1 \quad (25)$$

donde:

$$\phi_1 = \frac{-b + \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

$$\phi_2 = \frac{-b - \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a} \text{ y } \phi_3 = 0 \quad (26)$$

$$a = F_1 + F_2 + F_3$$

$$b = - \left[F_1(\alpha_2 + \alpha_3) + F_2(\alpha_1 + \alpha_3) + F_3(\alpha_1 + \alpha_2) \right]$$

$$c = F_1\alpha_2\alpha_3 + F_2\alpha_1\alpha_3 + F_3\alpha_1\alpha_2$$

Para este caso, se obtienen las siguientes expresiones analíticas.

$$f_2 = \frac{\alpha_1(\alpha_2 - \alpha_3)}{\alpha_2(\alpha_1 - \alpha_3)} f_1 + \frac{\alpha_3(\alpha_1 - \alpha_2)}{\alpha_2(\alpha_1 - \alpha_3)} f_3 \quad (27)$$

$$L_{\min}^I = \frac{F_1\alpha_2\alpha_3 + F_2\alpha_1\alpha_3 + F_3\alpha_1\alpha_2}{\alpha_2(\alpha_1 - \alpha_3)} (f_1 - f_3) \quad (28)$$

Referencias

- Fidkowski, Z. y Królikowski, L. (1986). Thermally coupled system of distillation columns: optimization procedure. *AIChE Journal* 32, 537-546.
- Fidkowski, Z. y Królikowski, L. (1987). Minimum requirements of thermally coupled distillation systems. *AIChE Journal* 33, 643-653.
- Fidkowski, Z. y Królikowski, L. (1990). Energy requirements of nonconventional distillation systems. *AIChE Journal* 36, 1275-1277.
- Finn, A.J. (1993). Consider thermally coupled distillation, *Chemical Engineering Progress*, October, 41-45.
- Gilliland, E. R. (1940). Multicomponent Rectification; *Industrial Engineering Chemistry* 32, 1220-1223.
- Glinos, K. y Malone, M.F. (1985) Minimum vapor flows in a distillation column with a sidestream stripper. *Industrial Engineering Chemical Process Design and Development* 24, 1087-1090.
- Henley, E.J. y Seader, J.D. (1990), Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química. *Reverté, S. A.*
- Nikolaides, I.P. y Malone, M.F. (1987). Approximate design for multiple-feed/side-stream distillation systems, *Industrial Engineering Chemical Research* 26, 1839-1845.
- Tedder, D.W. y Rudd, D.F. (1978). Parametric studies in industrial distillation. *AIChE Journal* 24, 303-334.
- Triantafyllou, C. y Smith, R. (1990). The design and optimization of fully thermally coupled distillation columns. *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, 70.
- Underwood, A. J. V. (1948). Fractional distillation of multicomponent mixtures. *Chemical Engineering Progress* 44.