

V. MÉTODOS DE CÁLCULO

1- MÉTODO UTILIZADO PARA EL CÁLCULO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN.

1.1- MÉTODO UTILIZADO PARA EL CÁLCULO DEL NÚMERO DE ETAPAS DE EQUILIBRIO.

(Hengstebeck 1964)

La mezcla que se desea destilar es una mezcla multicomponente. La determinación exacta del reflujo y las etapas necesarias para separar mezclas de múltiples componentes es compleja, dada la dificultad para predecir la distribución del producto de fondos y de cabeza. La posibilidad de simplificar estos métodos ha sido la meta de varios investigadores y se han propuesto una gran cantidad de métodos de cálculo, entre ellos se cuentan métodos gráficos, analíticos y empíricos. Excepto estos últimos el resto se basan en el método de Sorel para sistemas binarios.

Básicamente el problema de la determinación del número de etapas y el reflujo necesarios es el mismo para mezclas binarias que para las multicomponentes. Son aplicables las mismas ecuaciones de equilibrio, balances de materia y entalpía. Sin embargo la aplicación de ecuaciones se complica grandemente cuando se desea destilar mezclas multicomponentes.

Se puede explicar la complejidad en la destilación de aquellas mezclas observando lo que sucede en una operación típica como se ve a continuación.

Operación típica.

La siguiente figura muestra una operación típica en la que se ilustra cómo cambian las composiciones de etapa a etapa en la destilación continua para separar propano y ligeros de butano de pesados, retirándose el producto destilado en forma de gas.

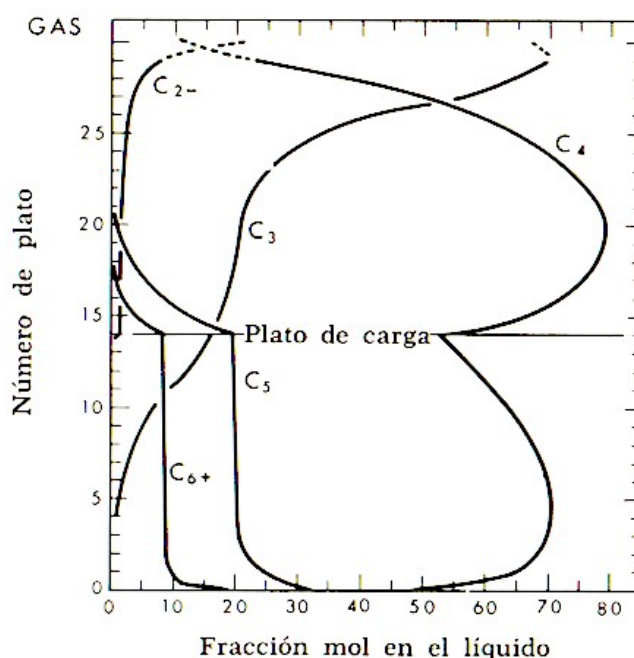


FIGURA 5.1. Destilación multicomponente típica (Fuente: Hengstebeck 1964)

Las concentraciones de los productos más ligeros que el propano disminuyen con rapidez por debajo de la entrada de la carga, mientras que las de los más pesados que el butano se abaten pronto sobre la misma entrada. Como resultado la concentración de componentes más ligeros que el propano fue despreciable en el producto de fondos. Paralelamente puede pasarse por alto la concentración de los más pesados que el butano en el producto destilado.

Problemas de composición.

Es complejo determinar las concentraciones de los productos de fondo y domo de la columna. Por esto se hace imprescindible el suponer las concentraciones obtenidas en cada uno de los productos de la columna, operando posteriormente hasta que la operación converja, esto es, tenga una solución real.

Componentes clave.

Antes de comenzar los cálculos para una separación de múltiples componentes es conveniente separar dos de los componentes como *componentes clave*. Es habitual el agrupamiento de compuestos de similar punto de ebullición como un solo componente para el cálculo.

De manera general podemos definir:

Componente clave ligero. Aquel componente que está presente en el producto de colas y que presenta una volatilidad determinada, de tal modo que en el producto de colas no encontramos compuestos más volátiles que este componente.

Componente clave pesado. Aquel componente que está presente en el producto de cabeza y que presenta una determinada volatilidad, de tal modo que en el producto del domo no encontramos compuestos con una volatilidad menor a la de este componente.

1.1.1-MÉTODOS GRÁFICOS.

(Hengstebeck 1964)

Los métodos gráficos para destilaciones multicomponentes han sido considerados como de naturaleza imprecisa por algunos autores, sin embargo esta conclusión es errónea. Los métodos gráficos para multicomponentes pueden hacerse tan rigurosos como se desee. Los cálculos se hacen entonces más tardados conforme mayor es la precisión demandada, pero las soluciones gráficas son siempre más simples que las analíticas de la misma exactitud.

1.1.2-MÉTODO GRÁFICO SIMPLIFICADO.

(Hengstebeck 1964)

El método gráfico simplificado es sugerido por R.J. HENGSTEBECK. El primer paso del método gráfico es sencillo y directo y con frecuencia da resultados muy aproximados a la solución exacta. Es por esto que el primer paso por sí mismo constituye un método simplificado que es lo suficientemente adecuado para muchos problemas de diseño.

En el método simplificado, el sistema de multicomponentes se reduce a un sistema binario aproximadamente equivalente, para esto se calcula el reflujo y etapas necesarias mediante un *diagrama modificado de McCabe Thiele*. Las bases del método pueden recordarse mejor recordando las ecuaciones básicas y viendo una operación típica. A continuación se detalla el método utilizado.

La figura que se muestra a continuación representa una operación típica de destilación simplificada.

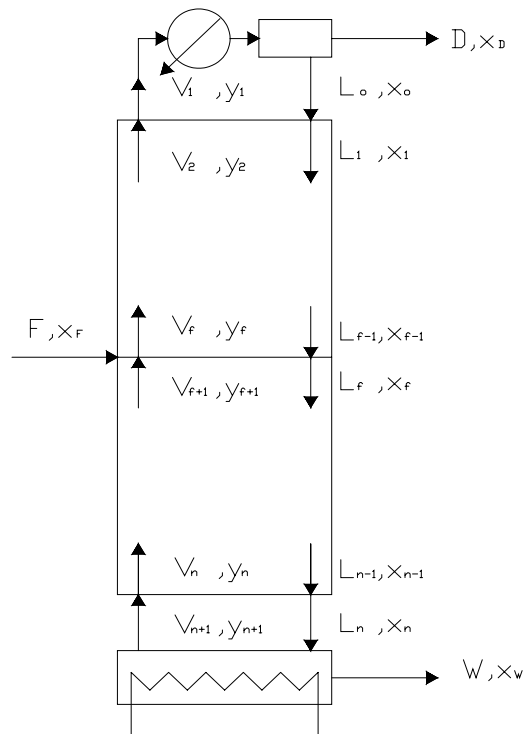


FIGURA 5.2. Esquema de una columna de destilación multietapa tipo

Notación para las expresiones que se utilizan para el desarrollo del cálculo:

$$V_i \cdot y_i = v_i$$

$$L_i \cdot x_i = l_i$$

$$D \cdot x_D = d$$

$$W \cdot x_W = b$$

Ecuaciones básicas.

Las ecuaciones básicas se basan en las ecuaciones de Sorel para mezclas binarias.

Se suponen flujos constantes para ambas secciones de tal modo que no es necesario agregar subíndices a cada uno de los flujos V , L , V' , L' .

Sección Rectificadora

Para flujo total,

$$V = L + D \quad [5.1]^1$$

Para cada componente,

$$V \cdot y_{n+1} = L \cdot x_n + D \cdot x_D \quad [5.2]^1$$

$$y_n = K_n \cdot x_n \quad [5.3]^1$$

donde K es el coeficiente de equilibrio en la etapa n para cada componente; n está numerado desde el domo hasta el fondo de la columna, como muestra la figura 5.2.

Para cada etapa de equilibrio,

$$\sum y_n = \sum K_n \cdot x_n = 1 \quad [5.4]^1$$

Utilizando la notación indicada anteriormente, las ecuaciones [5.2] y [5.3] se transforman en:

$$v_{n+1} = l_n + d \quad [5.5]^1$$

$$v_n = K_n \cdot \frac{V}{L} \cdot l_n \quad [5.6]^1$$

La ecuación [5.4] se ve sustituida por:

$$\sum v_n = V \quad [5.7]^1$$

$$\sum l_n = L \quad [5.8]^1$$

Sección agotadora.

