



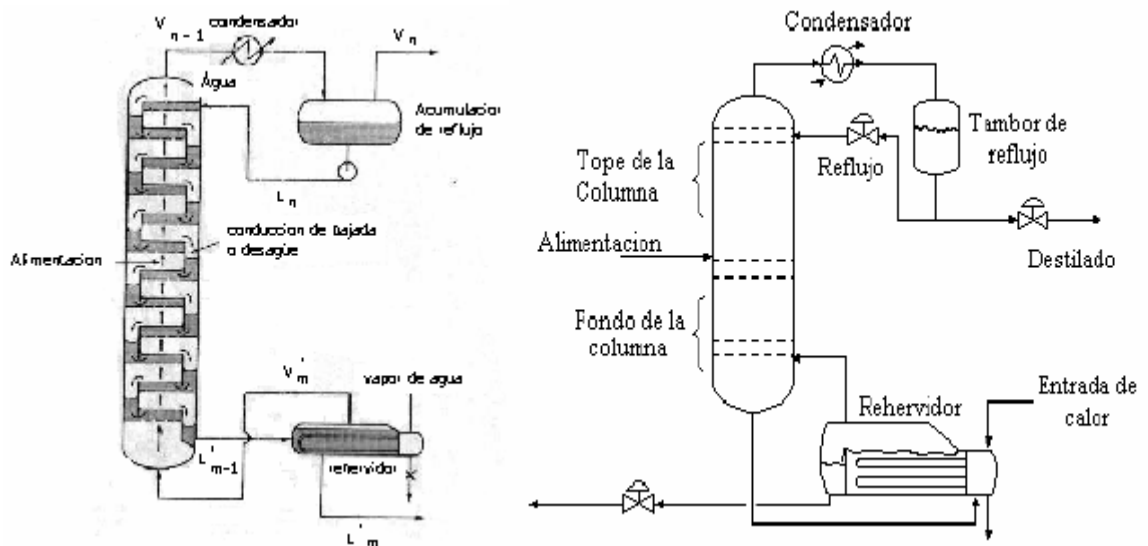
Descripción de la Operación de Destilación Continua

a.- Columna de destilación.

Introducción

Los procesos de separación alcanzan sus objetivos mediante la creación de dos o más zonas que coexisten y que tienen diferencias de temperatura, presión, composición y/o fase. Cada especie molecular de la mezcla que se vaya a separar reaccionara de modo único antes las distintas condiciones presentes en esas zonas. En consecuencia, conforme el sistema se desplaza hacia el equilibrio, cada especie presentara una concentración diferente en cada zona, dando como resultado una separación entre las especies.

El proceso de separación denominado *destilación* utiliza fases de vapor y liquido, esencialmente a la misma temperatura y presión en las zonas en las que estas coexisten. Se utilizan varios tipos de dispositivos, como por ejemplo el relleno aleatorio u ordenado y las bandejas de platos, para que dos fases entren en contacto intimo. Los platos se colocan unos sobre otros y se encierran en una carcasa metálica para formar una columna. El relleno también esta contenido dentro de una carcasa cilíndrica, entre los platos de apoyo y soporte, a continuación se muestra una columna característica de destilación del tipo de platos, junto con los principales accesorios externos.



La alimentación, que se debe separa en fracciones, se introduce en uno o más puntos a lo largo de la estructura de la columna. Debido a la acción diferente de la fuerza de la gravedad entre la fase de vapor y la liquida, el liquido fluye hacia debajo de la columna, cayendo en cascada de plato a plato, mientras que el vapor asciende por la columna, para entrar en contacto con el liquido en cada uno de los platos.



El líquido que llega al fondo de la columna se vaporiza parcialmente en un calderín que genera vapor recalentado que asciende por la columna. El resto de líquido se retira como producto de fondo. El vapor que llega a la parte superior de la columna se enfría y condensa como líquido en el condensador superior. Parte de este líquido regresa a la columna como reflujo, para proporcionar un caudal líquido. El resto de la corriente superior se retira como producto destilado o producto de cabeza. En algunos casos, solo una parte del vapor se condensa de manera que se puede extraer un destilado como vapor.

Este tipo de flujo en una columna proporciona un contacto en contracorriente líquido-vapor, en todos los platos de la columna. Las fases vapor y líquida en un plato dado se acercan a los equilibrios de temperatura, presión y composición, hasta un punto que depende de la eficiencia del plato de contacto.

Los componentes más ligeros (de punto de ebullición más bajo) tienden a concentrarse en la fase vapor, mientras que los más pesados (de punto de ebullición más alto) tienden a la fase líquida. El resultado es una fase vapor que se hace más rica en componentes pesados conforme desciende en cascada. La separación global que se logra entre el producto superior y el del fondo depende primordialmente de las volatilidades relativas de los componentes, número de platos de contacto y de la relación de reflujo de la fase líquida a la de vapor.

Si la alimentación se introduce en un punto situado a lo largo de la columna, la columna se dividirá en una sección superior, que se denomina con frecuencia sección de rectificación, y otra inferior, que suele recibir el nombre de sección de agotamiento. Estos términos se vuelven bastante indefinidos en columnas con alimentaciones múltiples (que no es nuestro caso) y en columnas en las cuales se retira una corriente lateral de producto en algún punto a lo largo de la columna, además de las dos corrientes de productos de los extremos (que tampoco es nuestro caso).

Ventajas y aplicaciones.

La variedad de las columnas de rectificación y sus aplicaciones es enorme. Las mayores unidades se encuentran generalmente en la industria del petróleo, pero también existen columnas grandes y plantas de destilación muy complicadas en el fraccionamiento de disolventes, en la separación del aire líquido y en los procesos químicos en general.

Parámetros de diseño.

Antes de diseñar un equipo, deben estar bien definidas la presión de trabajo, la temperatura, velocidades de flujo, composición del alimento, entre otras; de manera que el problema de diseño consiste en construir un dispositivo que lleve a cabo la operación que deseamos y que adicionalmente sea económico, seguro y fácil de operar. Entre los parámetros de diseño más importantes cabe destacar: la capacidad del equipo, la caída de presión, costos, facilidad de operación y eficacia de las etapas.



