

T₀ / T₂ por T₀ / T₂

Título Uso de computadores digitales
en la simbolización de columnas de distribución
de multicomponentes.

Lopez Romero, Julio y Pulido Gomez
Melara, Javier



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

Página 115 y 116
Composiciones

Página 116

Fracciones recuperadas
en domo y forjado.

25

INDICE

1. INTRODUCCION
2. FUNDAMENTOS TERMODINAMICOS
3. BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA (PAG. 54)
4. VARIABLES DE DISEÑO (PAG. 66)
5. METODOS CORTOS (PAG 81)
6. MATRIZ TRIDIAGONAL
7. MANIPULACION DEL PROBLEMA
8. DISEÑO HIDRAULICO
9. EFICIENCIA
10. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- APENDICE :
1. METODOS NUMERICOS
 2. CONSTANTES FISICAS
 3. MANEJO DEL PROGRAMA

BIBLIOGRAFIA

INTRODUCCION

INTRODUCCION.

Este trabajo consiste en la recopilación de investigaciones recientes sobre Destilación de Multicomponentes, centrándose en el empleo de las Máquinas Computadoras, en el cálculo de la Constante de Equilibrio, Balances de Materia y Energía.

Se hace también un breve hincapié en el Diseño Hidráulico y en el cálculo de Eficiencias de Columnas de Destilación.

Los conocimientos termodinámicos que se tienen en el cálculo de la Relación de Equilibrio Vapor-Líquido no son recientes. Se basan en ecuaciones de estado del tipo B.W.R. (1), Redlich Kwong (2), pero no habían sido empleadas en forma sistemática y rutinaria por ser su cálculo tedioso y largo.

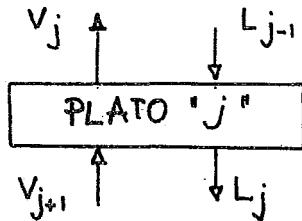
Con el advenimiento de las computadoras digitales, ha sido posible resolver este problema con exactitud y rapidez.

Los balances de materia y energía están resueltos en un programa de computación, que simula el comportamiento de una torre de destilación de multicomponentes.

Con lo que respecta al diseño hidráulico y al cálculo de eficiencias, se hizo una recopilación de los métodos de cálculo más recientes (3).

La Destilación tiene como propósito separar una mezcla de sustancias en dos o más productos que difieren en composición entre sí. Esta se basa en la diferencia de las sustancias en sus Puntos de Ebullición.

Si se considera un plato en una columna como lo muestra la siguiente figura:



Al tener Vapor V_{j+1} en contacto con un Líquido L_{j-1} , se realiza una Transferencia de Masa y de Energía. La temperatura del vapor, V_{j+1} más alta que la del líquido, L_{j-1} hará que los componentes más pesados en el vapor se condensen de esta manera el líquido gana calor, aumentando su temperatura, produciendo una evaporación de los ligeros que se encuentran en él.

Como resultado final, el vapor tiene una ganancia neta en componentes ligeros y líquido se enriquecerá en componentes

pesados.

De lo que resulta un análisis cualitativo del comportamiento de la destilación. Lo importante es conocer la cantidad o el grado de enriquecimiento de las corrientes resultantes de cada plato, para poder determinar el número de veces que se tiene que realizar este proceso para obtener una separación deseada.

De ahí la necesidad de representar el fenómeno lo más fielmente posible por medio de un modelo que sea manejable y de fácil acceso.

Existen varias maneras de analizar el fenómeno cuantitativamente:

1. Observar el comportamiento de una columna en su estado original.
2. Construir una Planta Piloto.
3. Por modelos Abstractos.

Los dos primeros sistemas de análisis son muy caros y sería un tanto impráctico llevarlos a cabo. La mejor manera de estudiar un proceso es mediante un modelo teórico. Este tipo de análisis tiene el inconveniente que se deben conocer a fondo las leyes que rigen el comportamiento del sistema que

se quiere analizar; puede suceder que por falta de información sea más fácil construir una planta piloto o trabajar en una torre real, para conocer las características relevantes del proceso.

MODELOS MATEMATICOS.

Los modelos matemáticos son útiles en Ingeniería Química para explicar el comportamiento de los procesos en operación.

La finalidad de estos es representar las características sobresalientes del proceso y como varían.

Dentro de la selección del modelo se deberá incluir las condiciones de exactitud y confiabilidad que requiere el problema específico.

Lozada (4) define al modelo matemático como la relación de variables y parámetros del proceso, que pueden ser obtenidas a partir de modelos analíticos o estadísticos.

El método analítico se basa en postulados que rigen las características del proceso, mientras que el estadístico ajusta una relación dada a los resultados obtenidos experimentalmente.

En la mayoría de los casos se combinan ambos métodos, primero se establece el modelo por un método analítico y después se emplea uno estadístico para ajustar la relación de acuerdo a datos obtenidos experimentalmente.

El modelo analítico estará basado en principios fisicoquímicos.

Si efectuamos un análisis desde el punto de vista de Fenómenos de Transporte, veremos que existen gradientes de temperatura y de concentración en el plato.

Los balances de materia y energía propuestos resultarán Ecuaciones Diferenciales difíciles de resolver. Si efectuamos el mismo análisis para cada plato, llevaría mucho tiempo resolverlas. Se llegaría a saber la Temperatura, la Concentración a cada tiempo y en cada lugar de cada plato. Esto llevaría demasiado tiempo y trabajo. Se tendría una especial dificultad en el cálculo de los Coeficientes de Transferencia de Masa y de Energía.

Otro modelo sería tomar una temperatura y una concentración promedio, representativas de cada plato. Aún así, las ecuaciones de transferencia de masa y de energía siguen siendo diferenciales. En este caso el cálculo de los coeficientes promedio también toma mucho tiempo y los resultados no son confiables.

Dada una mezcla de composición y gasto conocidos, se desea conocer la Temperatura, la Composición y los Flujos de Entrada y Salida de Vapor y de Líquido en cada Plato de la Columna. En base a esto, es posible hacer la siguiente proposición:

Si en cada plato se alcanza un Equilibrio entre la Fase Líquida y la de Vapor, el tiempo de contacto entre las burbujas y el líquido en la columna es infinito, y además, se supone un régimen de operación del tipo continuo, se eliminará el problema de las Ecuaciones Diferenciales y de calcular los Coeficientes de Transferencia de Masa y Energía.

El problema se concreta a la predicción de la Relación de Equilibrio Vapor-Líquido (Valor K) y al establecimiento de los Balances de Materia y Energía.

Una vez resueltos estos, se conocerá el Comportamiento Ideal de una Columna de Destilación.

Para conocer el Comportamiento Real, habrá que corregir el modelo propuesto anteriormente.

Con este fin incluimos aquí el Cálculo de la Eficiencia, que es el factor correctivo, con que nos aproximamos más a la realidad.

También incluimos un programa (SIMULA/TORRE) que en base al modelo propuesto, simula el comportamiento de una columna de destilación de multicomponentes.

FUNDAMENTOS TERMODINAMICOS

Introducción.

De acuerdo al capítulo anterior, el primer problema que se resolverá es el cálculo de la Relación de Equilibrio Vapor-Líquido, que será la base para calcular los Balances de Masa y de Energía.

Debido a la importancia del equilibrio de fases en el cálculo del diseño o de la operación de columnas de destilación, se requieren conocimientos adecuados para realizar un análisis del problema específico.

El equilibrio de mezclas de compuestos se determina a partir de propiedades físicas de cada uno de ellos. En el caso de mezclas ideales es sencillo predecir la distribución de los componentes en las diferentes fases, ya que solo se necesita conocer el valor de las presiones de vapor de los diferentes componentes y sus concentraciones en la mezcla, para obtener la composición de las fases en equilibrio.

En sistemas reales, existen dificultades para obtener el comportamiento de las mezclas a partir tan solo de sus propiedades físicas.

Mezclas Ideales.

El equilibrio Vapor-Líquido para cualquier tipo de mezcla se define como,

$$f_i^v = f_i^L \quad (1)$$

siendo, f_i^v fugacidad del componente i en la mezcla vapor.

f_i^L fugacidad del componente i en la mezcla líquida.

Para el caso ideal, las fugacidades son iguales a las presiones parciales, quedando la ecuación (1) como

$$p_{iV} = p_{iL} \quad (2)$$

Son mezclas ideales aquellas cuyos componentes tienen una estructura química similar, no hay calor desprendido por solución y el volumen total es la suma de los volúmenes de los componentes puros. La ley de Rault para sistemas líquidos y la de Dalton para mezclas gaseosas, pueden predecir el equilibrio de fases de estas mezclas ideales.

La ley de Rault dice que la presión parcial de cada componente es proporcional a su concentración.

$$p_{iL} = P_i^0 x_i \quad (3)$$

p_{iL} es la presión parcial del componente i , y
 P_i^0 es la presión de vapor del componente i .

La ley de Rault no toma en cuenta la interacción química de las moléculas.

La ley de Dalton establece que la presión total del sistema es la suma de las presiones parciales que cada componente ejerce sobre la mezcla.

$$P_T = \sum p_{iG} \quad (4) \quad p_{iG} = P_T y_i \quad (5)$$

p_{iG} es la presión parcial en la fase gaseosa.

De acuerdo a las ecuaciones (2), (4) y (5), resulta que

$$P_T y_i = P_i^0 x_i \quad (6)$$

De esta última ecuación podemos definir a la constante de equilibrio como el cociente de la concentración del vapor en tre la concentración del líquido de dicho compuesto,

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (7)$$

Entonces para mezclas ideales, tenemos,

$$K_i = \frac{P_i^0}{P_T} \quad (8)$$

Existen varias expresiones empíricas y semiempíricas que --- pueden ser empleadas en la obtención de datos de equilibrio de fases. Algunas tienen fundamentos teóricos, pero todas ellas tienen constantes que deben ser evaluadas experimentalmente y que no pueden ser obtenidas a partir de las propiedades físicas de los compuestos de la mezcla.

Una de estas expresiones para describir el comportamiento del equilibrio es la volatilidad relativa.

La volatilidad relativa α es una buena medida de separación y es usada siempre en los cálculos de diseño.

Se define como:
$$\alpha_{ij} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j} \quad (9)$$

El coeficiente α es muy importante cuando se toma desde el punto de vista económico. Colburn (Trans A.I.Ch.E. 41,422, 655(1945)), estimó el número de platos mínimo a reflujo total de acuerdo a la siguiente relación:

$$N_m = \frac{9.2}{\alpha_{ij} - 1} \quad (10)$$

Suponiendo que el 99% del componente más ligero se recupera en el destilado y que el 99% del componente más pesado se va al fondo. Colburn se basa en la ecuación de Fenske para hacer esta aproximación.

Par obtener el número óptimo de platos tomando como reflujo de operación óptimo $1/3(L/D)_{\min}$ y basandose en la correlación de Gilliland, obtuvo:

$$N_{OP} = \frac{23.0}{\alpha_{ij} - 1} \quad (11)$$

Se recomienda la ecuación (12) para obtener el número aproximado de platos "óptimo" y esta es:

$$N_{OP} = \frac{19.0}{\alpha_{ij} - 1} \quad (12)$$

Mezclas no ideales.

La mayoría de los sistemas reales no obedecen a la ley de Raoult, ya que las presiones parciales en la mezcla de dichos componentes medidas experimentalmente, resultan mayores o menores a las calculadas.

Las ecuaciones para sistemas ideales deben ser corregidas, usando factores que compensan las desviaciones que tengan de la idealidad. Estos factores son función de la composición, temperatura, presión y características moleculares de los componentes específicos en la mezcla.

Factores de corrección.

Se han desarrollado una multitud de factores de corrección y de

correcciones a los factores de corrección. Pero en muchos casos estos no se pueden generalizar y su rango de validez se restringe.

Para mezclas gaseosas no ideales, un factor muy usado, es el coeficiente de fugacidad ϕ . El coeficiente relaciona la presión parcial ejercida por un componente gaseoso a aquella que ejercería si se comportara idealmente, es decir:

$$\phi = f_i^v / p_{i\phi} = P_r / (p_{i\phi} \gamma_i) \quad (13)$$

f_i^v es la tendencia de escape o fugacidad del componente i en la mezcla gaseosa.

Para sistemas líquidos no ideales la corrección de la desviación de la no-idealidad es medida por el coeficiente de actividad (γ). Para obtener este coeficiente se tiene que tomar en cuenta el tipo de solución que se trate, es decir, la naturaleza de la mezcla. El cálculo se verá más adelante.

El equilibrio está definido por la ecuación (1), donde:

f_i^v está definido por la ecuación (13).

f_i^L es la fugacidad del componente i en la mezcla líquida.

$$f_i^L = x_i \gamma_i f_i^{OL}$$

$$f_i^{OL} = P_i^0 \quad \text{sistema ideal.}$$

f_i^{OL} es la fugacidad del componente puro i como líquido.

ν_i coeficiente de fugacidad de la presión de vapor del componente puro a t y p^0 . $\nu_i = f_i^{VP} / p_i$

La constante de equilibrio es, substituyendo los valores de f_i^V y f_i^L .

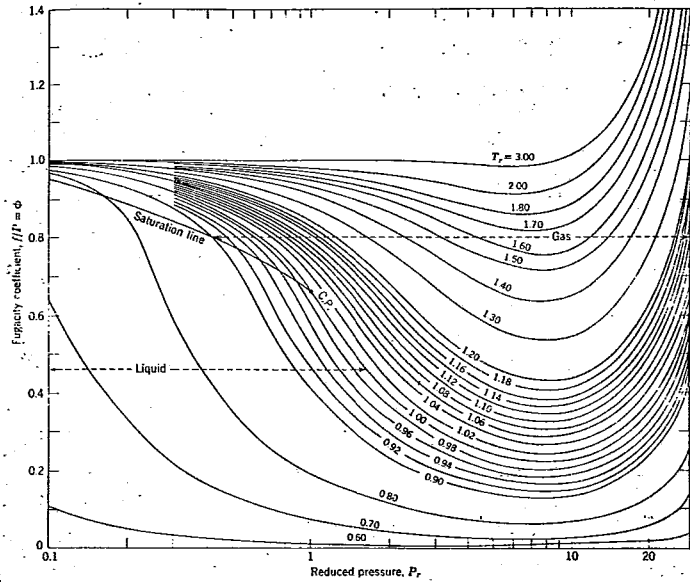
$$K_i = \frac{\gamma_i f_i^{OL}}{\phi_i P_T} \quad (14)$$

La ecuación (14) está basada en la ecuación de los estados correspondientes donde se calcula en función del valor de Z_c , coeficiente de compresibilidad. La grafica siguiente muestra la manera de obtener el valor de ϕ_i en función de presión y temperatura críticas a un valor constante de Z_c .

En mezclas complejas el valor de K toma en cuenta las interacciones de los componentes, además del efecto de la presión y temperatura,

$$K = ff (T, P, x_1, x_2, \dots, x_N, y_1, y_2, \dots, y_N) \quad (15)$$

La constante de equilibrio K entra en el cálculo de varias propiedades físicas de los sistemas como por ejemplo en el cálculo de la temperatura del punto burbuja de un líquido de N componentes de composición X_i . La primera burbuja de vapor



Grafica basada en la teoría de los estados correspondientes - a un valor constante del factor de compresibilidad crítico - de 0.27.

Se utiliza para calcular el coeficiente de fugacidad en términos de condiciones críticas.

formada tendrá una composición tal que la suma de las fracciones mol sea unidad, esto es:

$$\sum y_i = \sum K_i x_i = 1 \quad (16)$$

En el cálculo de la temperatura de punto de rocío el razonamiento es similar:

$$\sum x_i = \sum y_i / K_i \quad (17)$$

Para mezclas no ideales, el cálculo de γ_i depende del coeficiente de actividad según la ecuación siguiente,

$$\gamma_{ij} = (\gamma_i P_i^o) / (\gamma_j P_j^o) \quad (18)$$

Necesitamos tener a mano tal información para hacer cálculos de diseño. Los coeficientes de actividad para una mezcla de componentes puede ser obtenida por,

- A. Evaluación experimental del equilibrio vapor-líquido.
- B. Generalización de los métodos termodinámicos usando datos experimentales parciales de mezclas.
- C. Evaluación empírica por uso de datos experimentales.
- D. Generalización que involucra métodos termodinámicos, empíricos y datos de componentes puros.

Debido a que los calculos de equilibrio vapor líquido debenser exactos, se toma demasiado tiempo y su costo es elevado. Para dar una idea sobre los costos de obtención de datos de equilibrio vapor-líquido para diferentes mezclas, se dirá que para uno binario es de 500 a 1000 dólares. Un terciario de 2000 a 3000, así aumenta el costo al aumentar el número de componentes en la mezcla hasta llegar a un sistema de seis componentes que cuesta entre 10,000 a 20,000 dólares.

Como se ve que en mezclas de multicomponentes el costo es elevado. Se ha optado por tomar el camino de la generalización de métodos termodinámicos y empíricos de mezclas binarias, donde se tienen más datos, y después se expanden dichos métodos para describir el equilibrio de multicomponentes en términos de parámetros binarios.

Relaciones de coeficientes de actividad binarios y composición.

Existen pocos modelos binarios capaces de extrapolarse a sistemas multicomponentes, las primeras ecuaciones fueron obtenidas para sistemas binarios debido a la facilidad de la obtención de datos. Estas ecuaciones se hicieron dependientes de la composición e independientes de la temperatura o sea, que los coeficientes de actividad pueden ser calculados a todo lo largo del rango de composiciones.

Entre las ecuaciones para obtener el coeficiente de actividad más usadas son:

La ecuación de Margules:

$$\text{Log}(\gamma_1) = (x_1)^2 \left[A_{12} + 2 x_1 (A_{21} - A_{12}) \right] \quad (19)$$

La de Van Laar:

$$T \ln(\gamma_1) = \frac{A_{21}}{\left[1 + A_{12} (x_1/x_2) \right]^2} \quad (20)$$

La ecuación de Wilson:

$$\ln(\gamma_1) = -\ln(x_1 - \Lambda_{12} x_2) + x_2 \left[\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12} x_2} - \frac{A_{21}}{x_1 \Lambda_{21} + x_2} \right] \quad (21)$$

La ecuación de Van Laar-Colburn:

$$\text{Log}(\gamma_1) = \frac{A'_{12}}{\left[1 + \frac{A'_{12} x_1}{A'_{21} x_2} \right]^2} \quad (22)$$

En la ecuación de Van Laar-Colburn, la temperatura se elimina como variable,

$$A'_{12} = A_{21} / (2.303 \cdot T) \quad A'_{21} = A_{21} / (2.303 A_{12} T)$$

A'_{12} y A'_{21} se calculan experimentalmente. Para un sistema binario se necesitan al menos un solo punto que represente la composición X, Y , la temperatura y la presión de trabajo.

Las constantes de la ecuación de Margules, las de Wilson, también se obtienen experimentalmente. Para mezclas azeótropas, un punto de referencia es el punto azeótropo, i.e. donde $X_i = Y_i$.

El cálculo del coeficiente de actividad en estas ecuaciones se podría hacer con un solo punto conocido de X, Y , pero esto conduciría a un error grave en los valores de las constantes, por lo que el mínimo de puntos es de tres, a concentraciones de 10%, 50% y a 90%.

De las ecuaciones anteriores, Van Winkle y Holmes (5) realizaron un estudio comparativo para determinar el posible uso de los parámetros binarios en sistemas de equilibrio vapor-líquido en multicomponentes. Encontraron que la ecuación que mejor se adaptaba era la de Wilson, y para sistemas ternarios era la de Margules.

Tipos de sistemas binarios.

- A. Mezclas de líquidos ideales y gases ideales. Por ejemplo, sistemas de hidrocarburos semejantes, olefinas, etc... . Las ecuaciones que mejor describen el comportamiento de estas mezclas son las de Van Laar, Margules y Wilson.
- B. Sistemas de hidrocarburos no polares y no semejantes o que no sean hidrocarburos, como sistemas parafinas-aromáticos, parafinas-olefinas, cicloparafinas-aromáticos,... Las ecuaciones que predicen estos sistemas son las de Van Laar, Margules y Wilson.
- C. Sistemas polares con puentes de hidrógeno y sistemas no polares. La ecuación recomendable es la de Wilson.
- D. Sistemas polares con hidrógeno, con sistemas polares.

Las ecuaciones antes descritas no funcionan para altas presiones, es necesario usar correcciones. Estas se establecen a través de una ecuación de estado (B.W.R., Redlich-Kwong,...). De esta manera, las ecuaciones de Wilson y otras, darían un conjunto de datos aceptables para multicomponentes.

Como se indicó, la obtención de datos binarios es cara. Si se trabaja con sistemas de 5 componentes, esto nos da 10 mezclas binarias. Resulta obvio el tratar de obtener un método que prediga resultados de equilibrio vapor-líquido utilizando un número reducido de datos experimentales.

En la práctica, y dentro de la exactitud requerida en los cálculos de Ingeniería, las ecuaciones antes expuestas, pueden ser usadas satisfactoriamente en la mayoría de los casos.

Para mezclas de dos o más componentes, se han derivado ecuaciones, algunas están basadas en las de los sistemas binarios como la modificada por Renon y Prausnitz (7). Esta consiste en agregar un parámetro adicional a la ecuación de Wilson, tomando la forma:

$$\ln(\gamma_1) = (x_2)^2 \cdot \tilde{\tau}_{21} \frac{\exp(-2 \alpha_{12} \tau_{21})}{[x_1 + x_2 \exp(-\alpha_{21} \tau_{21})]^2} + \quad (23)$$

$$+ (x_2)^2 \cdot \tilde{\tau}_{12} \exp(-2 \alpha_{12} \tau_{12}) / [x_2 + x_1 \exp(-\alpha_{12} \tau_{12})]^2$$

Dónde $\tilde{\tau}_{12}$, $\tilde{\tau}_{21}$, α_{12} son los parámetros.

La manera de usarla es fijando una α_{12} y calculando $\tilde{\tau}_{12}$ $\tilde{\tau}_{21}$ tal y como se hace para mezclas binarias. La ecuación (23) se conoce como la ecuación de Renon y Prausnitz.

Prausnitz (6) amplía la ecuación de Wilson hasta multicomponentes, también usa dos parámetros,

$$\ln(\gamma_k) = -\ln\left(\sum_{j=1}^m x_j \Lambda_{kj}\right) + 1 - \sum_{i=1}^m \frac{x_i \Lambda_{ij}}{\sum_{j=1}^m x_j \Lambda_{ji}} \quad (24)$$

Dónde Λ_{kj} y Λ_{ji} son parámetros cuyos valores se obtienen de manera similar a los de la ecuación binaria.

Esta última ecuación resulta muy tediosa si se efectúa el cálculo manualmente. Prausnitz (6) elaboró programas de computadora para el cálculo de los parámetros necesarios para el uso de su ecuación. De esta manera facilita el cálculo enormemente.

La teoría de las soluciones líquidas se ha desarrollado últimamente gracias a la presencia de dispositivos confiables de cálculo rápido como lo son las computadoras digitales. Estas han propiciado el desarrollo de teorías más sofisticadas; entre los trabajos más recientes sobre este tema están los de Palmer y Smith (12). Ellos desarrollan una ecuación para sistemas parcialmente miscibles. También se encuentran trabajos de Reron y Prausnitz (7), de Null y Palmer (13) entre otros.

Debido a que existen diferentes tipos de mezclas, con comportamiento especial, el programa (SIMULA/TORRE) está restringido a usar el método de Chao-Seader para el cálculo de la Relación de Equilibrio Vapor-líquido. Se ha desarrollado una correlación generalizada para la obtención de la Constante de Equilibrio (K) para mezclas de Hidrocarburos, siendo esta una combinación de tres factores:

$$K = \frac{v^o \gamma}{\phi} \quad (25)$$

La cantidad v^o es una propiedad del componente puro en estado líquido.

γ se calcula por medio de la ecuación de Hildebrand, ϕ se obtiene por medio de la ecuación de Redlich-Kwong.

Esta correlación es utilizable cuando se trabaja con mezclas de:

- A. Parafinas.
- B. Olefinas.
- C. Aromáticos.
- D. Naftenos.

La exactitud de esta correlación se ha probado ser del 91.3% en promedio.

Descripción.

El valor de K de un componente cualquiera en una mezcla se obtiene por la combinación de tres cantidades termodinámicas:

$$K_i \equiv \frac{y_i}{x_i} \equiv \frac{v_i^0 \gamma_i}{\phi_i} \quad (26)$$

Dado a que la cantidad v_i^0 es una propiedad del componente puro, puede ser calculada (por medio de la teoría de los estados correspondientes) en términos de condiciones reducidas.

El coeficiente de actividad γ se expresa por una ecuación del tipo de Margules o de Van Laar, la aquí usada, de Hildebrand es del tipo de Van Laar.

Para el cálculo de ϕ la ecuación de estado de Redlich---Kwong ha dado resultados satisfactorios.

Significado de v_i^0, γ, ϕ .

El coeficiente de fúgacidad del líquido puro v_i^0 , es en donde principalmente se reflejan los efectos de la presión, temperatura y la identidad del componente. Su valor es el de la constante de equilibrio, si la mezcla de vapor y la solución líquida se comportan idealmente.

El coeficiente de fugacidad en la mezcla de vapor ϕ es muy cercano a la unidad a bajas presiones. Si la presión aumenta, su valor se verá incrementado cuando se trate de componentes pesados, mientras que para componentes ligeros, su valor variará muy poco de la unidad.

El coeficiente de actividad en la solución líquida se acerca a la unidad para el componente con mayor concentración presente en la fase líquida.

Descripción de las correlaciones.

Coeficiente de fugacidad del líquido puro, ν^o .

Esta cantidad es una propiedad termodinámica bien definida bajo condiciones en donde el componente exista como líquido. Como tal puede ser calculado en términos de condiciones reducidas. Dos correlaciones deben de mencionarse; la de Lydersen, Greenkorn y Hougen (17) y la de Curl y Pitzer (18). Ambas emplean un tercer parámetro para aumentar su exactitud y se ha encontrado una correlación muy sencilla para obtenerlo (19).

Bajo condiciones en las que el componente no existe como líquido puro, ν^o es hipotético y las correlaciones arriba mencionadas no se pueden utilizar. Estas condiciones pueden ocu

rrir si por ejemplo, la presión del sistema es menor que la presión de vapor del componente, o si la temperatura es mayor que la temperatura crítica del componente.

La correlación del coeficiente de fugacidad líquido se ha extendido para cubrir estas condiciones y se alcanzó por medio de cálculos experimentales de valores de equilibrio vapor-líquido.

Por medio del principio de correspondencia modificado por Pitzer se obtiene la siguiente ecuación:

$$\log(\nu^o) = \log(\nu^o) + \omega \log(\nu') \quad (27)$$

El término $\log(\nu^o)$ es el coeficiente de fugacidad de fluidos caracterizados por un valor del factor ascéntrico igual a 0.

El segundo término $\omega \log(\nu')$ es una corrección por la desviación de las propiedades ideales.

Tanto ν^o como ν' dependen únicamente de presión y temperatura reducidas. Han sido aproximados por los siguientes polinomios:

$$\begin{aligned} \log(\nu^o) = & A_0 + \frac{A_1}{T_R} + A_2 T_R + A_3 (T_R)^2 + A_4 (T_R)^3 + \\ & (A_5 + A_6 T_R + A_7 (T_R)^2) P_R + (A_8 + A_9 T_R) (P_R)^2 \\ & - \log(P_R) \quad (28) \end{aligned}$$

$$y \log(\nu') = -4.2383 + 8.65808 T_R - \frac{1.2206}{T_R} - 3.15224 (T_R)^2 - 0.029 (T_R - 0.6) \quad (29)$$

Los valores de las constantes $A_0 \dots A_9$ están dados en la tabla (1)

En general tres constantes deben conocerse para evaluar el coeficiente de fugacidad líquido ν^o , temperatura y presión reducidas y factor ascéntrico. Valores de estas constantes - pueden encontrarse en el apéndice (1).

Coefficiente de actividad de soluciones líquidas.

Se tomará que la no idealidad se debe unicamente a los calores de solución. La ecuación de Hildebrand,

$$\ln(\gamma_i) = V_i (\delta_i - \bar{\delta})^2 / (RT) \quad \bar{\delta} = \frac{(\sum x_i V_i \delta_i)}{(\sum x_i V_i)} \quad (30) \quad (30 \text{ Bis})$$

Esta ecuación requiere de dos constantes, δ_i factor de solubilidad y V_i volumen molar. Los valores de las constantes se pueden leer del apéndice (1).

Coefficiente de fugacidad en una mezcla al estado vapor.

La ecuación de estado de Redlich-Kwong (20) se emplea para

el cálculo del coeficiente de fugacidad del vapor. Esta ecuación requiere de dos constantes por componente, presión y temperatura crítica.

$$\ln(\phi_i) = (Z-1) \frac{B_{ki}}{B_k} - \ln(Z - B_k P) - \frac{(A_k)^2}{B_k} \left(2 \frac{A_{ki}}{A_k} - \frac{B_{ki}}{B_k} \right) \ln \left(1 + \frac{B_k P}{Z} \right) \quad (31)$$

Dónde,

$$A_k = \sum y_i A_{ki}$$

$$B_k = \sum y_i B_{ki}$$

$$A_{ki} = a_i / (R^2 T^{2.5})$$

$$B_{ki} = b_i / (RT)$$

$$a_i = \frac{.4278 R^2 (T_{ci})^{2.5}}{P_{ci}}$$

$$b_i = \frac{.086 R T_{ci}}{P_{ci}}$$

Siendo Z el coeficiente de compresibilidad, obtenido de la solución de la siguiente ecuación,

$$f(Z) = (Z)^3 + Z \left[(A_k)^2 P - B_k P - (B_k P)^2 \right] - Z^2 -$$

$$B_k (A_k P)^2 = 0$$

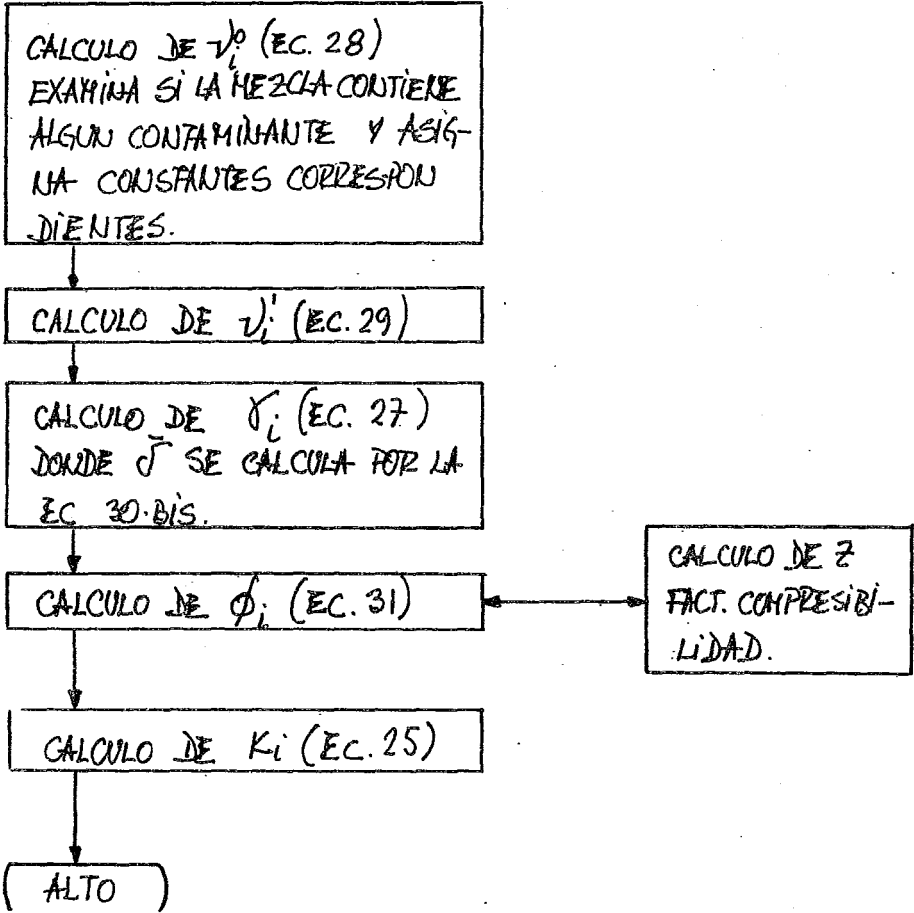
(32)

Restricciones de la correlación.

