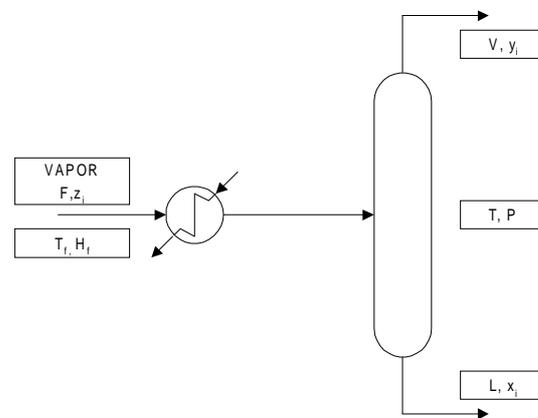
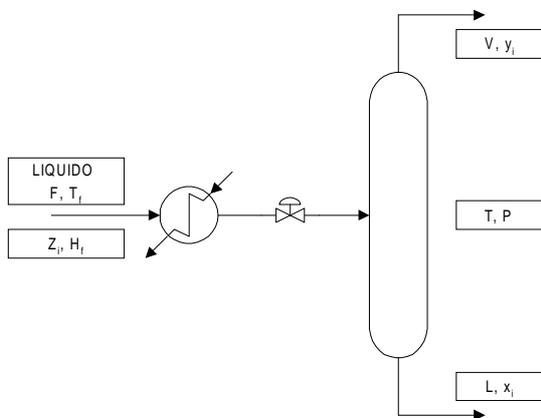


Simulación de Cascadas de Etapas de Equilibrio en Contracorriente

El concepto de cascadas de etapas de equilibrio es muy importante ya que tecnológicamente diversos equipos responden al mismo. En efecto, absorbedores, contactores líquido-líquido, columnas de destilación, destilación extractiva, evaporación flash (una etapa), son algunas de las operaciones unitarias o alternativas tecnológicas que responden a tal arreglo “ideal”.

Este concepto también puede extenderse al equilibrio líquido-sólido, como la operación de “Leaching”, o también la absorción, con ciertos condicionamientos.

Una operación unitaria ya vista, y que responde al concepto de una etapa de equilibrio, es el separador evaporador flash.



En 1 un líquido es calentado y luego el vapor se separa del líquido en el tambor (flash) que provee el tiempo de contacto suficiente. En el caso de la existencia de la válvula, ésta provee la caída de presión entre la alimentación y el tambor separador. En general, la evaporación súbita se da directamente en el pasaje por la válvula (evaporación adiabática). El tambor resulta un separador, con el tiempo de contacto suficiente, como para asegurar una buena eficiencia de separación entre el líquido y el vapor. Aquí consideramos al flash como isotérmico, ya que fija la temperatura de operación del flash. Además, se fija una presión de operación del tambor, lo cual, unido a que la presión de la alimentación está especificada, nos da la caída de presión que debe provocar la válvula. En función del estado de la alimentación, puede o no requerirse intercambio de calor previo, a través del intercambiador indicado en el esquema.

En el caso de la Fig 2, no existe válvula, aquí se retira energía en forma de calor, y el condensado se separa en el tambor, el cual brinda el tiempo de residencia para tal fin. La presión de la alimentación está fijada, y la presión de operación del equipo flash puede o no especificarse, según el tipo de variante a resolver. Físicamente, la caída de presión en el equipo, se corresponde con la geometría del mismo, y el ducto que transporta la alimentación hasta el equipo.

En resumen un modelo de equipo flash, que responde a una etapa de equilibrio, nos permite modelar evaporaciones o condensaciones parciales, evaporación “Súbita” a través de una restricción, y en el caso límite, las ecuaciones que se deducen de las relaciones de equilibrio y los balances de materia (correspondientes al equipo flash) nos permiten obtener expresiones para el cálculo de la

temperatura del rocío o burbuja (o las presiones en caso de conocer la temperatura y la composición).

Debe notarse que al derivar las ecuaciones del modelo convencional del equipo flash, dado que generalmente en los simuladores comerciales el objetivo es resolver balances de materia y energía, no se tiene en cuenta el diseño geométrico del equipo. Además, en los modelos estacionarios, tampoco el holdup del líquido retenido es considerado (ver por ejemplo el libro “Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos, Cap. IX).

No obstante, si fuéramos a construir el equipo, existen numerosas consideraciones a tener en cuenta. Por ejemplo la parte mecánica: espesores, relaciones altura-diámetro, materiales, etc, cuestiones que estarán ligadas al tipo de mezcla a tratar y las presiones y temperaturas reinantes. También existen otros temas, por ejemplo la seguridad, normas de construcción, etc.

Pero aquí estamos interesados en los aspectos relacionados con los balances de materia y las relaciones de equilibrio, solamente.

Al considerar que el vapor y el líquido están en equilibrio a la salida, suponemos que existe suficiente tiempo de contacto. Suponemos además, que existe mezcla perfecta en el equipo. El tiempo de residencia viene dado por el hold-up líquido dividido el caudal de la alimentación. Ello implica que es necesario conocerlo, para estimar el tiempo de contacto, aún cuando en estado estacionario, para los balances respectivos, no sea necesario considerarlo.

También es necesario conocer el área de contacto líquido-vapor. Aquí, suponiendo un tanque cilíndrico y con un hold-up o volumen constante, es obvio que la alternativa a) provee mayor área que la b o la c). Esto deberá contemporizarse con la relación altura diámetro que nos imponen las relaciones “mecánicas” (tipo de material, espesor, fuerzas de presión, esfuerzos, etc.) que de ellas se derivan.