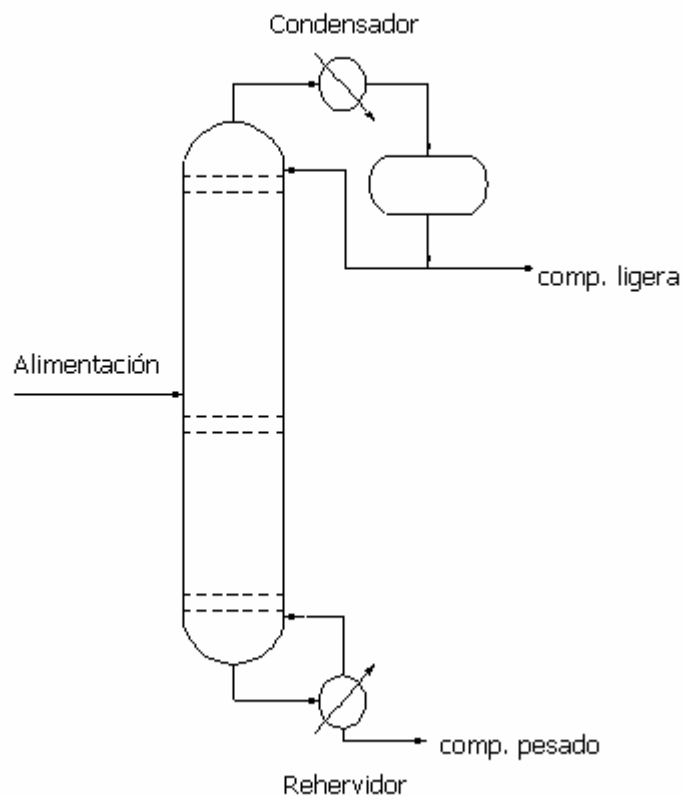
- **Capacidad:** Los datos de equilibrio de un sistema establecen el número de etapas de contacto necesarias para producir una determinada separación. En destilación, aunque este número de etapas es independiente del flujo de alimento, las dimensiones físicas del equipo (particularmente el diámetro) aumentará proporcionalmente con el flujo que circule a su través, siendo tales dimensiones función de la hidrodinámica y del tiempo que se precisa en cada etapa. Los parámetros estructurales, tales como la relación (altura/diámetro), deciden con frecuencia la posibilidad de realización práctica (un ingeniero tendría muchas dificultades para encontrar un contratista serio para construir una columna de 40 m de longitud y medio metro de diámetro).
- **Caída de presión:** Este parámetro es particularmente importante cuando es preciso operar en condiciones de alto vacío (posibilidad de descomposiciones térmicas o de reacciones químicas no deseadas).
- **Costos:** Además de los costos de los platos o relleno de la columna, hay que contabilizar los costos de la carcasa, caldera, condensador. Estos cuestan de tres a seis veces más que aquellos. También son de gran importancia los servicios (vapor, agua de refrigeración, sistemas de control, entre otros).
- **Facilidad de operación:** En todo proceso hay un número importante de problemas potenciales en la operación. Las *columnas de platos* pueden generalmente operar dentro de intervalos más amplios de los flujos de vapor y líquido que las columnas de relleno, tienen también sus propios problemas:
 - **Formación de espuma:** Si se forma un nivel de espuma elevado, el líquido es arrastrado por el gas hasta la etapa siguiente y las eficacias de separación disminuyen. Por otra parte, la espuma puede también arrastrar vapor hacia la etapa inferior. En casos extremos, los tubos de bajada del líquido se pueden llenar totalmente de espuma y provocar inundación de una forma análoga a lo que ocurre en columnas de relleno. Por otra parte, las columnas de platos pueden inundarse aún cuando no se forme espuma si las caídas de presión o las velocidades de flujo del líquido son suficientemente grandes para que el nivel de líquido sobrepase el espaciado entre los platos, dando lugar a retroceso del líquido en los tubos de descenso.
 - **Arrastre:** Aún cuando el nivel de espuma formado sobre el líquido del plato no es muy alto, si la separación del líquido y el vapor que se han puesto en contacto es inadecuada, parte de esa espuma se mezcla con el líquido del plato superior, disminuyendo así la eficacia. El arrastre se debe con frecuencia a un tamaño inadecuado de los tubos de descenso del líquido o del espaciado entre los platos.
 - **Mala distribución del líquido:** Si los platos de la columna son muy grandes o están mal diseñados puede variar la altura del líquido a través del plato dando lugar a un apreciable gradiente hidráulico. Esto puede provocar un flujo no uniforme del gas. Las medidas habituales de prevención consisten en utilizar varios tubos ascendentes o pasos y divisiones en los platos, o bien dirigir el flujo de vapor de forma que fuerce el líquido a circular a través del plato.
 - **Goteo.** Muchos platos sólo cuentan con la presión del gas para mantener el líquido sobre el plato, de forma que en el punto de goteo, comienza a caer líquido a través de los orificios de los platos. El caso extremo recibe el nombre de vaciamiento.



- *Eficacia*: La eficacia de una columna de platos se mide en función de la eficacia del plato, es decir, en función de la diferencia existente entre la composición de las corrientes que abandonan una etapa con respecto a las composiciones de las mismas en el caso de que estuviesen en equilibrio, lo cual representaría las condiciones máximas y en donde se detiene la transferencia de masa. La eficacia de una columna de relleno se mide en función de la eficacia del relleno, que es inversamente proporcional a la altura equivalente a un plato teórico (HETP). Los valores de la eficacia de los platos y de la HEPT son funciones complejas de muchos factores: temperatura, presión, composición, densidad, viscosidad, de fusibilidad, velocidades de flujo del líquido y vapor, tendencia a la formación de espuma, turbulencia del líquido y del vapor, tamaño de las burbujas.

Diagrama de flujo.

Esquema de una destilación típica:



“Diagrama de la destilación”



Transferencia de materia.

Introducción.

La destilación es una operación unitaria cuya finalidad es separar dos o más componentes de una mezcla líquida aprovechando las diferencias en sus presiones de vapor. Cuando la mezcla a destilar contiene solo dos componentes se habla de destilación binaria, y si contiene más recibe el nombre de destilación multicomponente.

Esta operación unitaria conlleva un proceso de transferencia de materia y es la más utilizada en ingeniería química, lo que hace que este proceso pueda llevarse a cabo de muchos modos distintos. Es habitual encontrarnos con que la destilación y la absorción de gases se tratan de forma conjunta, debido a las analogías existentes entre ambos procesos.

Los procesos de separación alcanzan sus objetivos mediante la creación de dos o más zonas que coexisten y que tienen diferencias de temperatura, presión, composición y fase. Cada especie molecular de la mezcla que se vaya a separar reaccionará de modo único ante los diversos ambientes presentes en esas zonas. En consecuencia, conforme el sistema se desplaza hacia el equilibrio, cada especie establecerá una concentración diferente en cada zona y esto da como resultado una separación entre las especies.

El proceso de separación denominado destilación utiliza fases de vapor y líquido, esencialmente a la misma temperatura y la misma presión, para las zonas coexistentes.

Los procesos de transferencia de materia y energía en una columna real de destilación son demasiado complicados para poder modelarlos con facilidad en forma directa. Esta dificultad se supera mediante el **modelo de etapa de equilibrio**. Por definición, la corriente de vapor y la de líquido que salen de una etapa en equilibrio están en equilibrio completo entre sí y se pueden utilizar relaciones termodinámicas para relacionar las concentraciones de las dos corrientes en equilibrio.

Si logramos diseñar una columna hipotética que se componga de etapas de equilibrio (en lugar de verdaderos platos de contacto) para realizar una separación especificada para una columna real, debemos posteriormente convertir ese número de etapas ideales en un número de platos reales, por medio de eficiencias de plato que describen el punto hasta el cual el rendimiento de un plato o bandeja real de contacto corresponde al rendimiento de una etapa de equilibrio.