1. Se aplica sólo a Hidrocarburos. $1.3 > T_r > 0.5$
2. Presión $< 0.8 P_c$.
3. Para sistemas que contengan Metano e Hidrógeno.
 $T_r < 0.93; 500^{\circ}\text{F} > t > -100^{\circ}\text{F}, P_T \ll 8000 \text{ psia}.$
4. $X_{\text{CH}_4} < 0.3$ en fase líquida.
5. $P_T \ll 1000 \text{ psia}.$
6. A temperaturas a bajo de 500°F . Para todos los sistemas.

El programa (SIMULA/TORRE) tiene incluida una subrutina que calcula la constante de equilibrio K . La manera en que lo hace viene conterida en el siguiente diagrama de bloques.

DIAGRAMA DE BLOQUES. CALCULO DE K.



Generalmente en problemas de destilación se desconocen las condiciones de entrada de la alimentación, es decir, se desconoce si la alimentación es líquida, vapor o ambos y en qué cantidad y además su cantidad de calor que conterga.

El programa (SIMULA/TORRE) cubre este punto. Para hacerlo -- necesita de otros conceptos como:

Temperatura de punto de rocío. Es la temperatura a la cual a parece la primera gota de líquido de una mezcla de vapor.

Temperatura de punto burbuja. Es la temperatura a la cual a parece la primera burbuja de una mezcla líquida.

Flash Isotermico. Si existe mezcla líquido vapor se recurre a calcular las composiciones en ambas fases y el por ciento de cada una de éstas por medio de un flash isotermico.

Flash Adiabático. Se utiliza para calcular los flujos internos de vapor de la columna.

Entalpia. Por ultimo para los balances de energía se requiere del cálculo de la entalpia de la alimentación una vez que se ha definido su estado fisico.

Con respecto a las temperaturas de punto de rocío y de burbu

ja sirven para definir el estado físico de la mezcla de alimentación.

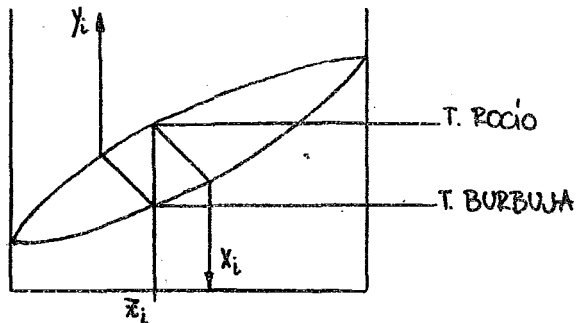
Si la temperatura de alimentación es mayor que la temperatura de rocío, la mezcla es puro vapor. Si se encuentra abajo del punto de burbuja la alimentación es solamente líquido. - Pero si la temperatura se encuentra entre ambas la alimentación es mezcla líquido vapor.

Algunos de los conceptos que se emplean para definir las condiciones de la alimentación se utilizan posteriormente en el programa. Principalmente son el punto de burbuja que sirve - para generar el nuevo perfil de temperaturas de la columna y la entalpia para todos los balances de energía.

Punto de rocío.

En un sistema donde las condiciones son tales, que la mezcla aparece como vapor, se define al punto de rocío como la temperatura a la cual aparece la primera gota de líquido en equilibrio con el vapor.

Para un sistema binario, el punto de rocío se puede representar en la siguiente figura, como,



El punto de rocío se puede calcular de la siguiente manera,

Se deberá escoger una temperatura tal, que la suma de las fracciones mol en el líquido sean unidad.

Se hará el siguiente análisis para encontrar la mejor función a ser convergida (ver convergencia, apéndice 2).

Sabemos que, $\sum x_i = 1$, y si $\sum y_i = 1$

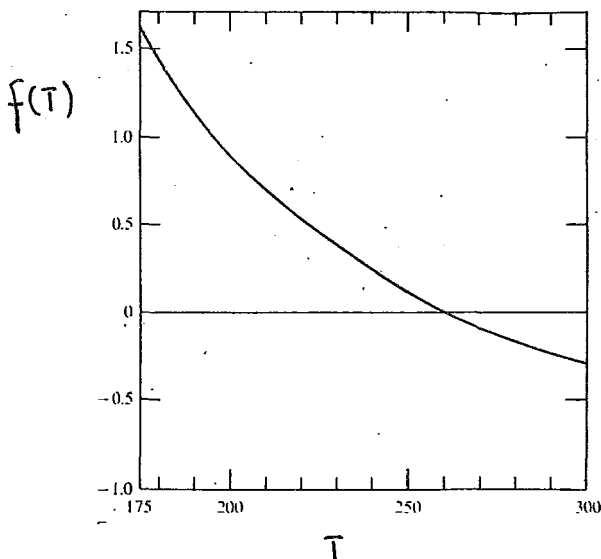
tenemos que, $x_i = y_i/k_i$

además, $k_i = \phi(T)$

por lo que la función a converger:

$$f(T) = \sum x_i - \sum y_i \quad \text{dónde,} \quad f(T) = \sum y_i/k_i - 1 \quad (33)$$

Una curva típica de esta función se encuentra representada en la figura (2). Se nota cierta curvatura en la función, ca

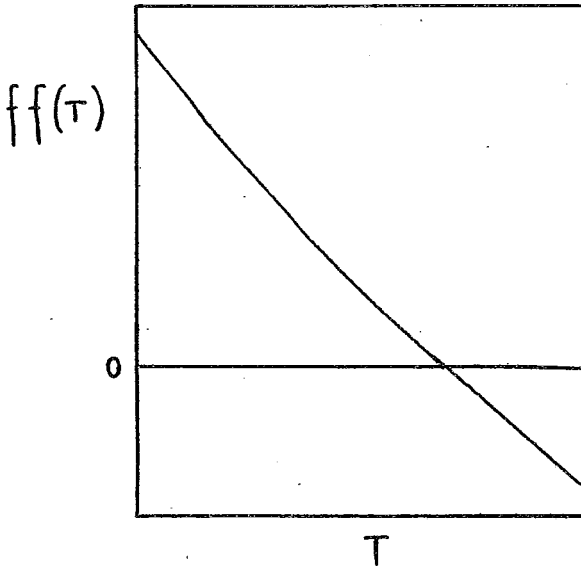


racterística que se debe de evitar (ver convergencia, apéndice 2).

Ya que la K_i está relacionada con la presión de vapor, tenemos que el $\ln(K_i)$ resulta ser más lineal con respecto a la temperatura; de esta manera podemos desarrollar una nueva función, que sea más eficiente en la convergencia, siendo esta:

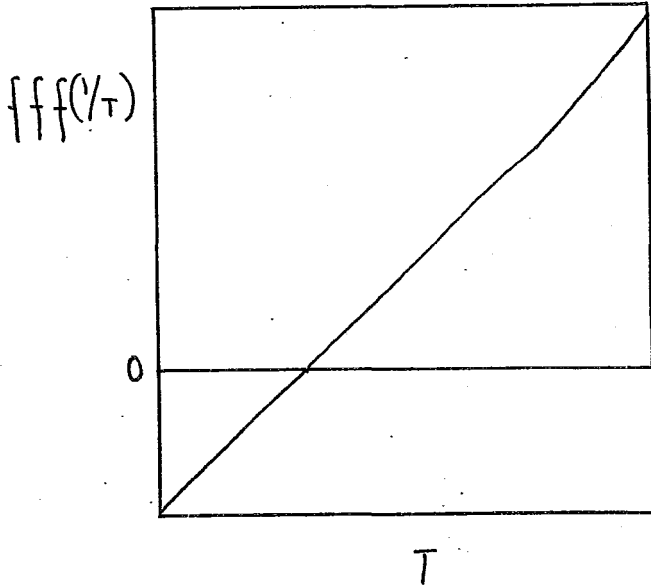
$$ff(T) = \ln\left(\sum x_i / k_i\right) \quad (34)$$

Una curva típica de esta nueva función está representada en la figura (3). Se ha probado que si la función se modifica a



$$\ln\left(\frac{1}{T}\right) = \ln\left(\sum y_i/k_i\right) \quad (35)$$

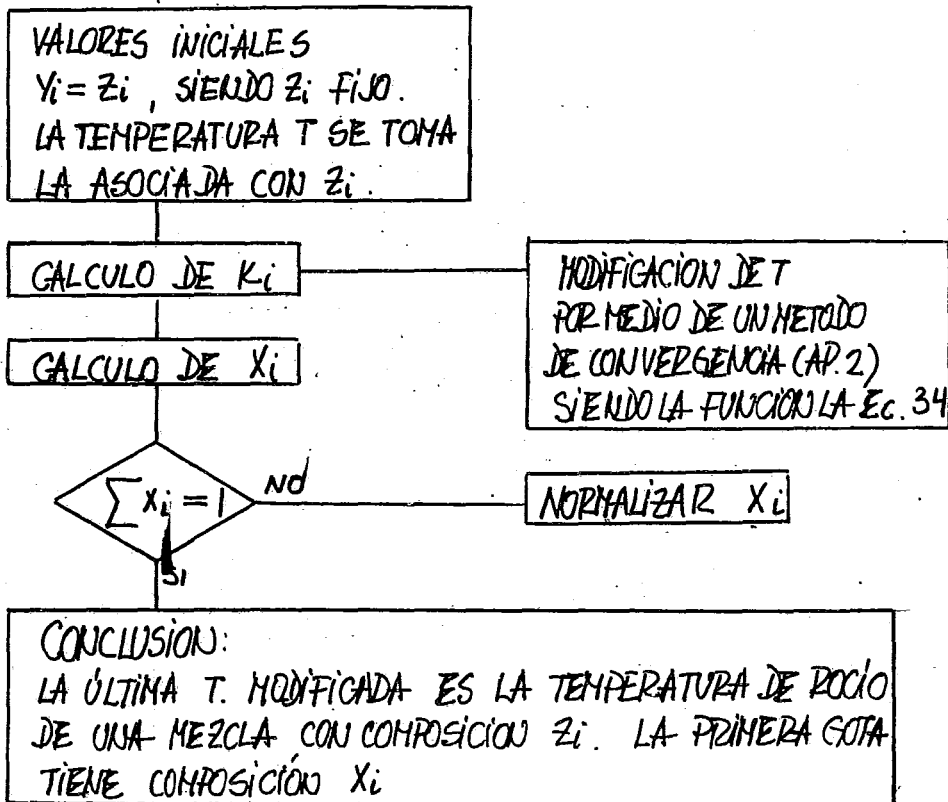
se alcanza una mayor rapidez en la convergencia, ver figura (4).



Lo que se ha hecho en este desarrollo es tratar de tener el mayor grado de linealidad en la función.

En el diagrama (1) se describe la secuencia de cálculo, para obtener el punto de rocío, tomando en cuenta la dependencia de la constante de equilibrio vapor-líquido con la composición.

DIAGRAMA DE BLOQUES. CALCULO DE PUNTO DE ROCIO.



Punto de burbuja.

En un sistema dónde las condiciones son tales, que la mezcla aparece como líquido, se define al punto de burbuja como la temperatura a la cual aparece la primera burbuja de vapor en equilibrio con el líquido.

Para un sistema binario, el punto de burbuja puede ser representado en la figura (1).

En este caso, los requisitos que se deben cumplir, son:

$\sum y_i = 1$, las fracciones mol suradas deben de ser unidad.

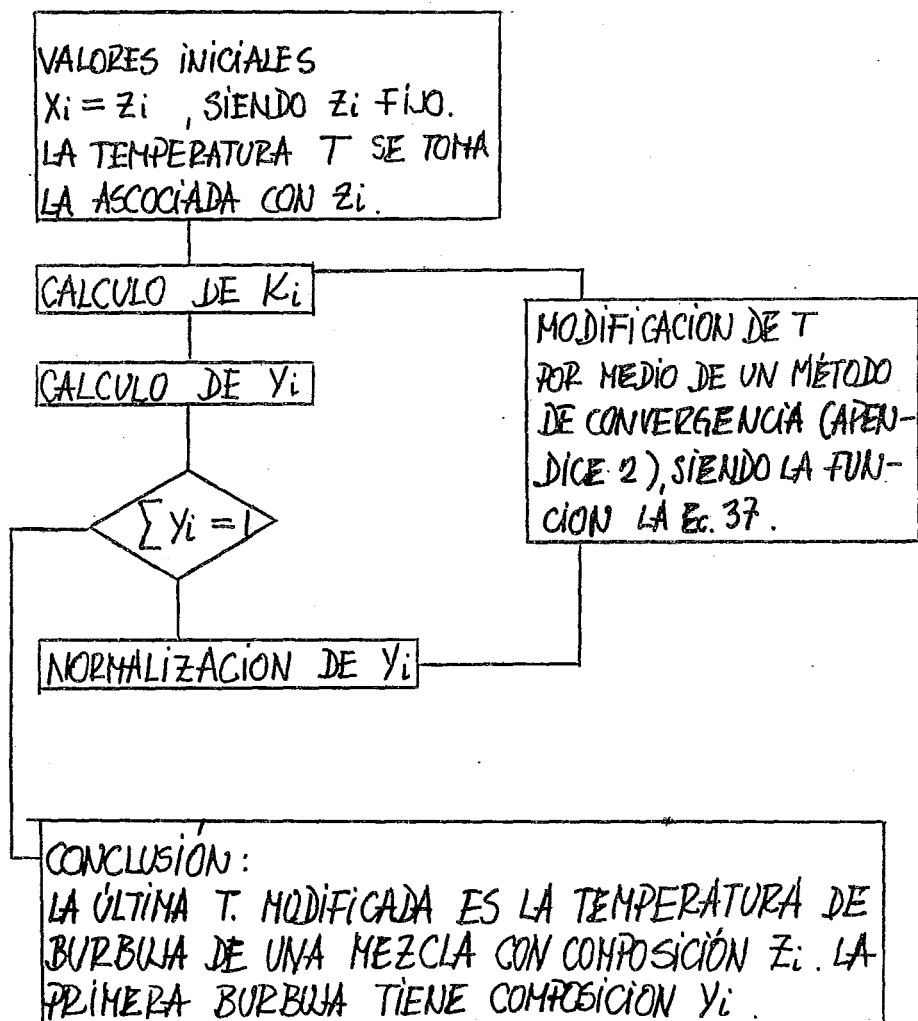
En base a los principios en que se basó para efectuar las modificaciones en la función de convergencia en el punto de rocío, se tienen las siguientes funciones:

$$f(T) = \sum x_i K_i - 1 \quad (36) \quad f(T) = \ln \left(\sum x_i K_i \right) \quad (37)$$

$$f(T) = \ln \left(\sum x_i K_i \right) \quad (38)$$

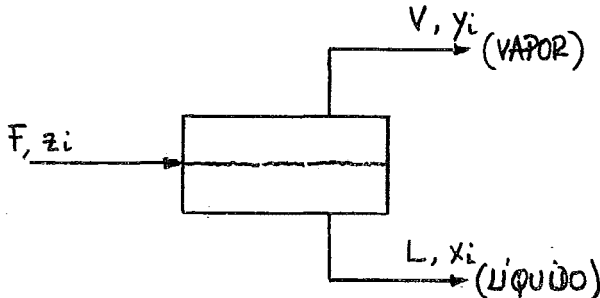
De manera similar se desarrolló el diagrama (2) que describe la secuencia de cálculo del punto de burbuja.

DIAGRAMA DE BLOQUES. CALCULO DE PUNTO BURBUJA.



Flash isotérmico.

El modelo de un flash isotérmico está dado en la figura (5).



Una corriente de entrada con velocidad de flujo de F moles/t y con composición Z_i , entra a un recipiente, dónde se mantiene la presión y la temperatura constantes.

Las corrientes de salida se suponen en equilibrio de fases, la una con la otra. Además se supone que no ocurre reacción química y que solo se forman dos fases.

El problema es encontrar la cantidad y la composición de las corrientes de salida.

Efectuando un balance de materia,

$$F = L + V \quad (39)$$

balance de materia por componentes,

$$F z_i = V y_i + L x_i \quad (40)$$

y definimos: $R = V/F$ (41)

se tiene, $z_i = V/F y_i + L/F x_i$ (42)

$$z_i = R y_i + (1-R) x_i \quad (43) \quad y_i = K_i x_i$$

despejando, $x_i = \frac{z_i}{1 + R(K_i - 1)}$ (44) $y_i = \frac{K_i z_i}{1 + R(K_i - 1)}$ (44-Bis)

se tiene que cumplir que, $\sum x_i = 1$ y $\sum y_i = 1$

si escojemos como función a converger $f(R) = \sum x_i - \sum y_i$ (45)

tendremos, $f(R) = \sum \frac{z_i (K_i - 1)}{1 + R(K_i - 1)}$ (46)

si, pensando en usar un método de convergencia de segundo grado, es factible evaluar la primera derivada (ver convergencia, apéndice 2), se tiene:

$$f'(R) = \sum \frac{(z_i (K_i - 1))^2}{(1 + R(K_i - 1))^2} \quad (47)$$

Esta forma de ecuación fue dada por Rachford y Rice (1952). La ecuación (40) representa una función casi lineal con respecto a R , ver figura (6).

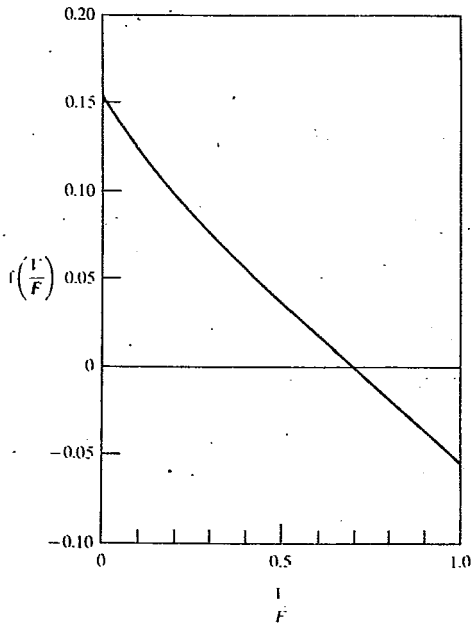


DIAGRAMA DE BLOQUES. CALCULO DE FLASH ISOTERMICO.

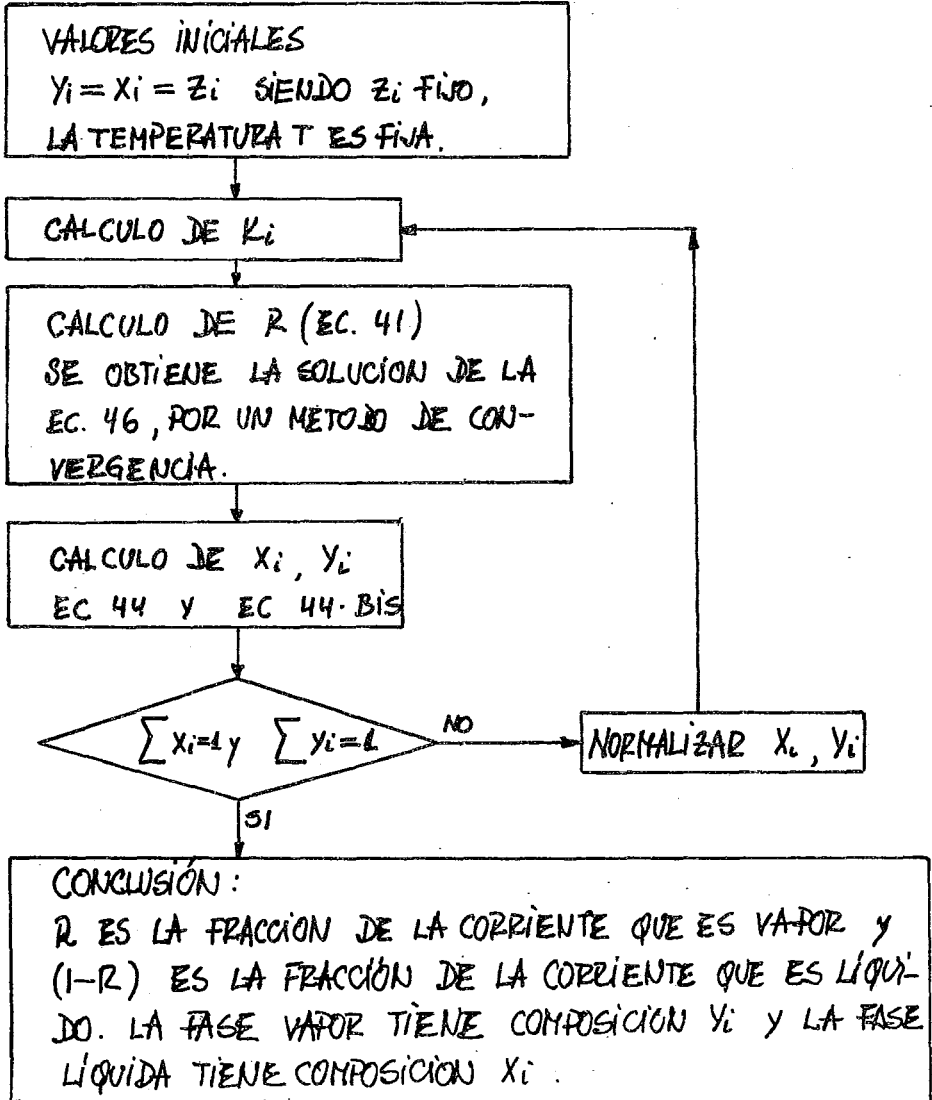
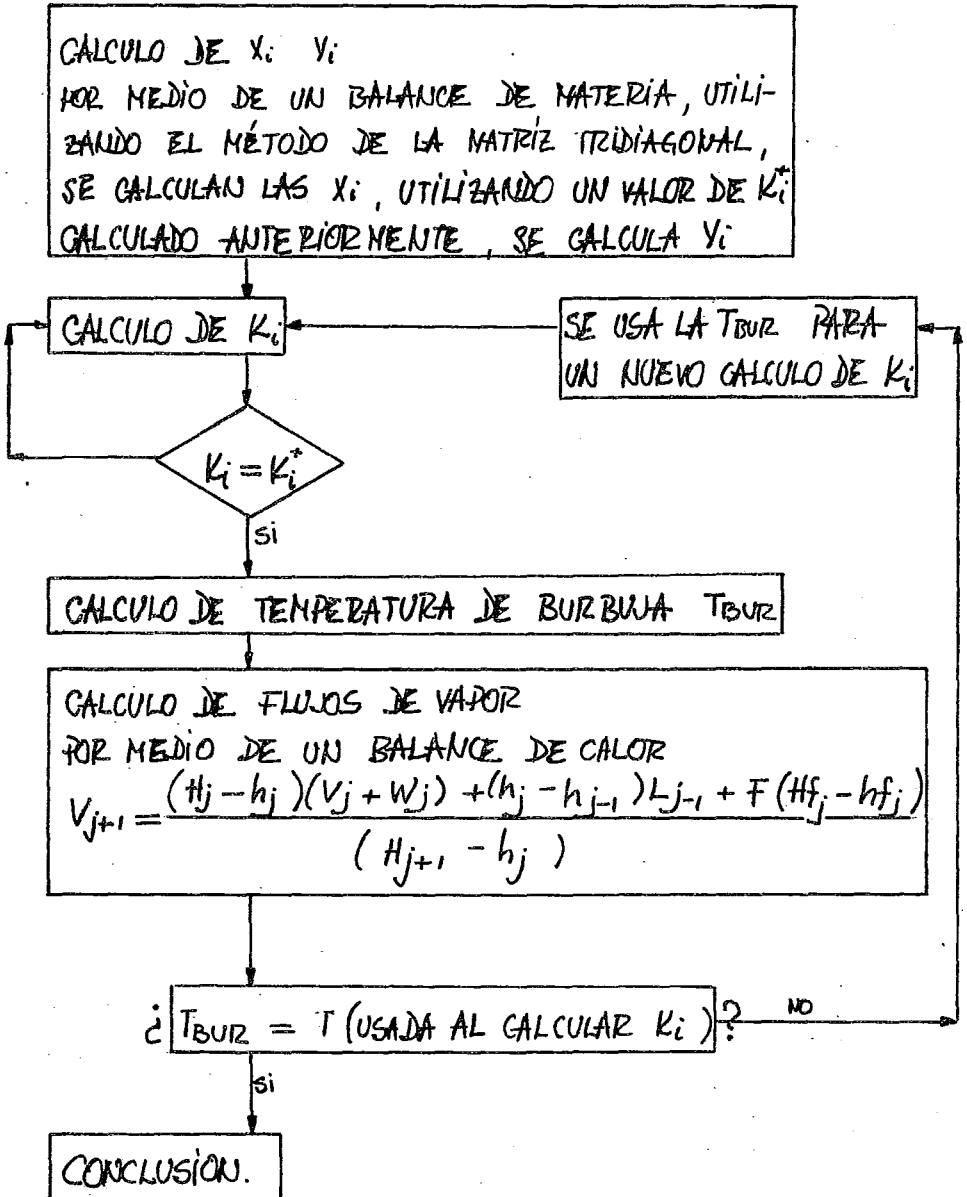


DIAGRAMA DE BLOQUES. CALCULO DEL FEASH ADIABATICO.



Para la fase gaseosa, se tiene la siguiente ecuación,

$$H^{\circ}(i) = AE(i) \bar{T}_1 + BE(i) (\bar{T}_1)^2 + CE(i) (\bar{T}_1)^3 + DE(i) \frac{1}{\bar{T}_1} + EE(i)$$

esto es si $\bar{T}_1 = T/100$ dónde, $[T] = ^{\circ}R$ (48)

los valores de las constantes $AE(I)$, $BE(I)$, $CE(I)$, $DE(I)$ y $EE(I)$ se encuentran en el manual del A.P.I. (33).

Ahora si la temperatura está dada en grados Farenheit, los valores de la constantes $AE(I)$, $BE(I)$, $CE(I)$, $DE(I)$ y $EE(I)$, correspondería a los valores de Cavett B, C, D, O.O y A respectivamente.

La ecuación de Entalpia de una mezcla de Vapor es,

$$HVAP = H^{\circ} - RT \left[3.454 \frac{(A_k)^2}{B_k} \log \left(1.0 + \frac{B_k P}{\bar{x}} \right) + 1.0 - Z \right] \quad (49)$$

dónde A_k , B_k fueron definidas en este mismo capítulo en la parte de equilibrio (ver cálculo de ϕ_i). En esa parte también se muestra la manera de calcular el coeficiente de compresibilidad Z . Se debe de hacer incapié que la resolución de la ecuación de Z , es posible resolverla por dos medios.

El primero es obteniendo la solución analítica (35), la otra es usando un método iterativo con convergencia de Newton (ver apéndice 2, métodos de convergencia).

Entalpia.

Los Balances de Energía requieren del cálculo de la Entalpia, como se indicó anteriormente, este trabajo se restringe a -- trabajar con mezclas de hidrocarburos (ver apéndice 1).

Cavett (31) adoptó la correlación de Chao-Seader (30), y junto con la ecuación de Redlich-Kwong (2), trabajó y consideró que era el método más apropiado para determinar propiedades termodinámicas en los cálculos de destilación.

Los valores de Entalpia necesarios para efectuar los Balances de Energía son generados por el programa (SIMULA/TORRE) para cada corriente de vapor y de líquido en el sistema.

El método de cálculo de la Entalpia está basado en las siguientes ecuaciones (32):

Los valores de la Entalpia para mezclas de Vapor se obtienen a partir de las Entalpias Ideales de los componentes gaseosos de la siguiente manera:

$$H^o = \sum H^o(i) \cdot Y(i) \quad (50)$$

$H^o(i)$: entalpia ideal del componente i.

TABLA 1.

TABLA 2.

	Simple fluid	Methane	Hydrogen
A_1	5.75748	2.43840	1.96718
A_1	-3.01761	-2.24550	1.02972
A_2	-4.98500	-0.34084	-0.054009
A_3	2.02299	0.06212	0.0005388
A_4	0	-0.00223	0
A_5	0.08427	0.10486	0.008585
A_6	0.26667	-0.03691	0
A_7	-0.31138	0	0
A_8	-0.02655	0	0
A_9	0.02883	0	0

Las entalpías del Líquido se calculan por medio de la siguiente ecuación:

$$H_i^L = H_i^o - \frac{2.303 R(T)^2}{T_{c_i}} \left[-\frac{A_1}{(T_{R_i})^2} + A_2 + T_{R_i} (2A_3 + 3A_4 T_{R_i}) \right. \\ \left. + (A_6 + 2A_7 T_{R_i}) P_{R_i} + A_9 (P_{R_i})^2 \right. \\ \left. + W_i (8.65808 + (1.22060)/(T_{R_i})^2 - 9.45672 T_{R_i}) \right] \\ - 1.8 V_{m_i} (\bar{v} - v_i)^2 \quad (51)$$

dónde, T_{R_i} , es temperatura reducida del componente i

P_{R_i} , es la presión reducida del componente i

W_i , es el factor ascéntrico del componente i

$\bar{v}(i)$, es el factor de solubilidad del comp. i

V_{m_i} , es el volúmen molar de componente i

y \bar{v} se calcula por medio de la ecuación:

$$\bar{v} = \left(\sum x_i V_{m_i} v_i \right) / \left(\sum x_i V_{m_i} \right) \quad (30 \text{ Bis})$$

Las constantes A_0, \dots, A_9 son los coeficientes de la ecuación de Chao-Seader (31), cuyos valores están en la siguiente tabla (2).