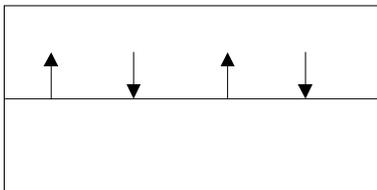


Fig. 3

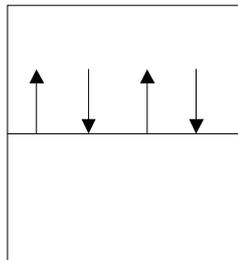


Fig. 4

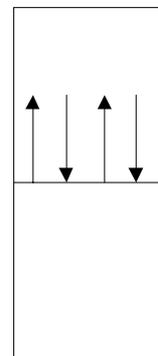


Fig. 5

Generalmente, cuando existe una válvula, la caída de presión (y el flujo bifásico) se genera inmediatamente después, por lo que el diseño de la entrada del tubo en el tanque (debajo de la columna líquida, en la parte superior, la generación de vórtices, etc.) es importante. Por último, las alternativas 4 y 5 no solo tienen menor área de contacto, la profundidad dificulta al vapor retenido en el seno del líquido “desengancharse” a la fase vapor, pudiéndose arrastrar con la corriente líquida en parte.

Existen en la práctica numerosas cuestiones más que deben analizarse para lograr un diseño adecuado. Basta con esto para comprender que en un modelo (ideal) generalmente se asume que el equilibrio termodinámico no se ve afectado por la “forma” del recipiente. Ahora sabemos que eso no es así. Nunca logramos 100 % de eficiencia, respecto de la etapa u operación de equilibrio ideal.

Definimos entonces una eficiencia (η_{fi}), 0.9 por ejemplo, que nos dice que la fracción del componente i en el vapor puede ser el 90 % de la calculada, por las restricciones del equipo real, respecto del ideal, o etapa de equilibrio, y debe tenerse en cuenta en los cálculos. Generalmente es difícil estimarla, se debe determinar a través de datos experimentales.

El problema es que un separador flash no permite, salvo casos especiales, donde la volatilidad relativa de los componentes de la mezcla es muy alta, una separación adecuada. Esta restricción no proviene de la forma del equipo, es termodinámica, o de equilibrio, obviamente. En efecto, con un equipo tal que tenga eficiencia 100%, y se comporte como ideal en todos los aspectos, igual no podemos superar la barrera a la separación que nos impone la constante de equilibrio a la temperatura y presión de operación del equipo.

Por ejemplo para compuestos similares como el n -hexano y n -octano, y para una alimentación equimolecular (50%), debemos utilizar muchas etapas flash si deseamos los componentes casi puros a la salida en cada corriente, líquido y vapor, finales. Esto con el objetivo de “vencer” la restricción que nos impone la constante de equilibrio o baja volatilidad relativa entre ambos componentes. Una forma de trabajo sería el siguiente arreglo (suponiendo que la alimentación está a mayor presión).

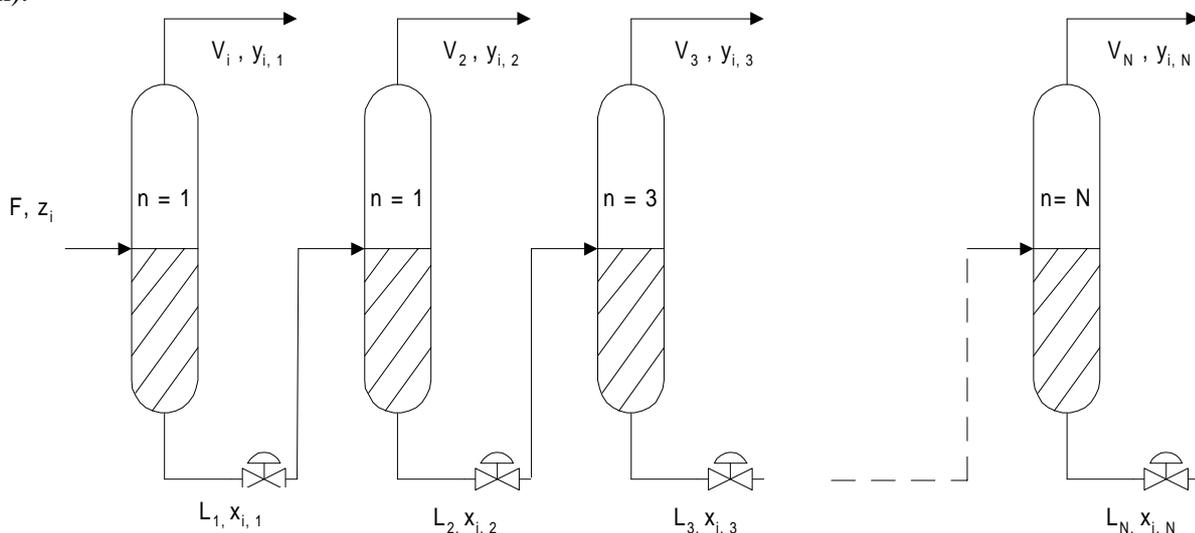


Fig. 6

Aquí el líquido se concentra en el más pesado (existe un perfil de composiciones de cada componente –liviano y pesado- en función de la etapa de equilibrio, etapas $n = 1, \dots, N$). La presión disminuye a medida que avanzamos en las etapas (ello obliga a incorporar un dispositivo para lograr el bombeo del fluido). El vapor final está más concentrado en el componente más volátil, pero las otras corrientes no. Una mezcla de todas las corrientes (de cada etapa) aumenta la recuperación pero empeora la purificación (composición del liviano menor) en la suma de las mismas.