El empleo del concepto de etapa de equilibrio separa el diseño de una columna de destilación en tres partes principales:

1. Datos y métodos termodinámicos que se requieren para predecir las composiciones del equilibrio de fases.
2. Cálculo del número de etapas de equilibrio que se requieren para lograr una separación que se obtendrá con un número dado de etapas de equilibrio.
3. Conversión del número de etapas de equilibrio en un número equivalente de platos reales de contacto y el diámetro de la columna.



Equilibrio Líquido – Vapor.

El fundamento básico de la destilación se encuentra en el estudio de los equilibrios entre líquido – vapor para las distintas mezclas. Cuando se dispone de un líquido puro a una determinada temperatura este se encuentra en líquido con una cierta cantidad de esa misma sustancia en fase gaseosa. Esto se debe a la tendencia de las moléculas del líquido a “escapar” y a pasar a fase gaseosa, lo cual se conoce como volatilidad. Esta volatilidad se refleja en la presión a la que se encuentra esa fase gaseosa en equilibrio con la fase líquida, de tal forma que cuanto más volátil es un líquido, mayor es la presión de vapor que se encuentra en equilibrio. A dicha presión se denomina presión de vapor de una sustancia. Para un líquido dado, la presión de vapor crece con la temperatura y es independiente de la masa del líquido en equilibrio con su vapor.

El concepto de presión de vapor de los líquidos es fundamental para comprender los fenómenos de la destilación, puesto que un líquido hierve, es decir pasa de fase líquida a fase gaseosa, cuando su presión de vapor supera a la presión exterior. Por lo tanto, la temperatura de ebullición de un líquido será función de la presión exterior.

a) Puntos de burbuja y rocío.

Para una sustancia pura estamos acostumbrados hablar del punto de ebullición como aquella temperatura a la cual se produce el cambio de fases de líquido a gas. Por ejemplo, a presión de 1 atmósfera el punto de ebullición del agua es de 100 °C, el de la acetona 56.21 °C, del metanol 64.65 °C, ...etc. Del mismo modo solemos considerar que si cualquiera de estas sustancias se encuentra en estado de vapor, a presión atmosférica se condensarán cuando bajemos de 100 °C, 56.21 °C, 64.65 °C respectivamente. De esta manera, los puntos de ebullición y condensación son iguales.

Sin embargo, para el caso de mezclas de líquidos, esta situación no es tan sencilla. En primer lugar, el punto en el cual comienza a hervir (cambio de fase líquido – gas) una mezcla se denomina punto de burbuja, y el vapor que se forma **no tiene la misma composición que el líquido del que parte**. Así mismo, para esa mezcla de líquidos que se encuentran en fase gas, la temperatura a la cual comienza a condensar líquido se denomina punto de rocío, y el líquido que condensa **no tiene la misma composición que el vapor del que parte**.

b) Disoluciones ideales.

Si llamamos P_1 , P_2 y P_3 a las presiones parciales de vapor de cada uno de los dos componentes, P_1^S , P_2^S y P_3^S a las presiones de vapor respectivas para los componentes puros, y x_1 , x_2 y x_3 las correspondientes fracciones molares en la fase líquida, en nuestro caso de la mezcla multicomponente, donde el subíndice A sería el DME, el subíndice 2 el metanol y el subíndice 3 el agua, podremos decir que a temperatura constante las disoluciones ideales cumplen:

$$P_T = P_1 + P_2 + P_3 \quad \text{Ley de Dalton}$$



$$P_1 = P_1^S \cdot x_1 \quad \text{Ley de Raoult}$$

$$P_2 = P_2^S \cdot x_2$$

$$P_3 = P_3^S \cdot x_3$$

Equilibrio entre fases.

Las operaciones de transferencia de materia de interfase son, inherentemente, operaciones de no equilibrio. Por tanto, el máximo grado de separación alcanzable no se puede predecir a partir de las propiedades termodinámicas de las especies. Sin embargo, para las operaciones de interfase, las fases se ponen en contacto en etapas. Si se deja suficiente tiempo de contacto en la etapa, las especies químicas se distribuirán entre las fases de acuerdo con las consideraciones termodinámicas del equilibrio. Después de la subsiguiente separación de las fases, se dice que se ha alcanzado un contacto de equilibrio.

El equipo industrial no siempre consta de etapas (tales como platos en una columna) que representan etapas de equilibrio. Con frecuencia en un solo contacto solamente se alcanza una fracción del cambio desde las condiciones iniciales hasta el estado de equilibrio. Sin embargo, el concepto de etapa de equilibrio ha mostrado ser muy útil y es ampliamente utilizado en los procedimientos de diseño que calculan el número de etapas de equilibrio (también llamadas teóricas) que se requieren para efectuar una deseada separación. Cuando se acopla con un rendimiento de etapa basado en tasas de transferencia de materia, se puede emplear el número de etapas de equilibrio para determinar el de etapas reales necesarias.

Para el equilibrio líquido – vapor se define para cada especie “i” un llamado valor K (o relación de equilibrio vapor – líquido), que viene dado por

$$K_i \equiv \frac{y_i}{x_i}$$

Balances de Materia.

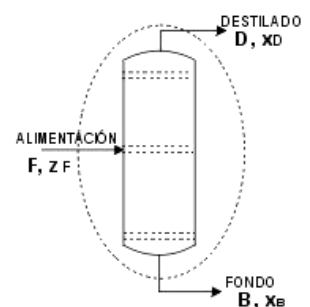
El estudio es realizado para columnas de platos perforados, limitándolos a mezclas multicomponente (formado por tres componentes), donde los subíndices indicaran el tipo de componente que se trata, siendo el subíndice 1 para el DME, el subíndice 2 para el metanol y el subíndice 3 para el agua. Consideremos que la rectificación en marcha continua corresponde al caso en el que los caudales de entrada y salida de la columna permanecen constantes. Designamos a F el caudal de alimentación, siendo D el del producto destilado, W el del producto de colas, y x_F , x_D y x_W sus composiciones respectivas.

Un balance total de materia y otro aplicado al componente más volátil, conducen a:

$$[Ec.1] \quad F = D + B$$

$$F \cdot x_F = D \cdot x_D + B \cdot x_B$$

Siendo el componente mas volátil el DME en nuestro proceso.





Análisis de columnas de rectificación por el método de McCabe – Thiele.

En nuestro caso no vamos a utilizar de forma esauctica el método de McCabe – Thiele ya que nuestra destilación consta de una mezcla multicomponente, pero su cálculo es parecido, por ello, primero tenemos que tener unas nociones del cálculo de mezcla binaria antes de ver el cálculo de etapas teóricas para la destilación multicomponente.