Hay que hacer notar que estos valores de la tabla (2), no están corregidos como lo están los coeficientes de la tabla(1).

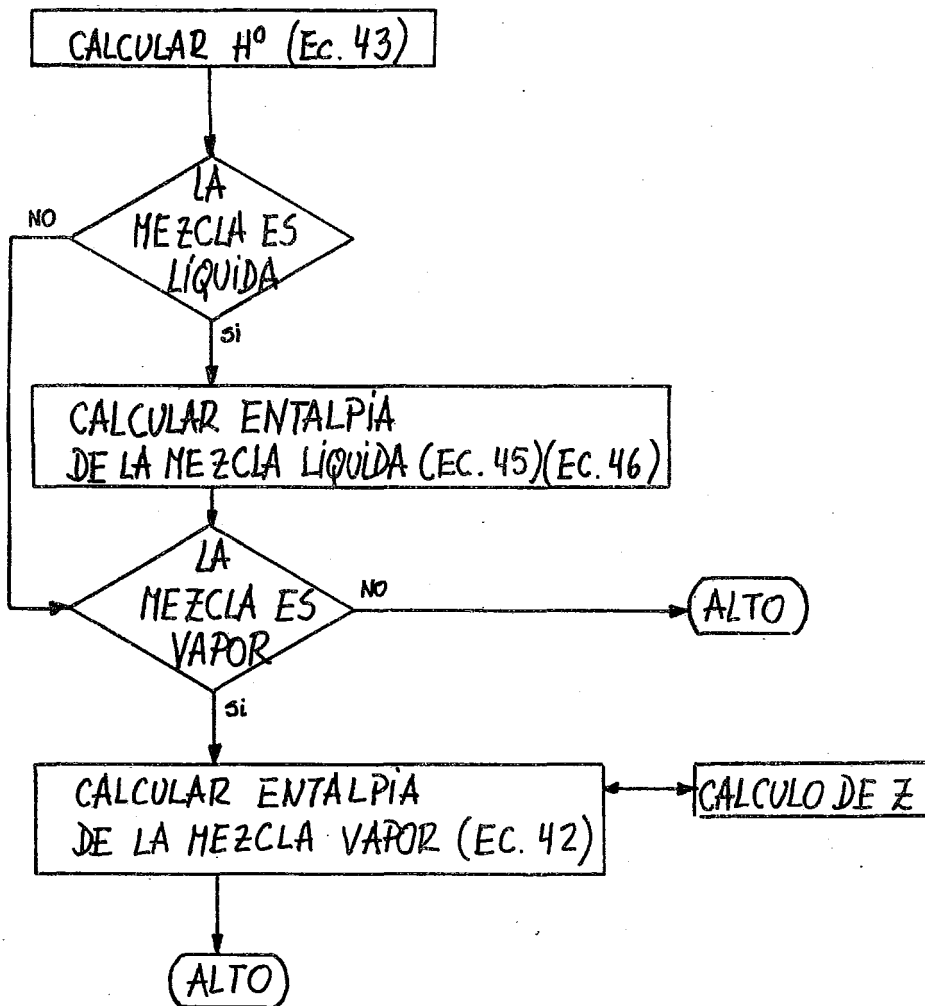
que tienen la modificación de Greysor y Streed (36).

La entalpía de la mezcla Líquida se obtiene de:

$$H_{LIQ} = \sum x_i H_i^L \quad (52)$$

El procedimiento de cálculo está indicado en el diagrama de bloques

DIAGRAMA DE BLOQUES. CALCULO DE ENTALPIA.



descritas en el análisis de los elementos, sino aquellas resultantes al combinar

BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA



Introducción

El análisis cuantitativo de la destilación se basa en los balances de materia y energía que tienen lugar en la columna.- Este análisis se puede realizar desde diferentes puntos de vista.

Es posible adquirir el conocimiento del comportamiento de una columna por medio de la manipulación directa de ésta, pero únicamente bajo circunstancias muy especiales se efectúa una variación en las condiciones de operación. Esto sucede al tener modificaciones en servicios o en requerimientos de producto.

Bajo estas circunstancias se deben tomar decisiones factibles Se cuenta con cuatro alternativas:

1. Consultar los servicios de un experto.
2. Construir una planta piloto.
3. Experimentación directa en la planta.
4. Construir un modelo matemático que describa el comportamiento del sistema.

En este trabajo se selecciona la alternativa cuatro.

Una vez que se ha seleccionado el modelo para la interpretación física del fenómeno y se ha escogido un método de cálculo para la constante de equilibrio (capítulo anterior), el siguiente paso es conocer las cantidades de vapor y de líquido que se manejarán en la columna de destilación, el perfil de temperaturas, las cargas térmicas del condensador y del reboiler, etc.

La forma de obtener estos valores es por medio de los balances de materia y energía y de relaciones auxiliares como la relación de equilibrio de fases y la de la condición de la suma de fracciones mol.

Modelo matemático.

Para llevar a cabo los balances de materia y energía se seleccionó el modelo de una columna de destilación en operación. La razón de haber escogido este modelo es la facilidad con la cual se observa la influencia de las variables en el comportamiento de la columna.

El modelo tiene la ventaja de proporcionar información del comportamiento de la columna sin necesidad de trasladarse al lugar donde ésta se encuentre y mover mecánicamente las variables para ver que sucede.

El objetivo del siguiente desarrollo es el establecimiento de un modelo que cubra estas características.

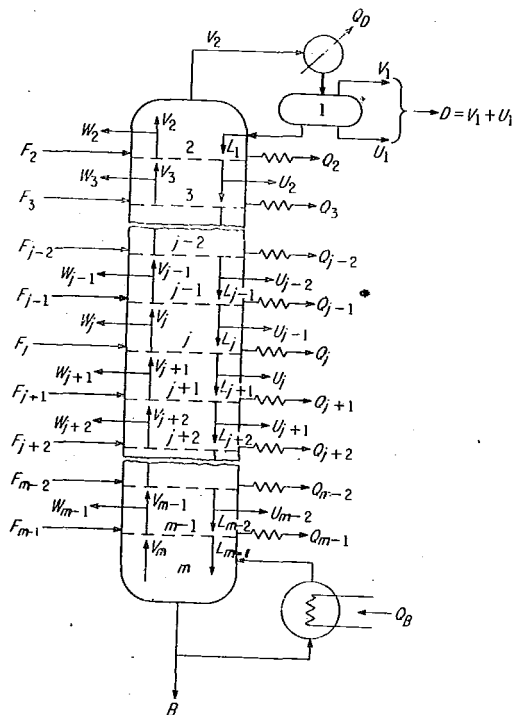


FIGURA 1.

La figura 1 representa una columna que consta de M etapas, - un reboiler y de un condensador que puede ser total o parcial.

Las etapas están numeradas a partir del condensador (etapa - número uno) al reboiler (etapa número M). Cada etapa puede ser un plato perforado o uno de cachuchas, habiendo cada una una alimentación $F(J)$; una extracción de vapor $W(J)$; una extracción de líquido $U(J)$; y una entrada o salida de calor $Q(J)$, como se observa en la figura 2.

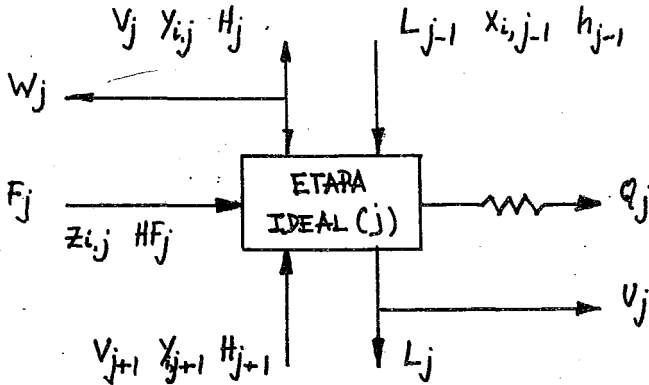


FIGURA 2.

La columna aquí considerada es ideal, es decir, se supone -- que el líquido, $FL(J)$ y el vapor $V(J)$ que abandonan la etapa (figura 2) están en equilibrio termodinámico.

Debido a esta suposición los balances de materia y energía -- se simplifican.

La forma como se pueden plantear las ecuaciones de los balan -- ces depende de las variables independierntes seleccionadas de acuerdo al método de solución que se emplee.

En este trabajo se escogieron las fracciones mol del líquido en toda la columna $X(I,J)$, el perfil de los flujos de vapor $V(J)$ y el perfil de temperatura $T(J)$ como variables independientes.

La columna de la figura 1 representa el caso general; para cualquier caso particular, las variables que no intervengan serán cero.

Ecuaciones Basicas.

Basado en la figura 2, el balance de materia por plato es el siguiente:

$$M[X(i,j), V(j), T(j)] = FL(j-1)X(i, j-1) - [V(j) + W(j)]\gamma(i, j) - [L(j) + U(j)]X(i, j) + V(j+1)\gamma(i, j+1) + F(j)z(i, j) = 0 \quad (1)$$

Este balance se realiza en todos los platos de la columna. ($2 \leq J \leq M-1$).

La ecuación de equilibrio,

$$E[X(i,j), V(j), T(j)] = \gamma(i, j) - RK(i, j)X(i, j) = 0 \quad (2)$$

La ecuación de suma de fracciones mol:

$$S[x(i,j), V(j), T(j)] = \sum x(i,j) - 1.0 = 0 \quad (3)$$

$$S[y(i,j), V(j), T(j)] = \sum y(i,j) - 1.0 = 0 \quad (4)$$

y el balance de energía,

$$\begin{aligned} H[x(i,j), V(j), T(j)] &= \bar{F}L(j-1) HL(j-1) - (V(j) + W(j)) HV(j) \\ &- (\bar{F}L(j) + V(j)) HL(j) + V(j+1) + \bar{F}(j) HF(j) - Q(j) = 0 \end{aligned} \quad (5)$$

De las ecuaciones aquí expuestas el número de variables es mayor al número de estas ecuaciones. Es necesario simplificar el modelo expresando las variables en función de las seleccionadas como independientes anteriormente.

La simplificación de la ecuación del balance de materia es el siguiente:

De la ecuación 2 se despeja $Y(I, J)$ quedando,

$$Y(i,j) = RK(i,j) X(i,j) \quad (2')$$

Sustituyendo (2') en (1) se obtendrá

$$\begin{aligned}
 M[x(i,j), V(j), T(j)] &= FL(j-1)x(i,j-1) - [V(j) + W(j)] \\
 RK(i,j)x(i,j) &- [FL(j) + U(j)]x(i,j) + \\
 V(j+1)RK(i,j+1)x(i,j+1) &+ F(j)z(i,j) = 0 \quad (6)
 \end{aligned}$$

Agrupando los términos semejantes

$$\begin{aligned}
 M[x(i,j), V(j), T(j)] &= FL(j-1)x(i,j-1) - [V(j) + W(j)] \\
 RK(i,j) + FL(j) + U(j) &]x(i,j) + V(j+1)RK(i,j+1)x(i,j+1) \\
 + F(j)z(i,j) &= 0 \quad (7)
 \end{aligned}$$

En la ecuación (7) todos los términos son datos o variables independientes a excepción de el flujo del líquido $FL(J)$. Para expresar esta cantidad en función de las variables independientes es necesario hacer un balance de materia global desde el condensador hasta el plato J , de acuerdo con la figura 3.

$$V(j+1) + \sum_{k=2}^j F(k) - U(k) - W(k) - FL(j) - j = 0 \quad (8)$$

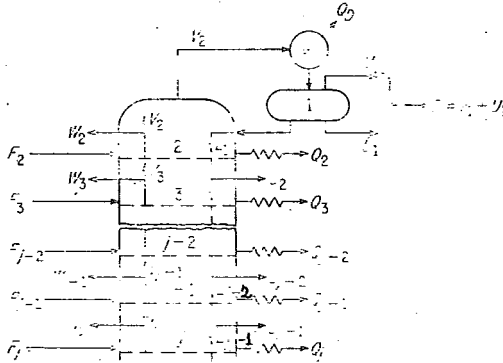


FIGURA 3.

Despejando $FL(J)$, se tendrá en función de $V(J+1)$; las otras cantidades son datos,

$$FL(j) = V(j+1) - D + \sum_k F(k) - V(k) - W(k) \quad (8')$$

Si se sustituye el valor de $FL(J)$, ec.(8'), en la ecuación - (7), el balance de materia está expresado en función de las fracciones mol, $x(I,J)$ y del perfil de flujos de vapor $V(J)$

Rearreglando la ecuación (7) de la siguiente manera,

$$FL(j-1) x(i, j-1) + \left\{ [V(j) + W(j)] RK(i, j) + FL(j) + V(j) \right\} x(i, j) + [V(j+1) RK(i, j+1)] x(i, j+1) = \bar{F}(j) z(i, j) \quad (9)$$

La ecuación (9) está expresada en función de las concentraciones del líquido del plato que se está analizando (J), del plato anterior (J-1), y del plato posterior (J+1).

La ecuación (9) la podemos expresar como,

$$ACC(j)x(i,j-1) + BCC(j)x(i,j) + CCC(j)x(i,j+1) = DCC(j) \quad (10)$$

dónde,

$$AC(j) = FL(j-1) \quad (11)$$

por la ec. (8'),

$$ACC(j) = V(j) - D + \sum F(k) - U(k) - W(k) \quad ; 2 \leq k \leq j \quad (12)$$

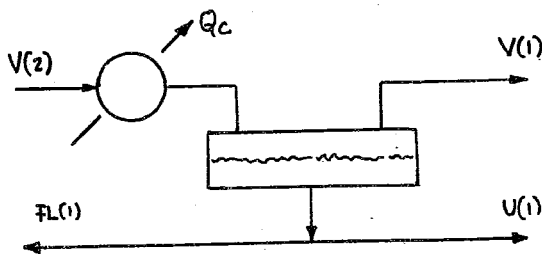
$$BCC(j) = [U(j) + W(j)] RK(i,j) + FL(j) + V(j) \quad (13)$$

Solo faltan los balances de materia en el condensador y en el reboiler. Para el condensador, el balance de acuerdo a la figura 4.

$$CCC(j) = V(j+1) RK(i,j+1) \quad (14)$$

$$DCC(j) = -F(j) Z(i,j) \quad (15)$$

FIGURA 4.



$$V(2)x(i,2) = [FL(1) + U(1)]x(i,1) + V(1)y(i,1) \quad (16)$$

Sustituyendo la ec. (2') en la ex. (6),

$$[V(2)RK(i,2)]x(i,2)=[FL(1)+V(1)]x(i,1)+[V(1)RK(i,1)]x(i,1) \quad (17)$$

$$\text{si, } -[FL(1)+V(1)+V(1)RK(i,1)]=BC(1) \quad (18)$$

$$V(2)RK(i,2)=CC(1) \quad (19)$$

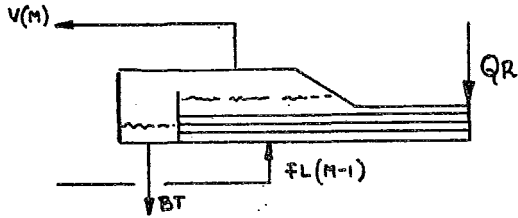
$$DC(1)=0$$

la ecuación (17) queda,

$$BC(1)x(i,1)+CC(1)x(i,2)=DC(1) \quad (20)$$

Para el reboiler, el balance de materia es el siguiente:

FIGURA 5.



El balance total,

$$FL(M-1)=V(M)+BT \quad (21)$$

para cada componente,

$$FL(M-1)x(i,M-1)=V(M)RK(i,M)x(i,M)+BT x(i,M)$$

rearrreglando,

$$FL(M-1)x(i,M-1)=V(M)RK(i,M)x(i,M)+BT x(i,M)$$

$$[V(M)+BT]x(i,M-1)-[V(M)RK(i,M)+BT]x(i,M)=0 \quad (22)$$

si,

$$BC(M) = -[V(M)RK(i,M) + BT] \quad (23)$$

$$AC(M) = FL(M-1)$$

$$AC(M) = V(M) + BT \quad (24)$$

$$DC(M) = 0 \quad (25)$$

la ecuación (22) queda,

$$AC(M)x(i,M-1) + BC(M)x(i,M) = DC(M) \quad (26)$$

agrupando las ecuaciones (10), (20) y la (26),

$$BC(1)x(i,1) + CC(1)x(i,2) = DC(1)$$

$$AC(j)x(i,j-1) + BC(j)x(i,j) + CC(j)x(i,j+1) = DC(j)$$

$$2 \leq j \leq M-1$$

$$AC(M)x(i,M-1) + BC(M)x(i,M) = DC(j)$$

El conjunto de estas ecuaciones representa los Balances de Materia para toda la Columna de Destilación. Este sistema puede expresarse en forma de Matriz de la siguiente forma:

$$\begin{bmatrix}
 BC(1) & CC(1) & & & & \\
 AC(2) & BC(2) & CC(2) & & & \\
 & & & & & \\
 & & AC(j) & BC(j) & CC(j) & \\
 & & & & & \\
 & & & & AC(M-1) & BC(M-1) & CC(M-1) \\
 & & & & & AC(M) & BC(M)
 \end{bmatrix}
 \begin{bmatrix}
 x_{(i,1)} \\
 x_{(i,2)} \\
 \\ \\
 x_{(i,j)} \\
 \\ \\
 x_{(i,M-1)} \\
 x_{(i,M)}
 \end{bmatrix}
 =
 \begin{bmatrix}
 DC(1) \\
 DC(2) \\
 \\ \\
 DC(j) \\
 \\ \\
 DC(M-1) \\
 DC(M)
 \end{bmatrix}$$

o simplemente, $\begin{bmatrix} A \\ BC \end{bmatrix} \cdot \{ x_{(i,j)} \} = \{ DC(j) \}, 1 \leq i \leq n$

Este sistema es para cada componente.

El balance de materia queda expresado como,

$$M \left[x_{(i,j)}, V(j), T(j) \right] = \begin{bmatrix} A \\ BC \end{bmatrix} \cdot \{ x_{(i,j)} \} - \{ DC(j) \} = 0 \quad (27)$$

$$1 \leq i \leq n \quad ; \quad 1 \leq j \leq m$$

Las otras ecuaciones básicas, en función de las variables independientes son:

$$S[x(i,j), v(j), T(j)] = \sum R_k(i,j) x(i,j) - 1.0 = 0 \quad (28)$$

$$H[x(i,j), v(j), T(j)] = [HV(j+1) - HL(j)]V(j+1) - [HV(j) - HL(j)] \\ [x_j + w(j)] - [HL(j) - HL(j-1)]FL(j-1) + F(j) [HF(j) - HL(j)] \\ - \varphi(j) = 0 \quad (29) \quad 1 \leq j \leq M$$

De acuerdo a las ecuaciones (27), (28), (29) se tiene $M(N+2)$ variables independientes en toda la Columna y estas ecuaciones son en total $M(N+2)$, por lo que el sistema es consistente.

Para resolver este sistema, es necesario encontrar un juego

de valores de $\{x(i,j)\} \quad \{v(j)\} \quad \{T(j)\}$

El método de cálculo está explicado en un capítulo posterior.

VARIABLES DE DISEÑO

INTRODUCCION:

Para el diseño de un equipo se tendrán que realizar los balances de materia y energía y el primer problema a resolver es definir las variables de diseño de dicho equipo.

Las variables de diseño que se encuentran en un proceso pueden clasificarse en dos tipos (9):

a) Aquellas variables que se encuentran definidas por las condiciones de procesamiento o ambientales. Así, las condiciones de alimentación de las corrientes a una planta, serían variables de diseño establecidas por las condiciones de procesamiento. Por la temperatura de suministro del agua de enfriamiento a una planta, podría considerarse como una variable definida por condiciones ambientales.

b) Variables económicas, que son aquellas cuya selección queda al arbitrio del diseñador, así como su valor. Caracterizándose esencialmente por el hecho de que los requerimientos del proceso pueden ser satisfechos por un conjunto de valores de las mismas, pudiéndose obtener el más económico mediante una optimización del sistema.

DETERMINACION DEL NUMERO DE VARIABLES DE DISEÑO:

Para la determinación del número de variables de diseño exist

ten varios métodos. El más sencillo, aunque un poco elaborado, es el de Smith (10).

La simplicidad de este método se basa en el hecho de considerar los equipos analizados, cuando éstos son complejos, como un conjunto de elementos simples. Para cada elemento se aplica el principio básico de este método que consiste en determinar el número total de las variables del equipo; a continuación se establecen las relaciones que existen entre las distintas variables y sustrayendo el número de relaciones del número total de variables se obtienen las variables de diseño por elemento.

Una vez que el principio básico fué aplicado a todos los elementos, los resultados por elemento se relacionan para dar el número de variables de diseño de la unida completa.

Otra ventaja del método es clasificación del tipo de variables y de restricciones que pueden existir.

A. Tipo de variables.

Smith (10) clasifica como variables fundamentales la presión, temperatura, flujos, concentración, variables de repetición. Puede haber otro tipo de variables pero se puede obtener por la combinación de las fundamentales.

Las variables de repetición se define como un grado de libertad, que el diseñador utiliza cuando un elemento se repite - un número M de veces en una unidad. Por ejemplo, se consumirá un grado de libertad (variable de repetición), en una torre de absorción, cuando se fije el número de etapas.

B. Tipo de restricciones.

Las restricciones o relaciones son, según Smith (10):

- a) Restricciones Inherentes.
- b) Restricciones por Balance de Materia.
- c) Restricciones por Balance de Energía.
- d) Restricciones por Equilibrio de Físico.
- e) Restricciones por Equilibrio Químico.

El número de restricciones por balance de materia son C ; por balance de energía 1 y por equilibrio físico $C(N_p - 1)$, siendo N_p número de fases. Por lo que respecta a las restricciones inherentes, depende del equipo considerado. Por ejemplo, en un separador, las corrientes que salgan de éste tendrán la misma composición. Dicha composición será una restricción inherente.

La definición dada por Smith para un elemento es arbitraria ya que varios equipos los considera elementos tal es el caso del condensador que será una unidad completa o un elemento -

que forma parte de una torre de destilación la cual es una -
unidad más compleja.

Smith hace un análisis de elementos primeramente y después -
integra estos elementos para el análisis de unidades o equi-
pos.

La ecuación básica para determinar el número de variables de
diseño en un elemento es:

$$N_{v_i}^e = N_v^e - N_c^e \quad (1)$$

Para ilustrar el método calcularemos el número de variables
de diseño de una corriente en un proceso y las de un elemento
to que utilice dicha corriente.

Las variables totales de una corriente homogénea (N_v^e) son:

Composición	c - 1
Presión	1
Temperatura	1
Flujo	<u>1</u>
Total	c + 2

Al considerar todas estas variables, no existen algunas que
se encuentren interrelacionadas, por lo que el número de --

restricciones N_C^e , será de cero y $c + 2$ será el mínimo número de variables requerido para especificar una corriente --- homogénea.

En el supuesto caso de que tomaran en cuenta otra variables- habrá relaciones adicionales conservandose el mismo número - de variables de diseño.

El número de variables en un enfriador, un calentador, bomba o compresora será el mismo pues los equipos tiene una co- - rriente de entrada y otra de salida.

El número de variables totales N_V^e involucradas en estos - - elementos será: (por elemento)

Corriente de entrada	$c + 2$
Corriente a la salida	$c + 2$
Flujo de energía	<u>1</u>
Total	$2c + 5$

Las restricciones N_C^e en cada elemento son

Restricción por balance de materia	c
Restricción por balance de energía	1
T o t a l	<u>$c+1$</u>

Por tanto aplicando la ecuación (1), el número de variables de diseño para cualquiera de esos elementos es $C + 4$.

C. Análisis de Unidades.

El sistema que se sigue en el análisis de unidades, se puede considerar como una extensión del principio básico; la ecuación fundamental para determinar el número de variables de una unidad, también siguiendo la misma nomenclatura:

$$N_i^u = N_v^u - N_c^u \quad (2)$$

En esta ecuación los conceptos de las variables totales de la unidad (N_v^u) y de las restricciones (N_c^u), son diferentes a los establecidos en relación con la ecuación (1); así las variables totales de la unidad comprenden a todas las variables independientes de cada uno de los elementos que constituyen la unidad y además a las variables de repetición. Su expresión matemática es:

$$N_v^u = N_r + N_i^e \quad (3)$$

Por otra parte con respecto a las restricciones que se deben considerar en la ecuación (2), tampoco corresponden a las descritas en el análisis de los elementos, sino aquellas re-

sultantes al combinar los elementos para formar la unidad. - Así, si dos elementos adyacentes que es común para ambos, al sumar las variables independientes de cada uno de ellos, se estará considerando por duplicado la corriente común, por lo cual será necesario restar al valor total de las variables independientes de estos dos elementos el correspondiente a una corriente, o sea $C+ 2$.

La determinación de las variables de diseño en una columna de destilación varía de acuerdo a las condiciones de operación.

Para una unidad de destilación con una alimentación un condensador total y un reboiler parcial, ilustrado en la figura siguiente.

Según la figura (1), la columna puede seccionarse en seis elementos cuyas variables independientes serán las variables de la unidad;

Elemento

Condensador Total	C	+ 4
Separador (Reflujo)	C	+ 5
$N-(M + 1)$ Etapas de Equilibrio	$2C+2(N-M-1)$	+ 5
Plato de Alimentación	3C	+ 8

M-1 Etapas de Equilibrio	$2C + 2(M-1) + 5$
Reboiler Parcial	$C + 4$
Número Total de Variables.	$10C + 2N + 27$

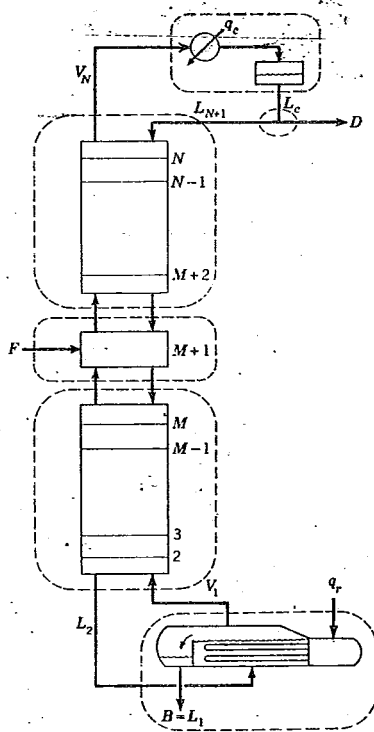


FIGURA 1.

Hay nueve corrientes comunes en la unidad, por lo tanto;
 $= 9(C + 2) = 9C + 18$.

los grados de libertad son:

$$=(10C + 2N + 27) - 9C - 18$$

$$= C + 2N + 9.$$

Las variables de diseño puede ser:

Presión en cada etapa (incluyendo reboiler)	N	
Presión en el Condensador		1
Presión en el Separador de Reflujo		1
Cantidad de calor en cada Etapa (sin reboiler)	N	- 1
Cantidad de calor en el Separador de Reflujo		1
Alimentación	C	+ 2
Temperatura del Reflujo		1
Número Total de Etapas N		1
Número de Etapas abajo de la Alimentación M		1
Gastos de Destilado o D/F		1
Gasto máximo permitido de Vapor o V/F		1
		<hr/>
		C + 2N + 9

Las primeras seis variables son fijas en el diseño.

Las cinco restantes pueden cambiar de acuerdo con el problema. Si el problema es de operación las variables N y M son conocidas y resulta conveniente tomar otras variables; sustituyendo cualquiera de las cinco variables por las menciona--

das a continuación:

- 1.- La relación de reflujo L/D
- 2.- La carga en el condensador Q_c
- 3.- La carga en el reboiler Q_r
- 4.- La recuperación de uno o dos componentes en el destilado o en el fondo.
- 5.- La concentración de uno o dos componentes en el destilado o en el fondo.

VARIABLES DE DISEÑO PARA UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN CON UNA ALIMENTACIÓN, UN CONDENSADOR PARCIAL, UN REBOILER. SEGÚN LA FIGURA (2), TENEMOS LOS SIGUIENTES ELEMENTOS:

Condensador Parcial	C	+ 4
Separador de Reflujo	C	+ 5
$N-(M+1)$ Etapa de Equilibrio	$2C + 2 (N - M - 1)$	+ 5
Plato de alimentación	3C	+ 8
M Etapas de Equilibrio	$2C + 2M$	+ 5
Reboiler Total	C	+ 4
Separador en el Fondo	C	+ 5
Número Total de Variables	$11 C + 2N$	+34.

Existen diez corrientes comunes, teniendo como restricciones:

$$= 10 (c + 2) = 10 C + 20.$$

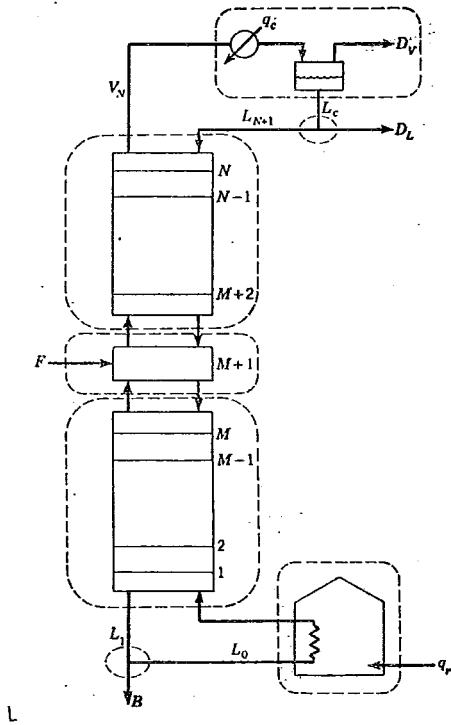


FIGURA 2.

Por lo que el número de variables de diseño es,

$$C + 2N + 14.$$

Las Variables Pueden Ser:

Presión de cada Etapa

N

Presión en el condensador		1
Presión en el reboiler		1
Presión en los dos separadores		2
Cantidad de calor en cada etapa	N	
Cantidad de calor en los dos separadores		2
Alimentación	C	+2
Relación de producto D_v/D_1		1
Gasto L_o al reboiler		1
Número total de etapas N		1
Número de etapas abajo de la alimentación		1
Gasyo de vapor máximo o V/F		1
Cantidad total de destilado D o D/F		1
Número total de variables de diseño		<hr/> C + 2N + 14.