Si en cada etapa desechamos los líquidos y condensamos los vapores (que luego son “flasheados”), mejoramos la separación en la corriente de vapor pero no en la de líquido, y agregamos consumo de energía en cada etapa, tanto para la operación de condensación como para cada etapa “flash”.

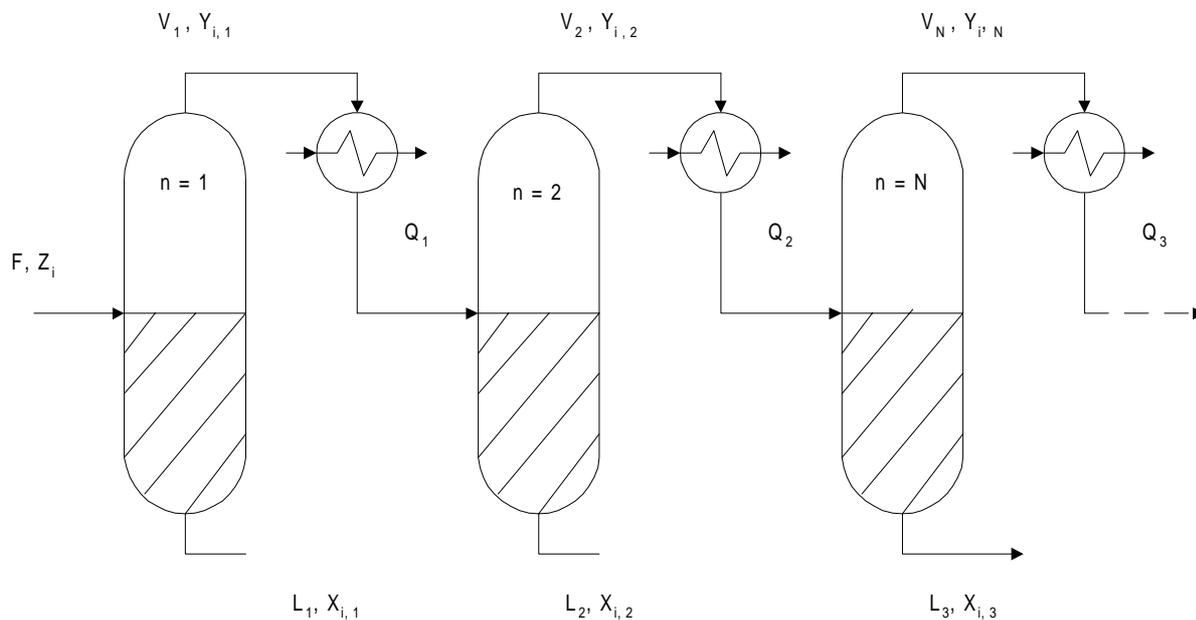


Fig. 7

El calor aportado permite eliminar dispositivos para incorporar grandes caídas de **presión**. Podríamos reciclar los líquidos:

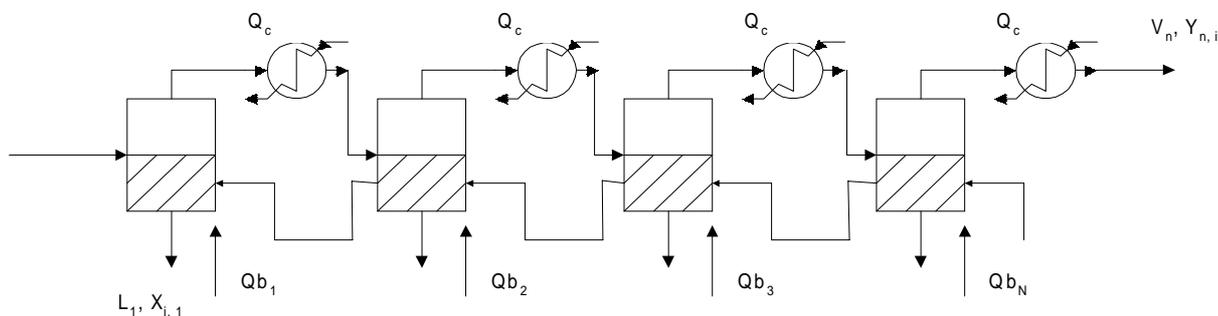


Fig. 8

Esto mejora la performance en el líquido, pero la necesidad de incorporar muchos intercambiadores y las bombas para mover los fluidos, son impedimentos importantes, además del relativo consumo energético.

Una solución a esto, es concentrar el aporte de energía y los movimientos de fluidos en un solo contenedor según el esquema:

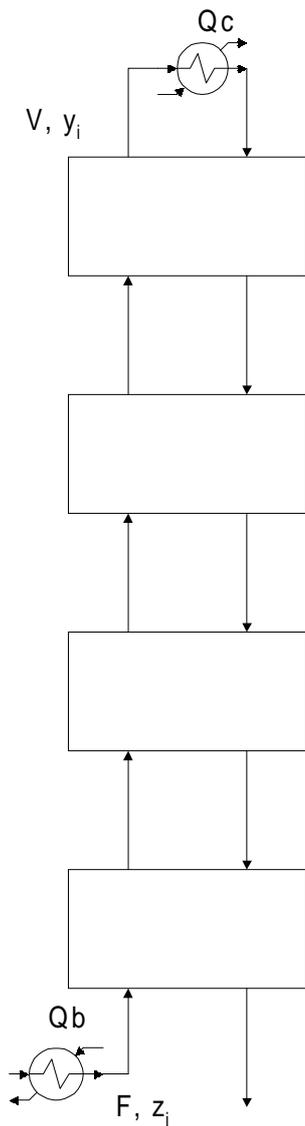


Fig. 8

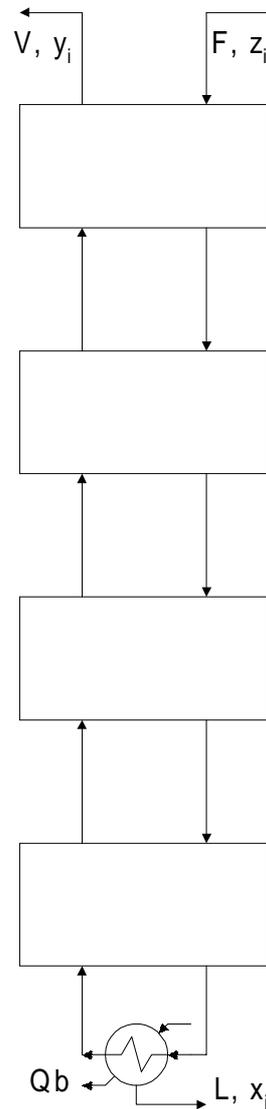


Fig. 9

Los esquemas o arreglos 8 y 9 se pueden fusionar para dar un *arreglo múltiple etapa o cascada de etapas de equilibrio en contracorriente*. Se puede demostrar por un análisis termodinámico que a igual energía y número y tamaño de las etapas, el arreglo en *contracorriente* es más eficiente que el “*co-corriente*”; esto análogo al comportamiento del intercambiador de calor elemental doble tubo, en el cual la transferencia térmica es más efectiva en dicho arreglo.

Al igual que en dicho equipo, donde ello sucede por la mayor fuerza impulsora (o gradiente térmico) promedio que resulta, aquí existe una mayor “fuerza impulsora promedio” o gradiente de concentraciones respecto del equilibrio, en este arreglo en *contracorriente* con respecto al “*co-corriente*”.

En el esquema, se indica un arreglo fusionando Fig. 8 y Fig. 9 anterior: Fig. 10. En el caso Fig. 11, se dispone de una corriente líquida L_0 , composición x_0 y una de vapor (V_0 , composición Y_0),

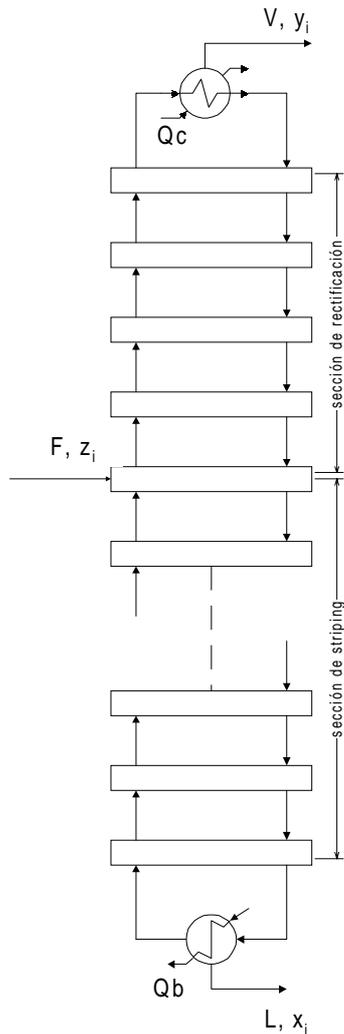


Fig. 10

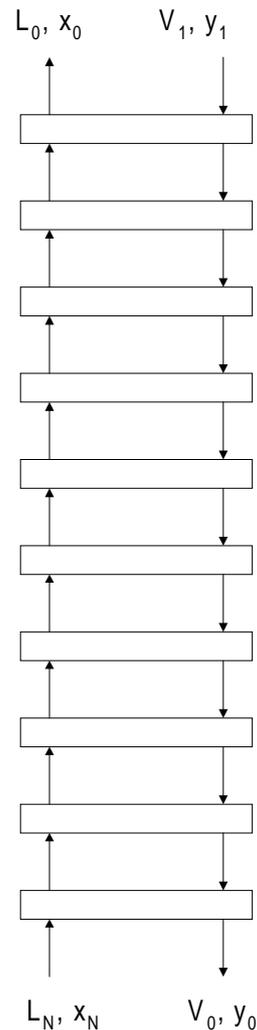


Fig. 11

por lo que no es necesario un hervidor parcial o un condensador parcial en la primera o última etapa que genere la corriente líquida y vapor respectivamente.

Las alternativas tecnológicas mas cercanas a las cascadas dibujadas son *la destilación 10*, con sus distintos tipos (condensador total, parcial, etc.) y *un absorbedor* (esquema 11).

En resumen, la “evolución estructural” arriba descrita nos permite mejorar la eficiencia de un conjunto de equipos de separación flash, o de etapas de equilibrio, con el objeto de separar una mezcla eficientemente. En otras palabras, podemos afirmar *que una cascada en contracorriente, de múltiples etapas de equilibrio, es eficiente para separar mezclas multicomponentes, y puede materializarse tecnológicamente como una torre de destilación, un absorbedor, destilación extractiva, etc.*

Dentro de este contexto, a una *etapa ideal* en la cascada le pedimos:

- que tenga un vapor y un líquido como producto
- los líquidos y vapores que ingresan a la etapa deben ser perfectamente mezclados y tener el tiempo adecuado para llegar al equilibrio (no existen gradientes en el líquido todo está perfectamente mezclado y en intimo contacto; tiempo de contacto tendiendo a infinito, área interfacial infinita)

- Lo anterior asegura que el vapor que deja la etapa está en equilibrio con la composición del líquido que sale de la etapa.

Modelado en cascada en equilibrios contracorriente.

En el esquema tenemos una típica interpretación de una cascada ideal de equilibrio.