En la parte superior de una columna de destilación aparecen numerados los platos desde la parte inferior hacia la superior. La letra L indica caudales de la fase líquida, mientras que la letra V indica caudales de la fase vapor. Cada uno de estos caudales lleva el subíndice del plato que abandona. Además, aparece una corriente externa, D , que es la retirada de destilado. Las letras x e y indican las composiciones del componente mas volátil en las fases líquido y vapor respectivamente.

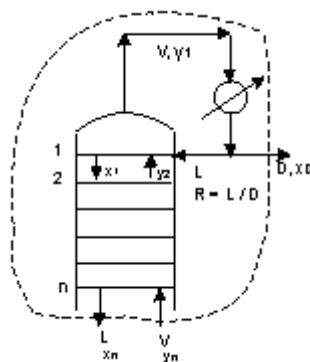
Realizando el balance de materia del componente más volátil, suponiendo que no hay retiro de una corriente lateral, tenemos la siguiente ecuación:

$$[Ec.2] \quad V_n * y_n = L_{n+1} * x_{n+1} + D * x_D$$

Suponiendo que el flujo de la fase líquida (y por tanto el de la fase gaseosa) es constante de plato a plato, esta suposición (flujo equimolar) implica que se consideran despreciables las pérdidas de calor al exterior en la columna, que los calores latentes de ambas sustancias son iguales, y que se desprecian los efectos de los calores de mezcla, la expresión anterior se convierte en:

$$[Ec.3] \quad y_n = \left(\frac{L}{V}\right) * x_{n+1} + \left(\frac{D * x_D}{V}\right)$$

Las ecuaciones anteriores, cuando se trazan sobre el diagrama x-y, proporcionan un juego de líneas que se llaman de operación. Cada punto de esa recta de operación representa las composiciones de las dos corrientes que pasan por un plato, referidas al componente más volátil.



“Representación de la parte de enriquecimiento”

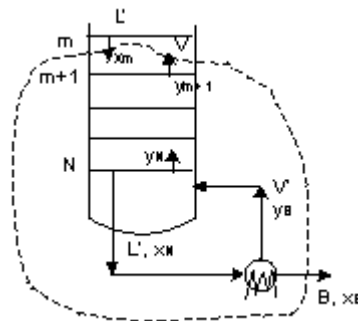
La pendiente L/V en la zona de enriquecimiento será siempre inferior a la unidad, puesto que el caudal molar de líquido que descende por la columna es inferior al de gas que asciende en esta zona.



La pendiente L/V de la línea de operación se denomina razón de reflujo interno. Esta razón, en la ecuación de la línea de operación para la sección superior de la columna, se relaciona con la razón de reflujo externo $R = L_{N+1}/D$ por medio de la ecuación:

$$[\text{Ec.4}] \quad \frac{L}{V} = \frac{L_{N+1}}{V_N} = \frac{R \times D}{(1+R) \times D} = \frac{R}{1+R}$$

Y el balance de materia para obtener la expresión teórica que define la recta de operación en la zona de agotamiento es:



$$[\text{Ec.5}] \quad y_m = \left(\frac{L'}{V'} \right) * x_{m+1} - \left(\frac{B * x_B}{V'} \right)$$

La pendiente L'/V' en la zona de agotamiento será siempre superior a la unidad, puesto que el caudal molar de líquido que desciende por la columna es superior al de gas que asciende en esta zona.

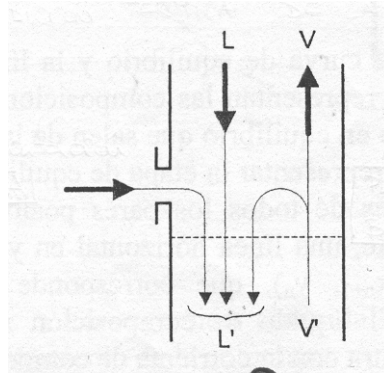
Otro parámetro importante que tenemos que conocer es la condición térmica de la alimentación.

El sitio óptimo para la localización de la etapa de alimentación es el lugar que, con un conjunto dado de otras especificaciones operacionales, dará como resultado la máxima separación de los componentes con un número dado de etapas. O bien, si no se especifica el número de etapas, el sitio óptimo de la alimentación es el que requiere el número más bajo de etapas para lograr una separación específica. Siempre se satisfará cualquiera de esos criterios si se utiliza en cada etapa la línea de operación más alejada de la curva de equilibrio.

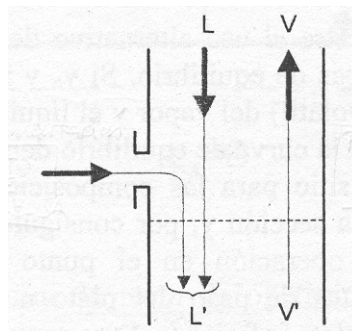
En el plato donde se introduce la alimentación pueden variar el flujo del líquido o el del vapor, o el de ambos, dependiendo de la condición térmica de la alimentación. Hay cinco formas diferentes en las que las corrientes de vapor y líquido que entran y salen del plato de alimentación tengan diferentes condiciones de alimentación:



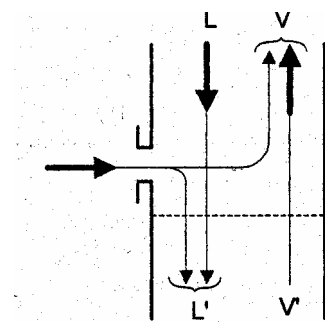
- 1) Se supone que la alimentación esta fría y que toda la corriente de alimentación se suma al liquido que descende por la columna. Además condensa algo de vapor para calentar la alimentación hasta el punto de burbuja, esto da lugar a que el flujo de líquido sea aun mayor en la sección de enriquecimiento.



- 2) Se supone que la alimentación esta en su punto de burbuja. No se requiere condensación para calentar la alimentación, de forma que los caudales de vapor se mantienen y el líquido se incrementa.

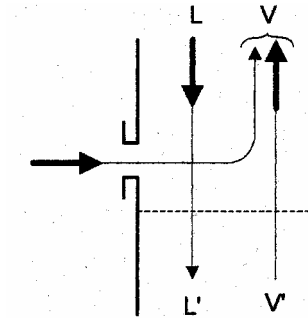


- 3) Si la alimentación esta parcialmente en forma de vapor, la porción de liquido de la alimentación forma parte de L y el vapor forma parte de V.

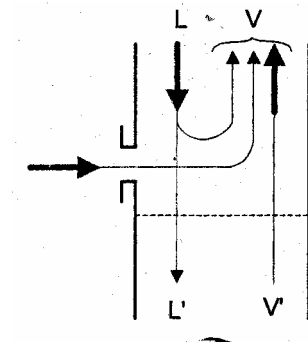




- 4) Si la alimentación es vapor saturado, toda la alimentación se suma al caudal de vapor ascendente.



- 5) Si la alimentación es vapor sobrecalentado, parte del líquido procedente de la sección de enriquecimiento se vaporiza con el fin de enfriar la alimentación hasta el estado de vapor saturado.