Como en el caso anterior dependiendo de las especificaciones del problema las últimas seis variables pueden ser cambiadas por cualquiera de las siguientes:

- 1.- Relación de reflujo L/D.
- 2.- Carga en el condensador Q_c .
- 3.- Carga en el reboiler Q_r .
- 4.- Recuperación de uno o dos componentes en el destilado o en el fondo.
- 5.- Concentración de uno o dos componentes en el destilado o en el fondo.

**QUIMICA**

De las variables de diseño que son importantes en destilación podemos decir lo siguiente:

La Alimentación.- En una torre correctamente diseñada, el gasto de alimentación no afecta al número de platos, al reflujo, o a las condiciones de operación (3). No sucede lo mismo con la condición térmica y composición de la alimentación. Para una alimentación fría conservando el reflujo y los productos (composición) constantes, el número de etapas en la sección rectificadora decrecerá y en la sección de agotamiento aumentará. El calor en el reboiler necesario aumentará y en el condensador disminuirá.

Presión en la Columna.- Para una alimentación fija y un determinado producto, el incremento en la presión hará decrecer a α . necesitando un reflujo más alta o un mayor número de etapas. El perfil de temperatura aumentará y generalmente también la densidad del vapor. Debido a que el efecto de la presión es mayor que el correspondiente al de la temperatura, el volumen, por lo tanto, tiende a incrementar la oclusión.

La selección de la presión en la columna está basada en otras consideraciones además de la separabilidad. Algunas importantes son: la temperatura disponible del refrigerante para poder condensar el vapor del domo, la estabilidad térmica del

sistema de destilación limitando la temperatura del reboiler y la disponibilidad de la presión del proceso para el manejo del producto y de la torre.

Se debe hacer notar que cuando se trabaja con alimentación - sobrecalentada o fría, o bien con un reflujo frío, es posible que algunas de las etapas cerca de la alimentación y/o esta etapa reduzcan su efectividad debido a que sirven como simples cambiadores de calor para ajustar el perfil de temperaturas a operación normal. Una situación similar, aunque menos crítica, puede resultar de la introducción de la corriente de alimentación en un plato equivocado con respecto a la composición. Un ajuste dentro de la columna en una o varias etapas debe tener lugar para alcanzar la temperatura de punto burbuja del líquido a la composición del líquido mezclado en ese plato.

Condición térmica del reflujo.- El reflujo frío reduce la relación de reflujo o el número de etapas requeridas e incrementa la carga en el condensador y en el reboiler.

MÉTODOS CORTOS

METODOS CORTOS.

En los capítulos anteriores se enfatizó la aplicación del -- programa a problemas de operación en columnas de destilación. En este trabajo no se ha hecho referencia al problema de diseño. Este puede ser cubierto por el uso de métodos cortos.

Entre los métodos cortos tenemos los que atacan el problema de operación, como el método simplificado de Brown y Martin (3), que consiste en hacer calculos plato a plato, dando valores de reflujo mínimo del lado seguro, es decir, el reflujo mínimo calculado es mayor que el real. Este método se utilizaría cuando sólo se requiera hacer una aproximación rápida, evitando la necesidad de emplear métodos complicados como el de Lewis-Matheson (1). Pero en realidad, dónde centraremos nuestra atención es en lo referente al diseño.

Los métodos cortos dan una buena aproximación, dentro de la exactitud pedida en ingeniería. Los resultados obtenidos -- por medio de éstos, comparados con los de los métodos de cálculo plato a plato, implementados en la computadora, resul--tan casi los mismo, salvo excepciones.

Van Winkle (11), comparó métodos cortos y métodos plato a -- plato. En los cortos utilizó las ecuaciones de Fenske Kirkbride y Gillilan, y en los de plato a plato, los de Sorel, -

Lewis-Matheson y Thiele-Geddes. La comparación de ambos se observa en la siguiente tabla:

Data	Short-cut	Sorel	Lewis-Matheson	Thiele-Geddes
<i>D</i>	0.2429	0.2441	0.2431	0.2431
$x_D = i-C_4$	0.2450	0.2451	0.2461	0.2461
$x_D = C_4$	0.6650	0.6625	0.6677	0.6673
$x_D = i-C_3$	0.0659	0.0677	0.0607	0.0594
$x_D = C_3$	0.0242	0.0287	0.0260	0.0257
<i>B</i>	0.7571	0.7559	0.7569	0.7569
$x_B = i-C_4$	0.0006	0.0002	0.0002	0.0002
$x_B = C_4$	0.0112	0.0109	0.0101	0.0103
$x_B = i-C_3$	0.4022	0.4027	0.4035	0.4037
$x_B = C_3$	0.5860	0.5862	0.5862	0.5863
<i>L_c D</i>	3.65	3.70	3.70	3.70
No. of plates*	10.5	19	18	18
Feed plate†	6.9	6	6	6
$x_F = i-C_4$	0.060	0.0432	0.0420	0.0422
$x_F = C_4$	0.17	0.1926	0.1912	0.1921
$x_F = i-C_3$	0.32	0.3223	0.3466	0.3461
$x_F = C_3$	0.45	0.4225	0.4202	0.4196
<i>t_D</i> , °F	135	135.6	136.5	136.5
<i>t₁</i> , °F	145	145.0	144.2	144.1
<i>t_F</i> , °F	188	187.8	188.0	187.9
<i>t_B</i> , °F	209	210.6	209.8	210.8
% Rec., <i>LK</i>	95.0	95.13	95.50	95.42
% Rec., <i>HK</i>	95.0	95.14	95.40	95.49

El programa (SIMULA/TORRE), está hecho de una manera modular, lo que permite que se le pueda agregar un programa de métodos cortos que calculen los datos básicos de diseño, como son número de platos, reflujo de operación, plato de alimentación, etc. Una vez obtenidos estos datos, el programa (SIMULA/TORRE), simulará la columna especificada.

Los métodos cortos, por otro lado, permiten estudiar el efecto de la relación del reflujo en los costos de operación e inversión, con un mínimo de cálculos tediosos.

Para el cálculo de reflujo mínimo:

Método de Underwood.- Resuelve una ecuación que relaciona la composición de la alimentación, la condición térmica de ésta y las volatilidades relativas de los componentes, a una temperatura promedio de la columna, para un factor q que cae numéricamente entre las volatilidades relativas de los componentes clave, y usando una segunda ecuación, que relaciona $(L/D)_{\min}$, de los componentes y la composición del destilado. Aquí se supone la volatilidad molal constante para cada componente.

La primera ecuación:

$$\sum \frac{x_{Fi}}{(\alpha_i - \theta)} = 1 - q \quad (1)$$

x_{Fi} es la fracción mol de cada componente en la alimentación.

α_i = la volatilidad relativa de c/componente en la alimentación referida generalmente al más pesado.

θ = valor que se obtiene por prueba y error de la ecuación. - Su valor cae entre el del componente ligero y el del compo-

nente pesado.

q , es el porcentaje de moles líquido en la alimentación.

Después de obtener θ de la ecuación anterior, se obtiene el -
reflujo mínimo de:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{\min} + 1 = \sum \frac{x_{D_i}}{(\alpha_i - \theta)/d_i}$$

x_D es la fracción mol del destilado de cada componente.

Para el cálculo del número de platos a reflujo total, Métodos
de Fenske:

$$N_{\min} = \frac{\log \left[(X_{LK}/X_{HK})_D (X_{HK}/X_{LK})_B \right]}{\log (\alpha_{LK}/\alpha_{HK})_{av}}$$

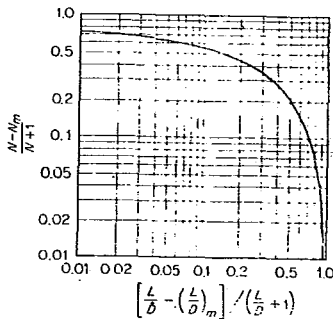
Aquí se considera al reboiler como una etapa más.

La α_{av} puede ser calculada como un promedio aritmético entre
la α de arriba y la de abajo.

Cálculo del número de etapas óptimo,
a partir de reflujo mínimo y número de
etapas mínimo.

METODO DE GILLILAND;

- 1.- Determinar el reflujo mínimo por cualquier método corto.
- 2.- Determinar el número de etapas mínimo.
- 3.- Calcular los valores de la abscisa $(L/D - L/D_{\min} / L/D + 1)$.
Para este valor, en la gráfica corresponde un valor de $(N - N_m / N + 1)$.
- 4.- De este valor y del número mínimo de etapas, se calcula el número de etapas.



CALCULO DEL PLATO DE ALIMENTACION.

Método de Kirkbride:

Kirkbride propuso una ecuación para la estimación del -

del número de platos arriba y abajo de la alimentación:

$$\log \frac{m}{p} = 0.206 \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_F \left[\frac{(X_{LK})_B}{(X_{HK})_D} \right]^2 \right]$$

MATRIZ TRIDIAGONAL

Introducción.

Una vez integrado todo lo que se ha visto hasta el momento, lo único que falta es encontrar un método para solucionar las ecuaciones del modelo.

Primeramente se hará mención de los diferentes programas que existen para resolver modelos de columnas de destilación y - después se seleccionará un tipo de programa y se aplicará al modelo propuesto.

Los problemas de destilación de multicomponentes han sido so lucionados gracias a programas de computación que usan méto- dos rigurosos de cálculo. Los programas se clasifican en di- ferentes tipos:

Tipo no. 1. Los basados en el método de Lewis-Matheson (1), - donde los datos son la alimentación, el reflujo- y la separación específica. El número de platos- teoricos requeridos es obtenido por medio de cál- culos plato a plato.

Tipo no. 2. Programas basados en el método de Thiele-Geddes- (20), los datos son la alimentación, reflujo, -- antidad de destilado y su estado (vapor o líqui- do) y el número de platos teoricos. Los cálculos son también plato a plato. Para calcular el per-

fil de temperaturas se necesita suponer un perfil inicial para comenzar los cálculos.

Tipo no. 3. Programas basados en resolver las ecuaciones simultaneas de los balances de materia y energía de la columna. Los datos son los mismos que los del tipo anterior. La inversión de la matriz de las ecuaciones simultaneas es usada en este método. También se tiene que suponer un perfil de -- temperaturas inicial.

Los programas utilizan diferentes métodos de convergencia ya que todos están basados en cálculos de prueba y error. Así el método de Lewis-Matheson usa el método de Newton-Raphson (3). Holland (21) aplicó un método con factor de relajamiento llamado "Método Theta" para el de Thiele-Geddes.

Los tipos 2 y 3 son programas para operación ya que el número de etapas es dato. Estos se adaptan a estudios de instalaciones existentes. El tipo 1 está hecho para problemas de diseño, determina número de platos y el mejor plato para alimentar.

Los tipos 1 y 2 usa métodos de cálculo plato a plato y son numericamente inestables para columnas complejas (varias alimentaciones y extracciones). Por otro lado el programa tipo-

3 tiene la ventaja sobre los otros de que elimina los errores de redondeo causados por la resta de cantidades casi iguales, por lo que este trabajo utiliza un programa del tipo número 3.

Método de Solución.

Como se indicó este método resuelve el balance de masa, específicamente el perfil de concentraciones del líquido en todos los platos $X(I,J)$; de ninguna manera calcula variables de diseño, sino que al contrario requiere algunas de éstas para poder generar las condiciones de operación. El programa se basa en el algoritmo de la matriz tridiagonal.

Observando la ecuación del balance de materia (27) del capítulo 3, y los valores de sus parámetros $BC(1), CC(1), AC(J), BC(J), CC(J), DC(J), AC(M), BC(M)$ en las ecuaciones (18), (19), (12), (13), (14), (15), (24) y (23) del capítulo 3, respectivamente vemos que se tiene un sistema no lineal, donde los datos son las alimentaciones $F(J)$, sus composiciones $Z(I,J)$, las extracciones de vapor y de líquido $W(J), U(J)$ respectivamente, las especificaciones del producto D y del fondo BT y el reflujo $FL(1)$.

Las incógnitas son los vectores $T(J), V(J), X(I,J)$.

La solución de la ecuación (2, capítulo 3), se basa en un cálculo de prueba-error. La secuencia es la siguiente:

1. Una vez supuestos los perfiles $\{T(J)\}$ y $\{U(J)\}$, bajo la suposición de que las constantes de equilibrio $RK(I,J)$ dependen únicamente de la temperatura $T(J)$. El balance de materia es ya un sistema lineal, quedando como incógnita única la composición del líquido $\{X(I,J)\}$. La solución del sistema será la inversión de la matriz $[A_{BC}]$ para cada componente.

2. El método de solución es agrupar la matriz $[A_{BC}]$ con el vector $\{DC(J)\}$, ambos de la ecuación (27, capítulo 3), obteniéndose la siguiente ecuación

BC(1) CC(1)	DC(1)
AC(2) BC(2) CC(2)	DC(2)
AC(J) BC(J) CC(J)	DC(J)
	AC(N-1) BC(N-1) CC(N-1) DC(N-1)
	AC(M) BC(M) DC(M)

La inversión de esta matriz se efectúa mediante un algoritmo simple obtenido del método de eliminación de Gauss(8).

El algoritmo emplea dos parámetros auxiliares $R(J)$ y $Q(J)$, primero se calcula $R(1)$ y $Q(1)$ y se avanza hasta M , de la siguiente manera:

$$R(1) = CC(1)/BC(1) \quad (2)$$

$$Q(1) = DC(1)/BC(1) \quad (3)$$

$$R(J) = CC(J)/[BC(J) - AC(J)R(J-1)] \quad (4)$$

$$Q(J) = DC(J) - AC(J)Q(J-1)/BC(J) - AC(J)R(J-1) \quad (5)$$

$$2 \leq j \leq M$$

Luego los valores de $X(I,J)$ son calculados, empezando con la primera evaluación de $X(I,M)$ y se va hacia arriba hasta $X(I,1)$

$$X(i,M) = Q(M) \quad (6)$$

$$X(i,J) = Q(J) - R(J)X(i,J+1) \quad (7)$$

$$1 \leq j \leq M \quad ; \quad 1 \leq i \leq N$$

3. Con el perfil $\{X(I, J)\}$ normalizado y el de $\{Y(I, J)\}$ obtenido de

$$Y(i, J) = X(i, J) R K(L, J) \quad (8)$$

Se calcula la temperatura de burbuja en cada plato, de esta manera se genera un nuevo perfil de $\{T(J)\}$.

4. Por último se calcula el nuevo perfil de flujos de vapor $V(J)$ a partir del balance de energía de la ecuación (29, cap

$$3) \quad V(j+1) = \left\{ [HV(j) - HL(j)][V(j) - W(j)] + [HL(j) - HL(j-1)] * \right. \\ \left. FL(j-1) - F(j) [HF(j) - HL(j)] + Q(j) \right\} / [HV(j+1) - HL(j)] \quad (9) \\ 1 \leq j \leq M$$

5. Se obtienen las diferencias de los valores de $T(J)$ su-- puestas de los calculados en el paso 3. Esto se realiza en cada plato. Si la suma de las diferencias elevada al cuadrado es menor de una tolerancia, se dice que se ha llegado a la convergencia y el problema queda resuelto, si no hay convergencia se sigue al paso 6.

6. Con un nuevo perfil de temperaturas y el perfil de $V(J)$ recién calculado, se repiten los cálculos de los pasos 2, 3, 4, hasta que el paso 5 se cumpla.

Cuando la constante de equilibrio es función de la concentración, se presenta el problema de que el perfil de $\{X(I,J)\}$ es dato en el paso 1 y es un valor calculado en el paso 2. La manera de resolver este problema es calculando la constante por medio de un método iterativo.

El procedimiento de cálculo es similar al anterior. Su explicación es la siguiente:

1. Una vez supuestos los vectores $\{T(J)\}$ y $\{V(J)\}$, el primer cálculo de $RK(I,J)$ es ideal, es decir, solo se calcula en función de la temperatura y de la presión.
2. Se resuelve la matriz tridiagonal de la ecuación (1) de acuerdo al paso 2 del procedimiento anterior. El perfil de concentraciones de líquido sirve para obtener $\{Y(I,J)\}$ de la ecuación 8.
3. Con los valores de las concentraciones de líquido y vapor se calcula una nueva constante de equilibrio de acuerdo a la correlación de Chao-Seader.
4. Se comparan los valores de constantes del paso 1 con las del paso 3. Si las diferencias son grandes, se regresa al paso 2 y se repite la secuencia, en caso contrario se prosigue.

5. Se obtienen las temperaturas de burbuja con las concentraciones anteriores normalizadas.

6. Se calcula el nuevo flujo de vapor por medio de la ecuación (9).

7. Se compara los valores calculados y supuestos de temperaturas. La suma de las diferencias entre ambas, de todos los platos, elevados al cuadrado, debe de ser menor de una tolerancia para que el problema termina.

8. Si no hay convergencia con el perfil de vapor del paso 6, y un nuevo perfil de temperaturas, se repiten los pasos del 2 al 7.

El paso 2 de ambos procedimientos se tiene que efectuar tantas veces como componentes se tenga en la mezcla.

Los resultados obtenidos cuando el problema llega a la convergencia nos reportarán una columna en operación, estos son:

$T(J)$, temperatura en cada plato.

$X(I,J)$, concentración de cada componente en cada plato en el líquido, y $Y(I,J)$ en el vapor.

Recuperación en el domo y en el fondo; y las cargas térmicas del reboiler y del condensador, obtenidas por medio de un ba lance de energía.

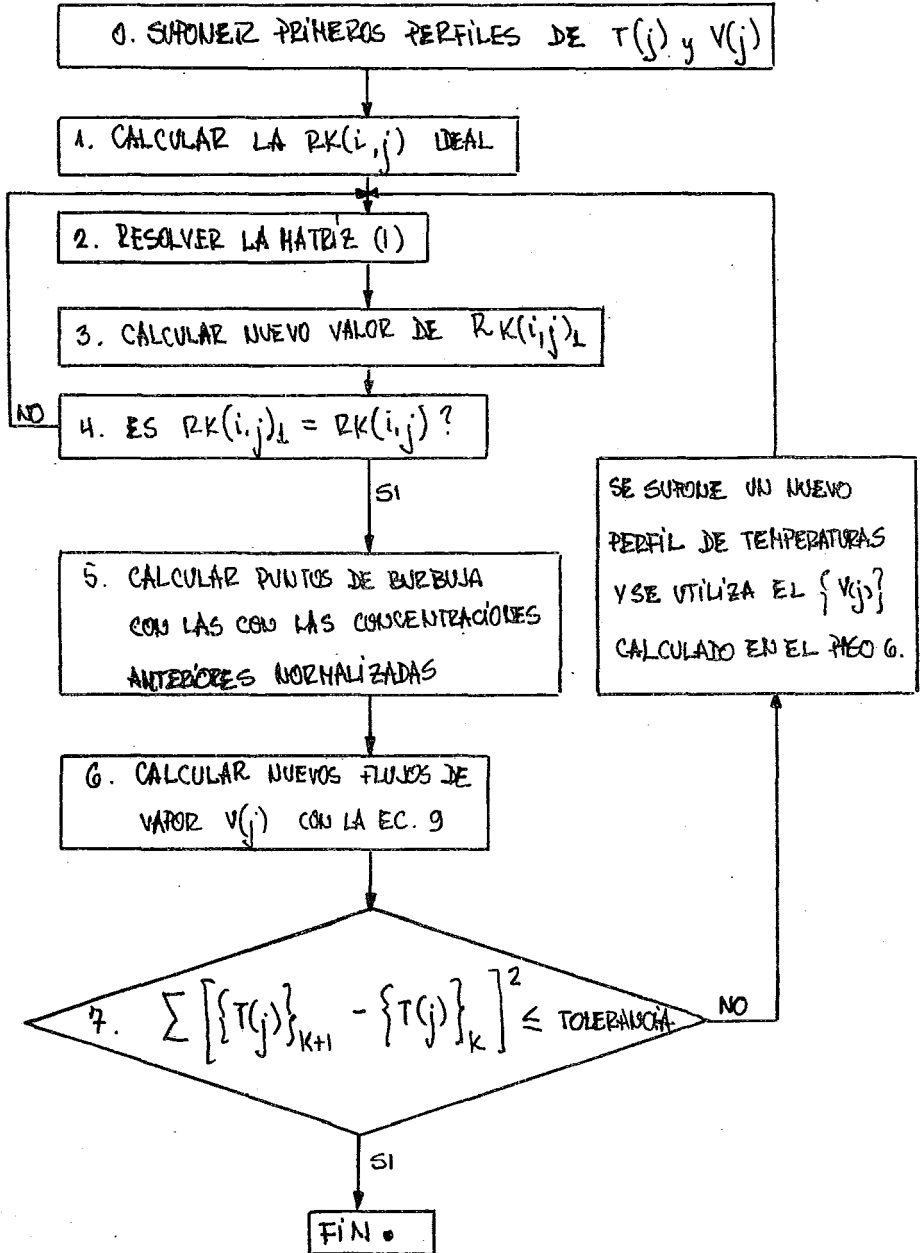


DIAGRAMA 1.

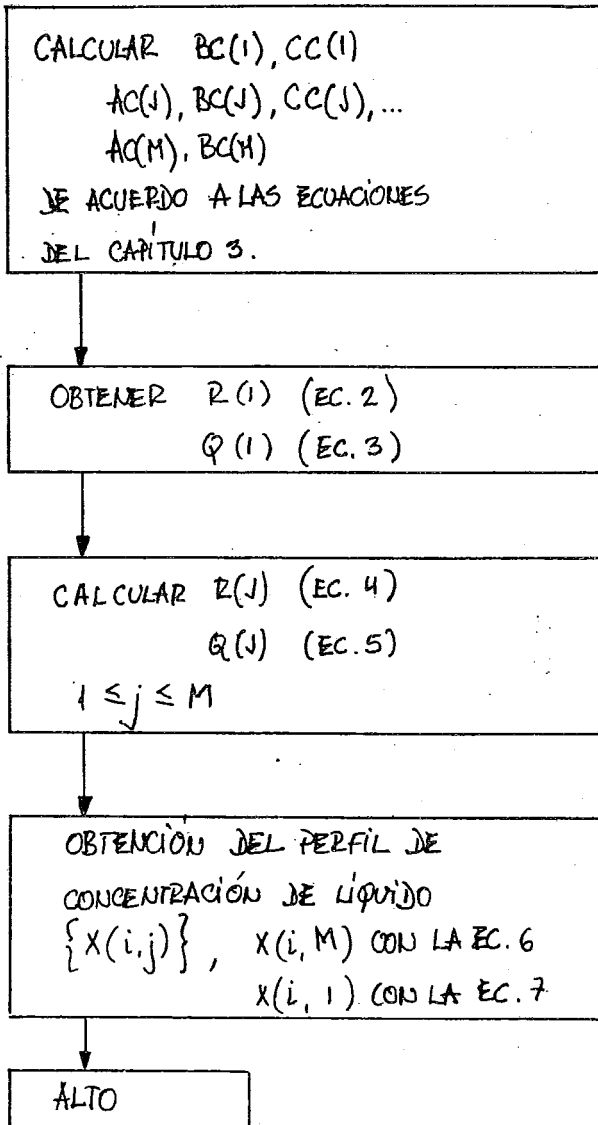


DIAGRAMA 2.

MANIPULACION DEL PROBLEMA

Hasta el momento hemos planteado todos los métodos de cálculo relacionados con la simulación de una columna de destilación; estos son:

1. Cálculo de la relación de equilibrio vapor-líquido.
2. Cálculo del punto de burbuja.
3. Cálculo del punto de rocío.
4. Cálculo de los balances de materia.
5. Cálculo de los balances de energía.
6. Cálculo del flash isotérmico.
7. Cálculo del flash adiabático.

En esta parte se mostrará como están integrados en el programa (SIMULA/TORRE).

La estructura que sigue el programa es modular, quedando abierto a ampliaciones o modificaciones.

El programa consta de las siguientes partes:

- 1.a. Lectura de datos.
- 1.b. Análisis de las condiciones de las alimentaciones.
- 1.c. Cálculo de las concentraciones a lo largo de la columna por medio de balances de materia, basados en el método de la matriz triadiagonal.
- 1.d. Cálculo de los flujos de vapor y perfil de temperatura, por medio de un flash adiabático y cálculo de puntos de burbuja.

- ✓ 1.e. Impresión de resultados.
- ✓ 2. Subrutina PBUR: calcula el punto de burbuja de mezclas de líquidos, por medio de un método iterativo.
- ✓ 3. Subrutina PROC: calcula el punto de rocío de mezclas de vapor, por medio de un método iterativo.
4. Subrutina FLASH: efectúa los cálculos de un flash isotérmico.
- ✓ 5. Subrutina EQUILI: calcula la relación de equilibrio vapor-líquido, por medio de las correlaciones de Chao-Seader, con modificaciones de Grayson-Streed.
6. Subrutina ZETA: calcula el factor de compresibilidad de acuerdo a la ecuación de Redlich-Kwong.
- ✓ 7. Subrutina ENTALP: calcula la entalpia de mezclas gaseosas y líquidas, por medio de la correlación de Chao-Seader.
- ✓ 8. Subrutina FMOL: contiene el algoritmo de solución de la matriz tridiagonal.

Explicación del programa.

La integración completa del programa es como se muestra en* la figura 1.

I. Se leen los datos (bloque 1).

II. Se analizan las condiciones de las alimentaciones (bloque 2); esto es, las alimentaciones pueden entrar como vapor líquido o mezcla vapor-líquido. El programa compara la temperatura de entrada con la de rocío y de burbuja calculadas (bloques 2a y 2b). Si el valor de la temperatura de alimentación está entre la de rocío y la de burbuja, calcula un flash (bloque 2c), con el que se obtiene la cantidad de vapor y de líquido que entra a la torre, sus composiciones, y la entalpía de la alimentación.

III. Cálculo del perfil de flujos de vapor (bloque 3), suponiendo flujos moláres constantes.

IV. Cálculo de las constantes de equilibrio vapor-líquido ideal, (considerando que no es función de la composición), (bloque 4).

V. Normalización de las fracciones mol del líquido y del vapor y regresa al paso IV, con la salvedad de que ahora calcula las K_i estrictamente ($K_i=f(X_i, Y_i, \dots)$).

Se repite la secuencia de cálculos IV-V-VI hasta que los valores de K_i no varíen significativamente de un cálculo a otro.

VII. Una vez que los valores de K_i han sido establecidos se prosige al cálculo de nuevos perfiles de temperatura (bloque 7). Las nuevas temperaturas se calculan por medio de la subrutina PBUR (bloque 7a). Al hablar de la convergencia de la función de las temperaturas en los platos, se puede presentar que la temperatura de un plato llega a tener un valor más alto que el de un plato inferior, lo que no es posible físicamente. La manera de solucionarlo es asignar a la temperatura del plato inferior, el valor de la del plato inmediato superior aumentandolo en $\frac{1}{2}$ grado.

VIII. Se calcula el perfil de flijo de vapor por medio de un balance de energía (bloque 8 y 8a).

La secuencia de cálculo V-VI-VII-VIII se repite hasta que los valores de las temperaturas no varíen significativamente de un cálculo a otro.

IX. Una vez que los resultados de $T(J)$ han sido estabilizados, se imprimen resultados y el programa termina.

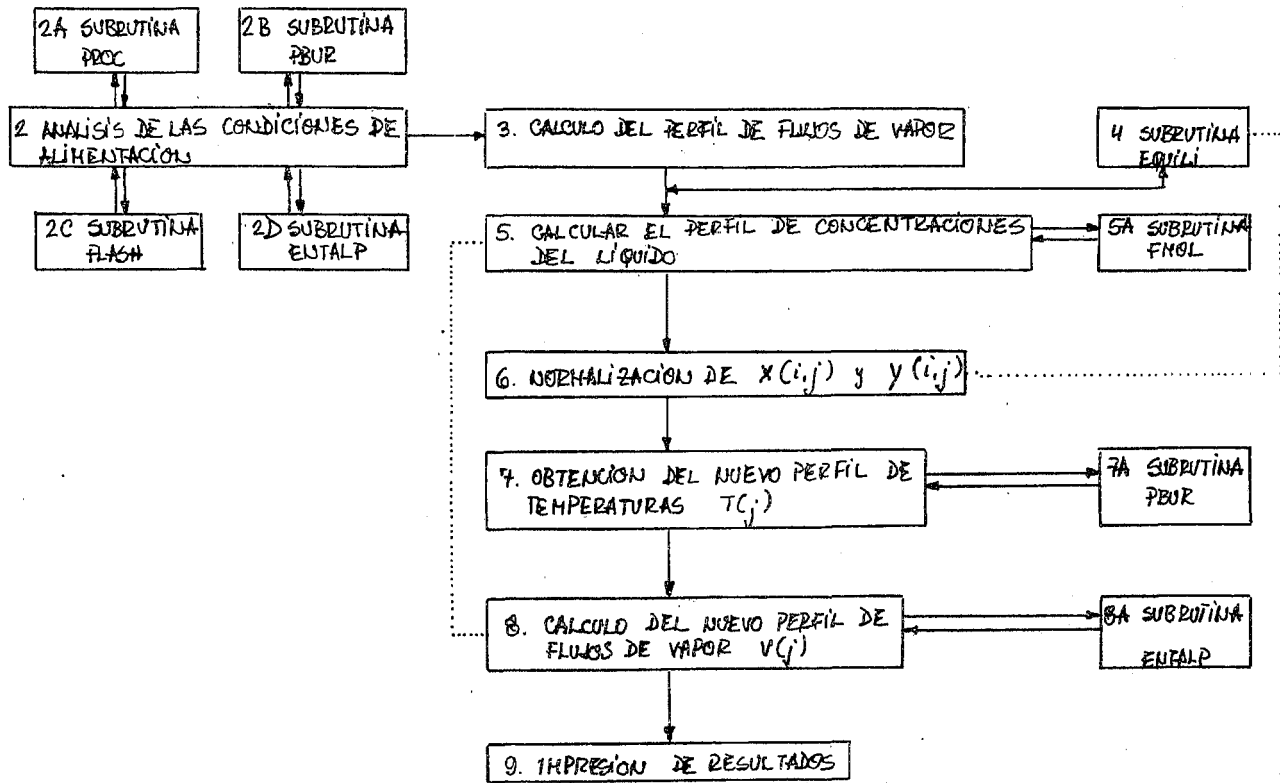


FIGURA 1.

Introducción.

El Ingeniero Químico muchas veces se ve en la necesidad de efectuar una evaluación inicial sobre procesos sugeridos o de analizar procesos existentes para establecer una mejor operación.