Utilizando la notación detallada anteriormente y operando de igual modo que para la sección de rectificación, obtenemos las siguientes expresiones;

Para flujo total,

$$V' = L' + B \quad [5.9]^1$$

Para cada componente,

$$v'_{n+1} = l'_n + b \quad [5.10]^1$$

$$v'_n = K_n \cdot \frac{V'}{L'} \cdot l'_n \quad [5.11]^1$$

En cada etapa de equilibrio:

$$\sum v'_n = V' \quad [5.12]^1$$

$$\sum l'_n = L' \quad [5.13]^1$$

Las ecuaciones [5.5] y [5.6] se aplican a la sección rectificadora como se comentaba anteriormente. De igual modo las ecuaciones [5.10] y [5.11] son aplicadas para la sección agotadora. Examinando estas cuatro ecuaciones encontramos que si se conocieran los valores del cociente de equilibrio en cada etapa para cualquiera de los componentes podrían hacerse los cálculos etapa a etapa a lo largo de toda la columna *sin hacer referencia a ningún otro componente*. De esta premisa se obtiene que los otros componentes sólo afectan la separación de las claves en la medida en que afectan a sus constantes de equilibrio en cada etapa. Asumiendo que la presencia física en sí de cualquiera de los componentes no clave no tiene efecto sobre la separación de las claves esta separación puede tratarse como binaria si:

- Puede estimarse con exactitud la volatilidad relativa de las claves en las condiciones que permanecerán en la columna multicomponentes.
- Si los flujos de las claves combinadas pueden estimarse con precisión a lo largo de la columna.

Estructuras típicas de flujo.

La siguiente figura muestra las estructuras de flujo para varios componentes en una operación típica y la comparación con los flujos aproximados.

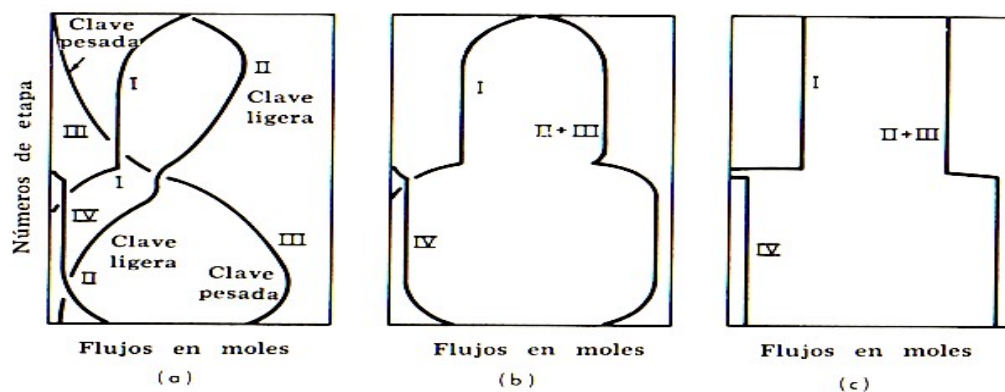


FIGURA 5.3. Comparación de los flujos reales con los aproximados (Fuente: Hengstebeck 1964)

La figura 5.3 (a) muestra la operación típica de destilación multicomponentes.

La figura 5.3 (b) muestra el modo en que se combinan las claves. En ella podemos observar:

- El componente **I** ilustra cómo el flujo de cada componente ligero no clave tiende al valor constante del flujo limitante en el líquido de rectificación.
- El flujo del componente **IV** muestra cómo el componente pesado no clave tiende a un valor constante, el del flujo limitante en el líquido de la sección agotadora.
- Por debajo de la entrada de carga desciende bruscamente el flujo de los componentes ligeros (**I, III**).
- Por encima de la entrada de carga desciende de igual modo el flujo de los componentes pesados (**II, IV**)

Partiendo de estas premisas, la forma del flujo para las claves combinadas se puede aproximar estimando los flujos limitantes en el líquido y en el vapor para cada componente ligero en la sección rectificadora y restando su suma de los flujos totales. De este modo se llega a una aproximación al valor de los flujos de las claves en la sección rectificadora .

Paralelamente y utilizando el mismo procedimiento, los flujos limitantes para los componentes pesados se restan de los flujos totales en la sección agotadora para poder aproximar los valores de los flujos de las claves.

Las ecuaciones para ambas secciones son las siguientes:

$$L_e = L - \sum l_i \quad [5.14]^1$$

$$V_e = V - \sum v_i \quad [5.15]^1$$

$$L'_e = L' - \sum l'_i \quad [5.16]^1$$

$$V'_e = V' - \sum v'_i \quad [5.17]^1$$

donde:

L_e es el flujo de líquido aproximado en la sección de rectificación de los componentes clave combinados.

V_e es el flujo de vapor aproximado en la sección de rectificación de los componentes clave combinados.

L'_e es el flujo de líquido aproximado en la sección de agotamiento de los componentes clave combinados.

V'_e es el flujo de vapor aproximado en la sección de agotamiento de los componentes clave combinados.

l_i es el flujo limitante de líquido en la sección de rectificación para componentes más ligeros que el componente clave ligero.

v_i es el flujo limitante de vapor en la sección de rectificación para componentes más ligeros que el componente clave ligero.

l'_i es el flujo limitante de líquido en la sección de agotamiento para componentes más ligeros que el componente clave ligero.

v'_i es el flujo limitante de vapor en la sección de agotamiento para componentes más ligeros que el componente clave ligero.

La figura 5.3 (c) muestra los flujos estimados utilizando este método. Como L_e , V_e , L'_e , V'_e se obtienen al restar los flujos limitantes mínimos de los componentes no clave a los flujos totales, estos símbolos representan realmente los flujos limitantes máximos de las claves combinadas.

Flujos limitantes.

El método para la estimación de los flujos limitantes se basa en los estudios de *Jenny*. Si se proporcionara una gran cantidad de etapas en la sección rectificadora de una columna, el flujo de cada uno de los componentes tendería a ser constante entre etapa y etapa, como muestra la siguiente figura:

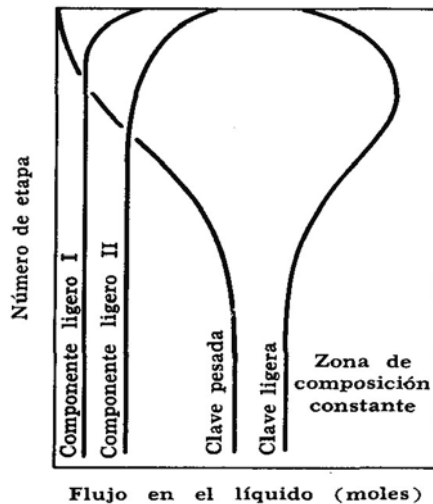


FIGURA 5.4. Zona de composición constante de una sección de rectificación. (Fuente: Hengstebeck 1964)

Jenny señaló que la temperatura en la zona de composición constante sería tal que K_{HK} (coeficiente de equilibrio de la clave pesada) sería aproximadamente igual a $\frac{L}{V}$. Esto puede demostrarse como sigue:

Notación, se usarán:

$\hat{L}$ para el flujo de líquido en la zona de composición constante

$\hat{V}$ para el flujo de vapor en la zona de composición constante

Para cualquier componente en la zona de composición constante de la sección rectificadora tendremos:

$$\hat{V} = v_n = l_n - 1 + d \quad [5.18]^1$$

$$\hat{l} = l_n = l_{n-1} \quad [5.19]^1$$

Combinando las ecuaciones [5.6], [5.18] y [5.19], se obtiene:

$$\frac{K \cdot V}{L} \cdot l_n = l_n + d \quad [5.20]^1$$

Dividiendo entre l_n ,

$$\frac{K \cdot V}{L} = 1 + \frac{d}{l_n} \quad [5.21]^1$$

Reordenando la ecuación [5.21] y combinando con la ecuación [5.19], se obtiene:

$$K = \frac{L}{V} \cdot \left(1 + \frac{d}{\hat{l}} \right) \quad [5.22]^1$$

Para el componente clave pesado el valor $\frac{d}{\hat{l}}$ es siempre pequeño y por tanto puede ser considerado como despreciable, por lo tanto es evidente que

$K_{HK} = \frac{L}{V}$ es una buena aproximación.

Operando de modo paralelo en la sección agotadora se llega a la expresión $K_{LK} = \frac{L'}{V'}$ considerada de igual modo como una buena aproximación.

Aunque en una columna bien diseñada no llega a existir una zona de composición constante, los componentes no clave generalmente se acercan a los flujos limitantes que tendrían que existir en tal caso.

Cálculo de los flujos limitantes.

De las ecuaciones [5.19] y [5.20], con i referido a cualquier componente ligero:

$$\hat{l}_i = \frac{d_i}{K_i \cdot \frac{V}{L} - 1} \quad [5.23]^1$$

Sustituyendo $\frac{V}{L}$ por su aproximado $\frac{1}{K_{HK}}$ obtenemos la expresión:

$$\hat{l}_i = \frac{K_{HK} \cdot d_i}{K_i - K_{HK}} \quad [5.24]^1$$

Zona de rectificación.

Se toma la ecuación [5.24] en términos de volatilidades relativas y se toma como componente de referencia a la clave pesada; se obtiene:

$$\hat{l}_i = \frac{d_i}{(\alpha_i - 1)} \quad [5.25]^1$$

Mediante balances de materia se llega a la expresión:

$$\widehat{v}_i = l_i + d_i \quad [5.26]^1$$

Zona de agotamiento:

Para la sección de agotamiento se opera de manera similar, excepto en que el componente que se toma como referencia es la clave ligera. La ecuación para cualquier componente no clave en la zona constante de la sección agotadora será:

$$\widehat{v}'_i = \frac{\alpha_i * b_i}{\alpha_{LK} - \alpha_i} \quad [5.27]^1$$

donde α_{LK} representa la volatilidad relativa de la clave ligera.