Por tanto, el vapor de la sección de rectificación consta de:

1. El vapor procedente de la sección de agotamiento.
2. La alimentación.
3. Los moles adicionales vaporizados en el enfriamiento de la alimentación.

El flujo de líquido que pasa a la sección de agotamiento es menor que en la sección de enriquecimiento en una cantidad igual a la del vapor que se ha formado.

Los cinco tipos de alimentación pueden caracterizarse utilizando un único factor, representado por q y definido como los moles de líquido que fluyen en la sección de agotamiento como consecuencia de la introducción de cada mol de alimentación. Por tanto, q tiene los siguientes límites numéricos para las distintas condiciones:

- Líquido subenfriado, $q > 1$.
- Líquido saturado, $q = 1$.
- Líquido + vapor, $0 < q < 1$.
- Vapor saturado, $q = 0$.
- Vapor sobrecalentado, $q < 0$.



El parámetro q también se define como la cantidad de calor necesaria para convertir 1 mol de la mezcla de alimentación desde su condición hasta la de vapor saturado, $q = 0$, dividido entre el calor latente molar de la mezcla. La mezcla puede introducirse en cualquiera de las condiciones térmicas reflejadas anteriormente, y en base a la definición de q los valores de L' y V' en el interior de la columna se pueden determinar según:

$$V' = V + F * (q - 1)$$

$$L' = L + q * F$$

En nuestro caso, en los cálculos vamos a utilizar las rectas de operación de enriquecimiento y la recta de operación de empobrecimiento, [Ec.3] y [Ec.5]. Y en la condición de la alimentación, nos encontramos en la condición de $L + V$. La diferencia entre una mezcla binaria (explicación anterior) frente a una mezcla multicomponente es que el método de representación de McCabe – Thiele no se puede hacer en una mezcla multicomponente, en nuestro caso se trata de conociendo los datos de abajo o arriba de la columna, iremos calculando los datos de operación plato a plato de abajo a arriba, o de arriba abajo, considerando en todo momento la temperatura a la cual se pincha la alimentación, y que por tanto en ese punto pasaremos de la recta de operación de agotamiento a la de enriquecimiento o viceversa, dependiendo de donde comencemos.

De los datos de las ecuaciones [Ec.1] tenemos la siguiente información:

Temperatura (°C) → 90
Presión absoluta (bar) → 10
Caudales máxicos (kmol/h):
DME 130
Metanol 65
Agua 133

Y además sabemos que la fracción de líquido es $q = 0.7743$, de la alimentación de $L + V$ a los 90 °C (dato calculado con CHEMCAD). Con estos datos calcularemos las composiciones y sus caudales de los tres componentes en la alimentación, en el destilado y en el producto de fondo, con la condición de nuestro diseño de querer obtener el 99.5% w/w de pureza de DME en el destilado, para una producción en una planta industrial de 50.000 t / año. Con toda esta información y sabiendo que **1 año laboral son 8.375 horas** y que el componente clave ligero es el DME y el componente clave pesado es el metanol, procedemos a los siguientes cálculos:

- 1) Calculamos la relación de reflujo, R_{\min} , de los diversos métodos que existen, utilizamos la correlación de Underwood:

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = 0,145$$

Trabajaremos a un caudal de reflujo el doble del mínimo.



$$\left(\frac{L}{V}\right) = 2\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 0,29$$

$$R = \frac{0.29}{1 - 0.29} = 0,41$$

2) Calculamos los caudales en la torre: L , V , L' y V' :

$$L = D \cdot R \rightarrow \underline{L} = 130,074 \cdot 0,41 = \underline{53,33 \text{ Kmol/h}}$$

$$\frac{L}{V} = 0,29 \rightarrow \underline{V} = \underline{183,4 \text{ Kmol/h}}$$

$$L' = L + q \cdot F \rightarrow \underline{L'} = 53,33 + 0,7743 \cdot 328 = \underline{307,3 \text{ Kmol/h}}$$

$$V' = V - (1 - q) \cdot F \rightarrow \underline{V'} = 183,4 - (1 - 0,7743) \cdot 328 = \underline{109,37 \text{ Kmol/h}}$$

3) Calcular las composiciones y cantidades molares en cabeza y fondo de la torre, obtenidos por balances de materia de los datos conocidos para el proceso de destilación de la columna a diseñar:

- Producto de destilado.

$$\text{Producción por hora} \rightarrow 50000 / 8375 = 5,97 \text{ t/h} \rightarrow 5970,1492 \text{ Kg/h.}$$

$$\text{DME} \rightarrow D_1 = D \cdot x_{D1} = 5970,1492 \cdot 0,995 = 5940,2985 \text{ Kg/h.}$$

Lo pasamos a Kmol/h, el Pm (DME) = 46 Kg/Kmol.

$$D_1 = 5940,2985 / 46 = 129,14 \text{ Kmol/h.}$$

$$\text{Metanol} \rightarrow D_2 = D \cdot x_{D2} = 5970,1492 \cdot 0,005 = 29,8507 \text{ Kg/h.}$$

Lo pasamos a Kmol/h, el Pm (Metanol) = 32 Kg/Kmol.

$$D_2 = 29,8507 / 32 = 0,933 \text{ Kmol/h}$$

Como vemos el valor de metanol es despreciable frente al DME obtenido, y que en el destilado no obtenemos nada de agua.

- Producto de alimentación.

$$\text{DME} \rightarrow F_1 = 130 \text{ Kmol/h}$$

$$\text{Metanol} \rightarrow F_2 = 65 \text{ Kmol/h}$$

$$\text{Agua} \rightarrow F_3 = 133 \text{ Kmol/h}$$

$$\sum 328 \text{ Kmol/h}$$



$$x_{F1} = \frac{130}{328} = 0,396$$

$$x_{F2} = \frac{65}{328} = 0,198$$

$$x_{F3} = \frac{133}{328} = 0,406$$

- Producto de fondo.

$$\text{DME} \rightarrow W_1 = 130 - 129,14 = 0,86 \text{ Kmol / h}$$

$$\text{Metanol} \rightarrow W_2 = 65 - 0,933 = 64,067 \text{ Kmol / h}$$

$$\text{Agua} \rightarrow W_3 = \text{todo lo alimentado sale por el} \\ \text{producto de fondo} = 133 \text{ Kmol / h}$$

$$\overline{\sum 197,927 \text{ Kmol / h}}$$

$$x_{w1} = 0,86 / 197,927 = 0,004345 \text{ (0,4345 \%)}$$

$$x_{w2} = 64,067 / 197,927 = 0,32369 \text{ (32,369 \%)}$$

$$x_{w3} = 133 / 197,927 = 0,67196 \text{ (67,196 \%)}$$

Como vemos el valor de DME, es despreciable frente a las cantidades que se obtienen del metanol y el agua en el producto de fondo.