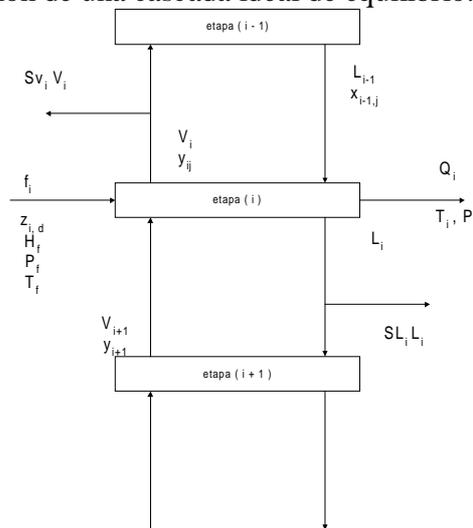
Se asume que la presión de la alimentación es menor que la de la etapa.

Todo exceso de presión es reducido adiabáticamente suponiendo una válvula en la alimentación. Se asume que la presión de la alimentación es mayor o igual que la de la etapa. Todo exceso de presión es reducido “adiabáticamente” suponiendo una válvula en alimentación (flash adiabático). La presión del líquido L_{i-1} que ingresa a la etapa (i) es igual o menor que la etapa (i). Esta presión de ser menor se supone se incrementa adiabáticamente mediante un cambio de “carga hidrostática” del líquido en el plato (etapa) (i). De la misma manera, desde el plato inferior (i+1), se supone

la presión $P_{i+1} \geq P_i$. Cualquier exceso de presión ($P_{i+1} - P_i = \Delta P_i$) es reducida a cero adiabáticamente, suponiendo una válvula en esa corriente, antes de ingresar a la etapa.

El líquido y el vapor que salen de la etapa (i) están en equilibrio. Pueden introducirse extracciones laterales en ambos, vapor y/o líquido.

Se puede transferir calor hacia o desde la etapa, a una velocidad Q_i . En estas condiciones, una etapa de equilibrio puede ser asimilada a un flash adiabático; si $Q_i = 0$, o bien a un flash no adiabático si $Q_i \neq 0$, pero especificado. Nótese que esto implica que en cada etapa, si conocemos las entradas, tenemos (como en el flash) 2 grados de libertad. Si especificamos Q_i , nos resta una. Generalmente es la presión de la etapa (P_i).



Grados de libertad.

En una cascada como la correspondiente a un absorbedor, si conocemos las corrientes de entradas (las de los extremos L_0 y V_N), entonces especificadas las presiones en cada etapa, que pueden ser iguales o crecientes, (o su igual, especificando el valor de ΔP_i -caída de presión por etapas-), el sistema queda definido. Obviamente, desde el punto de vista estructural, en todos los casos el número de etapas debe ser especificado. Las alimentaciones (y el plato en el cual se alimentan) igualmente.

Luego, se podrán calcular las corrientes de salida, y cada una de las internas, además de las temperaturas y composiciones de vapor y líquido en cada etapa. Para ello deberíamos resolver todos los equipos flash según alguna estrategia, y así obtendremos todos los valores que necesitamos como resultado.

En el caso de una columna de destilación, con condensador parcial y hervidor parcial, ambas etapas extremas son también de equilibrio, y pueden asimilarse a un equipo flash. Por ejemplo, en el hervidor parcial, especificada la presión, solo la temperatura (o el calor entregado) puede ser especificada. En el condensador parcial igualmente. Pero no ambos simultáneamente.

Vemos así que al haber analizado los grados de libertad del equipo flash, y habiendo demostrado que una cascada múltiple etapa es un encadenamiento de tales equipos, ahora nos resulta más sencillo establecer los grados de libertad en las torres de destilación o absorbedores. Esto es válido para cada variante de los mismos, sin necesidad de recurrir al tedioso proceso de contar el número de variables y restarlo de las de ecuaciones, que por otra parte aquí es muy grande en ambos casos.

Si el condensador de la torre fuera total, no es un flash ni una etapa de equilibrio; ya no existen las ecuaciones de equilibrio por cada componente, pero se agregan las que expresan que la composición del vapor y del líquido son iguales. Pero solo NC-1 composiciones son independientes. Generalmente se introduce aquí una nueva especificación, como por ejemplo la relación de reflujo que indica la proporción del líquido que se refluja y la que se obtiene como destilado. En el caso del condensador total, aparece entonces un grado de libertad más, que puede ser, (además de la presión, y bien la temperatura o el calor intercambiado), el caudal de reflujo, o bien el del destilado, o la relación de reflujo, cualquiera de los tres valores, pero no simultáneamente; ni un par de ellos. Obviamente, mientras no se violen los grados de libertad, muchas combinaciones de especificaciones, o modo de operación, son posibles.

Además, si no pensamos estrictamente desde el punto de vista de la simulación, donde el equipo está “diseñado”, y nos imponemos objetivos de separaciones o recuperaciones de componentes, el problema cambia radicalmente; ya que ahora las variables a calcular (de salida) serán el número de etapas, el lugar de la (s) alimentación (s), etc. De todas formas el número de variables a especificar no cambia, ya que los grados de libertad tampoco. Aquí debe tenerse mucho cuidado con algunas especificaciones, ya que pueden ser inconvenientes o incompatibles (por ejemplo recordar que existe a través de ecuaciones como la de Fenske, Underwood y Gilliland, una vinculación entre el número de etapas, número de etapas mínimas, reflujo, reflujo mínimo y las separaciones especificadas en tope y fondo. Si se especificaran valores inconsistentes, el sistema de ecuaciones no puede ser resuelto, y el simulador o programa no convergerá.

Resolución del modelo de simulación de cascada múltiple etapas de equilibrio con contracorriente.