En cualquier caso es útil simular el proceso en operación por medio de un modelo matemático, de tal manera que al modificar las condiciones de operación se conozca su efecto en el equipo de proceso.

La utilidad de simular procesos químicos ha sido reconocida por la Industria y como resultado tangible se tiene que la Compañía "M.W. Kellogg" recibió en 1967 el premio "Kirpatrick Chemical Engineering Achievement Award", por haber actuali--zado el proceso Haber de producción de Amíniaco, reduciendo en un 50% el costo de producción.

En el nuevo diseño, los Ingenieros de la Kellogg, desarro--llaron un modelo matemático que describía al proceso comple--to. Programaron el modelo y trabajando conjuntamente con da--tos de una planta piloto, determinaror los parámetros del proceso. Se ganó una comprenciór en el proceso, que permitió una mejora en el mismo.

Los sistemas de simulación están hechos con la idea de desarrollar una representación matemática del proceso. De esta manera, el proceso puede ser estudiado mediante una computadora sin tener que construir una planta.

El grado con que el modelo represente al proceso, estará en función en lo riguroso de su representación.

El haber escogido el modelo que supone a cada plato de la columna como una etapa ideal (equilibrio de fases), hace que nuestro modelo no sea riguroso. Sin embargo, se tendrá un acercamiento a la realidad.

Siendo el modelo matemático estricto, la validez de este estará dada por las deficiencias que se tengan en el cálculo de las propiedades físicas, de las correlaciones para obtener el valor de la constante de equilibrio vapor-líquido, entalpía y de las tolerancias que se tengan en el error de cálculo.

Es posible predecir cualitativamente el resultado de una variación en alguna condición de operación. Es propósito de este capítulo, la manipulación de una columna por medio del programa (SIMULA/TORRE) y la verificación cualitativa de la validez del modelo.

Gracias al uso de las computadoras digitales, las solución de las ecuaciones del modelo no es laboriosa ni complicada. Por otro lado, la rapidez con la que se obtienen los resultados permite al usuario, efectua un análisis de las posibles alternativas de operación en un tiempo relativamente corto.

Si el proceso es físicamente posible, el sistema a resolver tiene solución, sin importar el método de convergencia que se utilice. En el programa (SIMULA/TORRE), se escogió el método de convergencia de sustitución directa, por su fácil manejo.

No es propósito de este trabajo el reducir el tiempo de computo del programa, probando otros métodos, ya que el hecho de reducirlo, solo sería en unos segundos, lo cual carece de importancia.

Para probar la validez del programa se trabajó con tres problemas diferentes.

El primer problema fue tomado del libro de Van Winkle (11), posteriormente se tomó un problema de Holland (21), y el último se obtuvo del Departamento de Mecanización de PEMEX.

En el caso de los dos primeros, se resolvieron por medio del programa (SIMULA/TORRE), con el fin de efectuar una comparación.

En el tercer problema, se analizará la influencia que tienen las variables de operación en el comportamiento de una torre de destilación.

El problema de Van Winkle (11), es el 7.1 del libro de destilación, y por medio de 4 diferentes métodos de cálculo, obtiene el número de platos requeridos para tener una recuperación del 95% de n-butano en el destilado y 95% de i-pentano en el fondo.

La composición de la alimentación es:

i-C4	.06
n-C4	.17
i-C5	.32
n-C5	.45

La columna trabaja a 100 psias; el reflujo y la alimentación entran a la columna a la temperatura de burbuja.

Por medio de métodos cortos, métodos de Sorel, Lewis-Mattheson y Thiele-Geddes, obtiene los resultados que aparecen en la tabla 1. En la tabla 2. , se encuentra los perfiles de temp. y de concentraciones calculados por medio del método de

Thiele-Geddes.

TABLA 1.

Data	Short-cut	Sorel	Lewis-Matheson	Thiele-Geddes
<i>D</i>	0.2429	0.2441	0.2431	0.2431
$x_D = i-C_4$	0.2450	0.2451	0.2461	0.2461
$x_D = C_4$	0.6650	0.6625	0.6677	0.6673
$x_D = i-C_5$	0.0659	0.0637	0.0607	0.0594
$x_D = C_5$	0.0242	0.0284	0.0260	0.0257
<i>B</i>	0.7571	0.7559	0.7569	0.7569
$x_B = i-C_4$	0.0006	0.0002	0.0002	0.0002
$x_B = C_4$	0.0112	0.0109	0.0101	0.0103
$x_B = i-C_5$	0.4022	0.4027	0.4035	0.4037
$x_B = C_5$	0.5860	0.5861	0.5862	0.5863

TABLA 2.

Plate no. from top	<i>t</i> , °F	x_{i-C_4}	x_{C_4}	x_{i-C_5}	x_{C_5}
1	144.1	0.1766	0.6276	0.1279	0.0680
2	154.3	0.1232	0.5315	0.2111	0.1341
3	165.5	0.0858	0.4133	0.2857	0.2152
4	175.6	0.0624	0.3098	0.3327	0.2952
5	183.0	0.0492	0.2369	0.3500	0.3639
6	187.9	0.0422	0.1921	0.3461	0.4196
7	190.3	0.0317	0.1784	0.3590	0.4309
8	192.8	0.0232	0.1614	0.3726	0.4428
9	195.4	0.0166	0.1421	0.3863	0.4550
10	197.8	0.0116	0.1217	0.3997	0.4671
11	200.2	0.0079	0.1014	0.4119	0.4787
12	202.3	0.0053	0.0822	0.4226	0.4899
13	204.2	0.0034	0.0648	0.4310	0.5007
14	205.9	0.0022	0.0496	0.4366	0.5116
15	207.4	0.0014	0.0367	0.4384	0.5235
16	208.6	0.0008	0.0260	0.4352	0.5380
17	209.8	0.0005	0.0173	0.4247	0.5576
18	210.8	0.0002	0.0103	0.4035	0.5860

PRUEBA PROBLEMA DEL LIBRO DE VAN WINKLE.

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 7
2. Temperatura de alimentación: 188.0°F.
3. Gasto de alimentación: 1 lb mol/hr.
4. Condensador: TOTAL.
5. Presión: 100 psia.
6. Reflujo: 3.65 lb mol/hr
7. Destilado: 0.2429 lb mol/hr.

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: BUTANO 0.6967.
2. Recuperación en el domo de: BUTANO 99.54%
3. Temperatura en el condensador: 144.45°F.
4. Carga térmica en el condensador: 32 330 BTU/hr.
5. Carga térmica en el reboiler: 33 010 BTU/hr.
6. Ver resultados completos a continuación.

CONCLUSIONES:

Al comparar los resultados con los valores de la tabla 1, se nota que hay diferencia. Por medio del programa SIMULA/TORRE, se obtiene una recuperación de Butano del 99.54% contra un -- 95% requerida por el problema.

El perfil de temperaturas según SIMULA/TORRE es más elevado-

que el de la tabla 2.

Estas diferencias pueden ser debido a lo siguiente:

En el programa SIMULA/TORRE, se emplearon 17 platos, la temperatura de alimentación resulta ser menor que la de burbuja y el cálculo de la constante de equilibrio es más riguroso; en cambio, Van Winkle utiliza 18 platos, la temperatura de la alimentación es exactamente la de punto de burbuja y la constante de equilibrio la obtiene en base a polinomios de aproximación.

Pero a pesar de éstas los resultados fueron bastantes cercanos por lo que se concluye que el modelo matemático empleado en este trabajo es válido.

*****PROBLEMA VAN WINKLE

ALIMENTACION NUMERO = 1 QUE LLEGA AL PLATO 7

TEMPERATURA DE LA ALIMENTACION 188.00 GRADOS FARENHEIT

LA ALIMENTACION ES LIQUIDO #195,166536

NUMERO	NUMBRE	COMPOSICION DEL LIQUIDO
1	ISOBUT	0.06000000
2	BUTANO	0.17000000
3	ISOPEN	0.32000000
4	PENTAN	0.45000000

*****PROBLEMA VAN NIKLE
DATOS DE ENTRADA

NO. DE COMPONENTES NIN PRESION EN PSIAS.
4 1 100.00

ALIMENTACION, ENTALPIAS Y EXTRACCIONES

MOLES ALIMENTADAS	ENTALPIA DE LA ALIMENTACION	MOLES EXTRAINAS DE VAPOR	MOLES EXTRAINAS DE LIQUIDO		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.2420000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 01	0.13502879E 05	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.52919000E 03	0.27496600E 03	0.58124000E 02	0.18250000E 00	0.62400000E 01	0.13370000E 02
0.55070000E 03	0.30562000E 03	0.58124000E 02	0.19530000E 00	0.67300000E 01	0.13000000E 02
0.48300000E 03	0.36900000E 03	0.72150000E 02	0.21000000E 00	0.67100000E 01	0.15360000E 02
0.48950000E 03	0.38550000E 03	0.72150000E 02	0.25180000E 00	0.70810000E 01	0.15270000E 02
0.65250000E 01	0.35927400E 01	0.43014000E-01	0.20256900E 01	0.15526950E 03	
0.82934000E 01	0.34000000E 01	0.40210900E-01	0.30350960E 02	0.15104400E 03	
0.63752000E 01	0.35608109E 01	0.42315000E-01	0.89827400E 01	0.14571600E 03	
0.80231400E 01	0.34488000E 01	0.40567200E-01	0.21828020E 02	0.14920900E 03	

LIMITE DE ERROR EN EL PUNTO DE BURBUJA
0.1000000E*03

TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR
0.1500000E 03	0.0000000E 00
0.1600000E 03	0.3092900E 01
0.1700000E 03	0.3092900E 01
0.1800000E 03	0.3092900E 01
0.1900000E 03	0.3092900E 01
0.2000000E 02	0.3092900E 01
0.2050000E 03	0.3092900E 01
0.2100000E 03	0.3092900E 01
0.2130000E 03	0.3092900E 01
0.2150000E 03	0.3092900E 01
0.2160000E 03	0.3092900E 01
0.2170000E 03	0.3092900E 01
0.2176000E 03	0.3092900E 01
0.2182000E 03	0.3092900E 01
0.2190000E 03	0.3092900E 01
0.2195000E 02	0.3092900E 01
0.2200000E 03	0.3092900E 01

LIMITE DE ERROR EN LA DIFERENCIA DE TEMPERATURAS
0.1000000E 00

FLUJOS DE LIQUIDO
0.36500000E 01
0.36500000E 01
0.36500000E 01
0.36500000E 01
0.36500000E 01
0.36500000E 01
0.46500000E 01
0.46500000E 01
0.46500000E 01
0.46500000E 01
0.46500000E 01
0.46500000E 01
0.46500000E 01
0.46500000E 01
0.46500000E 01
0.46500000E 01
0.46500000E 01
0.46500000E 01
0.75710000E 00

ENT

ITERACION NO. # 23

			114				
--	--	--	-----	--	--	--	--

*****PROBLEMA VARI WINKLE

FRACCIONES MOL DE LIQUIDO LISTADOS PARA CADA CON POHENTE EN CADA PLATO

	ISOBUT.	PENTAN	ISOPEN	PENTAN
DDHD	0.2469746E 00	0.6967188E 00	0.6750667E 01	0.1776943E 01
FRACCION MOL DEL VAPOR EN EL DDHD				
	0.3054181E 00	0.6965329E 00	0.3091585E 01	0.6633178E 02
1	0.1804253E 00	0.6692177E 00	0.1321608E 00	0.4259202E 01
1	0.2401103E 00	0.6770566E 00	0.6557925E 01	0.1725386E 01
2	0.1228176E 00	0.5856466E 00	0.2246856E 00	0.8774178E 01
2	0.1803131E 00	0.6548091E 00	0.1246952E 00	0.3998255E 01
3	0.7758795E 01	0.4589437E 00	0.3276913E 00	0.1539491E 00
3	0.1283148E 00	0.5805780E 00	0.2097790E 00	0.8132821E 01
4	0.4697062E 01	0.3255739E 00	0.4119516E 00	0.2311580E 00
4	0.8743887E 01	0.4662933E 00	0.3042986E 00	0.1419700E 00
5	0.2915895E 01	0.2179512E 00	0.4596453E 00	0.3061478E 00
5	0.5975412E 01	0.3454320E 00	0.3819433E 00	0.2128703E 00
6	0.1928172E 01	0.1455494E 00	0.4724972E 00	0.3718963E 00
6	0.4361989E 01	0.2476470E 00	0.4265716E 00	0.2021519E 00
7	0.1039290E 01	0.9744512E 01	0.5033261E 00	0.3903633E 00
7	0.2382594E 01	0.1739850E 00	0.4810511E 00	0.3211380E 00
8	0.5259149E 02	0.6303107E 01	0.5208536E 00	0.4197714E 00
8	0.1243881E 01	0.1163869E 00	0.5180809E 00	0.3530942E 00
9	0.2605240E 02	0.3906170E 01	0.5277131E 00	0.4378604E 00
9	0.6293881E 02	0.7522242E 01	0.5393793E 00	0.3791645E 00
10	0.1271946E 02	0.2473878E 01	0.5263476E 00	0.4544062E 00
10	0.3110617E 02	0.4747544E 01	0.5481410E 00	0.4012649E 00
11	0.6144355E 03	0.1517438E 01	0.5184853E 00	0.4709272E 00
11	0.1523120E 02	0.2945374E 01	0.5472892E 00	0.4217340E 00
12	0.2941317E 03	0.9199187E 02	0.5051218E 00	0.4686573E 00
12	0.7356954E 03	0.1801735E 01	0.5388702E 00	0.4423768E 00

13	0.1397912E+03	0.5517153E+02	0.4869949E 00	0.5003457E 00
13	0.3537839E+03	0.1003560E+01	0.5260206E 00	0.0668425E 00
14	0.6550609E+04	0.3240155E+02	0.6637921E 00	0.5311011E 00
14	0.1671607E+03	0.6490074E+02	0.5062695E 00	0.4920094E 00
15	0.2995142E+04	0.1050077E+02	0.4352605E 00	0.5576663E 00
15	0.7713299E+04	0.3746880E+02	0.4797007E 00	0.5214893E 00
FONDO	0.1302462E+04	0.1013083E+02	0.4010073E 00	0.5086723E 00
FRACCION DEL DE VAPOR EN EL FONDO.				
	0.3309392E+04	0.2000500E+02	0.4467534E 00	0.5561909E 00

FRACCIONES RECUPERADAS

COMPONENTE	VAPOR EN EL FONDO	LIQUIDO EN EL FONDO	LIQUIDO EN EL FONDO
ISOBUT	0.0000000E 00	0.99983585E 00	0.16034890E-03
BUTANO	0.0000000E 00	0.99548621E 00	0.45117937E-02
ISOPEN	0.0000000E 00	0.51241793E-01	0.94875821E 00
PENTAN	0.0000000E 00	0.95915424E-02	0.99040846E 00

*****PROBLEMA VAN WINKLE

HÓLES DE CARGA Y PRODUCTOS

NUMERO	NO. DE PE	CARGA	VAPOR EN EL DDO	LIQUIDO EN EL DDO	PRODUCTO DEL FONDO
1	ISOPUT	0.0600	0.0000	0.0600	0.0000
2	BUTA: E	0.1700	0.0000	0.1692	0.0008
3	ISOPEN	0.3200	0.0000	0.0164	0.3036
4	PENTAN	0.4500	0.0000	0.0043	0.4457
TOTALES		1.0000	0.0000	0.2499	0.7501

VARIABLES DE LOS PLATOS						
SUMAS	TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO	ENTAL. DE VAPOR	ENTAL. DE LIQUIDO	DIF. DE TEMP.
0.102297E 01	0.144453E 03	0.000000E 00	0.365000E 01	0.180978E 05	0.105376E 05	0.521709E 01
0.102440E 01	0.150490E 03	0.389290E 01	0.355600E 01	0.188424E 05	0.109102E 05	0.100804E 00
0.102089E 01	0.159402E 03	0.379970E 01	0.344717E 01	0.193949E 05	0.114915E 05	0.160847E 00
0.101817E 01	0.170941E 03	0.369007E 01	0.335236E 01	0.201900E 05	0.122579E 05	0.201940E 00
0.101566E 01	0.183137E 03	0.359528E 01	0.329603E 01	0.211340E 05	0.130676E 05	0.195707E 00
0.101290E 01	0.193537E 03	0.353913E 01	0.327399E 01	0.220249E 05	0.137545E 05	0.151395E 00
0.100984E 01	0.201027E 03	0.351689E 01	0.431273E 01	0.227250E 05	0.142457E 05	0.997536E 01
0.100953E 01	0.206521E 03	0.355563E 01	0.432691E 01	0.232713E 05	0.146067E 05	0.764522E 01
0.100892E 01	0.210436E 03	0.356881E 01	0.433704E 01	0.236756E 05	0.148845E 05	0.547309E 01
0.100800E 01	0.213118E 03	0.358074E 01	0.434623E 01	0.239577E 05	0.150405E 05	0.379263E 01
0.100676E 01	0.214947E 03	0.358913E 01	0.435091E 01	0.241495E 05	0.151589E 05	0.262824E 01
0.100590E 01	0.216227E 03	0.359381E 01	0.435266E 01	0.242810E 05	0.152399E 05	0.188108E 01
0.100227E 01	0.217181E 03	0.359536E 01	0.430586E 01	0.243751E 05	0.152980E 05	0.143497E 01
0.100100E 01	0.217953E 03	0.354076E 01	0.430287E 01	0.245656E 05	0.153428E 05	0.595061E 02
0.998208E 00	0.218647E 03	0.354537E 01	0.429750E 01	0.246288E 05	0.153813E 05	0.447471E 02
0.994817E 00	0.219331E 03	0.354040E 01	0.429096E 01	0.246886E 05	0.154177E 05	0.354561E 02
0.990206E 00	0.220052E 03	0.353386E 01	0.757100E 00	0.247500E 05	0.154551E 05	0.294495E 02

CARGA DEL CONDENSADOR = 0.32329676E 05

117

CARGA DEL REFRIGER = 0.330074431 05
DIFERENCIA CUADRÁTICA DE TEMPERATURAS= 0.16231295E 00

CONSTANTES DE EQUILIBRIO

0.1281373E 01	0.9752293E 00	0.4741395E 00	0.3866636E 00	0.1370332E 01
0.1042245E 01	0.5114450E 00	0.4177600E 00	0.1506177E 01	0.1147690E 01
0.5709414E 00	0.4683191E 00	0.1691583E 01	0.1294693E 01	0.6556616E 00
0.5413952E 00	0.1898867E 01	0.1461778E 01	0.7544642E 00	0.6276602E 00
0.2084417E 01	0.1612761E 01	0.8461944E 00	0.7084516E 00	0.2223127E 01
0.1726243E 01	0.9164367E 00	0.7705023E 00	0.2324005E 01	0.1010813E 01
0.9697722E 00	0.8103404E 00	0.2396069E 01	0.1871549E 01	0.1008602E 01
0.8532936E 00	0.2445349E 01	0.1913047E 01	0.1035435E 01	0.8774540E 00
0.2478815E 01	0.1940959E 01	0.1053672E 01	0.8938024E 00	0.2502287E 01
0.1960116E 01	0.1666312E 01	0.9050117E 00	0.2520010E 01	0.1974647E 01
0.1075665E 01	0.9130944E 00	0.2533535E 01	0.1984266E 01	0.1082957E 01
0.9193507E 00	0.2547406E 01	0.1894235E 01	0.1089699E 01	0.9249069E 00
0.2542028E 01	0.2004225E 01	0.1096458E 01	0.9363251E 00	0.2578200E 01
0.2615052E 01	0.1103766E 01	0.9360763E 00		

Los resultados de este problema, obtenidos por medio del programa (SIMULA/TORRE), están en el apéndice 3. La manera de usar el (SIMULA/TORRE) está en el apéndice 3 parte 1.

Con el mismo fin, se tomó un problema del libro de Holland. El compara la rapidez del método de sustitución directa con el método de convergencia de θ .

Las especificaciones del problema son:

- | | | |
|------------------------------------|------|------|
| 1. Composición de la alimentación: | C3H8 | 0.05 |
| | iC4 | 0.15 |
| | nC4 | 0.25 |
| | iC5 | 0.20 |
| | nC5 | 0.35 |
2. Temperatura de alimentación: al punto de burbuja.
 3. Flujo de destilado: 48.9.
 4. Reflujo: 2.58
 5. Número de platos: 11
 6. Plato de la alimentación: 6
 7. Condensador total.
 8. Presión: 120 psias

En la tabla (4) se encuentran el perfil obtenido por Holland (método θ) y el obtenido por medio del (SIMULA/TORRE). Las fracciones recuperadas se leen en la tabla (5).

TABLA 4.

Plate No.			TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR
0 (Distillate)	147.63		0.144462E 03	0.000000E 00
1	165.71	175.0	0.162772E 03	0.175060E 03
2	179.40	170.6	0.177308E 03	0.170020E 03
3	189.90	167.4	0.188708E 03	0.166291E 03
4 (Feed)	197.38	165.6	0.196716E 03	0.164211E 03
5	202.30	164.8	0.207126E 03	0.168897E 03
6	211.56	165.7	0.216000E 03	0.169421E 03
7	219.32	166.6	0.223082E 03	0.170343E 03
8	225.60	167.5	0.228346E 03	0.171478E 03
9	230.45	168.4	0.232044E 03	0.172530E 03
10 (Bottoms)	234.09	169.1	0.234553E 03	0.173318E 03

TABLA 5.

DOMO FONDO

C ₃ H ₈	4.997357	0.0026130
i-C ₄	14.66936	0.3306400
n-C ₄	23.10224	1.897760
i-C ₅	3.56211	16.43789
n-C ₅	2.608903	32.391097

NOBRE LIQUIDO EN EL DOMOPRODUCTO DEL FONDO		
PROPAN	4.9994	0.0006
IBUTAN	14.8697	0.1303
NBUTAN	23.7051	1.2949
IPENTA	2.7318	17.2682
NPENTA	3.1289	31.8711
TOTALES	49.4348	50.5652

EJEMPLO DE HOLLAND ORIGINAL

ALIMENTACION NUMERO = 1 QUE LLEGA AL PLATO 5

TEMPERATURA DE LA ALIMENTACION 170,00 GRADOS FARENHEIT

LA ALIMENTACION ES LIQUIDO =180,799398

NUMERO	NOMBRE	COMPOSICION DEL LIQUIDO
1	PROPAN	0,05000000
2	IBUTAN	0,15000000
3	NBUTAN	0,25000000
4	IPENTA	0,20000000
5	NPENTA	0,35000000

EJEMPLO DE HOLLAND ORIGINAL

FRACCIONES MOL DE LIQUIDO LISTADOS PARA CADA COMONENTE EN CADA PLATO

	PROPAN	ISUTAN	ISUTAN	IPENTA	NPENTA
DDMO	0.1022379E 00	0.3040831E 00	0.4847663E 00	0.5586486E-01	0.6398533E-01
FRACCION MOL DEL VAPOR EN EL DDMO					
	0.2284624E 00	0.3271108E 00	0.4021205E 00	0.2089254E-01	0.2141376E-01
1	0.3833541E-01	0.2288117E 00	0.4726538E 00	0.1175197E 00	0.1492914E 00
1	0.1012139E 00	0.3008691E 00	0.4794347E 00	0.5524653E-01	0.6323582E-01
2	0.1889731E-01	0.1629430E 00	0.4005733E 00	0.1772123E 00	0.2442191E 00
2	0.5632592E-01	0.2486010E 00	0.4723956E 00	0.9899235E-01	0.1236851E 00
3	0.1327649E-01	0.1194486E 00	0.3204028E 00	0.2211932E 00	0.3276212E 00
3	0.4319477E-01	0.2033357E 00	0.4228352E 00	0.1406787E 00	0.1899557E 00
4	0.1149734E-01	0.9482685E-01	0.2581921E 00	0.2463456E 00	0.3896293E 00
4	0.3963158E-01	0.1737225E 00	0.3676873E 00	0.1711563E 00	0.2478023E 00
5	0.4045655E-02	0.6106834E-01	0.2093538E 00	0.2807911E 00	0.4445508E 00
5	0.1493532E-01	0.1223577E 00	0.3274692E 00	0.2178144E 00	0.3174234E 00
6	0.1348930E-02	0.3645596E-01	0.1563973E 00	0.3093836E 00	0.4953034E 00
6	0.5254194E-02	0.7854683E-01	0.2641709E 00	0.2628240E 00	0.3892041E 00
7	0.4308742E-03	0.2044531E-01	0.1090237E 00	0.3293826E 00	0.5382705E 00
7	0.1749572E-02	0.4658443E-01	0.1954553E 00	0.3003687E 00	0.4558420E 00
8	0.1329303E-03	0.1086795E-01	0.7155133E-01	0.3402385E 00	0.5728573E 00
8	0.5567078E-03	0.2580019E-01	0.1340243E 00	0.3269350E 00	0.5126838E 00
9	0.3960027E-04	0.5470358E-02	0.4422832E-01	0.3427261E 00	0.6005655E 00
9	0.1696569E-03	0.1337620E-01	0.8549146E-01	0.3418883E 00	0.5590744E 00
FONDO	0.1109198E-04	0.2550612E-02	0.2534104E-01	0.3379297E 00	0.6237009E 00
FRACCION MOL DE VAPOR EN EL FONDO.					
	0.4835028E-04	0.6374129E-02	0.5011548E-01	0.3463041E 00	0.5971579E 00

134

FRACCIONES RECUPERADAS

COMPONENTE	VAPOR EN EL DDMO	LIQUIDO EN EL DDMO	LIQUIDO EN EL FONDO
------------	------------------	--------------------	---------------------

PROPAN	0,00000000E 00	0,99988664E 00	0,11336000E-03
IBUTAN	0,00000000E 00	0,99131092E 00	0,86690834E-02
NBUTAN	0,00000000E 00	0,94820292E 00	0,51797083E-01
IPENTA	0,00000000E 00	0,13658958E 00	0,86341042E 00
NPENTA	0,00000000E 00	0,89396652E-01	0,91060335E 00

EJEMPLD DE HOLLAND ORIGINAL

MOLESDE CARGA Y PRODUCTOS

NUMERO	NOHBRE	CARGA	VAPOR EN EL DOHO	LIQUIDO EN EL DOHO	PRODUCTO DEL FONDO
1	PROPAN	5.0000	0,0000	4,9994	0,0006
2	IBUTAN	15.0000	0,0000	14,8697	0,1303
3	NBUTAN	25.0000	0,0000	23,7051	1,2949
4	IPENTA	20.0000	0,0000	2,7318	17,2682
5	NPENTA	35.0000	0,0000	3,1289	31,8711
	TOTALES	100.0000	0,0000	49,4348	50,5652

VARIABLES DE LOS PLATOS

SUMAS	TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO	ENTAL,DE VAPOR	ENTAL,DE LIQUIDO	DIF,DE TEMP.
0,101094E 01	0,144462E 03	0,000000E 00	0,126160E 03	0,169932E 05	0,991921E 04	0,451455E-01
0,100661E 01	0,162772E 03	0,175060E 03	0,121120E 03	0,183157E 05	0,110918E 05	0,802480E-01
0,100385E 01	0,177308E 03	0,170020E 03	0,117391E 03	0,193999E 05	0,120923E 05	0,996859E-01
0,100194E 01	0,188708E 03	0,166291E 03	0,115311E 03	0,202925E 05	0,128889E 05	0,936901E-01
0,100049E 01	0,196716E 03	0,164211E 03	0,219997E 03	0,209558E 05	0,134467E 05	0,738494E-01
0,999810E 00	0,207126E 03	0,168897E 03	0,220521E 03	0,219539E 05	0,141516E 05	0,835809E-01
0,998889E 00	0,216000E 03	0,169421E 03	0,221443E 03	0,228451E 05	0,147614E 05	0,781865E-01
0,997553E 00	0,223082E 03	0,170343E 03	0,222578E 03	0,235907E 05	0,152508E 05	0,630698E-01
0,995648E 00	0,229346E 03	0,171478E 03	0,223630E 03	0,241675E 05	0,156153E 05	0,452877E-01
0,993030E 00	0,232044E 03	0,172530E 03	0,224418E 03	0,245857E 05	0,158717E 05	0,295280E-01
0,989533E 00	0,234553E 03	0,173318E 03	0,511000E 02	0,248768E 05	0,160455E 05	0,174729E-01

CARGA DEL CONDENSADOR = 0,14698872E 07

CARGA DEL REBOILER = 0,15696331E 07

DIFERENCIA CUADRATICA DE TEMPERATURAS= 0,52951583E-01

CONSTANTES DE EQUILIBRIO

0,2269498E 01	0,1093175E 01	0,8433034E 00	0,3802293E 00	0,3404886E 00
0,2668749E 01	0,1330070E 01	0,1026485E 01	0,4758201E 00	0,4290169E 00
0,3003494E 01	0,1538584E 01	0,1189814E 01	0,5637356E 00	0,5114461E 00
0,3271597E 01	0,1713074E 01	0,1328673E 01	0,6404905E 00	0,5842796E 00
0,3461012E 01	0,1840747E 01	0,1431517E 01	0,6985633E 00	0,6398581E 00
0,3702947E 01	0,2011450E 01	0,1571010E 01	0,7792934E 00	0,7177681E 00
0,3903306E 01	0,2160739E 01	0,1694692E 01	0,8525238E 00	0,7890539E 00
0,4063886E 01	0,2281940E 01	0,1796182E 01	0,9138321E 00	0,8491395E 00
0,4183820E 01	0,2372906E 01	0,1873046E 01	0,9610156E 00	0,8955718E 00
0,4269117E 01	0,2437725E 01	0,1927792E 01	0,9950117E 00	0,9290489E 00
0,4328663E 01	0,2482675E 01	0,1965422E 01	0,1018545E 01	0,9521275E 00

PRUEBA H-1

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 5
2. Temperatura de alimentación: 170. °F
3. Gasto de alimentación: 100 lb mol/hr
4. Condensador: total
5. Presión: 120 psias
6. Reflujo: 126.162 lb mol/hr
7. Destilado: 48.9 lb mol/hr

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: PROPANO= 0.102235
2. Recuperación en el domo de: PROPANO= 99.9865%
3. Temperatura en el condensador: 162.193 °F
4. Carga térmica en el condensador: 1 469 754.7 BTU/hr
5. Carga térmica en el reboiler: 1 559 816.3 BTU/HR
6. Tabla comparativa con el ejemplo 5.1 de Holland

CONCLUSIONES:

No existe una diferencia notable entre los resultados obtenidos por Holland y por el programa SIMULA/TORRE). La diferencia fundamental radica en el cálculo de K_i .

Holland usa un polinomio de aproximación. El programa, utiliza las correlaciones de Chao-Seader.