- 4) Calculamos la temperatura de burbuja de la mezcla, en el destilado (T_D) y en el producto de fondo (T_w). Para ello, consideramos constante la presión, así que:

$$P_{\text{exterior}} = P_{\text{vapor}}$$

Donde la $P_{\text{exterior}} = x_i \cdot P_i$, calculándose mediante la formula de Antoine, que tiene la siguiente estructura:

$$\ln P_j^0 = A_j - \frac{B_j}{T + C_j}$$

$$P_j^0 = e^{A_j - \frac{B_j}{T + C_j}}$$



En la ecuación de Antoine, P_j^0 viene en mmHg y T en K. Las constantes de la ecuación de Antoine para nuestro elementos son las siguientes, datos obtenidos de las tablas.

	A	B	C
DME	16,36	2176,8	-24,673
Metanol	18,51	3593,4	-35,225
Agua	18,304	3816,4	-46,13

- Producto de destilado.

$$P_{\text{exterior}} = P_{\text{vapor}}$$

$$x_{\text{DME}} \cdot P_{\text{DME}} + x_{\text{metanol}} \cdot P_{\text{metanol}} = 7600 \text{ mmHg (10 bar.)}$$

Consideramos despreciable la cantidad de metanol obtenidos frente a la cantidad de DME en el destilado para los cálculos necesarios de T_D (temperatura de rocío).

$$x_{\text{DME}} \cdot P_{\text{DME}} = 7600$$

$$0,995 \cdot e^{A_1 \frac{B_1}{T+C_1}} = 7600$$

$$0,995 \cdot e^{16,36 - \frac{2176,8}{T+(-24,673)}} = 7600$$

$$T_D = 45 \text{ }^\circ\text{C (318 K)}$$

- Producto de fondo.

$$P_{\text{exterior}} = P_{\text{vapor}}$$

$$x_{\text{DME}} \cdot P_{\text{DME}} + x_{\text{metanol}} \cdot P_{\text{metanol}} + x_{\text{agua}} \cdot P_{\text{agua}} = 7600 \text{ mmHg (10 bar.)}$$

Consideramos despreciable la cantidad de DME obtenido frente a la cantidad de metanol y agua en el fondo de la columna, para los cálculos necesarios de T_B (temperatura de burbuja).

$$x_{\text{DME}} \cdot P_{\text{DME}} + x_{\text{metanol}} \cdot P_{\text{metanol}} + x_{\text{agua}} \cdot P_{\text{agua}} = 7600 \text{ mmHg}$$

$$0,325 \cdot e^{A_2 \frac{B_2}{T+C_2}} + 0,671 \cdot e^{A_3 \frac{B_3}{T+C_3}} = 7600$$

$$0,325 \cdot e^{18,51 - \frac{4245,41}{T+(-35,225)}} + 0,671 \cdot e^{18,304 - \frac{3816,4}{T+(-46,13)}} = 7600$$



Despejamos y mediante iteración, calculamos T_B (temperatura de burbuja):

$$T_B = 150 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (423 K)}$$

Otra forma de calcular la temperatura de burbuja y de rocío es mediante programación en Matlab, en el anexo n° 8, se adjunta un programa llamado burbuja que introduciendo los datos de composición en el fondo y en el destilado, nos calcula sus temperaturas, de forma más sencilla.

La ecuación real de Antoine es $P_i^0 \cdot x_i \cdot \gamma_i = P \cdot y_i$, pero en nuestros cálculos hemos considerado que $\gamma \rightarrow 1$, es el coeficiente de actividad, que en realidad no vale exactamente uno, su valor se oscila a uno, por eso hemos cogido ese criterio para así poder calcular de forma aproximada la temperatura de rocío (temperatura en cabeza de la torre) y la temperatura de burbuja (temperatura en la cola de la torre). Donde puede ser una buena aproximación,

$K_i = \frac{P_i^0}{P} \gamma_i$, para el cálculo de K_i , constante de equilibrio, esta formula viene de la siguiente expresión:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\phi_i^L}{\phi_i^V} \gamma_i \psi_i \frac{P_i^0}{P} \quad \text{donde } \frac{\phi_i^L}{\phi_i^V} \rightarrow 1, \gamma_i \rightarrow 1, \psi_i \rightarrow 1$$

Una vez conocidas las temperaturas, mas adelante calcularemos los coeficientes de actividad para cada uno de los componentes en el destilado, en la alimentación y en el fondo de la torre de destilación de forma exacta mediante la ecuación Uniquac, para posteriormente calcular la K_i y con esta información calcular a continuación la volatilidad relativa. Tras recopilación de todos estos datos, tendremos la información suficiente para más adelante calcular el numero de etapas de la torre.

b.- Complementos de una torre de destilación.

Introducción.

El caudal de calor que se transmite por convección, tanto si se trata de convección natural, como de convección forzada, viene dado por:

$$[\text{Ec.6}] \quad Q = h \cdot A \cdot (T_0 - T) \text{ (W)}$$

El coeficiente de transmisión de calor (h) que en ella aparece, dependiente tanto de la geometría del sistema como de las propiedades físicas del fluido y de su velocidad, puede determinarse:



1. Experimentalmente, obteniéndose correlaciones cuya forma general se deduce del análisis dimensional.
2. A partir de la teoría de la capa límite, mediante análisis y tratamiento matemático de las capas límite fluidodinámica y térmica.
3. Por analogía con otros fenómenos de transporte, particularmente con el transporte de cantidad de movimiento.

Los dos últimos métodos solo son aplicables a casos sencillos, especialmente si el régimen es laminar. En nuestro caso, el régimen es turbulento por lo que escogeremos la opción 1, quedándose la opción 2 y 3, fuera del alcance de esta obra.

En el caso frecuente de transmisión de calor por convección en flujo interno turbulento, es decir, en conducciones a través de las cuales circula un líquido o un gas que se quiere calentar o enfriar desde el exterior, existen diversas correlaciones empíricas basadas en una relación general que se deduce del análisis dimensional:

$$[\text{Ec.7}] \quad \text{Nu} = f(\text{Re}, \text{Pr})$$

siendo Nu, el numero de Nusselt, que engloba al coeficiente de transmisión de calor, Re, el numero de Reynolds y Pr, el de Prandtl.

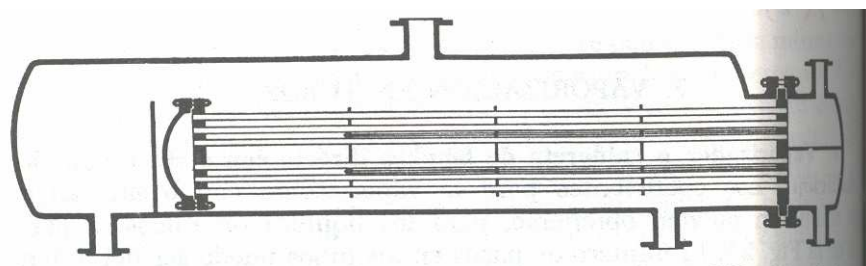
$$\text{Nu} = \frac{hD}{k} \quad \text{Re} = \frac{VD\rho}{\mu} \quad \text{Pr} = \frac{C_p\mu}{k}$$

La correlación general [Ec.7] es válida para los casos de convección forzada y flujo plenamente desarrollado, ya que si se trata de convección natural intervienen otras fuerzas, las denominadas fuerzas de flotación y consecuentemente un nuevo numero adimensional.