Aplicando balances de materia llegamos a la expresión:

$$\widehat{l}'_i = \widehat{v}'_i + b_i \quad [5.28]^1$$

Líneas de operación

Las líneas de operación que marcan la operación de destilación, esto es, la línea de rectificación y de absorción vienen dadas por las pendientes de las mismas.

Pendiente de la línea de rectificación

La pendiente de la línea de rectificación viene dada por la expresión:

$$pendiente = \frac{Le}{Ve} \quad [5.29]^1$$

Pendiente de la línea de absorción

La pendiente de la línea de absorción viene dada por la expresión:

$$pendiente = \frac{L'e}{V'e} \quad [5.30]^1$$

Extremos de la línea de operación.

Los extremos de las líneas de operación, esto es, los puntos de corte de estas con la recta $X=Y$ graficada en el diagrama se obtiene calculando la fracción molar del componente clave ligero en el domo y colas de la columna con respecto a la concentración total de las claves combinadas y graficando dichos puntos sobre la recta $X=Y$. De este modo, del punto en que se representa la concentración del componente ligero en el domo de la columna partirá la recta de operaciones para la zona de rectificación mientras que la recta de operaciones para la zona de absorción parte del punto que representa la concentración del clave ligero en colas.

Curva de equilibrio.

Para encontrar la curva de equilibrio para los componentes clave es necesario ejecutar previamente una serie de pasos que se enumeran a continuación:

1. Cálculo de los coeficientes de actividad en caso de que se trate de una mezcla no ideal.
2. Cálculo de las temperaturas punto de burbuja y rocío a partir de las presiones de vapor, corrigiendo la no idealidad de los coeficientes de equilibrio con los coeficientes de actividad si fuera necesario (mezclas no ideales)
3. Cálculo de las presiones parciales a las temperaturas de burbuja y rocío.
4. Cálculo de los coeficientes de equilibrio a las temperaturas calculadas.
5. Cálculo de la volatilidad de cada uno de los componentes referidos a la volatilidad relativa del componente pesado.
6. Si la volatilidad relativa no varía considerablemente a las temperaturas de rocío y burbuja se puede utilizar la ecuación [2.12], según la cual:

$$y_A = \frac{\alpha_{LK} x_A}{1 + (\alpha_{LK} - 1)x}$$

a partir de la cual obtenemos los datos X-Y para trazar la curva de equilibrio.

7. Trazar la curva de equilibrio.

Trazado del número de etapas de equilibrio

Para calcular el número de etapas de equilibrio se procede del mismo modo que en el trazado de un diagrama McCabe-Thiele típico, esto es, partiendo del punto que representa la concentración del clave ligero en el

domo se traza una horizontal hasta cortar con la curva de equilibrio. Desde el punto de corte de dicha horizontal con la curva trazamos una vertical que cortará a la recta de operaciones de la zona de rectificación en un punto, punto a partir del cual partirá una nueva horizontal que determinará el punto en el que corta con la curva. Se trazarán rectas del modo descrito en primer lugar utilizando la recta de rectificación para después pasar a la zona de absorción. El final de la operación lo marca la vertical que pasa por el punto que marca la concentración del ligero en colas o en su defecto aquel segmento que lo sobrepasa.

1.2- MÉTODO PARA EL CÁLCULO DE LA ALTURA DE LA COLUMNA.

(Sinnot 1999)

La columna de destilación que se calcula en el presente trabajo es una columna cuyos aditamentos internos son empaques de alta eficiencia. El método con el que se calcula la altura de esta columna se basa en la altura equivalente a un plato teórico (HEPT) o *height of a theoretical plate*. Este método utiliza el concepto de altura equivalente a una etapa de equilibrio equivalente para convertir el número ideal de etapas de equilibrio en altura de los empaques requerida. Según *Eckert* (1975) en destilación la altura equivalente o HETP para un determinado empaque es constante en esencia e independiente de las propiedades físicas del sistema; lográndose una distribución adecuada del fluido.

Los datos acerca del HETP de cada empaque pueden ser obtenidos de las características acerca del aditamento que proporciona el fabricante del mismo ⁸.

1.3- CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA.

(Sinnot 1999)

El cálculo de la capacidad de una columna empacada se determina mediante el cálculo del área de la sección de cruce de los fluidos. Normalmente la columna ha de ser diseñada para operar a la más económica caída de presión, para asegurar una distribución adecuada de líquido y vapor.

La columna de destilación que se diseña en este proyecto trabaja bajo condiciones cercanas al vacío. Para estas condiciones se recomienda que la caída de presión no sea menor a 8 mm de agua para llegar a una distribución del líquido satisfactoria.

El diámetro de la columna para la caída de presión seleccionada puede determinarse a partir de la correlación generalizada de caída de presión, representada en la figura 5.5.

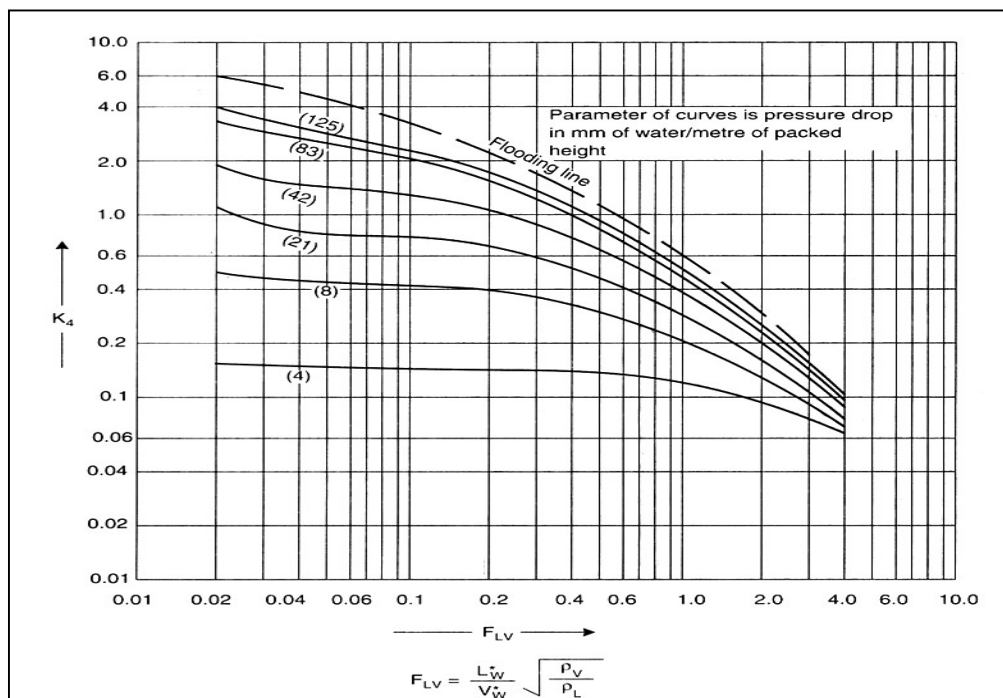


FIGURA 5.5. Correlación generalizada de caída de presión

(Fuente: Sinnot 1999)

La figura representada correlaciona la razón de flujo de líquido y vapor, las propiedades físicas del sistema y las características de los aditamentos internos utilizados con la razón de flujo por unidad de área de la sección, utilizando como parámetro las líneas de sección constante.

El eje de abcisas muestra los valores para el factor definido por la expresión:

$$F_{LV} = \frac{L_w^*}{V_w^*} \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad [5.31]^3$$

donde:

L_w^* es el flujo másico de líquido a lo largo de la columna (Kg/s)

V_w^* es el flujo másico de vapor a lo largo de la columna (Kg/s)

ρ_L, ρ_V son las densidades del líquido y vapor respectivamente (Kg/m³)

El término K_4 de la figura 5.5 se puede expresar:

$$K_4 = \frac{13.1 \cdot (V_{wt}^*)^2 \cdot F_p \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho_L} \right)^{0.1}}{\rho_v \cdot (\rho_L - \rho_v)} \quad [5.32]^3$$

donde,

V_{wt}^* es el flujo másico de vapor por unidad de área de la sección del flujo de fluidos en kg/m²s.

F_p es el factor de empaque ⁸, característico de cada tipo y tamaño de aditamento interno en m⁻¹.

μ_L es la viscosidad del líquido, Ns/m².

A partir de los datos de los flujos másicos de líquido y vapor en la columna, los datos de densidades y viscosidades así como las características de los empaques a utilizar se obtiene gráficamente el valor de la constante K_4 . A partir de este dato y mediante el uso de la expresión [5.32] se determina el valor de V_w^* .

El cálculo del área de la columna se determina relacionando el flujo másico de vapor que fluye por la columna y el valor de V_w^* calculado. Una vez calculada este área se calcula el diámetro de la columna.

1.4- CÁLCULO DE LA ETAPA ÓPTIMA PARA LA INTRODUCCIÓN DE LA ALIMENTACIÓN.