EJEMPLO DE HOLLAND ORIGINAL

NUMERO	MOMENTO	CARGA	MOLES DE CARGA Y PRODUCTOS/ VAPOR EN EL DCHO			PRODUCTO DEL FONDO
			VAPOR EN EL DCHO	LIQUIDO EN EL DCHO		
1	PROPAN	5.0000	0.0000	4.9993	0.0007	
2	ISOBUT	15.0000	0.0000	14.8361	0.1639	
3	BUTAN	25.0000	0.0000	23.3741	1.6259	
4	ISOPEN	20.0000	0.0000	3.5213	16.4787	
5	PENTAN	35.0000	0.0000	2.6824	32.3176	
	TOTALES	100.0000	0.0000	49.4132	50.5868	

VARIABLES DE LOS PLATOS						
SUMAS	TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO	ENTAL DE VAPOR	ENTAL DE LIQUIDO	DIF. DE TEMP.
0.101650E 01	0.148526E 03	0.000000E 00	0.126160E 03	0.175285E 05	0.104113E 05	0.599928E 01
0.100636E 01	0.162192E 03	0.175060E 03	0.121580E 03	0.180070E 05	0.114037E 05	0.994326E 01
0.100372E 01	0.175482E 03	0.170488E 03	0.118030E 03	0.197684E 05	0.122048E 05	0.120775E 00
0.100169E 01	0.186477E 03	0.166930E 03	0.115798E 03	0.205406E 05	0.129613E 05	0.114227E 00
0.100049E 01	0.193739E 03	0.164694E 03	0.226624E 03	0.211282E 05	0.134548E 05	0.915897E 01
0.999803E 00	0.203073E 03	0.168924E 03	0.220149E 03	0.219601E 05	0.140412E 05	0.106966E 00
0.999806E 00	0.211241E 03	0.169049E 03	0.220504E 03	0.227174E 05	0.145689E 05	0.104894E 00
0.999738E 00	0.218098E 03	0.169404E 03	0.221075E 03	0.233842E 05	0.150197E 05	0.894824E 01
0.999535E 00	0.223547E 03	0.169975E 03	0.221671E 03	0.239429E 05	0.153813E 05	0.682203E 01
0.999340E 00	0.227698E 03	0.170571E 03	0.222117E 03	0.243817E 05	0.156875E 05	0.473617E 01
0.998956E 00	0.230010E 03	0.171017E 03	0.511000E 02	0.247169E 05	0.158632E 05	0.300783E 01

CARGA DEL CONDENSADOR = 0.14697547E 07

CARGA DEL REFRIGER = 0.15598163E 07

DIFERENCIA CUADRATICA DE TEMPERATURAS = 0.87762569E-01

PRUEBA H-2

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 5
2. Temperatura de alimentación: 170 °F
3. Gasto de alimentación: 100 lb mol/hr
4. Condensador: parcial
5. Presión: 120 psias
6. Reflujo: 126.162 lb mol/hr
7. Destilado: 48.9 lb mol/hr

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: PROPANO= 0.1011
2. Recuperación en el domo de: PROPANO= 99.98%
3. Temperatura en el condensador: 174.34 °F
4. Carga térmica en el condensador: 1 093 008.2 BTU/hr
5. Carga térmica en el reboiler: 1 594 023.2 BTU/hr
6. COMPARAR LA TABLA CON PRUEBA H-1.

CONCLUSIONES:

Aún cuando se maneja más vapor (existe el peligro que el diámetro no sea suficiente para ese flujo de vapor), la carga térmica es menor. Debe de manejar mayor cantidad de líquido, lo que hace que la carga térmica en el condensador aumente.

EJEMPLO DE HOLLAND CONDENSADOR FRACCIAL.

NUMERO	HOMBRE	CARGA	HOMBRES DE CARGA Y PRODUCTOS, VAPOR EN EL DCHO	LIQUIDO EN EL DCHO	PRODUCTO DEL FONDO
1	PROPAN	5.0000	4.9994	0.0000	0.0000
2	ISOPUT	15.0000	14.8749	0.0000	0.1251
3	NOPTAN	25.0000	23.7402	0.0000	1.2518
4	ISOPEN	20.0000	3.4833	0.0000	16.5167
5	PENTAN	35.0000	2.2914	0.0000	32.7086
	TOTALES	100.0000	49.3973	0.0000	50.6027

VARIABLES DE LOS PLATOS

SUMAS	TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO	ENTAL. DE VAPOR	ENTAL. DE LIQUIDO	DIF. DE TEMP.
0.100747E 01	0.161226E 03	0.489000E 02	0.126160E 03	0.187505E 05	0.413778E 05	0.866467E 01
0.100271E 01	0.174340E 03	0.175040E 03	0.122467E 03	0.186808E 05	0.421958E 05	0.109268E 00
0.100200E 01	0.180610E 03	0.171367E 03	0.120036E 03	0.204441E 05	0.428716E 05	0.106936E 00
0.100136E 01	0.192593E 03	0.160936E 03	0.118671E 03	0.210432E 05	0.433608E 05	0.879029E 01
0.100017E 01	0.197882E 03	0.167571E 03	0.223114E 03	0.214704E 05	0.437277E 05	0.659959E 01
0.999418E 00	0.207329E 03	0.172014E 03	0.223710E 03	0.223418E 05	0.443242E 05	0.719961E 01
0.998401E 00	0.215062E 03	0.172610E 03	0.224417E 03	0.230050E 05	0.448252E 05	0.664314E 01
0.996968E 00	0.221158E 03	0.173317E 03	0.225146E 03	0.236980E 05	0.452265E 05	0.541710E 01
0.994981E 00	0.225773E 03	0.174046E 03	0.225741E 03	0.241800E 05	0.455326E 05	0.402362E 01
0.992998E 00	0.229106E 03	0.174641E 03	0.226108E 03	0.245452E 05	0.457589E 05	0.277650E 01
0.988749E 00	0.231719E 03	0.175006E 03	0.511000E 02	0.248188E 05	0.459252E 05	0.179099E 01

CARGA DEL CONDENSADOR = 0.10930088E 07

CARGA DEL RECDILER = 0.15940232E 07

DIFERENCIA CUADRATICA DE TEMPERATURAS = 0.50206434E 01

131

PRUEBA H-3

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 5
2. Temperatura de alimentación: 170 °F
3. Gasto de alimentación: 100 lb mol/hr
4. Condensador: total
5. Presión: 90 psias
6. Reflujo: 126.162 lb mol/hr
7. Destilado: 48.9 lb mol/hr

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: PROPANO 0.1022412
2. Recuperación en el domo de: PROPANO 99.99 %
3. Temperatura en el condensador: 141.35 °F
4. Carga térmica en el condensador: 1 516 199.9 BTU/hr
5. Carga térmica en el reboiler: 1 180 659.4 BTU/hr
6. Comparación con las pruebas H-1.

CONCLUSIONES:

Si se trabaja a presión más baja, es más fácil lograr una separación de componentes por medio de destilación. Esto se ve reflejado en un aumento en la recuperación en el domo y en la temperatura en el condensador (menor para 90 psias). Se debe tener mucho cuidado al trabajar a bajas presiones, ya que el volumen de vapor que se manejará aumenta mucho.

EJEMPLO DE HOLLAND PRESION DE 90

NUMERO	HIDROCARBONO	CARGA	MOLES DE CARGA Y PRODUCTOS/			PRODUCTO DEL FONDO
			VAPOR EN EL DOND	LIQUIDO EN EL DOND		
1	PROPAN	5.0000	0.0000	4.9996	0.0004	
2	ISOBUT	15.0000	0.0000	14.8582	0.1418	
3	BUTANO	25.0000	0.0000	23.4231	1.5769	
4	ISOPEN	20.0000	0.0000	3.5421	16.4579	
5	PENTAN	35.0000	0.0000	2.6109	32.3891	
	TOTALES	100.0000	0.0000	49.4339	50.5661	

VARIABLES DE LOS PLATOS

SUMAS	TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO	ENTAL DE VAPOR	ENTAL DE LIQUIDO	DIF. DE TEMP.
0.101092E 01	0.122467E 03	0.000000E 00	0.126160E 03	0.170220E 05	0.968880E 04	0.653109E 01
0.100642E 01	0.141350E 03	0.175060E 03	0.121185E 03	0.163498E 05	0.107331E 05	0.106654E 00
0.100342E 01	0.155516E 03	0.170085E 03	0.117354E 03	0.123473E 05	0.115915E 05	0.115351E 00
0.100112E 01	0.166604E 03	0.166256E 03	0.115067E 03	0.203515E 05	0.122779E 05	0.894037E 01
0.999312E 00	0.174218E 03	0.163967E 03	0.174223E 03	0.207527E 05	0.127634E 05	0.639006E 01
0.998813E 00	0.102901E 03	0.123123E 03	0.174506E 03	0.214876E 05	0.132475E 05	0.781582E 01
0.998130E 00	0.199422E 03	0.123406E 03	0.174800E 03	0.221522E 05	0.136874E 05	0.801526E 01
0.997102E 00	0.195575E 03	0.123700E 03	0.175100E 03	0.227527E 05	0.140743E 05	0.720431E 01
0.995510E 00	0.200647E 03	0.124090E 03	0.175591E 03	0.232703E 05	0.143959E 05	0.584006E 01
0.993677E 00	0.204669E 03	0.124491E 03	0.175888E 03	0.236943E 05	0.146507E 05	0.430892E 01
0.989552E 00	0.207301E 03	0.124788E 03	0.511000E 02	0.240313E 05	0.148476E 05	0.286104E 01

CARGA DEL CONDENSADOR = 0.15161999E 07

CARGA DEL REBILLO = 0.11806594E 07

DIFERENCIA CUADRATICA DE TEMPERATURAS = 0.6483176E 01

PRUEBA H-4

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 5
2. Temperatura de alimentación: 170 °F
3. Gasto de alimentación: 100 lb mol/hr
4. Condensador: total
5. Presión: 150 psias
6. Reflujo: 126.162 lb mol/hr
7. Destilado: 48.9 lb mol/hr

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: PROPANO 0.102221
2. Recuperación en el domo de: PROPANO 99.97%
3. Temperatura en el condensador: 180.019 °F
4. Carga térmica en el condensador: 1 431 413. BTU/hr
5. Carga térmica en el reboiler: 1 591 271.7 BTU/hr
6. Comparación con la prueba H-1

CONCLUSIONES:

Al trabajar a mayor presión, la recuperación de propano en el domo se verá disminuida, y la temperatura en el condensador será mayor; es más difícil separar por destilación.

EJEMPLO DE HOLLAND PRESION DE 150

NUMERO	NOMBRE	CARGA	MOLES DE CARGA Y PRODUCTOS		
			VAPOR EN EL FONDO	LIQUIDO EN EL FONDO	PRODUCTO DEL FONDO
1	PROPAN	5.0000	0.0000	4.9986	0.0014
2	ISOBUT	15.0000	0.0000	14.7559	0.2441
3	BUTANO	25.0000	0.0000	22.9343	2.0657
4	ISOPEN	20.0000	0.0000	3.4542	16.3458
5	PENTAN	35.0000	0.0000	3.0352	31.9648
	TOTALS	100.0000	0.0000	49.3782	50.6218

VARIABLES DE LOS PLATOS

SUMAS	TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO	ENTAL. DE VAPOR	ENTAL. DE LIQUIDO	DIF. DE TFHP.
0.100970E 01	0.140683E 03	0.000000E 00	0.126160E 03	0.170656E 05	0.110425E 05	0.639323E*01
0.100601E 01	0.140041E 03	0.175066E 03	0.121612E 03	0.192392E 05	0.121182E 05	0.988476E*01
0.100356E 01	0.136662E 03	0.170712E 03	0.114850E 03	0.202008E 05	0.129661E 05	0.115837E 00
0.100194E 01	0.130567E 03	0.167465E 03	0.116548E 03	0.209577E 05	0.136345E 05	0.108735E 00
0.100051E 01	0.210032E 03	0.165448E 03	0.229225E 03	0.215260E 05	0.141201E 05	0.884978E*01
0.999800E 00	0.210011E 03	0.178125E 03	0.229387E 03	0.223244E 05	0.147018E 05	0.104407E 00
0.998996E 00	0.227057E 03	0.178287E 03	0.229753E 03	0.230655E 05	0.152383E 05	0.104921E 00
0.997814E 00	0.234020E 03	0.178653E 03	0.230360E 03	0.237383E 05	0.157119E 05	0.924418E*01
0.996122E 00	0.240569E 03	0.178280E 03	0.231048E 03	0.243151E 05	0.161069E 05	0.729755E*01
0.993791E 00	0.245097E 03	0.179945E 03	0.231637E 03	0.247924E 05	0.164204E 05	0.523968E*01
0.990642E 00	0.248562E 03	0.180537E 03	0.231000E 02	0.251662E 05	0.166615E 05	0.343048E*01

CARGA DEL CONDENSADOR = 0.14314135E 07

CARGA DEL REBOILER = 0.15912717E 07

DIFERENCIA CUADRATICA DE TEMPERATURAS = 0.86633793E-01

PRUEBA H-5

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 5
2. Temperatura de alimentación: 170 °F
3. Gasto de alimentación: 100 lb mol/hr
4. Condensador: total
5. Presión: 120 psias
6. Reflujo: 97.8 lb mol/hr
7. Destilado: 48.9 lb mol/hr

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: PROPANO 0.1022
2. Recuperación en el domo de: PROPANO 99.97 %
3. Temperatura en el condensador: 163.5 °F
4. Carga térmica en el condensador: 1 237 655.9 BTU/hr
5. Carga térmica en el reboiler: 1 325 514 BTU/hr
6. Comparación con la prueba H-1.

CONCLUSIONES:

La pureza en el destilado disminuye considerablemente, debido a que existe menor cantidad de líquido y como consecuencia de vapor en contacto.

EJEMPLO DE HOLLADO RECIRCULACION DE 2

NUMERO	NOMBRE	CARGA	HOLLENE CARGA Y PRODUCTOS/ VAPOR EN EL DBO	LIQUIDO EN EL DBO	PRODUCTO DEL FONDO
1	PRODUC	0.0000	0.0000	4.9989	0.0011
2	ISOPHT	15.0000	0.0000	14.7616	0.2384
3	BUTALO	25.0000	0.0000	22.8617	2.1383
4	ISOPEN	20.0000	0.0000	3.7114	16.2886
5	HEXAN	35.0000	0.0000	3.0730	31.9270
	TOTALES	100.0000	0.0000	49.4662	50.5338

VARIABLES DE LOS PLATOS

SUMAS	TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO	ENTAL DE VAPOR	ENTAL DE LIQUIDO	DIF. DE TEMP.
0.161031E 01	0.145063E 03	0.000000E 00	0.978000E 02	0.175544E 05	0.104530E 05	0.317122E 01
0.160071E 01	0.163063E 03	0.106700E 03	0.908000E 02	0.188896E 05	0.115378E 05	0.532384E 01
0.160297E 01	0.176063E 03	0.102999E 03	0.915174E 02	0.198214E 05	0.123509E 05	0.682237E 01
0.160127E 01	0.195063E 03	0.100417E 03	0.899870E 02	0.205037E 05	0.129947E 05	0.687147E 01
0.160007E 01	0.192063E 03	0.138082E 03	1.124478E 02	0.209805E 05	0.133519E 05	0.515724E 01
0.998619E 00	0.200063E 03	0.143376E 03	0.124400E 02	0.217307E 05	0.130749E 05	0.684935E 01
0.227000E 00	0.200063E 03	0.143522E 03	0.124400E 02	0.224320E 05	0.143688E 05	0.740510E 01
0.225000E 00	0.215063E 03	0.214370E 03	0.195186E 02	0.230200E 05	0.188206E 05	0.677955E 01
0.225000E 00	0.220063E 03	0.144000E 03	0.195600E 02	0.236797E 05	0.192111E 05	0.542615E 01
0.223000E 00	0.225063E 03	0.144500E 03	0.196134E 02	0.241780E 05	0.155299E 05	0.385467E 01
0.220094E 00	0.220063E 03	0.145034E 03	0.511000E 02	0.245811E 05	0.157802E 05	0.243503E 01

CARGA DEL CONDENSADOR = 0.12376559E 07

CARGA DEL PERILIER = 0.13255149E 07

DIFERENCIA CINETICA DE TEMPERATURAS = 0.35669745E 01

PRUEBA H-6

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 5
2. Temperatura de alimentación: 170 °F
3. Gasto de alimentación: 100 lb mol/hr
4. Condensador: total
5. Presión: 120 psias
6. Reflujo: 156.7 lb mol/hr
7. Destilado: 48.9 lb mol/hr

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: PROPANO 0.1022
2. Recuperación en el domo de: PROPANO 99.99 %
3. Temperatura en el condensador: 161.4 °F
4. Carga térmica en el condensador: 1 721 948 BTU/hr
5. Carga térmica en el reboiler: 1 812 948 BTU/hr
6. Comparación con la prueba H-1

CONCLUSIONES:

Existe una mejor recuperación de propano en el destilado, esto se debe a que la torre maneja mayor cantidad de líquido y de vapor.

EJEMPLO DE BILAN DE CIRCULACION DE 3

NUMERO	DESCRIPCION	CARGA	DEBITE CARGA Y PRODUCTOS/ VAPORES EN EL DOMO	LIQUIDO EN EL DOMO	PRODUCTO DEL FONDO
1	PROYECT	5.0000	0.0000	4.9995	0.0005
2	ISOTERM	15.0000	0.0000	14.8804	0.1196
3	ISOTERM	25.0000	0.0000	23.7193	1.2807
4	ISOTERM	25.0000	0.0000	3.4362	16.5638
5	ENTAL	35.0000	0.0000	2.4437	32.5563
	TOTALES	100.0000	0.0000	49.4789	50.5211

VARIABLES DE LOS PLATOS

SUMAS	TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPORES	FLUJOS DE LIQUIDO	ENTAL DE VAPORES	ENTAL DE LIQUIDO	DIF. DE TEMP.
0.101180E 01	0.144732E 03	0.000000E 00	0.150700E 03	0.175150E 05	0.103886E 05	0.489110E 01
0.100241E 01	0.161392E 03	0.205600E 03	0.151213E 03	0.127603E 05	0.113388E 05	0.837498E 01
0.100524E 01	0.175393E 03	0.200118E 03	0.146630E 03	0.197453E 05	0.122515E 05	0.105925E 00
0.100781E 01	0.186570E 03	0.195530E 03	0.143679E 03	0.205070E 05	0.127854E 05	0.103183E 00
0.100781E 01	0.195101E 03	0.192579E 03	0.140679E 03	0.212054E 05	0.135522E 05	0.831466E 01
0.999910E 00	0.205084E 03	0.186537E 03	0.137004E 03	0.221014E 05	0.141455E 05	0.900082E 01
0.999000E 00	0.211000E 03	0.180704E 03	0.134033E 03	0.229513E 05	0.147305E 05	0.820921E 01
0.997240E 00	0.220125E 03	0.172533E 03	0.129050E 03	0.236137E 05	0.151690E 05	0.657205E 01
0.995120E 00	0.225130E 03	0.167990E 03	0.124974E 03	0.241334E 05	0.155025E 05	0.476947E 01
0.992320E 00	0.229072E 03	0.166644E 03	0.1250154E 03	0.245222E 05	0.157445E 05	0.320873E 01
0.988680E 00	0.231015E 03	0.160054E 03	0.121000E 02	0.248077E 05	0.159183E 05	0.201876E 01

CARGA DEL CONDENSADOR = 0.17211805E 07

CARGA DEL REFRIGER = 0.18129486E 07

DIFERENCIA CHARPATICA DE TEMPERATURAS = 0.61057604E 01

En base a las comparaciones anteriores, se establece que el programa (SIMULA/TORRE) es tan válido como los métodos empleados por Van Winkle y Holland.

La importancia que tiene esta programa es que se adquiere un criterio en la manipulación de las variables de operación en una columna de destilación de multicomponentes.

Con tal fin, el siguiente análisis está enfocado a la variación en las condiciones de operación. Se considera que las condiciones más importantes que pueden variar son:

1. Temperatura de la alimentación. El cambio de esta variable es frecuente, debido a que en un proceso pueden existir problemas en el mantenimiento de esta variable.
2. Gasto de la alimentación. Se tiene el mismo problema que con la temperatura de alimentación.
3. Presión de trabajo. Esta variable es importante, pues influye directamente en el grado de separación.
4. Reflujo. Es una variable muy importante en la destilación. Su magnitud está íntimamente ligada con la pureza de los productos. Es un factor económico.

Las siguientes pruebas harán notar la influencia de estas variables en el comportamiento de una columna.

PRUEBA 1 Problema Original

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 8
2. Temperatura de alimentación: 120 °F
3. Gasto de alimentación: 1000 lb mol/hr
4. Condensador: total
5. Presión: 30 psias
6. Reflujo: 1250 lb mol/hr
7. Destilado: 150 lb mol/hr

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: ETANO 0.9998
2. Recuperación en el domo de: ETANO 99.89%
3. Temperatura en el condensador: -99.46 °F
4. Carga térmica en el condensador: 8 746 980 BTU/hr
5. Carga térmica en el reboiler: 1 332 190 BTU/hr
- 6.

CONCLUSIONES:

Los resultados completos se pueden observar en el apéndice 3 .2 . El perfil de temperaturas resultó estar demasiado alejado al de operación. Aún así la columna llegó a la convergencia. Aquí se concluye que con cualquier perfil inicial de temperaturas, si la operación se realiza físicamente , se puede llegar a la convergencia.

Se hizo otra corrida del problema con un perfil de temperaturas muy alejado del real, baste mencionar que la temperatura en el plato 8 era de -70.0°F . Apesar de esto, los resultados fueron idénticos a los originales, pero se tuvieron que efectuar unas iteraciones más.

Analisis de resultados.

La columna separa el etano de los demás componentes, saliendo por el condensador casi puro, con trazas de isobutano.

La obtención de la fracción destilada, requiere de condiciones muy especiales, debido a la temperatura tan baja en el condensador.

Si el problema no exige la obtención del etano en forma líquida, es posible simplificar la operación de enfriamiento del condensador.

Para obtener la fracción destilada en forma de vapor, se usa un condensador parcial, implicando resultados menos críticos.

El diámetro de la columna, estará determinado por el mayor flujo de vapor, tanto arriba de la alimentación como abajo. En la parte superior de la columna, el diámetro se calcula con el valor del flujo de vapor del plato 2. En este plato

En este plato el flujo de vapor tiene su valor mayor, ya que como se recircula casi etano puro, este al llegar al plato 2 sufre una evaporación casi total.

PRUEBA 2 CONDENSADOR PARCIAL.

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 8
2. Temperatura de alimentación: 120.0°F
3. Gasto de alimentación: 1000 lb mol/hr.
4. Condensador: PARCIAL.
5. Presión: 30. psia.
6. Reflujo: 1250.0 lb mol/hr.
7. Destilado: 150.0 lb mol/hr.

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: ETANO 0.956
2. Recuperación en el domo de: ETANO 99.999%
3. Temperatura en el condensador: -67.28°F.
4. Carga térmica en el condensador: 11 040 000 BTU/hr.
5. Carga térmica en el reboiler: 4 600 000 BTU/hr.
6. Ver tabla de resultados.

CONCLUSIONES:

La pureza del etano baja comparada con la prueba 1. El aumento en la temperatura del condensador se debe precisamente al aumento de componentes pesados en el domo.

En este caso, la torre tiene que manejar mayor cantidad de flujos de líquido y vapor aumentando las cargas del condensador y reboiler.

VARIABLES DE LOS PLATOS		
TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO
-0.672872E 02	0.150000E 03	0.125000E 04
0.119929E 02	0.140000E 04	0.121249E 04
0.394068E 02	0.136249E 04	0.127776E 04
0.437302E 02	0.142776E 04	0.128392E 04
0.455068E 02	0.143392E 04	0.128344E 04
0.474922E 02	0.143344E 04	0.126737E 04
0.518521E 02	0.141737E 04	0.119871E 04
0.692733E 02	0.134871E 04	0.129645E 04
0.752862E 02	0.446446E 03	0.132037E 04
0.771874E 02	0.470367E 03	0.132808E 04
0.780868E 02	0.478084E 03	0.133163E 04
0.787779E 02	0.481634E 03	0.133416E 04
0.794930E 02	0.484159E 03	0.133624E 04
0.804604E 02	0.486241E 03	0.133696E 04
0.826262E 02	0.486961E 03	0.131756E 04
0.939500E 02	0.467557E 03	0.850000E 03

PRUEBA 3 VARIACION EN LA TEMP. DE ALIMENTACION.

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 8
2. Temperatura de alimentación: 70.0°F.
3. Gasto de alimentación: 1000 lb mol/hr.
4. Condensador: -PARCIAL.
5. Presión: 30.0 psia.
6. Reflujo: 1 250. lb mol/hr.
7. Destilado: 150. lb mol/hr.

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: 0.953 ETANO.
2. Recuperación en el domo de: 99.999% ETANO.
3. Temperatura en el condensador: -65.9°F.
4. Carga térmica en el condensador: 11 700 000 BTU/hr.
5. Carga térmica en el reboiler: 9 906 340 BTU/hr.
6. Ver tabla de resultados.

CONCLUSIONES:

No existe gran variación en los resultados comparados con los de la prueba 2. Lo único que se puede ser aquí es el aumento de las cargas térmicas por la disminución que hay en la temperatura.

VARIABLES DE LOS PLATOS

TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO
-0.659075E 02	0.150000E 03	0.125000E 04
0.131304E 02	0.140000E 04	0.122171E 04
0.395189E 02	0.137171E 04	0.128618E 04
0.435608E 02	0.143618E 04	0.129289E 04
0.450696E 02	0.144289E 04	0.129172E 04
0.466658E 02	0.144172E 04	0.128320E 04
0.497029E 02	0.143320E 04	0.123512E 04
0.619922E 02	0.138512E 04	0.108837E 04
0.684057E 02	0.103837E 04	0.192272E 04
0.699744E 02	0.107272E 04	0.193067E 04
0.707906E 02	0.108067E 04	0.193393E 04
0.715716E 02	0.108393E 04	0.193597E 04
0.725501E 02	0.108597E 04	0.193656E 04
0.740929E 02	0.108656E 04	0.193133E 04
0.776950E 02	0.108133E 04	0.186915E 04
0.939785E 02	0.101915E 04	0.850000E 03

PRUEBA 4 VARIACION EN LA TEMP. DE ALIMENTACION.

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 8
2. Temperatura de alimentación: 150.0°F.
3. Gasto de alimentación: 1000 lb mol/hr.
4. Condensador: PARCIAL.
5. Presión: 30.0 psia.
6. Reflujo: 1250.0 lb mol/hr.
7. Destilado: 150. lb mol/hr.

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: 0.9585 ETANO.
2. Recuperación en el domo de: 99.35% ETANO.
3. Temperatura en el condensador: -68.14°F.
4. Carga térmica en el condensador: 11 004 000 BTU/hr.
5. Carga térmica en el reboiler: 972 600 BTU/hr.
6. Ver tabla de resultados.

CONCLUSIONES:

En las pruebas de variación de la temperatura de alimentación, se trabajará con condensador parcial por las razones expuestas en la prueba 2.

Si aumenta la temperatura de la alimentación las cargas térmicas tienen que ser menores; observando los resultados se comprueba esto.

La mezcla se separó mejor, puesto que la alimentación es más vapor que líquido, además de ser más rica en componentes más ligeros.

La temperatura de la alimentación es muy alta en comparación con la temperatura del plato 8. Puede ocurrir que dicha etapa funcione como cambiador de calor.

VARIABLES DE LOS PLATOS		
TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO
-0.681405E 02	0.150000E 03	0.125000E 04
0.113951E 02	0.140000E 04	0.118693E 04
0.394886E 02	0.133693E 04	0.126923E 04
0.441600E 02	0.141923E 04	0.127700E 04
0.461683E 02	0.142700E 04	0.127167E 04
0.488462E 02	0.142167E 04	0.125231E 04
0.546747E 02	0.140231E 04	0.115718E 04
0.784860E 02	0.130710E 04	0.915011E 03
0.792135E 02	0.650110E 02	0.917705E 03
0.800393E 02	0.677049E 02	0.920178E 03
0.811912E 02	0.701776E 02	0.923753E 03
0.826672E 02	0.737532E 02	0.928445E 03
0.843862E 02	0.784448E 02	0.932533E 03
0.862060E 02	0.825325E 02	0.939881E 03
0.881067E 02	0.898811E 02	0.944843E 03
0.929755E 02	0.948432E 02	0.850000E 03

PRUEBA 5 TEMPERATURA ELEVADA

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 8
2. Temperatura de alimentación: 200.0 °F
3. Gasto de alimentación: 1 000 lb mol/hr
4. Condensador: parcial
5. Presión: 30 psias
6. Reflujo: 1250.0 lb mol/hr
7. Destilado: 150.0 lb mol/hr

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de:
2. Recuperación en el domo de:
3. Temperatura en el condensador:
4. Carga térmica en el condensador:
5. Carga térmica en el reboiler:
6. No se llegó a la convergencia.

CONCLUSIONES:

Aún cuando se hicieron varias corridas, modificando el perfil de temperaturas, la torre no convergió, lo que nos hace pensar que el problema está en la operación y no en el modelo. En la siguiente prueba se cambiarán las condiciones de operación.

PRUEBA 5A TEMPERATURA ELEVADA. CAMBIO EN EL REFLUJO.

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 8
2. Temperatura de alimentación: 200.0 °F
3. Gasto de alimentación: 1 000.0 lb mol/hr
4. Condensador: PARCIAL
5. Presión: 30.0 psias
6. Reflujo: 1 700.0 lb mol/hr
7. Destilado: 150.0 lb mol/hr

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: 0.9621 ETANO
2. Recuperación en el domo de: 99.99% ETANO
3. Temperatura en el condensador: -70.0 ° F
4. Carga térmica en el condensador: 14 827 900.0 BTU/hr
5. Carga térmica en el reboiler: 2 887 000 BTU/hr
6. Ver resultados en la siguiente tabla

CONCLUSIONES:

Para que la torre convergiera, se aumentó el reflujo de 1250 lb mol/hr iniciales a 1 700 lb mol/hr.

La alimentación sube totalmente y el reflujo que es más rico en ligeros, al encontrarse con la alimetación, se evapora en gran cantidad; pro lo que la sección agotadora maneja flujos menores de vapor y líquido. Por esta razón el reboiler tiene una carga térmica pequeña.