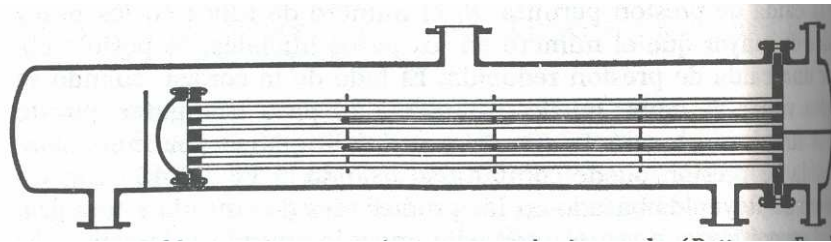
Rehervidor.

El rehervidor seleccionado para el diseño de la columna de destilación es la “Caldereta de Marmita”, ya que era el equipo que mejor se ajustaba a nuestras necesidades de operación entre los diversos tipos existentes.

La caldereta de marmita se muestra en la Fig 1. Es una modificación del evaporador para planta de fuerza. La relación entre el haz de tubos y la coraza se aprecia mejor mediante una vista de elevación. Otra forma de la caldereta de marmita que emplea espejos que cubren toda la coraza, se muestra en la Fig 2. En este tipo el haz de tubos no es circular sino que sigue los contornos de la coraza según se puede apreciar por un corte en elevación.

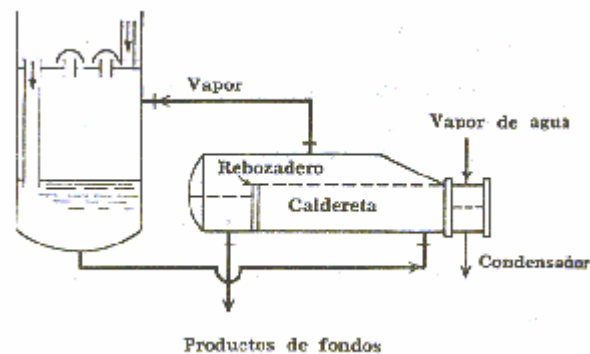


“Fig. 1”



"Fig. 2"

El método de conectar este tipo de caldereta a una columna de destilación se muestra en la Fig. 3. Las calderetas de marmita tienen adicionado un rebozadero para asegurar que el nivel del líquido en la caldereta se mantenga constante y no se exponga la superficie de los tubos.

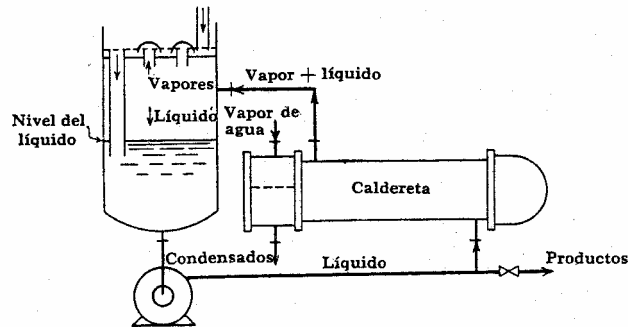


"Fig. 3"

Ya que únicamente cerca del 80% de los líquidos de fondo que entran son vaporizados, deben tomarse providencias para la eliminación de los productos de fondo que se localizan en el lado de la descarga del rebozadero. Hay cierto número de reglas arbitrarias respecto al volumen requerido sobre el nivel del líquido para lograr la separación entre el vapor y el líquido arrastrado, así como el máximo número de libras por hora que deben vaporizarse por unidad de superficie. Si la hilera superior de tubos no está a más de 60% de altura respecto al diámetro de la coraza, se contará con espacio disponible para la separación del líquido y vapor cuando aquel cubra la hilera superior de tubos de acuerdo con el rebozadero.

Arreglos para calderetas.

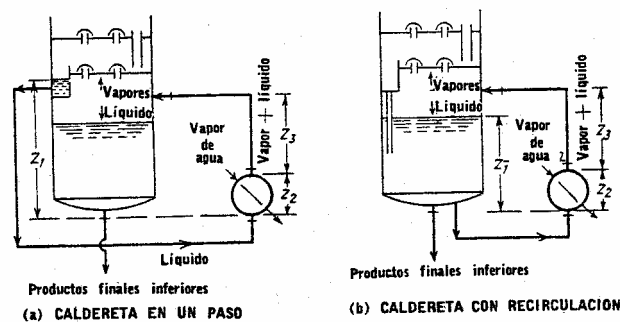
Cuando se usan calderetas, el espacio en el fondo de la columna entre el nivel del líquido y el plato inferior, se emplea como espacio separador de líquido arrastrado, usándose las capuchas del primer plato como separadores. En la Fig. 4 se muestra un arreglo típico de caldereta con circulación forzada. Este tipo se llama caldereta de bombeo directo. Todo el líquido del plato inferior, que frecuentemente se llama líquido de trampa para distinguirlo de los productos inferiores finales, es conducido por el derramadero hasta debajo del nivel del líquido en la columna.



“Fig. 4”

El líquido puede recircularse a través de la caldereta tantas veces como sea económicamente deseable, de manera que el porcentaje vaporizado por circulación se mantiene bajo mientras que los productos finales inferiores se purgan por conexión separada. De una manera general, las calderetas de circulación forzada o de bombeo directo se usan solamente en instalaciones reducidas, o en aquellas en que los productos finales inferiores son líquidos muy viscosos y la caída de presión a través de la tubería y la caldereta son tan grandes que se impida la circulación natural.

La mayoría de las grandes instalaciones de calderetas emplean circulación natural. Esto se puede lograr en cualquiera de las dos maneras mostradas en la Fig. 5 (a) y Fig. 5 (b). En la Fig. 5 (a) todo el líquido del plato inferior se recircula directamente a la caldereta, donde se vaporiza parcialmente. La porción no vaporizada cuando se descarga del plato inferior se purga como producto final inferior. En la Fig 5 (b) el líquido pasa a través del derramadero debajo del líquido en la columna como en la circulación forzada. El líquido final inferior tiene libertad de circular a través de la caldereta tantas veces como lo permita la diferencia de presión hidrostática entre z_1 y z_2 . Debido a que no hay oportunidad para recirculación en el arreglo de la Fig 5 (a), se llama arreglo de caldereta en un paso. La Fig 5 (b) se refiere como caldereta con recirculación.



“Fig. 5”



Condensador.

Condensación:

En este proceso de separación, la corriente gaseosa se lleva a saturación y los contaminantes se condensan como líquidos. Los condensadores pueden ser de superficie o de contacto. Entre las ventajas de este método se puede mencionar la posibilidad de recuperar el producto, no se generan residuos sólidos o líquidos y bajo requerimiento de espacio. Como desventajas se encuentran la aplicación limitada a corrientes con alta concentración de contaminantes orgánicos y a corrientes de un solo componente si éste debe ser reciclado y utilizado.