(Sinnot 1999)

Para el cálculo de la localización del punto óptimo para entrada de la carga se utiliza la ecuación empírica dada por *Kirkbride* (1944), según la cual:

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0.206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \cdot \left(\frac{X_{f, HK}}{X_{f, LK}} \right) \cdot \left(\frac{X_{b, LK}}{X_{d, HK}} \right)^2 \right] \quad [5.33]^3$$

donde:

N_r es el número de etapas por encima de la alimentación.

N_s es el número de etapas bajo la alimentación, incluyendo el rehervidor.

B es el flujo molar en colas

D es el flujo molar en el domo de la columna.

$X_{f, HK}$ es la concentración del componente pesado en la alimentación.

$X_{f, LK}$ es la concentración del componente ligero en la alimentación.

$X_{d, HK}$ es la concentración del componente pesado en el domo.

$X_{b, LK}$ es la concentración del componente ligero en colas.

Podemos calcular la etapa en la que se introduce la alimentación conociendo previamente el número de etapas de equilibrio que tiene la columna.

1.5- CÁLCULO DEL REFLUJO MÍNIMO.

El reflujo a utilizar es un dato de gran importancia ya que marcará el tiempo que la mezcla a separar permanecerá en la columna de destilación. El reflujo mínimo está basado en las especificaciones para el grado de separación entre dos componentes clave. El reflujo mínimo es finito, siendo una condición límite de gran utilidad.

Existen multitud de métodos para el cálculo del reflujo mínimo. En el caso particular del problema de diseño que se trata en este proyecto se utilizará el método propuesto por Underwood.

1.5.1-ECUACIÓN DE UNDERWOOD.

(Henley y Seader, 1988)

Underwood ideó un procedimiento algebraico para superar la dificultad del cálculo del reflujo mínimo en una mezcla de múltiples componentes, definiendo la magnitud Φ por:

$$\sum \frac{(\alpha_{i,r})_{\infty} * X_{i,D}}{(\alpha_{i,r})_{\infty} - \Phi} = 1 + (R_{\infty})_{\min} \quad [5.34]^3$$

Análogamente, para la sección de agotamiento Underwood definió Φ' como

$$\sum \frac{(\alpha'_{i,r})_{\infty} * X_{i,B}}{(\alpha'_{i,r})_{\infty} - \Phi'} = 1 + (R'_{\infty})_{\min} \quad [5.35]^2$$

donde $R'_{\infty} = \frac{L'_{\infty}}{B}$ y la comilla hace referencia a condiciones de contacto en la sección de agotamiento.

Underwood supuso que las volatilidades relativas eran constantes en la región comprendida entre las dos zonas de contacto y que $(R_{\infty})_{\min}$ y $(R'_{\infty})_{\min}$ están relacionadas por la suposición de flujo molar constante en la región comprendida entre la entrada de la alimentación y el punto de contacto de la sección de rectificación, así como en la región comprendida entre la entrada de la alimentación y el punto de contacto de la sección de agotamiento, por tanto:

$$(L'_{\infty})_{\min} - (L'_{\infty})_{\min} = q \cdot F \quad [5.36]^2$$

Con estas suposiciones críticas Underwood demostró que por lo menos existe una raíz común θ (siendo $\theta = \Phi = \Phi'$) para las ecuaciones [5.34] y [5.35].

La raíz común θ se puede determinar multiplicando [5.34] y [5.35] por los flujos D y B respectivamente, sumando las dos ecuaciones, substituyendo [5.35] para eliminar $(R_{\infty})_{\min}$ y $(R'_{\infty})_{\min}$ y utilizando un balance global de materia $X_{i,F} \cdot F = X_{i,D} \cdot D + X_{i,B} \cdot B$ para obtener:

$$\sum \frac{\alpha_{i,r} \cdot X_{i,F}}{\alpha_{i,r} - \theta} = 1 - q \quad [5.37]^2$$

donde q es la condición térmica de la alimentación dada por la ecuación:

$$q = \frac{F_l + \sum \hat{l}_i - \sum \hat{l}'_i}{F_e} \quad [5.38]^2$$

Por conveniencia r se toma como el componente pesado, HK . Cuando solamente se distribuyen dos componentes clave se resuelve iterativamente la ecuación [5.37] se obtiene una raíz de θ que cumpla la condición

$\alpha_{LK,HK} > \theta > 1$. Se obtiene entonces la relación de reflujo interno, utilizando la siguiente modificación de la ecuación [5.34]:

$$\sum \frac{\alpha_{i,r} \cdot X_{i,D}}{\alpha_{i,r} - \theta} = 1 + R_{\min} \quad [5.39]^2$$

se obtiene el valor de reflujo mínimo requerido para la operación.

Generalmente el valor de reflujo mínimo obtenido se multiplica por el factor 1.2, relación de reflujo económica ³.

2- CÁLCULO DE LOS COEFICIENTES DE ACTIVIDAD.

(Henley y Seader, 1988)

Las relaciones de equilibrio líquido vapor son de vital importancia para el diseño y funcionamiento de equipos de separación, como puede ser la destilación. Si la mezcla a separar es una mezcla de múltiples componentes es probable que el comportamiento de la misma se desvíe de la idealidad, haciéndose más complejo el cálculo de las relaciones de equilibrio. Para tomar en cuenta la desviación se utilizan coeficientes de actividad.

El cálculo de los coeficientes de actividad puede efectuarse de diversos modos. En el presente trabajo se utiliza un modelo de contribución de grupos para estimar dichos coeficientes de actividad.

El método de contribución de grupos UNIFAC permite predecir los coeficientes de actividad aún cuando no se disponga de datos experimentales de equilibrio. De este modo el método asigna una serie de parámetros a cada uno de los grupos que contempla. Cuanto mayores son los grupos funcionales tomados más aumenta la exactitud de la representación molecular pero en cambio disminuye la ventaja del método de contribución de grupos, ya que se requiere entonces un mayor número de grupos. En la práctica se pueden utilizar cincuenta grupos funcionales para representar miles de mezclas líquidas multicomponentes.

Para calcular energías libres parciales molares en exceso y a partir de ellas los coeficientes de actividad y entalpía en exceso se requieren parámetros de tamaño para cada grupo funcional y parámetros de interacción binaria para cada pareja de grupos funcionales. Los parámetros de tamaño se pueden calcular a partir de la teoría. Los parámetros de interacción se calculan a partir de datos existentes del equilibrio entre fases y se utilizan posteriormente con los parámetros de tamaño para predecir propiedades del equilibrio entre fases de mezclas para las que no se dispone de datos.

El método UNIFAC para la predicción de coeficientes de actividad en la fase líquida se basa en la ecuación UNIQUAQ,

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^C + \ln \gamma_i^R = \left[\ln \left(\frac{\psi_i}{x_i} \right) + \frac{\bar{Z}}{2} \cdot q_i \cdot \ln \left(\frac{\theta_i}{\psi_i} \right) + \ell_i - \frac{\psi_i}{x_i} \cdot \sum_{j=1}^C (x_j \cdot \ell_j) \right] + \left[q_i \cdot \left[\varphi - \ln \left(\sum_{j=1}^C \theta_j \cdot T_{ji} \right) - \sum_{j=1}^C \left(\frac{\theta_j \cdot T_{ij}}{\sum_{k=1}^C \theta_k \cdot T_{kj}} \right) \right] \right] \quad [5.40]^2$$

donde:

$$\ell_j = \left(\frac{\bar{Z}}{2} \right) \cdot (r_j - q_i) - (r_j - 1) \quad [5.41]^2$$

Los parámetros moleculares de volumen y de área en los términos combinatoriales se substituyen por:

$$r_i = \sum_k v_k^{(i)} \cdot R_k \quad [5.42]^2$$

$$q_i = \sum_k v_k^{(i)} \cdot Q_k \quad [5.43]^2$$

donde:

$v_k^{(i)}$ es el número de grupos funcionales de grupo k en la molécula i

R_k es el parámetro de volumen para el grupo funcional k

Q_k es el parámetro de área para el grupo funcional k

El término residual ($\ln \gamma^R$) se sustituye por la expresión:

$$\ln \gamma^R = \sum_{\substack{k \\ \text{todos los grupos} \\ \text{funcionales de} \\ \text{la mezcla}}} v_k^{(i)} \cdot (\ln \Gamma_k - \ln \Gamma_k^{(i)}) \quad [5.44]^2$$

donde:

Γ_k es el coeficiente de actividad residual del grupo funcional k en la mezcla real

$\Gamma_k^{(i)}$ es el coeficiente de actividad residual en una mezcla de referencia que sólo contiene moléculas i.