Como ya se ha visto en otras asignaturas, existen métodos simplificados para el diseño de columnas, absorbedores, etc., que basándose en numerosas hipótesis simplificadoras (entre ellas la de etapas de equilibrio) permiten diseñar un equipo como los mencionados. Estos son los de: Fenske, Underwood, Gilliland, Edmister, el método de McCabe-Thiele, Ponchon-Savarit, etc.

Sin embargo estos métodos son muy aproximados, solo válidos en general para sistemas binarios y mezclas ideales. Para sistemas multicomponentes y mezclas no ideales, necesitamos métodos rigurosos que no recurran a hipótesis simplificadoras de magnitud.

Aquí analizaremos estos modelos, orientados hacia la tarea de simulación.

En simulación, dado que las presiones en los platos y las entradas a la columna son datos, solo faltan conocer los caudales, temperaturas y composiciones internas. Esto genera, modelado en forma rigurosa, un sistema de ecuaciones no lineales de alta dimensión (ver el libro). Uno de los primeros intentos para resolver el conjunto de ecuaciones que describe el sistema global fue su particionado.

En forma general, ya sabemos que una cascada puede interpretarse como una sucesión de equipos flash adiabáticos (o no adiabáticos, calor especificado). Luego, si tomamos la columna completa como “un proceso o una planta”, el DFI (diagrama de flujo de información asociado) será justamente una sucesión de equipos flash, mas el condensador y el hervidor, que si son parciales, pueden representarse también por equipos flash.

Como ya vimos, aplicando cualquier método para determinar las corrientes iteradoras, y proponiendo un orden de resolución, se puede resolver el sistema. Obviamente, las corrientes de líquido y/o vapor y sus variables asociadas, son las variables iteradoras en este esquema.

Repitiendo un diagrama mostrado anteriormente, para una torre completa, tenemos:

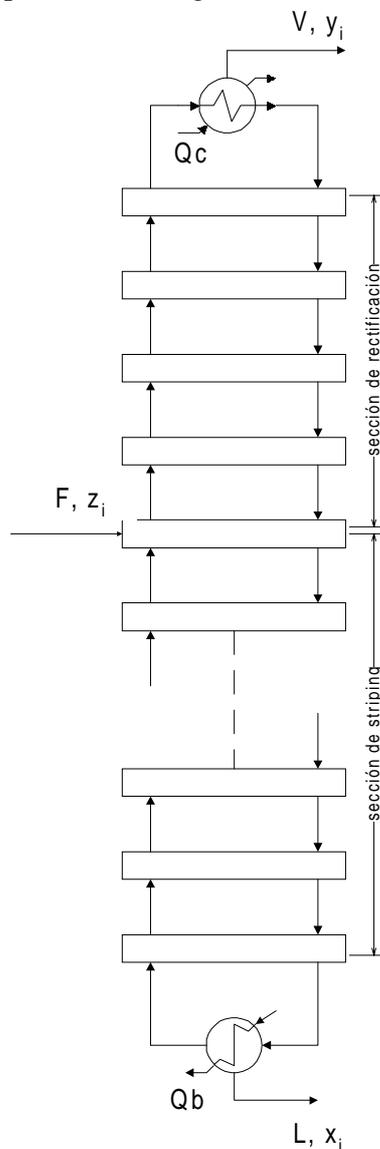


Fig. 12

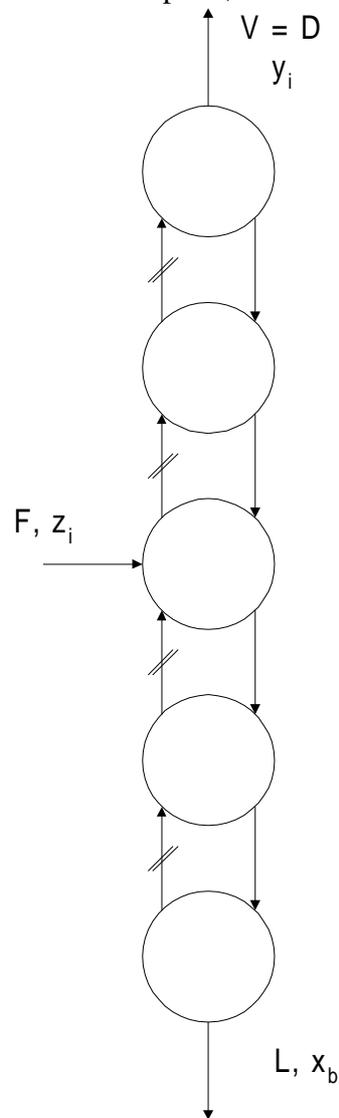


Fig. 13

Aquí vemos que es sencillo, cubriendo los grados de libertad de cada equipo flash (asignar en cada etapa Q y P), encontrar el conjunto mínimo de corrientes de corte para el sistema. Como se observa, y hemos expresado, debemos iterar sobre todas las variables (corrientes) asociadas al líquido (o vapor); esto es, una corriente iteradora por etapa. Esto es precisamente lo que proponen los métodos que se pueden llamar “plato a plato”, o etapa por etapa, e históricamente, fueron los primeros en aplicarse, debido a que resultan más sencillos que aquellos en los cuales el sistema se resuelve simultáneamente, o globalmente.

Por ejemplo, entre los métodos plato a plato podemos citar un método o modelo que fue propuesto en 1932, por **Lewis y Mateson**, y otro propuesto por **Thiele y Geddes** (1933). Como se expresara anteriormente, el primero se basa en el particionado del sistema de ecuaciones global (planta completa) etapa por etapa, ecuación por ecuación. En general se asumía a la constante de equilibrio independiente de la composición (mezclas ideales).