Es útil cuando se tienen bajos volúmenes de emisión y bajas temperaturas.

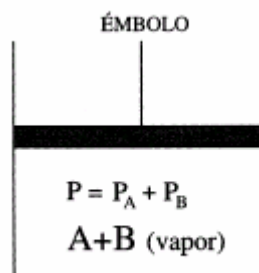
Equilibrio líquido - vapor:

Si se parte de un vapor sobrecalentado constituido por dos componentes A y B, y se va enfriando la mezcla, manteniendo la presión constante debido al desplazamiento del émbolo Fig. 7, las presiones parciales de A y B se mantendrán constantes puesto que P es constante, mientras que, al descender la temperatura, irán disminuyendo las presiones de vapor P_A^0 y P_B^0 .

Llegará un momento en que una de las dos presiones de vapor igualará a la presión parcial de su mismo componente, cumpliéndose entonces que:

$$\begin{cases} P_A^0 = P_A \\ P_B^0 > P_B \end{cases} \quad \text{o bien} \quad \begin{cases} P_B^0 = P_B \\ P_A^0 > P_A \end{cases}$$

Si se han producido por ejemplo las condiciones representadas comenzará a condensar componente A puro, disminuyendo su concentración en la fase gaseosa y por tanto P_A ; pero, puesto que P permanece constante, deberá ir aumentando P_B . Como al mismo tiempo irá disminuyendo P_B^0 , al disminuir la temperatura, llegará un momento en que también se cumpla que $P_B = P_B^0$ y comenzará entonces a condensar B junto con A.



“Fig. 7, Émbolo desplazándose”



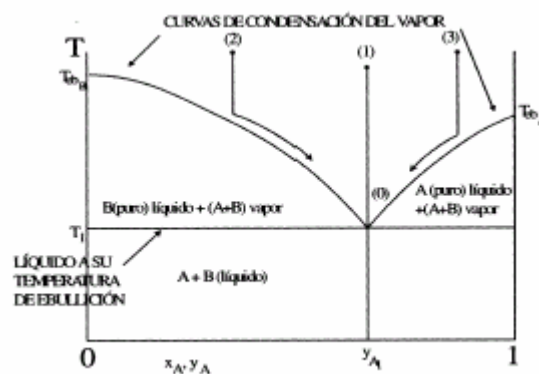
Cuando está condensando A puro, se tendrán solamente dos fases, por lo que la ecuación de la regla de las fases ($F + L = C + 2$) permite deducir que:

$$2 = L = 2 + 2$$

$$L = 2$$

es decir, que existen dos grados de libertad. Si se fija P, aún queda otra variable independiente, y para cada temperatura se tendrá una composición distinta de la fase vapor. Cuando comienza a condensar B, aparece una nueva fase, y el número de grados de libertad vuelve a ser 1, con lo que la composición y temperatura quedan ya determinadas, al estarlo P.

Diagrama temperatura-composición



“Fig. 8, Diagrama de temperatura- composición, a presión constante”

En estos diagramas puede observarse lo siguiente:

- Cuando se calienta una mezcla de líquidos inmiscibles de cualquier composición, la temperatura de ebullición constante (T_1) y también la composición del vapor, que viene dada por el punto de contacto de las curvas correspondientes a vapor saturado y líquido en ebullición (punto 0 de la figura 8).
- Cuando se parte de una mezcla de vapor sobrecalentado y se va enfriando, comenzará la condensación en el momento en que se alcance la curva de vapor saturado (por lo tanto a temperatura variable dependiendo de la composición) y condensará un componente u otro, según la situación de la mezcla de partida.

Si la mezcla inicial está representada por el punto (2), comenzará a condensar B puro, la fase de vapor se irá desplazando por la línea de vapor saturado hasta llegar al punto 0, donde comenzarán a condensar A+B simultáneamente.

Si la mezcla inicial fuera la representada por el punto (3) condensará A puro hasta llegar de nuevo al punto 0.



Únicamente si la mezcla inicial está representada por el punto(1), se llegaría directamente al punto 0, por lo que comienzan a condensar A+B simultáneamente con la misma composición que tienen en la fase vapor.

Tipo de condensador seleccionado:

Existen diversos tipos de condensadores y estos se clasifican dependiendo del arreglo, área de intercambio de calor, y de otras características. Algunos de estos condensadores son de tubo y coraza, doble tubo, compactos, entre otros. El condensador elegido para nuestro diseño de la columna de DME, es el siguiente:

Condensadores horizontales en la coraza. En este equipo el fluido que va a ser condensado circula por fuera de los tubos. No es apropiado para la condensación total. Tienen una alta caída de presión, sin embargo, la caída de presión puede controlarse utilizando diferentes tipos de carcasas, además el nivel de ensuciamiento se mantiene bajo.

Factores que influyen en la selección de un equipo de separación.

1. Diseño de ingeniería y desarrollo: está relacionada con el conocimiento previo del proceso, en particular, al establecimiento de modelos que lo describan, para así, efectuar los cálculos necesarios y adaptar las condiciones del proceso a los requerimientos de separación. Hoy en día, muchos procesos han sido suficientemente estudiados al punto de que se han desarrollado paquetes computacionales que los modelan, simulan y controlan.
2. Costes fijos: referidos a los costos de equipos e instalación. Dependen del tamaño, complejidad y material de construcción. Por ejemplo: Una columna de destilación de gran altura requerirá gastos adicionales de estructuras para sujetar establemente el equipo. Por otro lado, una columna de monel (material basado en una aleación de níquel) será más costosa que una columna de acero inoxidable.
3. Costes de operación: son aquellos costos asociados a la planta cuando ésta se encuentra en funcionamiento. Por ejemplo: mano de obra, mantenimiento, materias primas, servicios como tratamiento de agua de calderas, bombas y otros.
4. Operabilidad: depende de experiencia y se refiere al uso de algún tipo de sistema en particular, por ejemplo: en la antigüedad existió una fuerte resistencia al empleo de nueva tecnología y por otro lado, desde el punto de vista operacional, se prefiere el manejo de sistemas líquido – gas en lugar de sólidos y suspensiones ya que operacionalmente ofrecen mayores problemas de transporte y almacenaje.
5. Seguridad: en particular con procesos que implican alto riesgo, como la destilación al vacío de mezclas combustibles.



6. Factores ambientales y sociales: “lo mas barato no es necesariamente lo mejor a largo plazo”. Se debe considerar el impacto en el ambiente y sobre las personas, sobretodo hoy en día, que las empresas requieren de certificación de calidad para comercializar sus productos, las normas de calidad como la ISO 9000, ISO 14000 toman en bastante consideración la parte ambiental, las empresas tienen que hacer inversiones en el tratamiento de sus efluentes y para tal fin requieren del empleo de equipos de separación adicionales.