Tanto Γ_k como $\Gamma_k^{(i)}$ tienen la misma forma que el término residual de la ecuación [5.35], así pues,

$$\ln \Gamma_k = Q_k \left[1 - \ln \left(\sum_m \theta_m \cdot T_{mk} \right) - \sum_m \frac{\theta_m \cdot T_{km}}{\sum_n \theta_n \cdot T_{nm}} \right] \quad [5.45]^2$$

donde θ_m es la fracción de área del grupo m, dada por la ecuación,

$$\theta_m = \frac{X_m \cdot Q_m}{\sum_n X_n \cdot Q_n} \quad [5.46]^2$$

donde X_m es un parámetro de interacción de grupo dado por la ecuación.

$$X_m = \frac{\sum_i v_m^{(i)} \cdot x_j}{\sum_j \sum_n (v_n^{(j)} \cdot x_j)} \quad [5.47]^2$$

y T_{mk} es un parámetro de interacción de grupo dado por la ecuación,

$$T_{mk} = \exp\left(-\frac{a_{mk}}{T}\right) \quad [5.48]^2$$

donde $a_{mk} \neq a_{km}$. Cuando $m = k$, entonces $a_{mk} = 0$ y $T_{mk} = 1.0$

La ecuación [5.40] también es aplicable para $\Gamma_k^{(i)}$, donde los términos θ corresponden al componente i puro.

Los datos y parámetros necesarios para el cálculo de coeficientes de actividad tal como R_k , Q_k , a_{mk} , a_{km} se pueden obtener a partir de bancos de datos o bibliografía.

Las expresiones para la entalpía en exceso se pueden obtener a partir de la ecuación [5.35] al igual que para las ecuaciones UNIQUAQ excepto que los valores de a_{mk} , que son análogos a $\left(\frac{u_{mk} - u_{km}}{R}\right)$, se supone que son independientes de la temperatura.

El cálculo de los coeficientes de actividad en el presente trabajo se lleva a cabo mediante el software de *xLUNIFAC versión 1.0*, un software de distribución gratuita de la *Free Software Foundation*. Este software trabaja bajo el entorno de la hoja de cálculo Excel y calcula los coeficientes de actividad usando el modelo UNIFAC, descrito anteriormente una vez definidos los grupos de cada uno de los compuestos que forman la mezcla de la que se calcularán estos coeficientes.

3- CÁLCULO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR.

3.1- CARACTERÍSTICAS GENERALES DE LOS EQUIPOS.

Se emplean cambiadores de calor de tubo y carcasa. Este tipo de intercambiador es de uso común en la industria.

Se trata de equipos cuyas características (número y disposición de tubos, diámetros de tubo y carcasa, tipos de cabezales...) responden a los estándares de la asociación TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association).

La designación del tipo de cambiador según las recomendaciones de TEMA está constituida por tres letras: tipo de cabezal estacionario, tipo de carcasa y tipo de cabezal del extremo posterior. La designación se completa por dos números que indican el diámetro en pulgadas de la carcasa y la longitud nominal de los tubos, también en pulgadas.

3.2- RESUMEN DEL MÉTODO EMPLEADO.

En el método utilizado se parte de un tipo de intercambiador determinado, decidiendo el número de tubos, diámetro de carcasa, espaciado de deflectores, número de pasos de tubo... y se comprueba si satisface unos requerimientos de proceso dados como pueden ser pérdida de carga o el intercambio de calor.

En el diseño se ha tratado de contar con intercambiadores lo más similares posible en cuanto a tipo de tubos, configuración etc. Con el fin de reducir costes, principalmente por la facilidad de disponer de piezas en almacén aplicables al mayor número de intercambiadores posible.

Los cálculos se han realizado en unidades del sistema inglés dado que toda la información precisada para el diseño se encuentra en el sistema

citado. No obstante los resultados del cálculo son presentados en unidades del sistema internacional.

3.3- MÉTODO DE CÁLCULO.

Se utilizan los planteamientos indicados por Kern ³ sobre el cálculo de los cambiadores de tubo y carcasa.

Los pasos a seguir en el cálculo son los siguientes:

- Balance de materia y energía.
- Asignación de flujos. Propiedades de los fluidos.
- Cálculo de los valores corregidos de la diferencia media de temperaturas.
- Definición del tipo de intercambiador.
- Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor.
- Cálculo de la superficie de intercambio estimada.
- Selección del tamaño del casco adecuado.
- Pérdida de carga en tubos.
- Pérdida de carga en carcasa.

3.3.1-Balance de materia y energía.

Se determina el calor intercambiado entre las corrientes de proceso (Q). Este calor es obtenido para cada uno de los intercambiadores en el *apartado VI, balances de materia y energía*.

3.3.2-Asignación de flujos. Propiedades de los fluidos.

La asignación de flujos se realiza según las siguientes consideraciones:

- El fluido a mayor presión circula por los tubos.
- El fluido más corrosivo circula por los tubos.
- El fluido más sucio circula por los tubos.
- El fluido que requiere menor pérdida de carga circula por la carcasa.
- Gases o líquidos con viscosidad elevada circulan por la carcasa.
- El fluido a condensar circulará por la carcasa.

Se estiman las propiedades de los fluidos a las temperaturas medias correspondientes:

- Capacidad calorífica.
- Viscosidad.
- Conductividad térmica.
- Densidad.

Para la determinación de estas propiedades se recurre a la base de datos del simulador de procesos *Chemcad 5.2 de Chemstations Inc.*, salvo en los casos en que se especifique lo contrario.

Se determina el número de intercambiadores en serie (número de pasos en carcasa) mediante el diagrama térmico. Si existe cruce de temperaturas será necesario utilizar varios intercambiadores en serie.

3.3.3-Cálculo de los valores corregidos de la diferencia media de temperatura.

La diferencia media de temperatura ($^{\circ}\text{F}$) se calcula:

$$MTD = LMTD \cdot F_t \quad [5.49]^7$$

donde:

$$\blacksquare \quad LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)} \right)} \quad [5.50]^7$$

T es la temperatura de fluido caliente.

t es la temperatura de fluido frío

1 corresponde al flujo de entrada

2 corresponde al flujo de salida

- F_t es el factor de corrección que engloba el efecto del flujo paralelo en el segundo paso de la carcasa. Este factor se obtiene de las gráficas que se muestran a continuación.

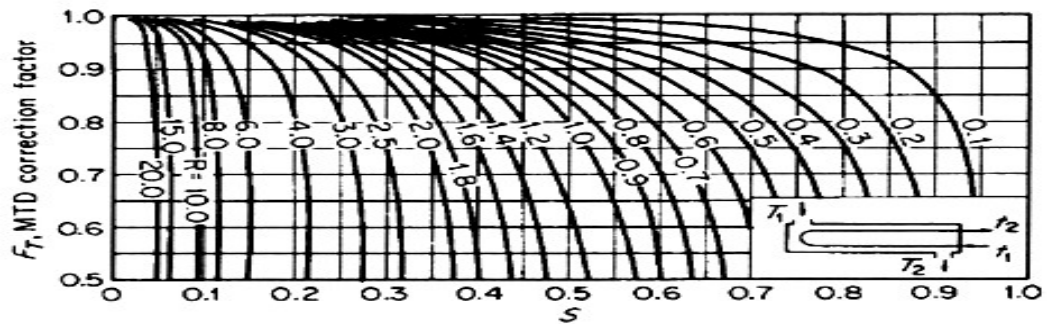


FIGURA 5.6. Cálculo del factor de corrección para obtener la MTD para intercambiadores de un paso por carcasa y dos o más por tubo. (Fuente: Perry & Chilton, 1973)

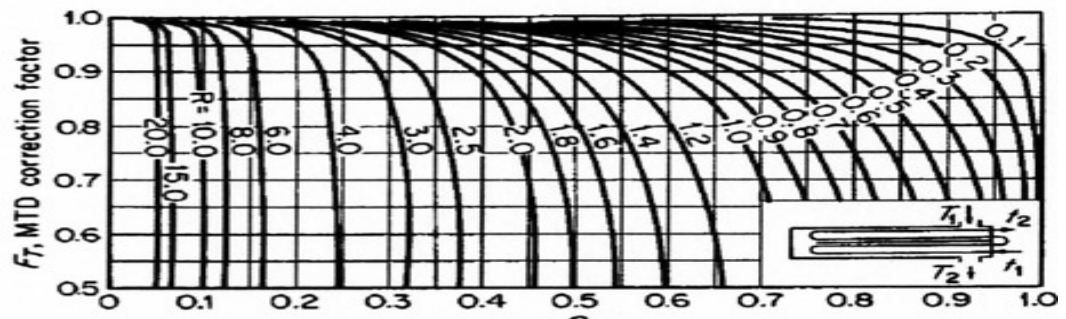


FIGURA 5.7. Cálculo del factor de corrección para obtener la MTD para intercambiadores de dos pasos por carcasa y cuatro o más por tubo. (Fuente: Perry & Chilton, 1973)

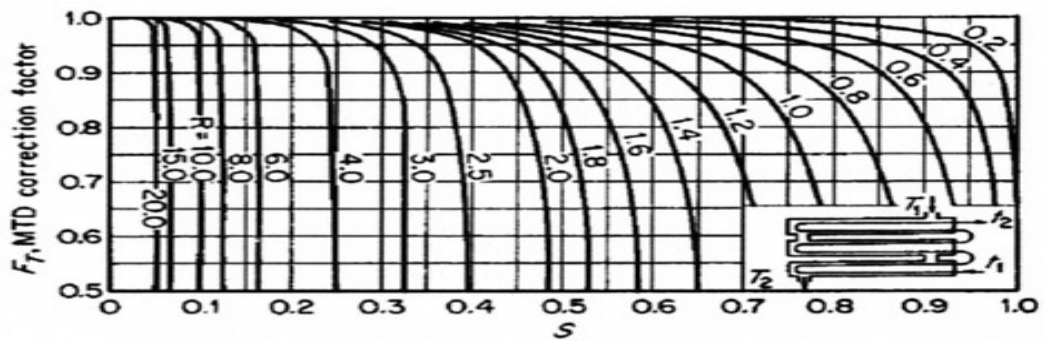


FIGURA 5.8. Cálculo del factor de corrección para obtener la MTD para intercambiadores de tres pasos por carcasa y seis o más por tubo. (Fuente: Perry & Chilton, 1973)