En el método de Thiele-Geddes el número de etapas por encima y por debajo de la alimentación, la alimentación, el flujo de destilado y la relación de reflujo están especificados. Otras especificaciones son difíciles de realizar. Itera sobre la temperatura y los caudales de líquido (o vapor) en las etapas. Se utilizaba manualmente y frecuentemente era inestable para converger. Sobre este método Holland ha propuesto el método θ , con cierto suceso, en la década de los 70. Aquí la definición de θ es la misma que se utiliza convencionalmente cuando se plantea la solución de un equipo Flash, es decir, la relación de vaporización, o L/V.

En el caso de **Lewis y Matherson** se especifican los requerimientos de separación para los dos componentes claves, la localización de la alimentación y la relación de reflujo (en esta filosofía se acerca más al problema de “diseño”, ya que se especifican variables de “salida”).

Se trata en dos lazos de iteración, en el primero (el externo) las fracciones molares de los no claves son variables de iteración, en el interno, los caudales de vapor (o líquido) son corregidos. Igual que en el caso anterior, implementados en una computadora, frecuentemente muestran inestabilidad y dificultad para converger.

Por otra parte, otra forma de proceder, para resolver el modelo (o sistemas de ecuaciones asociado al sistema), es intentar la filosofía global, esto es, agrupar todas las ecuaciones que describen la cascada múltiple etapas, y resolverlas globalmente, utilizando por ejemplo el método de N-R. Estos métodos son los más flexibles, modernos y se los conoce como *métodos matriciales*.

Quiénes estudiaron este problema (particionado de las ecuaciones representativas de la cascada) fueron Friday y Smith (AIChE, 10, 698-707 (1964)). Allí proponen una serie de técnicas para resolver el problema. La primera conclusión es que para resolver todo tipo de especificaciones, no existe una técnica naturalmente apropiada.

Por ejemplo, al igual que el flash (y aquí con mayor impacto), las cascadas procesando mezclas con gran diferencia de punto de ebullición, frente a las opuestas, se comportan muy diferente si en el método etapa a etapa (particionado del sistema) cada flash es resuelto iterando en dos niveles, el *externo* en temperatura y el *interno* en θ y x , o *al contrario*. Esto se debe a la *interacción fuerte o débil* entre las temperatura de burbuja y/o rocío con las composiciones; que dificultan la convergencia y acumulan mayor error iteración a iteración en un caso y/o en otro, según las propiedades de la mezcla.

Dados los problemas asociados con los métodos que recurren al particionado (etapa por etapa), en lo posible, cuando se procesan mezclas complejas, se recomienda para un algoritmo general, emplear el método global, resuelto matricialmente por N-R, o método equivalente.

Existen numerosos métodos matriciales, rigurosos. Se diferencian en la forma en que las ecuaciones son manipuladas y el jacobiano resultante es resuelto. Para obtener una descripción de la resolución del problema por el método de Naphthali-Sandhom ver el libro “modelado simulación y Optimización de Procesos Químicos” Capítulo X. En general, todos los simuladores de procesos químicos comerciales disponen de variantes de los métodos matriciales aquí referenciados.

Equipos reales.

Si queremos analizar la construcción o materialización tecnológica del esquema mental; abstracto o idealización de la cascada múltiple etapa para la separación de mezclas multicomponentes arriba analizada, al igual que lo sucedido al discutir el equipo “flash”, se debe proceder de la misma forma: *definir las etapas desde un punto de vista tecnológico o “fáctico”*.

Obviamente que aquí no pensamos en la colocación de “tambores separadores o flash uno sobre otro”, como los sugieren algunos esquemas anteriormente vistos.

La evolución tecnológica desde principios del siglo pasado hasta la fecha ha pasado por sucesivos estadios, y existe constante revisión, investigación y desarrollo para mejorar la eficiencia. Dos son los arreglos mas utilizados:

Platos o bandejas que se comportan como etapa de contacto, entre el líquido y el vapor. Existen platos de calotas, perforados, de válvulas, etc. Cada uno tiene una característica tecnológica, o de construcción, que los caracteriza. Los perforados son baratos y muy usados. En general, el principio básico es permitir el contacto entre el vapor y el líquido -retenido en las bandejas (hold-up)-, logrando la transferencia de los livianos hacia el vapor y de los pesados hacia el líquido, en cada etapa.

Por otra parte, tenemos los contactores “continuos”; esto es, equipos que utilizan alguna clase de relleno o material que proveyendo superficie de contacto entre el líquido retenido en los intersticios o superficie de contacto, permiten la transferencia de materia con el vapor que fluye a su través. En otras palabras, en un contenedor cilíndrico, en vez de disponer platos o bandejas cada cierto tramo (60 cm por ejemplo), como en el caso anterior, aquí se disponen rellenos de plástico, cerámicos, de vidrio, etc, según la aplicación específica. Según la disposición de los mismos en el contenedor, existen rellenos ordenados o estructurados, “random” o desordenados, etc.

La equivalencia entre esta disposición de relleno y la etapa teórica se realiza por medio de la “altura equivalente de plato teórico”, que es la altura de equipo con relleno que equivale a la performance de una etapa de equilibrio. En el caso de platos o bandejas, existe también una eficiencia, ya que nunca la transferencia de materia entre líquido y vapor alcanza la que se corresponde con una etapa ideal.

En definitiva, obviamente cualquiera de los arreglos, platos o rellenos, tendrán ventajas o desventajas específicas, pero nunca lograrán comportarse como “ideales” en aplicaciones industriales. Se aproximarán tanto como se pueda, pero se impone la medición de una eficiencia de separación, que en una mezcla multicomponente depende de muchos factores: geometría de la etapa, temperatura, presión, viscosidad, tensión superficial (es decir propiedades que a su vez dependen de la composición de la mezcla), tanto en el líquido como en el vapor.