VARIABLES DE LOS PLATOS

TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO
0.200165E 02	0.150000E 03	0.170000E 04
0.188197E 02	0.185000E 04	0.162459E 04
0.407326E 02	0.177459E 04	0.171641E 04
0.435367E 02	0.186641E 04	0.172855E 04
0.473960E 02	0.187855E 04	0.172312E 04
0.497433E 02	0.187312E 04	0.167354E 04
0.546844E 02	0.182354E 04	0.159577E 04
0.747623E 02	0.174577E 04	0.111886E 04
0.789225E 02	0.268862E 03	0.113396E 04
0.808306E 02	0.283960E 03	0.114062E 04
0.817781E 02	0.290619E 03	0.114425E 04
0.824890E 02	0.294243E 03	0.114688E 04
0.831253E 02	0.296884E 03	0.114915E 04
0.839109E 02	0.299159E 03	0.115083E 04
0.854073E 02	0.300327E 03	0.114295E 04
0.88053E 02	0.292745E 03	0.850000E 03

PRUEBA 6 MODIFICACION EN LA PRESION

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 8
2. Temperatura de alimentación: 120 °F
3. Gasto de alimentación: 1000 lb mol/hr
4. Condensador: PARCIAL
5. Presión: 80 psias
6. Reflujo: 1250 lb mol/hr
7. Destilado: 150 lb mol/hr

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: 0.9712 ETANO
2. Recuperación en el domo de: 99.99% ETANO
3. Temperatura en el condensador: -32.81
4. Carga térmica en el condensador: 9 631 000 BTU/hr
5. Carga térmica en el reboiler: 9 733 500 BTU/hr
6. No alcanzó la convergencia.

CONCLUSIONES:

Después de 100 iteraciones, la torre no convergía, éste puede ser otro caso de problemas de operación. La última corrida alcanzó una convergencia cercana a la requerida. Tal vez la columna opere en esas condiciones, entonces los resultados serán cercanos a los de arriba; pero ésta puede ser una posición inestable, ya que con algún cambio en otra variable el

PRUEBA 6A CAMBIO EN LA PRESION Y EN EL PLATO DE ALIMENTACION

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 12
2. Temperatura de alimentación: 120°F.
3. Gasto de alimentación: 1000 lb mol/hr.
4. Condensador: PARCIAL.
5. Presión: 80 psia.
6. Reflujo: 1250.0 lb mol/hr.
7. Destilado: 150.0 lb mol/hr.

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: ETANO 0.9588.
2. Recuperación en el domo de: ETANO 99.97%
3. Temperatura en el condensador: -25.91°F
4. Carga térmica en el condensador: 10 035 000 BTU/hr.
5. Carga térmica en el reboiler: 10 230 000 BTU/hr.
6. Ver tabla de resultados.

CONCLUSIONES:

Si se cambia el plato de la alimentación; el problema se soluciona. Si no se puede mover el plato de alimentación quedan otras alternativas como aumentar el reflujo.

PRUEBA 6A CAMBIO EN LA PRESION Y EN EL PLATO DE ALIMENTACION

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 12
2. Temperatura de alimentación: 120°F.
3. Gasto de alimentación: 1000 lb mol/hr.
4. Condensador: PARCIAL.
5. Presión: 80 psia.
6. Reflujo: 1250.0 lb mol/hr.
7. Destilado: 150.0 lb mol/hr.

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: ETANO 0.9588.
2. Recuperación en el domo de: ETANO 99.97%
3. Temperatura en el condensador: -25.91°F
4. Carga térmica en el condensador: 10 035 000 BTU/hr.
5. Carga térmica en el reboiler: 10 230 000 BTU/hr.
6. Ver tabla de resultados.

CONCLUSIONES:

Si se cambia el plato de la alimentación; el problema se soluciona. Si no se puede mover el plato de alimentación quedan otras alternativas como aumentar el reflujo.

VARIABLES DE LOS PLATOS

TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO
0.259160E 02	0.150000E 03	0.125000E 04
0.511097E 02	0.140000E 04	0.114198E 04
0.910831E 02	0.129198E 04	0.122055E 04
0.995701E 02	0.137055E 04	0.124449E 04
0.101342E 03	0.139449E 04	0.124886E 04
0.101994E 03	0.139886E 04	0.124980E 04
0.102514E 03	0.139980E 04	0.124910E 04
0.103191E 03	0.139910E 04	0.124711E 04
0.104199E 03	0.139711E 04	0.124522E 04
0.105760E 03	0.139522E 04	0.122885E 04
0.109560E 03	0.137885E 04	0.117233E 04
0.123233E 03	0.132233E 04	0.196939E 04
0.131295E 03	0.111939E 04	0.201257E 04
0.134735E 03	0.116257E 04	0.199736E 04
0.139647E 03	0.114736E 04	0.193983E 04
0.157903E 03	0.108983E 04	0.850000E 03

PRUEBA 6B CAMBIO EN LA PRESION Y EN EL REFLUJO.

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 8.
2. Temperatura de alimentación: 120°F.
3. Gasto de alimentación: 1 000 lb mol/hr.
4. Condensador: PARCIAL.
5. Presión: 80.00 psia.
6. Reflujo: 1 700 lb mol/hr.
7. Destilado: 150 lb mol/hr.

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: ETANO 0.964.
2. Recuperación en el domo de: ETANO 99.99%
3. Temperatura en el condensador: -28.95°F.
4. Carga térmica en el condensador: 13 415 000 BTU/hr.
5. Carga térmica en el reboiler: 13 534 000 BTU/hr.
6. Tabla de resultados a continuación.

CONCLUSIONES:

Esta es otra alternativa de operación de la columna de destilación propuesta en la prueba 6.

Aquí se hace una modificación en el reflujo manteniendo el mismo plato de alimentación que en la prueba 6.

El inconveniente de esta operación es el manejar una mayor cantidad de reflujo que incrementará los costos de operación y las cargas térmicas son también elevadas.

VARIABLES DE LOS PLATOS

TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO
-0.282519E 02	0.150000E 03	0.170000E 04
0.486916E 02	0.185000E 04	0.152063E 04
0.925102E 02	0.167063E 04	0.160891E 04
0.102123E 03	0.175891E 04	0.166546E 04
0.104535E 03	0.181546E 04	0.166741E 04
0.106191E 03	0.181741E 04	0.163100E 04
0.109245E 03	0.178100E 04	0.156699E 04
0.120800E 03	0.171699E 04	0.237880E 04
0.126636E 03	0.152880E 04	0.242063E 04
0.128252E 03	0.157063E 04	0.243131E 04
0.129000E 03	0.158131E 04	0.243418E 04
0.129719E 03	0.158418E 04	0.243423E 04
0.130775E 03	0.158423E 04	0.243005E 04
0.132805E 03	0.158005E 04	0.239204E 04
0.137846E 03	0.154204E 04	0.229825E 04
0.157871E 03	0.144825E 04	0.850000E 03

PRUEBA 7 ALIMENTACION CERCA DEL DOMO.

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 4
2. Temperatura de alimentación: 120°F.
3. Gasto de alimentación: 1000 lb mol/hr.
4. Condensador: PARCIAL.
5. Presión: 30 psia.
6. Reflujo: 1250.0 lb mol/hr.
7. Destilado: 150.0 lb mol/hr.

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: 0.985 ETANO.
2. Recuperación en el domo de: 99.999% ETANO.
3. Temperatura en el condensador: -81.11°F.
4. Carga térmica en el condensador: 1 026 866 BTU/hr.
5. Carga térmica en el reboiler: 3 570 830 BTU/hr.
6. Ver tabla de resultados.

CONCLUSIONES:

Es lógico esperar estos resultados, pues a esa temperatura la mayor parte de la alimentación es vapor y rica en componentes ligeros, provocando que el reflujo sea también rico en los mismos componentes que al llegar al plato de alimentación, se vuelven a evaporar.

Por esta razón se manejan flujos de líquido menores en comparación con los de la prueba 2.

La temperatura en el condensador es muy baja pero su carga-térmica es muy pequeña también.

VARIABLES DE LOS PLATOS		
TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO
0.811114E 02	0.150000E 03	0.125000E 04
0.163571E 01	0.140000E 04	0.107668E 04
0.430052E 02	0.122668E 04	0.108404E 04
0.676737E 02	0.123404E 04	0.117331E 04
0.742010E 02	0.323307E 03	0.119706E 04
0.765575E 02	0.347057E 03	0.120596E 04
0.776379E 02	0.355962E 03	0.121009E 04
0.783653E 02	0.360090E 03	0.121288E 04
0.789956E 02	0.362880E 03	0.121530E 04
0.795978E 02	0.365302E 03	0.121761E 04
0.801931E 02	0.367614E 03	0.121988E 04
0.807964E 02	0.369882E 03	0.122211E 04
0.814449E 02	0.372108E 03	0.122421E 04
0.822807E 02	0.374213E 03	0.122551E 04
0.841062E 02	0.375508E 03	0.121374E 04
0.927152E 02	0.363737E 03	0.850000E 03

PRUEBA 8 PLATO DE LA ALIMENTACION CERCA DEL FONDO.

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 12.
2. Temperatura de alimentación: 120.0°F.
3. Gasto de alimentación: 1000 lb mol/hr.
4. Condensador: PARCIAL.
5. Presión: 30.0 psia.
6. Reflujo: 1250.0 lb mol/hr.
7. Destilado: 150.0 lb mol/hr.

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: 0.9527 ETANO.
2. Recuperación en el domo de: 99.98% ETANO.
3. Temperatura en el condensador: -65.33°F.
4. Carga térmica en el condensador: 11 120 000 BTU/hr.
5. Carga térmica en el reboiler: 4 877 425 BTU/hr.
6. Ver tabla de resultados.

CONCLUSIONES:

Se puede observar que sucede lo contrario del caso anterior debido a que las condiciones son exactamente las opuestas. El modelo funciona como se esperaba.

VARIABLES DE LOS PLATOS

TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO
-0.653336E 02	0.150000E 03	0.125000E 04
0.135525E 02	0.140000E 04	0.122568E 04
0.394228E 02	0.137568E 04	0.128783E 04
0.432926E 02	0.143783E 04	0.129837E 04
0.447804E 02	0.144837E 04	0.130041E 04
0.447707E 02	0.145041E 04	0.130333E 04
0.456260E 02	0.145333E 04	0.130297E 04
0.465314E 02	0.145297E 04	0.129903E 04
0.478901E 02	0.144903E 04	0.127257E 04
0.499181E 02	0.142257E 04	0.128130E 04
0.541206E 02	0.143130E 04	0.121250E 04
0.712078E 02	0.136250E 04	0.133663E 04
0.774156E 02	0.486635E 03	0.136099E 04
0.777902E 02	0.510993E 03	0.136833E 04
0.823078E 02	0.518331E 03	0.134810E 04
0.957730E 02	0.498103E 03	0.850000E 03

PRUEBA 9 CAMBIO EN EL GASTO DE ALIMENTACION.

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 8.
2. Temperatura de alimentación: 70°F.
3. Gasto de alimentación: 1500 lb mol/hr.
4. Condensador: -- PARCIAL.
5. Presión: 30 psia.
6. Reflujo: 1250.0 lb mol/hr.
7. Destilado: 220.0 lb mol/hr.

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: .98330 ETANO.
2. Recuperación en el domo de: 99.99% ETANO.
3. Temperatura en el condensador: -83.76°F.
4. Carga térmica en el condensador: 9 990 000 BTU/hr.
5. Carga térmica en el reboiler: 8 114 500 BTU/hr.
6. Ver tabla de resultados.

CONCLUSIONES:

La fracción destilada aumenta más o menos proporcionalmente al gasto de alimentación.

Se pueden presentar problemas de convergencia si sólo se moviera el gasto y el destilado permanezca constante.

Al cambiar el gasto la fracción destilada tiene forzosamente que variar, también para que la composición del producto no cambie.

VARIABLES DE LOS PLATOS		
TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO
0.837633E 02	0.220000E 03	0.125080E 04
0.105359E 02	0.147080E 04	0.104749E 04
0.318368E 02	0.126749E 04	0.113669E 04
0.391257E 02	0.135669E 04	0.112634E 04
0.412259E 02	0.134634E 04	0.115045E 04
0.431215E 02	0.137045E 04	0.113532E 04
0.471847E 02	0.135532E 04	0.105769E 04
0.633727E 02	0.127769E 04	0.205837E 04
0.728106E 02	0.778369E 03	0.211644E 04
0.754175E 02	0.836443E 03	0.213310E 04
0.764471E 02	0.853102E 03	0.213941E 04
0.771767E 02	0.859410E 03	0.214336E 04
0.772369E 02	0.863363E 03	0.214633E 04
0.790075E 02	0.866326E 03	0.214627E 04
0.815033E 02	0.866272E 03	0.211039E 04
0.936927E 02	0.830388E 03	0.128000E 04

PRUEBA 9A MODIFICACION AL REFLUJO DE LA PRUEBA 9.

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 8.
2. Temperatura de alimentación: 70.0°F.
3. Gasto de alimentación: 1500.0 lb mol/hr.
4. Condensador: PARCIAL.
5. Presión: 30 psia.
6. Reflujo: 1832.6 lb mol/hr.
7. Destilado: 220.0 lb mol/hr.

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: 0.9735 ETANO.
2. Recuperación en el domo de: 99.99% ETANO.
3. Temperatura en el condensador: -76.80°F.
4. Carga térmica en el condensador: 15 401 430 BTU/hr.
5. Carga térmica en el reboiler: 13 562 300 BTU/hr.
6. Ver tabla de resultados.

CONCLUSIONES:

El motivo de esta prueba es mantener la relación de reflujo igual a la de la prueba 3, para comprobar si un cambio en el gasto de alimentación manteniendo las demás variables -- constantes, no alteraba el producto y la recuperación.

Al analizar los resultados se nota cambios en la pureza del

producto, con lo cual se demuestra que sí hay cambios al va
riar el gasto de alimentación

VARIABLES DE LOS PLATOS		
TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO
-0.767944E 02	0.220000E 03	0.183260E 04
0.193674E 01	0.205260E 04	0.166771E 04
0.372763E 02	0.188771E 04	0.174139E 04
0.429522E 02	0.196139E 04	0.175904E 04
0.445897E 02	0.197904E 04	0.175738E 04
0.462466E 02	0.197738E 04	0.178028E 04
0.492975E 02	0.200028E 04	0.167772E 04
0.622622E 02	0.189772E 04	0.268714E 04
0.690989E 02	0.140714E 04	0.273968E 04
0.707670E 02	0.145968E 04	0.275197E 04
0.715907E 02	0.147197E 04	0.275692E 04
0.723533E 02	0.147692E 04	0.276012E 04
0.732939E 02	0.148012E 04	0.276154E 04
0.747627E 02	0.148154E 04	0.275524E 04
0.782485E 02	0.147524E 04	0.267620E 04
0.937851E 02	0.139620E 04	0.128000E 04

PRUEBA 10 CAMBIO EN EL GASTO DE ALIMENTACION.

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 8.
2. Temperatura de alimentación: 70.0°F.
3. Gasto de alimentación: 500.0 lb mol/hr.
4. Condensador: PARCIAL.
5. Presión: 30 psia.
6. Reflujo: 1250.0 lb mol/hr.
7. Destilado: 75.0 lb mol/hr.

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: 0.935 ETANO.
2. Recuperación en el domo de: 99.99% ETANO.
3. Temperatura en el condensador: -58.0°F.
4. Carga térmica en el condensador: 11 366 700 BTU/hr.
5. Carga térmica en el reboiler: 10 800 000 BTU/hr.
6. Ver resultados.

CONCLUSIONES:

Esta prueba es similar a la prueba 9 pero esta vez con un gasto menor al original.

Las cargas térmicas tienen que bajar porque se maneja menos cantidad de flujos de vapor y líquido. El reflujo se mantuvo según la prueba 2, en 1250 lb mol/hr.

Se estimó una fracción destilada de 75. lb mol/hr.

Aquí se nota que si la cantidad de destilado aumenta, por el domo saldrá además del etano, isobutano, que es el más ligero de los demás componentes. La concentración del isobutano aumenta considerablemente en el vapor del destilado.

VARIABLES DE LOS PLATOS		
TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO
0.579089E 02	0.750000E 02	0.125000E 04
0.210975E 02	0.132500E 04	0.127003E 04
0.434765E 02	0.134503E 04	0.132869E 04
0.467912E 02	0.140369E 04	0.133684E 04
0.479226E 02	0.141184E 04	0.133667E 04
0.490842E 02	0.141167E 04	0.133225E 04
0.510646E 02	0.140725E 04	0.130430E 04
0.585721E 02	0.137930E 04	0.162766E 04
0.621584E 02	0.120266E 04	0.164223E 04
0.632286E 02	0.121723E 04	0.164522E 04
0.640734E 02	0.122022E 04	0.162689E 04
0.651151E 02	0.120189E 04	0.162845E 04
0.664329E 02	0.120345E 04	0.162580E 04
0.685875E 02	0.120080E 04	0.161392E 04
0.734855E 02	0.118892E 04	0.155933E 04
0.941693E 02	0.113433E 04	0.425000E 03

PRUEBA 10A CAMBIO EN EL GASTO DE ALIMENTACION Y EN EL REFLUJO.

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 8.
2. Temperatura de alimentación: 70°F.
3. Gasto de alimentación: 500.0 lb mol/hr.
4. Condensador: PARCIAL.
5. Presión: 30 psia.
6. Reflujo: 624.25 lb mol/hr.
7. Destilado: 75.0 lb mol/hr.

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: 0.9538 ETANO.
2. Recuperación en el domo de: 99.99% ETANO.
3. Temperatura en el condensador: -65.92°F.
4. Carga térmica en el condensador: 5 546 000 BTU/hr.
5. Carga térmica en el reboiler: 5 000 000 BTU/hr.
6. Ver tabla de resultados.

CONCLUSIONES:

Es similar a la prueba 9A. Ahora con un gasto menor.

Se trabajó con la misma relación de reflujo, 8.33, que la prueba 2.

Las cargas térmicas bajan al bajar el reflujo, el producto es más puro y la temperatura del condensador baja también.

VARIABLES DE LOS PLATOS

TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO
-0.659119E 02	0.750000E 02	0.624750E 03
0.131250E 02	0.692750E 03	0.610596E 03
0.395158E 02	0.685596E 03	0.642817E 03
0.435582E 02	0.717817E 03	0.646171E 03
0.450673E 02	0.721171E 03	0.645584E 03
0.466638E 02	0.720584E 03	0.641326E 03
0.497016E 02	0.716326E 03	0.617291E 03
0.619940E 02	0.692291E 03	0.943917E 03
0.684096E 02	0.513917E 03	0.961093E 03
0.699788E 02	0.536093E 03	0.965068E 03
0.707951E 02	0.540068E 03	0.966698E 03
0.715760E 02	0.541698E 03	0.967720E 03
0.725543E 02	0.542720E 03	0.968016E 03
0.740967E 02	0.543016E 03	0.965401E 03
0.776979E 02	0.540401E 03	0.934336E 03
0.939784E 02	0.509336E 03	0.425000E 03

PRUEBA 11 CAMBIO EN EL GASTO DE ALIMENTACION.

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 8.
2. Temperatura de alimentación: 120.0°F.
3. Gasto de alimentación: 1500 lb mol/hr.
4. Condensador: PARCIAL.
5. Presión: 30 psia.
6. Reflujo: 1832.6 lb mol/hr.
7. Destilado: 220.0 lb mol/hr.

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: 0.9825 ETANO.
2. Recuperación en el domo de: 99.99% ETANO.
3. Temperatura en el condensador: -83.12°F.
4. Carga térmica en el condensador: 14 700 000 lb mol/hr.
5. Carga térmica en el reboiler: 5 000 000 lb mol/hr.
6. Ver tabla de resultados.

CONCLUSIONES:

Las pruebas 11, 12 y 12A son iguales a las 9A, 10 y 10A respectivamente pero con la temperatura cambiada a 120.0°F. El objetivo es compararlas con la prueba 2.

Al aumentar el gasto la torre no funcionó como se esperaba; tal vez porque el reflujo que no se modificó resultó pequeño.

Como medida para que trabajara la columna se elevó el reflujó para tener la misma relación de la prueba 2 ($L/D = 8.33$).

El resultado fue que el producto modificó su composición comparado con el de la prueba 2, comprobando una vez más lo expresado en la prueba 9A.

VARIABLES DE LOS PLATOS		
TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO
-0.831227E 02	0.220000E 03	0.183260E 04
-0.748273E 01	0.205260E 04	0.157234E 04
0.353632E 02	0.179234E 04	0.168040E 04
0.426812E 02	0.190040E 04	0.170178E 04
0.448022E 02	0.192178E 04	0.169816E 04
0.470772E 02	0.191816E 04	0.167851E 04
0.517573E 02	0.189851E 04	0.157652E 04
0.709967E 02	0.179652E 04	0.173629E 04
0.771750E 02	0.456292E 03	0.176991E 04
0.795191E 02	0.489909E 03	0.178315E 04
0.806117E 02	0.503150E 03	0.178935E 04
0.813474E 02	0.509352E 03	0.179343E 04
0.820202E 02	0.513432E 03	0.179680E 04
0.828317E 02	0.516802E 03	0.179902E 04
0.845538E 02	0.519020E 03	0.178368E 04
0.936998E 02	0.503683E 03	0.128000E 04

PRUEBA 12 CAMBIO EN LA ALIMENTACION.

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 8.
2. Temperatura de alimentación: 120.0°F.
3. Gasto de alimentación: 500 lb mol/hr.
4. Condensador: PARCIAL.
5. Presión: 30 psia.
6. Reflujo: 1250.0 lb mol/hr.
7. Destilado: 75.0 lb mol/hr.

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: 0.9411 ETANO.
2. Recuperación en el domo de: 99.99% ETANO.
3. Temperatura en el condensador: -60.30°F.
4. Carga térmica en el condensador: 11 300 000 BTU/hr.
5. Carga térmica en el reboiler: 8 100 000 BTU/hr.
6. Ver tabla de resultados.

CONCLUSIONES:

Cuando el gasto disminuye, casi no hay problema de convergencia, sucediendo lo contrario cuando el gasto aumenta.

El reflujo resulta grande para estas condiciones pues las cargas térmicas son muy grandes para manejar poca cantidad de alimentación.

Esto se comprueba al comparar los resultados de la prueba 10 con los de ésta.

VARIABLES DE LOS PLATOS

TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO
-0.602899E 02	0.750000E 02	0.125000E 04
0.196146E 02	0.132500E 04	0.125839E 04
0.432811E 02	0.133339E 04	0.131929E 04
0.468045E 02	0.139429E 04	0.132885E 04
0.479768E 02	0.140385E 04	0.132703E 04
0.493253E 02	0.140203E 04	0.129980E 04
0.516780E 02	0.137480E 04	0.128769E 04
0.608422E 02	0.136269E 04	0.131409E 04
0.644925E 02	0.889086E 03	0.132664E 04
0.655624E 02	0.901640E 03	0.132947E 04
0.663474E 02	0.904466E 03	0.133066E 04
0.672347E 02	0.905665E 03	0.133106E 04
0.684383E 02	0.906058E 03	0.132985E 04
0.704024E 02	0.904847E 03	0.132214E 04
0.749772E 02	0.897144E 03	0.126214E 04
0.941085E 02	0.837137E 03	0.425000E 03

PRUEBA 12A MODIFICACION EN EL GASTO DE ALIMENTACION Y
EN EL REFLUJO.

CONDICIONES:

1. Alimentación en el plato: 8.
2. Temperatura de alimentación: 120.0°F.
3. Gasto de alimentación: 500.0 lb mol/hr.
4. Condensador: PARCIAL.
5. Presión: 30 psia.
6. Reflujo: 624.25 lb mol/hr.
7. Destilado: 75.0 lb mol/hr.

RESULTADOS:

1. Fracción mol en el domo de: 0.9642 ETANO.
2. Recuperación en el domo de: 99.99% ETANO.
3. Temperatura en el condensador: -71.13°F.
4. Carga térmica en el condensador: 5 423 650 BTU/hr.
5. Carga térmica en el reboiler: 2 200 000 BTU/hr.
6. Ver tabla de resultados.

CONCLUSIONES:

En esta prueba el reflujo se disminuyó a la misma relación-
de la prueba 2.

La operación de la torre resulta mejor, tanto en las cargas
térmicas como en la pureza del producto.

VARIABLES DE LOS PLATOS		
TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO
-0.711399E 02	0.750000E 02	0.624750E 03
0.850202E 01	0.699750E 03	0.592032E 03
0.387797E 02	0.667032E 03	0.625205E 03
0.436632E 02	0.700205E 03	0.629975E 03
0.454320E 02	0.704975E 03	0.628560E 03
0.475287E 02	0.703560E 03	0.621838E 03
0.518592E 02	0.696838E 03	0.587473E 03
0.695313E 02	0.662473E 03	0.637002E 03
0.755823E 02	0.212002E 03	0.648853E 03
0.775385E 02	0.223853E 03	0.652775E 03
0.784585E 02	0.227775E 03	0.654581E 03
0.791529E 02	0.229581E 03	0.655856E 03
0.798610E 02	0.230856E 03	0.656912E 03
0.808097E 02	0.231912E 03	0.657308E 03
0.829632E 02	0.232308E 03	0.648921E 03
0.938756E 02	0.223921E 03	0.425000E 03

En base a los resultados obtenidos, se concluye que el programa (SIMULA/TORRE), es válido unicamente para los compuestos listados en el apéndice 2, y bajo los límites con los que la correlación ed Chao-Seader trabaja.

Los resultados del programa pueden reportar 2 tipos de problemas: de convergencia y de operación.

El primero se presenta, cuando se tiene una convergencia lenta, requiriendo de varias corridas para que esta se alcance. Para estos casos, el perfil inicial de las corridas subsecuentes será el último perfil calculado en la corrida inmediata anterior.

Ha habido casos en los que después de 150 iteraciones el problema no converge. Esto hace pensar que no es problema de convergencia, sino de operación.

Se ha visto que los sistemas que contienen hidrógeno, aún en pequeñas concentraciones, presentan problemas en la convergencia, esto hace pensar que la función es divergente.

Otro problema que se presenta es cuando la temperatura de la alimentación es igual a la temperatura de burbuja; se recomienda subir o bajar 2° para evitarlo.

Si se tienen problemas en la operación, esto indica que el sistema, bajo esas condiciones no trabaja i.e. no ocurre físicamente. Se proseguirá a efectuar un análisis, para poder variar las condiciones de operación, haciendo que la columna trabaje.

DISEÑO HIDRAULICO

I. Introducción

Para el siguiente desarrollo, se supone que el número de pasos teóricos ha sido evaluado y, que se cuenta con un valor de eficiencia total, por lo que se tienen a mano los siguientes datos:

Número de etapas reales

Velocidad de flujo del vapor

Velocidad de flujo del líquido

Composición del vapor y del líquido

Temperatura

Presión

Idealmente se deben de tener estos datos en todos los puntos de la columna, y el programa los arroja como resultados.

El objetivo general del diseño del equipo de proceso, es el establecimiento del sistema de trabajo óptimo y sus especificaciones, o el esclarecimiento de una unidad operando.

En la tabla (1) se muestran los criterios generales para la selección de medios de contacto.

La compañía que más información tiene acerca de los medios de contacto, es la F.R.I. (Fractionation Research Inc.), pero el acceso a esta información está limitada a compañías incorporadas.

TABLA (1)

GENERALES	1. Capacidad de manejo de vapor	oclusión inundación
	2. Capacidad de ma- nejo de líquido	recirculación de vapor inundación
	3. Eficiencia	local total
	4. Flexibilidad	estabilidad
	5. Caída de presión	por altura real o por etapa por contacto teórico
	6. Costo	de los medios de con- tacto recipiente
	7. Limitaciones en el diseño	por experiencia ante- rior precencia y disponibi- lidad de métodos de diseño

- ESPECIALES
1. tendencia al "fouling"
 2. limitaciones por corrosión
 3. accesibilidad a inspección
 4. habilidad en manejo de espuma
 5. influencia de la reacción química
 6. requerimientos de transferencia de calor.

TABLA (2)

Platos de flujo cruzado	<ul style="list-style-type: none"> burbujeadores válvulas perforaciones otros
Empacado con flujo a contracorriente	<ul style="list-style-type: none"> al azar anillo sillas otros regularmente dispuestos
Platos con flujo a contracorriente	<ul style="list-style-type: none"> aberturas rectangulares aberturas redondas otros
Medios especiales	<ul style="list-style-type: none"> espreado con los internos en movimiento otros

En la tabla (2) se tiene una clasificación de las unidades de contacto.

II. Capacidad

A. Perfil de funcionamiento (figura 1).

El perfil se ve afectado por el tipo de medio de contacto, dimensiones del medio de contacto, propiedades del sistema y la relación de equilibrio vapor-líquido.

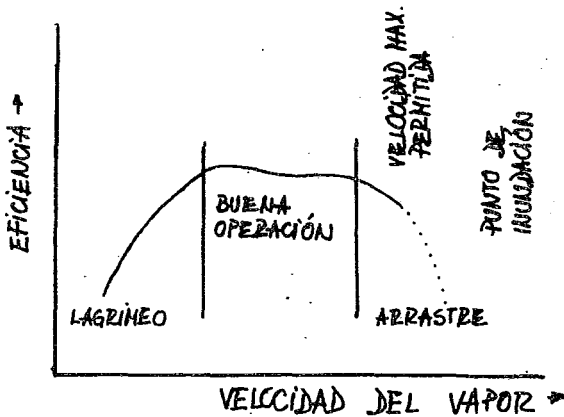


Figura 1. Perfil de funcionamiento

B.- Capacidad de manejo de vapor (platos).

En base a una capacidad de vapor requerida, se calcula el diámetro.

De una manera simplificada: $A_T = A_N + A_D$ (1)

Dónde: $A_N = .8 \cdot A_T$ (2)

Modelos para predecir la velocidad máxima permisible del vapor através de A_N , se basan invariablemente en la tendencia que tienen las gotas de líquido a ser acarreadas por el vapor.

Considerese el siguiente diagrama esquemático Fig. (2)

Para las gotas se tienen tres casos:

- 1.- Pueden caer
- 2.- Pueden mantenerse suspendidas
- 3.- Pueden ser acarreadas hacia arriba.