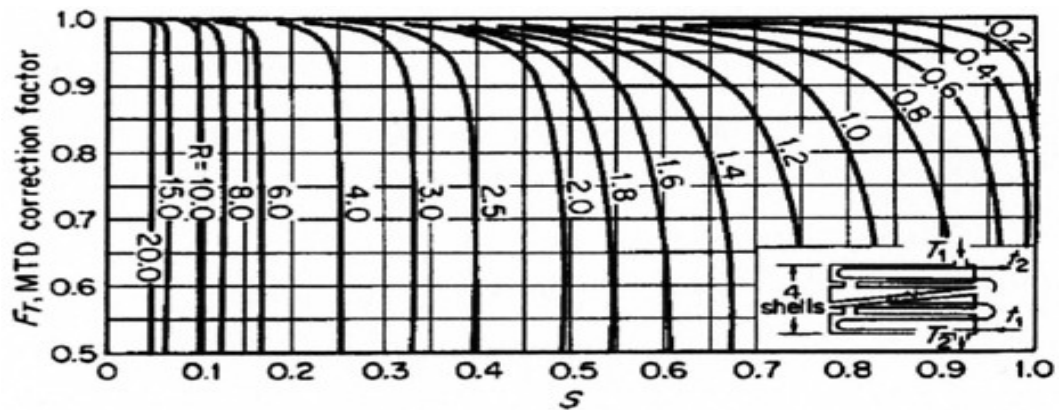


FIGURA 5.9. Cálculo del factor de corrección para obtener la MTD para intercambiadores de cuatro pasos por carcasa y ocho o más por tubo. (Fuente: Perry & Chilton, 1973)

Las variables utilizadas para obtener este factor son:

$$P = \frac{\Delta T_{casco}}{\Delta t_{tubo}} \quad [5.51]^7$$

$$R = \frac{\Delta T_{tubo}}{\Delta T_{máximo}} \quad [5.52]^7$$

3.3.4-Definición del tipo de intercambiador.

En este apartado se define un intercambiador a fin de realizar una primera estimación, comprobando en posteriores apartados si es adecuado para el proceso. En el diseño se emplean cambiadores estándar TEMA. Las características que se han de definir son el diámetro, material, longitud, espesor y configuración de los tubos.

3.3.5-Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor.

La ecuación básica de transferencia de calor es:

$$Q = U_o \cdot A_o \cdot MTD \quad [5.53]^7$$

donde:

Q es el calor transferido por unidad de tiempo.

U_o es el coeficiente global de transmisión de calor.

A_o es el área de intercambio.

MTD es la diferencia media de temperaturas corregida.

La determinación de **U_o** se lleva a cabo mediante proceso iterativo, ya que depende de las características del intercambiador, entre ellas el área de intercambio.

El coeficiente global de transmisión de calor combina todas las resistencias al flujo calorífico. Si todas estas resistencias se basan en el área externa del intercambiador este coeficiente se puede evaluar como:

$$\frac{1}{U_o} = r_{io} + r_{dio} + r_{mo} + r_{do} + r_o \quad [5.54]^7$$

donde,

- r_{io} es la resistencia de película interna. (ft²°F•hr/Btu)
- r_{dio} es la resistencia de suciedad interna. (ft²°F•hr/Btu)
- r_{mo} es la resistencia de la pared metálica. (ft²°F•hr/Btu)
- r_{do} es la resistencia de suciedad externa. (ft²°F•hr/Btu)
- r_o es la resistencia de película externa. (ft²°F•hr/Btu)

que se transforma en la ecuación:

$$\frac{1}{U_0} = \frac{1}{h_{i0}} + r_{di} \cdot \frac{d_0}{d_i} + \frac{d_0 \cdot \ln\left(\frac{d_0}{d_i}\right)}{2 \cdot K_m} + r_{d0} + \frac{1}{h_0} \quad [5.55]^7$$

donde:

- h_{i0} es el coeficiente de película interna del lado de los tubos.
 - r_{di} es la resistencia de suciedad interna.
 - K_m es la conductividad térmica del material.
 - h_0 es el coeficiente de película del lado de la carcasa.
 - r_{d0} es la resistencia de suciedad externa.
 - d_i es el diámetro interno.
 - d_0 es el diámetro externo.
- El coeficiente de película interna del lado de los tubos se obtiene de bibliografía ⁶.
- La resistencia de suciedad interna se obtiene a partir de las siguientes tablas; se toma el valor de r_{di} para el sistema *aceite lubricante (alta viscosidad)-agua*.

TABLA 5.1. Valores para la resistencia de suciedad ⁷.

Lado de la cubierta (o coraza)	Lado de los tubos	U de diseño	Incluye la suciedad total	Lado de la cubierta (o coraza)	Lado de los tubos	U de diseño	Incluye la suciedad total
Medios de líquido-líquido				Medios de gas-líquido			
Aroclor 1248	Combust. para jet	100-150	0.0015	Aire, N ₂ , etc. (comprimidos)	Agua o salmuera	40-80	.005
Asfalto diluido	Agua	10-20	.01	Aire, N ₂ , etc., A.	Agua o salmuera	10-50	.005
Agua desmineralizada	Agua	300-500	.001	Agua o salmuera	Aire, N ₂ (comprimido)	20-40	.005
Soluciones de 10-25% de etanolamino (MEA o DEA)	Soluciones de agua, DEA o MEA	140-200	.003	Agua o salmuera	Aire, N ₂ , etc., A.	5-20	.005
Combustóleo	Agua	15-25	.007	Agua	Mezclas de gas natural que contienen hidrógeno	80-125	.003
Combustóleo	Petróleo	10-15	.008	Vaporizadores			
Gasolina	Agua	60-100	.003	Amoniaco anhidro	Condensación de vapor	150-300	.0015
Aceites pesados	Aceites pesados	10-40	.004	Cloro	Condensación de vapor	150-300	.0015
Aceites pesados	Agua	15-50	.005	Propano, butano, etc.	Aceite ligero de transferencia de calor	40-60	.0015
Corriente reformadora rica en hidrógeno	Corriente reformadora rica en hidrógeno	90-120	.002	Agua	Condensación de vapor	200-300	.0015
Queroseno o gasoil	Agua	25-50	.005		Condensación de vapor	250-400	.0015
Queroseno o gasoil	Petróleo	20-35	.005				
Queroseno o comb. para jet	Tricloroetileno	40-50	.0015				
Agua para la cubierta	Agua	230-300	.002				
Aceite lub. (baja viscosidad)	Agua	25-50	.002				
Aceite lub. (alta viscosidad)	Agua	40-80	.003				
Aceite lubricante	Petróleo	11-20	.006				
Nafta	Agua	50-70	.005				
Nafta	Petróleo	25-35	.005				
Disolventes orgánicos	Agua	50-150	.003				
Disolventes orgánicos	Salmuera	35-90	.003				
Disolventes orgánicos	Disolventes orgánicos	20-60	.002				
Derivados de aceite de resina, aceites vegetales, etc.	Agua	20-50	.004				

- El valor de la conductividad térmica del material (K_m) se obtiene a partir de bibliografía ⁵.
- La resistencia de suciedad externa (r_{do}) se obtiene de la tabla 5.1, del mismo modo que el coeficiente de suciedad interna.
- El coeficiente de película del lado de la carcasa (h_o) se obtiene llevando el valor del resultado de las expresiones

$$G_x = \frac{Q}{NFD \cdot BP} \quad [5.56]^7$$

$$G_L = \frac{Q}{\left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot (d_{si}^2 - N_t \cdot d_o^2) \cdot C} \quad [5.57]^7$$

donde:

G_x, G_L se refieren al flujo transversal másico (lb/s ft²)

Q es caudal requerido en lb/h

NFD es el valor de distancia libre que se obtiene de la tabla 5.5 a partir de la configuración del intercambiador seleccionada en in.

BP es la separación entre desviadores en in (el valor en zonas con cambio de fase es de 24 in).

d_{si} es el diámetro de la carcasa en in.

N_t es el número de tubos.

d_o es el diámetro externo del tubo en in.

C es la fracción de paso (toma el valor 0.4 en zonas en las que existe cambio de fase).