Estimar dicha propiedad (la eficiencia,) es muy difícil. Además, existen varios tipos de eficiencia definidas. Por lo general, de plantas en operación, por medición experimental, y comparando con los cálculos para la cascada de etapas ideales, se pueden estimar las eficiencias, y tabularlas. Es decir, existen correlaciones, gráficas, y otros datos que pueden utilizarse. Además, existen datos de los vendedores de cada equipo de separación para diversos tipos de aplicaciones.

Rigurosamente, la eficiencia se debe calcular para cada componente, en cada etapa. Rara vez esto se hace. Por lo general, como expresamos más arriba, cuando el dato procede de mediciones experimentales de columnas en funcionamiento, la eficiencia se obtiene dividiendo el número de platos teóricos estimados sobre el real (el necesario experimentalmente) para lograr una dada separación. Esto es, se obtiene una eficiencia global, de la torre de destilación por ejemplo; para el tipo de internos y condiciones de operación de la mezcla. Es decir, no se diferencia componentes ni etapas en el cálculo de la eficiencia. Se integra la misma, promediando el comportamiento de la totalidad de la cascada de separación.

Una definición conocida de eficiencia es la de Murphree:

$$\eta_{ij} = \frac{y_{i+1,j} - y_{i,j}}{y_{i+1,j}^* - y_{i,j}}$$

Ésta mide la diferencia entre la composición a la cual se purifica realmente la corriente de vapor (cambio de composición), respecto de la que debería ser en una etapa ideal (y^* es la composición de equilibrio que le correspondería a la salida de la etapa, operando a las condiciones de presión y temperatura especificadas). Esta definición también puede aplicarse al líquido.

Tiene el problema que en ciertos casos para mezclas muy no-ideales, y platos muy grandes, puede dar un valor mayor al 100 %. Este no es un problema conceptual, sino producto de la forma en que se define.

Su estimación es muy difícil en función de los datos de la mezcla y las características de los platos o del relleno.

Por otra parte, y ahora analizando los aspectos operativos, en todos los casos, dependiendo de la relación de flujo de vapor y líquido que atraviesa el plato / el tramo de relleno, la geometría del equipo (diámetro, downcomer, posibles baffles, altura del rebosadero, etc., o características del relleno) existirá la posibilidad de mal funcionamiento por: baja eficiencia, arrastre o llorado, oscilaciones, mal distribución o canalizaciones, etc., llegando incluso (en el soplado y secado por ejemplo) a imposibilitar el funcionamiento regular del equipo.

Es obvio que un modelo de etapas de equilibrio no contempla dichos detalles, solo incorpora alguna información a través de la eficiencia. En general está mayormente enfocado a la resolución de los balances de materia y energía. La contemplación de varios de estos factores implica la incorporación al modelo de los balances de cantidad de movimiento, es decir, considerar la caída de presión por etapas, en función de los parámetros intensivos y extensivos de la mezcla procesada, y las características geométricas de la columna y las etapas, sean platos o relleno.

En general, luego de una simulación convencional, en la cual solo se resuelven los balances de materia y energía, se deberá realizar el diseño mecánico riguroso del sistema. Deberán contemplarse todos los detalles. En los simuladores comerciales existen utilitarios que permiten una vez calculada la columna usando etapas de equilibrio, un pre-diseño del plato, para analizar en función de los caudales y demás condiciones operativas, el diagrama de estabilidad.

Aquí se vislumbra la importancia que tiene para el ingeniero de diseño, que el simulador incorpore otros utilitarios que permitan dicho análisis (pre-diseño).

Por otra parte, el diseño no solo debe contemplar que la columna no tenga problemas de operabilidad, en el sentido por ejemplo mencionado más arriba, esto es, que los platos tengan las características necesarias para asegurar estabilidad, en las condiciones normales de operación. Debe también contemplarse la flexibilidad del diseño, en el sentido de las variaciones normales esperadas sobre la condición nominal. Esto es, que el equipo sea operable en las condiciones "extremas" estimadas como posibles de suceder.

Además, debe contemplarse la seguridad. Esto es, si existe una condición de operación que implica alta presión, para proteger al equipo, deben instalarse válvulas de alivio, que actual para aliviar la presión, si sube más de lo aconsejable. Pero cuidado. Si los vapores son tóxicos, debe diseñarse un sistema de descarga tal, que impida que los vapores o gases tóxicos sean despedidos a la atmósfera, ya que así afectaríamos al ambiente, y a las personas próximas a la instalación. En algunas condiciones, una fuga de gases tóxicos puede afectar a zonas situadas a kilómetros de distancia.

Por último, el diseño siempre debe contemplar un costo mínimo, obviamente sujeto a que se cumplan las condiciones (restricciones) impuestas por las normas, la seguridad, confiabilidad, etc.

Para optimizar un proceso, debe plantearse el costo, y las variables de operación y geométricas, características del equipo, que influyen sobre el mismo. El modelo, entonces, ya no será un sis-

tema de ecuaciones algebraicas, como las que surgen del balance de materia y energía, sino que todo este sistema pasa a ser un conjunto de restricciones al problema de minimización de costos que surge de plantear la función objetivo deseada. En estos casos, nuevamente resulta interesante analizar la capacidad de los simuladores comerciales disponibles en cuanto a la posibilidad de optimizar el diseño. En general, puede observarse que estas capacidades están más consolidadas para torres de destilación (y equipos relacionados) con platos o bandejas que bajo la alternativa que utiliza rellenos.