Obtenemos el valor medio a partir de la expresión:

$$G = \sqrt{G_x \cdot G_L} \quad [5.58]^7$$

Con este valor entramos a la siguiente tabla y si se tiene el valor de la viscosidad, en Cp,

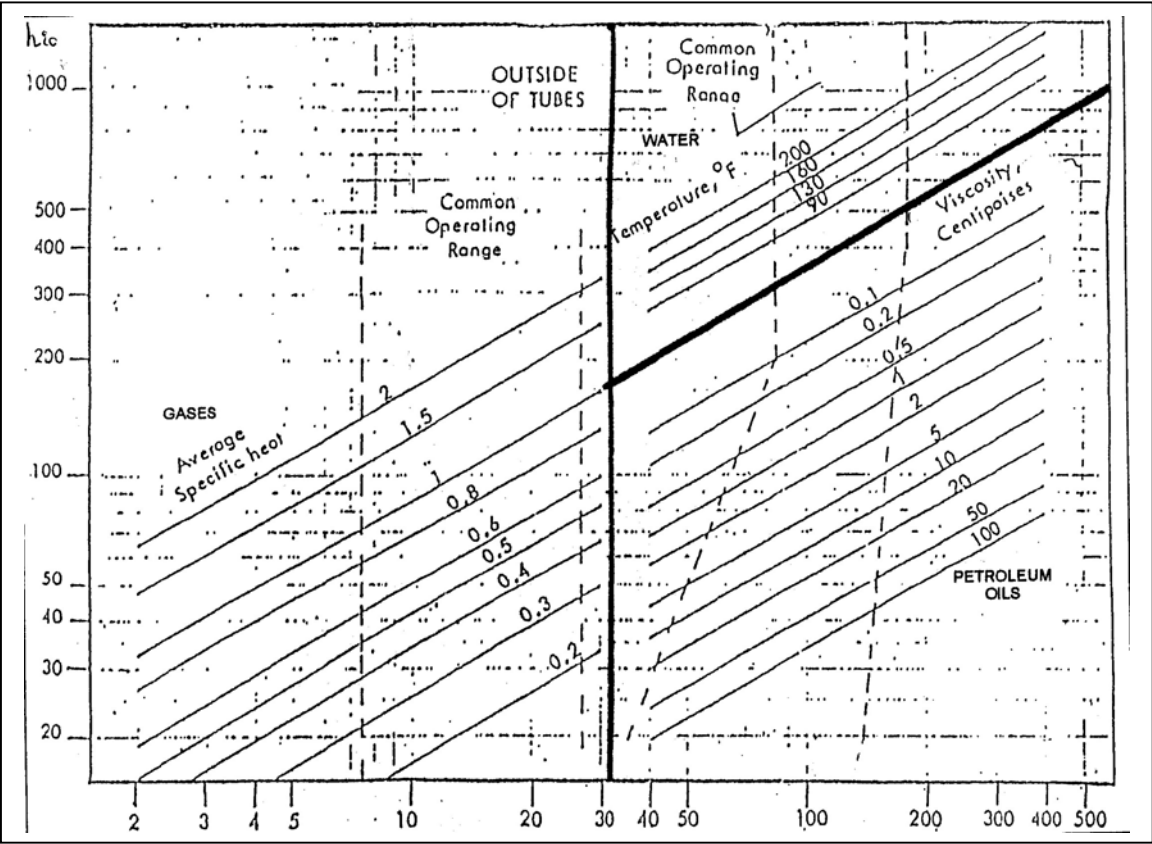


FIGURA 5.10. Cálculo del coeficiente de película del lado de la carcasa⁷.

Se aplicará un factor de corrección para cada configuración,

		
Diámetro = 1"	1.	1.25
Diámetro = 3/4"	1.125	1.4

En la figura 5.2 se entra en el eje de abscisas con la velocidad másica del fluido que circula por la camisa en $\text{lb}/(\text{s}\cdot\text{ft}^2)$, obteniéndose en el eje de ordenadas el valor del coeficiente de película del lado de la carcasa en $\text{Btu}/(\text{h}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F})$.

3.3.6-Cálculo de la superficie de intercambio estimada.

Una vez calculado el coeficiente global de transmisión de calor se calcula el área de intercambio. Con este valor y las características de los tubos definidas en apartado 4.3.4 se determina el número de tubos necesario,

$$A_0 = \frac{q}{U_0 \cdot MTD} \quad [5.59]^7$$

$$N_t = \frac{A_0}{\pi \cdot d_0 \cdot L \cdot N_s} \quad [5.60]^7$$

N_t es el número de tubos por celda simple.

A_0 es el área de intercambio.

d_0 es el diámetro exterior.

L es la longitud.

N_s es el número de celdas.

Si existen diferentes condiciones de intercambio, como enfriamiento y condensación o calentamiento y ebullición, se calcula el área de intercambio necesaria para cada condición, siendo el total la suma de todas ellas.

3.3.7-Selección del tamaño de casco adecuado.

Con los datos referentes al número de tubos y al número de pasos se acuden a las siguientes tablas, donde en función de la configuración se selecciona el tamaño de la carcasa y del conjunto de tubos.

El número de tubos ha de ser corregido para las distintas morfologías del intercambiador, para ello se aplican los factores de corrección mostrados en las tablas que se muestran a continuación.

TABLA 5.2. Selección del tamaño de la carcasa y conjunto de tubos⁷.

Shell ID In.	Diam. of Outer Tube Limit - In.	Number of Tube Passes <i>casco</i>				
		1	2	4	6	8
8.07	6.821	38	32	26	24	18
10.02	8.770	62	56	47	42	36
12.00	10.750	109	98	36	82	80
13.25	12.000	127	114	96	90	86
15.25	14.000	170	160	140	136	128
17.25	16.000	239	224	194	188	178
19.25	18.000	301	282	252	244	234
21.00	19.250	361	342	314	306	290
23.25	21.500	442	420	386	378	364
25.00	23.375	531	506	458	446	434
27.00	25.375	637	602	550	536	524
29.00	27.375	721	692	640	629	594
31.00	29.375	847	822	766	722	720
33.00	31.375	974	938	872	852	826
35.00	33.375	1102	1068	1004	988	958
37.00	35.250	1220	1200	1144	1104	1078
39.00	37.250	1377	1330	1258	1248	1212
42.00	40.250	1611	1580	1498	1464	1456
44.00	42.250	1782	1738	1650	1624	1592
48.00	46.000	1965	1908	1834	1801	1766
52.00	50.000	2347	2273	2178	2152	2110
56.00	54.000	2704	2660	2556	2526	2489
60.00	58.000	3399	3343	3232	3195	3162

TABLA 5.3. Factor de corrección en función de la geometría⁷.

TUBE OD IN.	TUBE PITCH	LAYOUT	MULTIPLIER
5/8	13/16	Tri., Rot. Tri.	1.33
5/8	13/16	Sq., Rot. Sq.	1.15
3/4	15/16	Tri., Rot. Tri.	1.00
3/4	15/16	Sq., Rot. Sq.	0.86
3/4	1	Tri., Rot. Tri.	0.88
3/4	1	Sq., Rot. Sq.	0.76
1	1-1/4	Tri., Rot. Tri.	0.56
1	1-1/4	Sq., Rot. Sq.	0.49

TABLA 5.4. Factor de corrección en función del tipo de cabezal⁷.

BUNDLE TYPE	MULTIPLIER
<i>casco tubo fijo</i> Fixed Tube Sheet	$((d_{si}-0.6825)/(d_{si}-1.5))^2$
Pull-Thru Floating Head	
$d_{si} < 25$	$((d_{si}-4)/(d_{si}-1.5))^2$
$d_{si} > 23$	$((d_{si}-4.125)/(d_{si}-1.5))^2$
U-Tube Bundle*	$((d_{si}-1.2)/(d_{si}-1.5))^2$
*This is the number of tube holes in the tube sheet. The actual number of U-bends is 1/2 of this figure.	
d_{si} is the shell inside diameter in inches.	

3.3.8-Pérdida de carga en tubos.

Las pérdidas de carga en los tubos se estiman a partir de la expresión,

$$\Delta P = \frac{f \cdot Y \cdot L \cdot N_p}{\Phi} + B \cdot N_p \quad [5.61]^7$$

donde:

f es el factor de fricción, viene dado por las siguientes expresiones:

$$f = \frac{0.316}{Re^{0.25}} \quad \text{si } Re > 1190 \quad [5.62]^7$$

$$f = \frac{0.316}{Re^{0.25}} \quad \text{si } Re < 1190 \quad [5.63]^7$$

el número de Reynolds se expresa:

$$Re = 124 d_i G/\mu \quad [5.64]^7$$

ΔP es la pérdida de presión total en tubos (psi)

L es la longitud de los tubos (ft)

N_p es es número de pasos por tubo (Nº Pasos • Nº Celdas)

Φ es el factor de corrección por viscosidad ; $\left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$

B es un factor de corrección (psi)

Y es un factor de corrección (psi/ft)

Los factores B e Y se obtienen de la figura que se muestra a continuación.

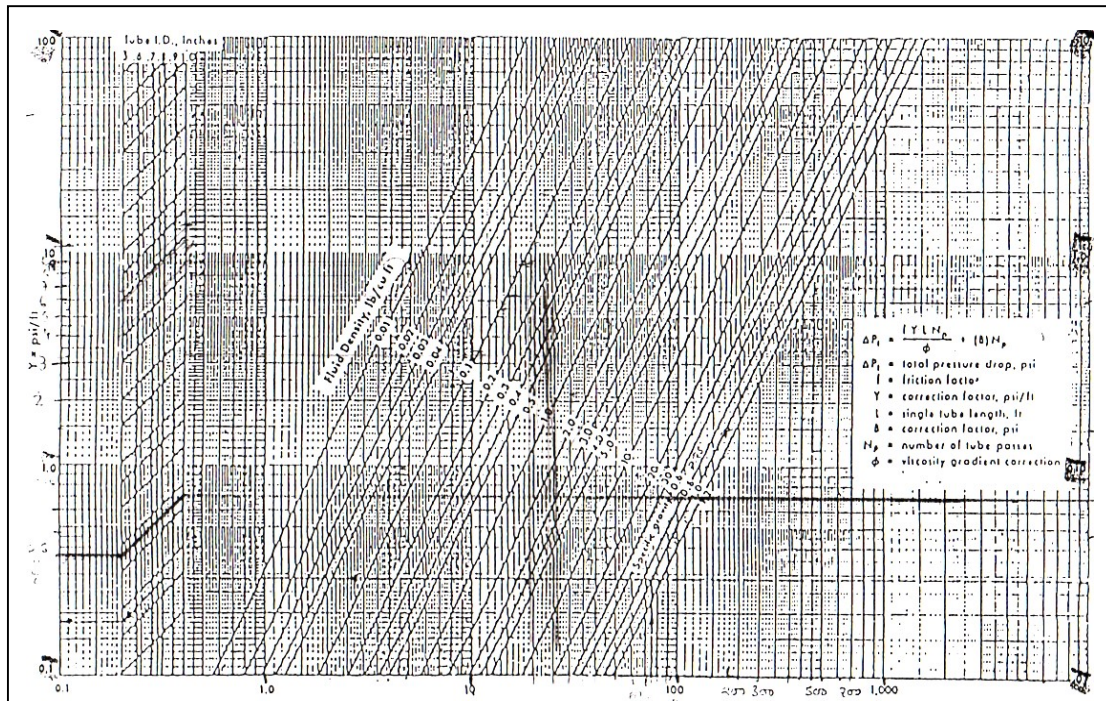


FIGURA 5.11. Cálculo de los factores B e Y para la caída de presión en tubos⁷.

Los valores del eje de abcisas de la figura 5.3 corresponden al valor de G que representa el flujo másico por unidad de área, esto es:

$$G = \frac{\dot{m}}{N_p \cdot A} \quad [5.65]^7$$

donde,

$\dot{m}$ es el flujo másico en (lb/s)

N_p es la relación entre el número de tubos y el número de pasos

A es el área de intercambio (ft²)

Llevando este valor hasta los valores de densidad representados como líneas transversales se obtienen los valores para los factores B e Y en los respectivos ejes de ordenadas.

3.3.9-Pérdida de carga en carcasa.

El fluido que fluye a través de la carcasa va guiado por desviadores. Los desviadores han de separarse en una distancia entre 1/5 del diámetro del casco y 30 pulgadas, siendo el valor característico 12 in.

El valor de la fracción de paso utilizada, en porcentaje de paso, va desde el 10% hasta el 45%, utilizándose normalmente valores del 15% si no existe cambio de fase hasta el 40% si éste existe.

La pérdida de carga en carcasa viene dada por:

$$\Delta P = \Delta P_E + \Delta P_V \quad [5.66]^7$$

donde:

ΔP es la pérdida de carga total (psi).

ΔP_E es la pérdida de carga en la estructura (psi).

ΔP_V es la pérdida de carga por paso a través de ventana (psi)

Los términos de la ecuación se evalúan de la siguiente forma:

a. Pérdida de carga en la estructura (ΔP_E).

Queda definido por la expresión:

$$\Delta P_E = \frac{(F \cdot S \cdot N \cdot NC)}{\rho} \quad [5.67]^7$$

donde,

N es el número de espacios entre desviadores.

S es el factor de tamaño (TABLA 5.5)

ρ es la densidad (lb/ft³)

μ es la viscosidad (cP)

NC es el número de tubos cruzados por los desviadores; se expresa como

$$NC = (C + D \cdot d_{si}) \cdot (1 - c) \quad [5.68]^7$$

donde c es la fracción de paso y C y D son dos constantes que se obtienen de la tabla 5.5

F es el factor de pérdida de presión, calculado por:

▪ Si el flujo es turbulento $F = 0.0157 \cdot \mu^{0.2} \cdot G_x^{1.8} \quad [5.69]^7$

▪ Si el flujo es laminar $F = 0.026 \cdot \mu \cdot G_x \quad [5.70]^7$

El flujo es turbulento si: $G_x > 1.88 \cdot \mu$, donde, G_x es la velocidad transversal másica en lb/(s·ft²) y se expresa:

$$G_x = \frac{0.04 \cdot \dot{m}}{NFD \cdot BP} \quad [5.71]^7$$

donde:

$\dot{m}$ es el flujo másico en lb/h.

NFD es la distancia libre, en in, obtenida a partir de la tabla 5.5 a partir de los parámetros A y B, de tal modo que

$$NFD = A + B \cdot d_{si} \quad [5.72]^7$$

BP es la separación entre desviadores (in).

d_{si} es el diámetro del casco (in).

Tube OD	Tube Pitch	Configuration	Exch. Type	A	B	C	D	S	Turb. Lam.
5/8	13/16	TRI	SR	0.73	0.2416	-1.20	1.3250		
			FTS	0.11		-0.07		.01	.008
			PT	2.63		-4.66			
5/8	13/16	RO-TRI	SR	0.66	0.2764	-2.50	2.4170		
			FTS	0.07		-0.54		.01	.008
			PT	2.47		-8.54			
3/4	15/16	TRI	SR	0.76	0.2118	-1.70	1.2080		
			FTS	0.11		-0.72		.01	.01
			PT	2.73		-4.72			
3/4	15/16	RO-TRI	SR	0.70	0.2417	-1.90	2.0930		
			FTS	0.08		-0.20		.01	.01
			PT	2.60		-7.13			
3/4	1	TRI	SR	0.66	0.2610	1.00	1.1200		
			FTS	0.06		1.91		.01	.006
			PT	2.51		-1.80			
3/4	1	RO-TRI	SR	0.59	0.2991	-1.90	1.9750		
			FTS	0.02		-3.0		.01	.006
			PT	2.34		-6.84			
1	1.25	TRI	SR	0.70	0.2118	-1.40	0.9137		
			FTS	0.06		-0.56		.0095	.0075
			PT	2.67		-3.68			
1	1.25	RO-TRI	SR	0.64	0.2424	-1.60	1.5620		
			FTS	0.02		-0.33		.0095	.0075
			PT	2.53		-5.51			
3/4	1	SQ	SR	0.66	0.2610	-0.85	0.9725		
			FTS	0.06		-0.06		.0042	.0025
			PT	2.51		-3.28			
3/4	1	RO-SQ	SR	0.47	0.3631	-1.20	1.3850		
			FTS	-0.05		-0.07		.0068	.0038
			PT	2.06		-4.66			
1	1.25	SQ	SR	0.70	0.2118	-1.40	0.7958		
			FTS	0.06		-0.75		.0042	.0033
			PT	2.67		-3.39			
1	1.25	RO-SQ	SR	0.53	0.2934	-1.00	1.1200		
			FTS	-0.04		-0.09		.0068	.0054
			PT	2.30		-3.80			

SR = Split-Ring Floating Head
 FTS = Fixed Tube Sheet
 PT = Pull-Thru Floating Head
 RO-TRI = Rotated Triangular Pitch
 RO-SQ = Rotated Square Pitch

Note: B, D, and S constants are independent of exchanger type.

FIGURA 5.12. Determinación de constantes para pérdida de carga en casco⁷.

b. Pérdida de carga por paso a través de ventana (ΔP_V).

Queda definida por la expresión:

$$\Delta P_V = \frac{0.000175 \cdot G_1^2}{\rho \cdot (N^\circ \text{ desviadores})} \quad [5.73]^7$$

donde G_1 es la velocidad másica a través de la ventana en $\text{lb}/(\text{s} \cdot \text{ft}^2)$, se expresa,

$$G_1 = \frac{0.04 \cdot \dot{m}}{\left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot ((d_{si}^2 - N_t \cdot d_o^2) \cdot C)} \quad [5.74]^7$$

donde:

c es la fracción de paso

N_t es el número de tubos.

Bibliografía:

[1] R.J. Hengstebeck. Destilación: Principios y métodos de diseño. Compañía Editorial Continental 1964.

[2] E.J. Henley y J.D. Seader. Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química. Reverté 1988.

[3] Sinnott, R.K. Chemical engineering design. Pergamon Press, 1993.

[4] Perry, Chilton (1973). Chemical engineer's handbook. McGraw-Hill.

[5] Stanley M. Walas. Chemical Process Equipment, Selection and Design. Butterworth-Heinemann, 1990.

[6] Calor y Frío Industrial. Temario Ingeniería Técnica Agroalimentaria.

[7] Diseño de equipos e instalaciones. Temario Ingeniería química.

[8] www.kochengineering.com. Página del fabricante de los aditamentos internos escogidos para llevar a cabo la operación.