Siendo la suspensión un límite para este caso, la fuerza gravitacional es igual a la fuerza de arrastre, que para una gota con diámetro D_d :

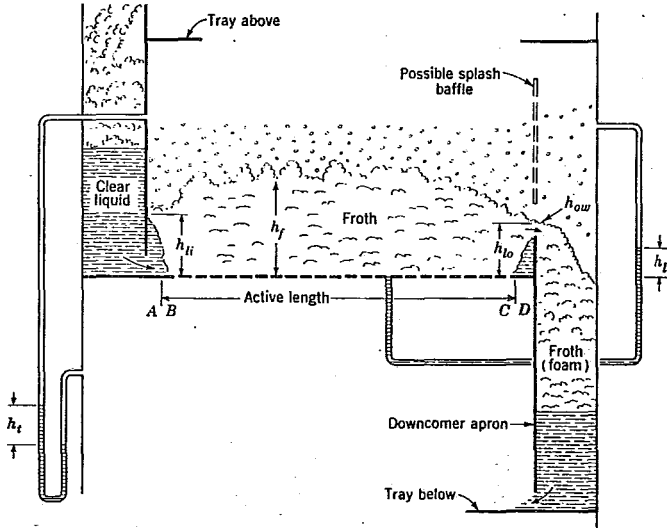


Figura 2. Diagrama esquemático de un plato con perforaciones.

$$F_g = \pi \frac{(D_d)^3}{6} \frac{\phi}{\phi_c} (\rho_L - \rho_v) \quad (3) \quad F_d = C_d \frac{\pi (D_d)^2}{4} \frac{\rho_v (V_N)^2}{2 \phi_c} \quad (4)$$

$$V_N = \left[\frac{4}{3} \frac{\phi D_d}{C_d} \right]^{1/2} \left[\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right]^{1/2} \quad (5) \quad V_N = C_{SB} \left[\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right]^{1/2} \quad (6)$$

Empíricamente se ha llegado a normalizar la obtención del parámetro CSB en gráficas de correlación.

La Fig. (3), ha sido usada con gran éxito:

La tabla (3), presenta una comparación de valores de CSB, observados y calculados.

Para un estimado del punto de inundación en platos con perforaciones, válvulas o borboteadores, el uso de la fig. (3), es recomendable. Diseño usando 70-85% del CSB, al punto de inundación parece ser el más apropiado.

Como ya se hizo notar, el funcionamiento de los platos baja a bajas velocidades, debido al lagrimeo Y/O a la baja dispersión. El lagrimeo generalmente está asociado con platos con perforaciones que no tiene ningún medio preventivo

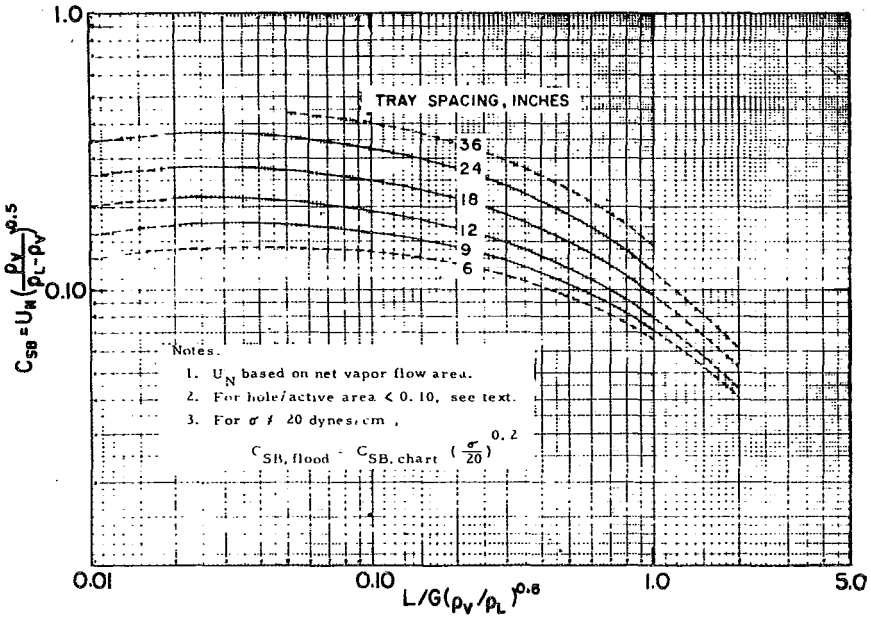


Figure 3. Flooding capacity, crossflow trays

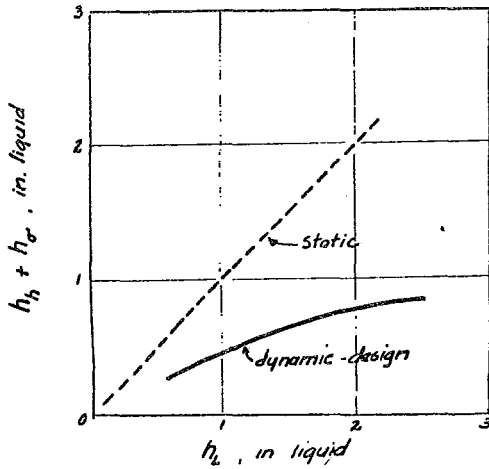


Figure 6. Weeping, sieve trays (1)

TABLA 3.

Sistema	Presión mm Hg	Dia. abs	Espacia ft.	Plato miento	Parametro de flujo	CSB		Ref.
						Obs.	Graf.	
Etilbenceno-estireno	100	2.6	20"	Perf.	.024	.3	.3	a.
" "	"	"	"	Perf.-válvula	.024	.29	.30	"
" "	"	"	"	Válvula	.024	.28	.30	"
Metanol-agua	760	3.3	16"	Perf.	.035	.23	.25	b.
" "	"	"	"	Valvula	.035	.23	.25	"
" "	"	"	"	Cachuchas	.025	.21	.25	"
Etanol-agua	760	2.5	14	Perf.	.037	.21	.23	c.
" "	"	"	"	Valvula	.037	.22	.23	"
" "	"	"	"	Cachuchas	.037	.24	.23	"

Referencias: a. Billet and Raichle, Chem. Ing. Techn. 38, 825 (1966); 40, 377 (1968). Billet. "proceedings of the international symposium at Brighton", Instn. Chem. Engrs., London (1970).
 b. Kastanek and Standart, Sepn. Sci. 2, 439 (1967).
 c. Kirschbaum, "Destillier und Rectifiziertechnik", 4. Ed., Springer, Berlin (1969)

para que el líquido no fluya a través de las perforaciones, a velocidades del vapor bajas. En teoría, no habrá lagrimeo cuando:

$$h_h + h_p \geq h_L \quad (1)$$

La caída de presión a través de la perforación más la presión existente debido a la tensión superficial sea mayor o igual a la presión ejercida por el líquido sobre la perforación.

El uso de la Fig. (6) se recomienda para platos con perforaciones

A.- Capacidad de manejo de líquido (platos).

Normalmente los bajantes tienen una dimensión tal, que no llenan completamente a la mezcla líquido-niebla ver Fig. (2).

De un balance de presión, la altura de líquido en los bajantes calculado:

$$h_{dc} = h_t + h_w + h_{ow} + h_{da} + \Delta \quad (2)$$

$$h'_{dc} = h_{dc} / \phi_{dc} \quad (3)$$

ϕ_{dc} generalmente se toma como 0.5 el valor depende propiamente de la tendencia del vapor ó separación del líquido cuando no existe este problema de separación $\phi_{dc}=1$ Si el flujo la pestaña es una niebla muy estable, $\phi_{dc} = \phi_f$ y ϕ_f es un valor promedio de la densidad de la niebla. El valor de ϕ_f puede ser tan bajo como .15. Por lo que la alimentación al bajante tiene un rango de ϕ de .15-1.

En el bajante no existe una fuente continua de aereación, debe de tener un tiempo de residencia que permita que las burbujas de vapor suban a la superficie.

Condiciones que favorecen la separación del vapor del líquido:

1. baja viscosidad del líquido
2. baja viscosidad del vapor.

D. Capacidad del manejo de líquido y vapor. (empaques).

Los empaques más comunes son:

1. Anillos Rasching de cerámica.
2. Anillos Rasching de metal.
3. Sillas Intalox de cerámica.
4. Sillas Intalox de plástico.
5. Sillas Berl de cerámica.
6. Anillos Pall de metal.

La capacidad máxima de columnas empacadas se relaciona directamente con los puntos de carga e inundación. Para una velocidad constante de líquido, la velocidad del vapor puede ser incrementada hasta que los huecos del empaque se mojen completamente, i.e. el líquido empieza a ser retenido. Este es el punto de carga, y es fácilmente detectable por el cambio brusco en la pendiente de una curva de presión v.s. velocidad de vapor. El mismo fenómeno ocurrirá si se mantiene constante el flujo de vapor y es el líquido el que se aumenta.

En destilación el punto de carga y el de inundación se encuentran aumentando la velocidad del vapor y del líquido.

El método más común para predecir la capacidad de vapor máximo y la caída de presión está basado en las gráficas generalizadas de Eckert (22). Estas gráficas se concluyen de un trabajo de Sherwood (23). Para trabajos de destilación debe de ser usado con mucha cautela, Silvey y Keller (24) dan algunos criterios para su uso.

El valor en la ordenada en la gráfica de Eckert (22), es un parámetro de capacidad.

En años recientes se ha publicado más información sobre este tema Billet (25) cubre varios sistemas usando anillos Pall

Los datos de Billet y Raichle muestran que el límite de caída de presión es de 120-140 mm Hg/metro o 1.5-1.7 in de H₂O/ft. Esto correspondería a valores de Y de la curva de Eckert bastante menores al punto de inundación. El uso de la curva de $D_p=1.5$ in H₂O/ft en las cartas de Eckert (22), conjuntamente con los datos de Billet, darían un $F_p=1.0$.

Tentativamente se recomienda el uso de las cartas de Eckert (22) para una columna empacada. El tamaño encontrado es un máximo, por lo que se aconseja diseñar entre el 60-80% del obtenido.

Abajo del punto de carga, la dispersión del gas en el líquido es buena, y existe un flujo laminar en las paredes del empaque, la correlación de Sherwood (23), modificada por Eckert (22) se muestra en la figura (8).

El factor de empaque o factor engañoso, además de estar incluido en las ordenadas, se encuentra en la siguiente tabla (4).

Con la ayuda de la figura (8) y de la tabla (4), es posible predecir la capacidad de líquido y la de vapor. Con la figura (9), se forma un criterio de comparación de columnas empacadas y con platos. Los anillos Pall de 2 pulgadas tienen una capacidad mayor que la de los platos convencionales de flujo cruzado.

de 2 pulgadas, ver tabla (1'). Los datos calculados como valores de Csb se graficaron en la figura (1'). Para los sistemas calculados, $\Psi \sim 1.0$ y la curva está basada en un $F_p=1.5$. El valor recomendado de F_p para anillos Pall de 2 pulgadas, está dado por Eckert, y es de 20, lo cual es muy optimista para estos datos.

TABLA 1'.

Columnas Empacadas.

Sistema	P	D	F_p	Csb
Ciclohexano- rheptano	24.8	4.0	.049	.315
			.082	.310
	5.2	4.0	.250	.240
			.485	.204
			.083	.315
Etilbenceno- estireno	1.93	1.64	.146	.267
			.283	.225
	.97	1.64	.460	.198
			.024	.339
Metanol- etanol	14.7	1.64	.017	.376
			.043	.321

Continuación tabla 1'.

Sistema	P	D	Fp	Csb
Butanos	165.0	4.0	.238	.218
			.440	.197
			.689	.168
Isopropanol- agua	14.7	4.0	.42	.343
			.139	.288
			.253	.255
			.387	.223

FIGURA 1'.

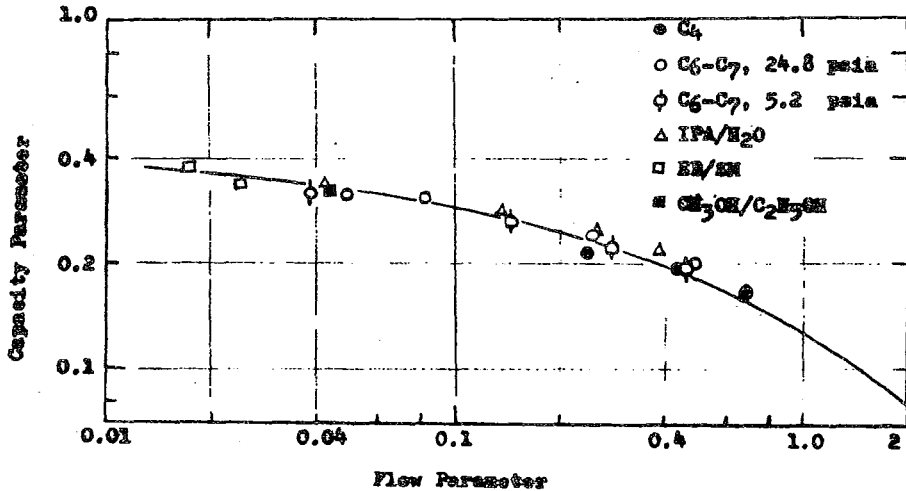


FIGURA 8. Correlación generalizada para columnas empacadas.

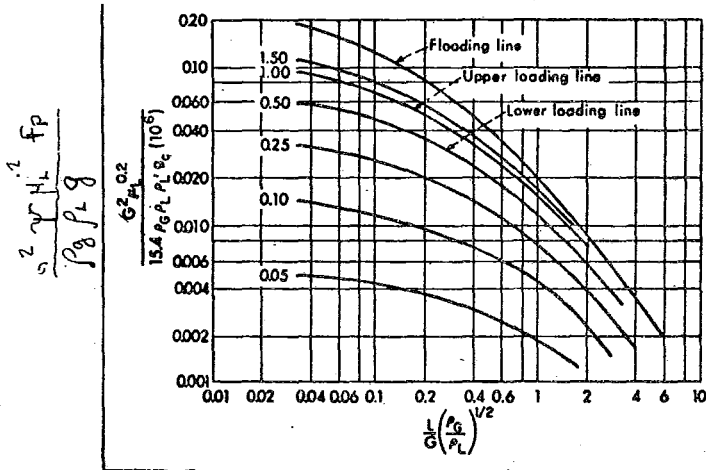


TABLA 4. Factores de empaque.

Tipo	T	M	Fp 3.75	.5 Fp 3.75	Fp .5
Anillos Rasching	1	C	110	144	156
	$1\frac{1}{2}$	C	60	80	90
	2	C	47	62	72
	1	M	67	101	142
	2	M	37	50	66
Anillos Pall	1	M	42	53	47
	$1\frac{1}{3}$	M	27	34	29
	2	M	20	22	23

Continuación tabla 4.

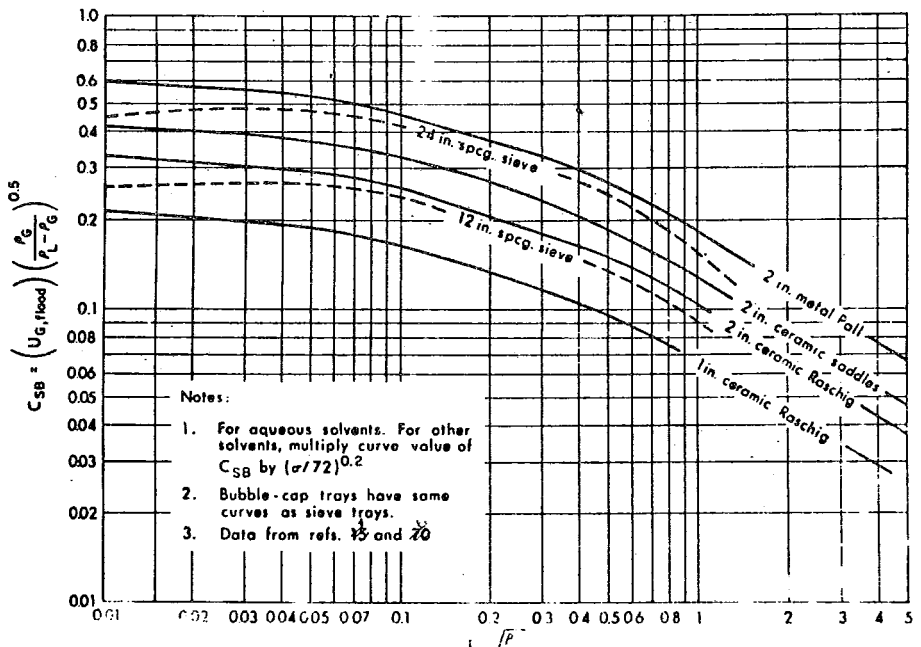
Tipo	T	Ma	Fp 3.75	.5 Fp 3.75	Fp .5
Sillas	1	C	75	93	98
	1½	C	35	48	52
	2	C	30	33	40

T: tamaño en pulgadas

Ma: material, M, metal; C, cerámica

Fp: parámetro de flujo, $(L/G) * (\rho_g / \rho_l)^{1/2}$.

FIGURA 9. Comparación de capacidades.



111. Caída de presión.

La caída de presión es un factor crítico unicamente para -- fraccionadores al vacío.

La predicción de la caída de presión es importante ya que es tá determina la altura del líquido en los bajantes (vertede=ros), y por lo tanto la capacidad de manejo del líquido. La caída de presión puede ser usada para controlar el flujo de vapor y en muchos casos indica el punto de carga y el de i--nundación.

A. Platos a contracorriente.

La caída de presión para el flujo de vapor en un plato se su pone como la suma de las caídas a travez del líquido aereado.

$$h_T = h_d + h_L \quad (41)$$

Dónde $h_L = \Delta P$ del líquido aereado, h_d : caída por el orificio.

Los valores de h_d se calculan por medio de la ecuación del orificio, modificándola :

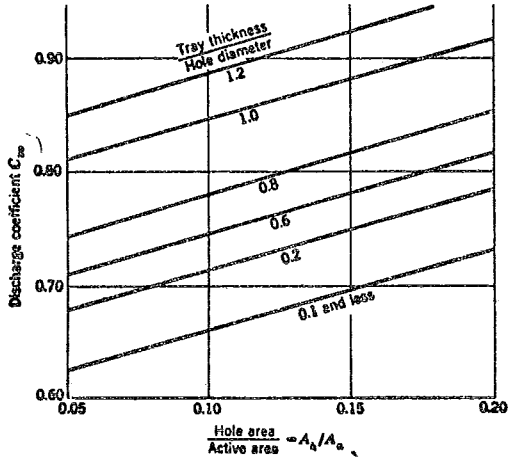
$$h_d = K_1 + K_2 (P_v / P_L) U_w^2$$

Para platos con perforaciones:

$$K_1 = 0 \quad K_2 = (.186) / C_v^2$$

Los valores de C_v se toman de la figura (10), que aparece en un reporte de Liebson.

FIGURA 10.



Para borboteadores,

y Bolles (26) presentó valores de K_2 como una función del cosciente

para un valor de este cosciente entre 1.15 y 1.33, K_2 varía entre .55 y .47 . Para platos con válvulas, los fabricantes han publicado métodos para la estimación de la caída de presión. Glitsch (27), recomienda las siguientes ecuaciones :

Para válvulas ligeramente cerradas

$$K_1 = (1.35 t_m \rho_m) / \rho_L \quad K_2 = .2 \quad (14)$$

y para válvulas completamente abiertas,

$$K_1 = 0 \quad K_2 = 1.05 \quad (15)$$

Para la caída a través del líquido aerado en platos con perforaciones y borboteadores,

$$h_L = \beta h_{ds} \quad (16)$$

dónde para borboteadores,

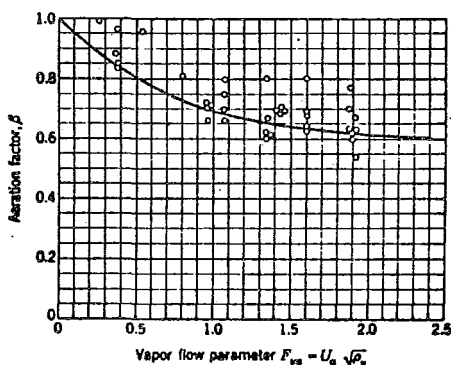
$$h_{ds} = h_w + h_{ow} + \Delta/2 \quad (17)$$

y para perforaciones

$$h_{ds} = h_w + h_{ow} + \Delta/2 \quad (18)$$

Los valores de β (factor de aireamiento), se leen de la figura (11)

FIGURA 11. Factor de aireamiento



Para platos con válvulas se toma el mismo criterio del factor de aereamiento; Glitsch toma valores arbitrarios,

$$h_L = .4 h_w + h_{ow} + \Delta/2 \quad (19)$$

En estas ecuaciones, el término h_{ow} es la cresta del flujo del líquido aereado que pasa por arriba del vertedero, este h_{ow} puede ser calculado:

$$h_{ow} = .48 \left(q' / l_w \right)^{2/3} \quad (20)$$

y se utiliza cuando los vertederos son rectos.

Es de notarse que Δ (gradiente hidráulico) puede ser despreciado si se trata de platos con válvulas o perforaciones. Bolles (26) predice el valor para borboteadores.

B. Platos a contracorriente.

La caída de presión "seca" puede calcularse por medio de la siguiente ecuación,

$$h_d = .186 \rho_v / \rho_L \left(U_N / C_v \right)^2 \quad (21)$$

solo es válida cuando la velocidad de acecamiento pueda ser despreciable. Para platos a contracorriente con 15% o más de área abierta se deberá hacer modificaciones.

Un modelo simplificado que describe el fenómeno de la caída

de presión es el siguiente,

$$h_t = h_d + h_L \quad (22)$$

Dónde h_d está basada en la fracción de abertura y $h_L = \phi_f h_f$.
 h_f es la altura de la niebla y ϕ_f la densidad.

Rylek y Standard (28) sugieren un nuevo método de obtención de h_L , pero no es muy seguro. Para un plato bien cargado, la densidad de la niebla ϕ_f varía entre 0.2 y 0.3, los valores de h_f aumentarán con la velocidad del vapor, hasta que la altura de la niebla sea igual al espaciamiento entre platos.

C. Caída de presión en columnas empacadas.

Las columnas empacadas se caracterizan por trabajar bajo los lineamientos de la figura (12).

Para una cama seca, la ecuación del orificio puede ser válida.

$$\Delta P = C_1 \rho_v U_0^2 \quad (23)$$

Los valores de C_1 se dar en la tabla (5). La ecuación de caída de presión da un valor mínimo, cuando el empaque se irriga se aumenta la caída de presión. En base a varios experimentos, en el punto de inundación, la caída de presión por cada pie de altura es del orden de 2.5 pulg. de agua. Se recomienda usar las curvas generalizadas de Eckert, pero con e

escepticismo.

FIGURA (12).

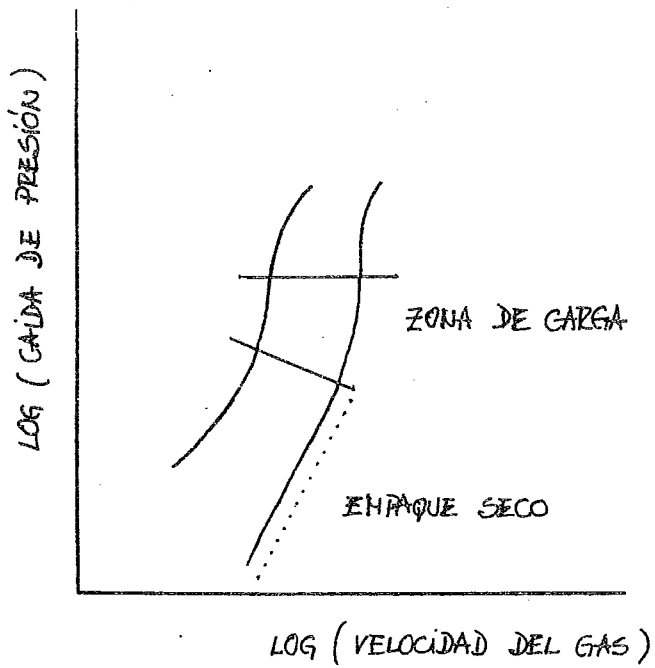


TABLA 5. Coeficientes para cama seca.

Empaque	Material	Ta	Esp.	C1
Anillos Rasching	Cerámica	1	1/8	.53
		1½	3/16	.32
		2	1/4	.25
	Metal	1	1/16	.54
		1½	1/16	.32
		2	1/16	.25
Sillas Intalox	Cerámica	1		.43
		1½		.18
		2		.14
		3		.073
Anillos Pall	Metal	1	1/16	.18
		1½	1/16	.11

Fuente: U.S. Stoneware Co., "Tower Packing Data Sheets",
Akron Ohio.

Introducción.

Se discutirán los métodos por los cuales se relacionarán los números de etapas de equilibrio hipotéticas N con el número de etapas actuales N_t requeridas.

Por definición, una etapa de equilibrio produce una corriente de vapor saliente, que está en equilibrio con otra corriente de líquido saliente. Esto es posible en platos pequeños, donde existe un mezclado casi perfecto. La composición del líquido es constante en todo el plato e igual a la de salida. El vapor entrante tendría composición constante, pues viene del plato de abajo que mantiene un mezclado perfecto. Si se le da un tiempo de residencia suficiente y los coeficientes de transferencia de masa y calor son bajos, el vapor saliente tendría una temperatura y composición de equilibrio, aún cuando no exista un contacto completo con el líquido. El acercamiento al equilibrio se puede representar por la razón de las concentraciones antes y después del plato sobre la diferencia en concentración, si el vapor hubiera alcanzado un estado de equilibrio con el líquido. Siendo:

$$E_{MV} = \frac{Y_N - Y_{N-1}}{Y_N^* - Y_{N-1}}$$

o en términos de líquido:
$$E_{ML} = \frac{X_{N+1} - X_N}{X_{N+1} - X_N^*}$$

y son aplicables cuando hay en el plato N un solo valor de

$$X \neq Y$$

mezclado completo, si no lo hay, se toman otro tipo de eficiencias, eficiencias puntuales

$$E_{Oa} = (Y - Y_{N-1}) / (Y^* - Y_{N-1}) \quad E_{OL} = (X_{N+1} - X) / (X_{N+1} - X^*)$$

Notar: $Y \neq Y_N$ $X \neq X_N$

La concentración de vapor no es uniforme, debido a que la concentración del líquido no lo es a través del plato.

La manera de atacar la eficiencia y su predicción, se hará en base a características de transferencia de masa del sistema - fluido y de las características físicas del plato.

Las eficiencias puntuales pueden relacionarse con las eficiencias del plato por modelos matemáticos, y a su vez, a la eficiencia total: EO se define como $EO = N/N_t$.

EFICIENCIAS EXPERIMENTALES

La mejor manera de obtener la eficiencia de un plato de un -- sistema fluido dado, es medirla experimentalmente. No se hace en laboratorio sino en corridas experimentales del equipo-

en operación. Las corrientes de productos se analizarán y se determinará la separación que se llevó a cabo entre dos componentes "KEY" durante N_t etapas. El número de etapas teóricas (N) se calcula y la eficiencia total se obtiene. La exactitud para obtener N depende de como se obtuvo el valor de K(--- constante de equilibrio vapor-líquido).

Existen compañías que han acumulado información (Experiencia) que el diseñador puede utilizar, seleccionando una eficiencia comparando simplemente su sistema y el diseño del plato, con una situación similar ya experimentada.

Variables que afectan la eficiencia ver tabla 1', efectos van observados de las variables en la eficiencia, tabla 2'.

También el sistema del fluido debe de ser similar, y la presión la misma. La temperatura de la etapa es función de la presión de la columna, y la viscosidad y la tensión superficial son altamente afectadas por la temperatura.

La viscosidad: Factor muy importante comparando las altas eficiencias obtenidas en destilaciones ordinarias y las bajas obtenidas en destilación al vacío ya que, al aumentar la presión aumenta la temperatura, baja la viscosidad y sube la eficiencia.

TABLA 1'.

VARIABLES QUE AFECTAN A LA EFICIENCIA

COLUMNAS CON BORBOTEADORES.

COLUMNAS CON PERFORACIONES,
Y VALVULAS.

Variables de operación:

1. temperatura	temperatura
2. presión	presión
3. reflujo L/V	L/V
4. velocidad de vapor	vel de vapor

Variables del sistema:

5. densidad del líquido	dens. del líq.
6. viscosidad del líquido	visc. del líq.
7. tensión sup. de líquido	tensión sup del líq.
8. densidad del vapor	dens. del vapor
9. viscosidad del vapor	visc. del vapor
10 volatilidad relativa	volatilidad relativa

Variables de diseño-plato:

11 área libre, A_s/A	área libre
12 núm. de borboteadores/sq.ft.	espesor del plato
13 tamaño de la pestaña	tamaño de la pestaña
14 altura de la cresta	altura de la cresta
15 baffles o mamparas	mamparas
16 patrón de flujo	patron de flujo

Variables de diseño-colimna:

17 área de los vertedores o bajantes	área de vertederos
18 espaciamento entre platos	espaciamento de platos
19 arreglo de los bajantes o vertederos	arreglo de los vertede ros.

TABLA 2¹.

VARIABLES QUE AFECTAN A LA EFICIENCIA

COLUMNAS CON BORBOTEADORES.

COLUMNAS CON PERFORACIONES
Y VALVULAS.

Variables de operación:

1. temperatura	temperatura
2. presión	presión
3. reflujo L/V	L/V
4. velocidad de vapor	vel de vapor

Variables del sistema:

5. densidad del líquido	dens. del líq.
6. viscosidad del líquido	visc. del líq.
7. tensión sup. de líquido	tensión sup. del líq.
8. densidad del vapor	dens. del vapor
9. viscosidad del vapor	visc. del vapor
10 volatilidad relativa	volatilidad relativa

Variables de diseño-plato:

11 área libre, As/A	área libre
12 núm. de borboteadores/sq.ft.	espesor del plato
13 tamaño de la pestaña	tamaño de la pestaña
14 altura de la cresta	altura de la cresta
15 baffles o mamparas	mamparas
16 patrón de flujo	patrón de flujo

Variables de diseño-columna:

17	área de los vertederos o bajantes	área de vertederos
18	espaciamento entre platos	espaciamento de platos
19	arreglo de los bajantes o vertede <u>ros</u>	arreglo de los vertede <u>ros</u> .

La volatilidad: Una alta volatilidad representa una baja solubilidad en la fase líquida, esto quiere decir, una alta resistencia a la transferencia de masa en sistemas líquido-vapor.

CORRELACIONES EMPIRICAS.

Dos correlaciones de gran utilidad son las que predicen la eficiencia del plato en función, la volatilidad relativa y la viscosidad. Ni implica una transferencia de masa y por lo tanto no se utilizan modelos que las describan por lo que su uso es sencillo. Sin embargo éstas correlaciones son empíricas ya que representan adecuadamente aquellos sistemas en los que están basadas; por lo que su uso para otros métodos puede ser dudoso. También están restringidas a utilizar únicamente una o dos variables que afectan al fenómeno, por lo que se incurre en una super simplificación del problema. Aún así son usadas para dar una buena y rápida estimación de la eficiencia.

Eficiencias de Drickamer-Bradford (H.G. Drickamer and J.R. Bradford, Trans Aich 39, 319, 1943), utilizan datos de plantas de 54 columnas fraccionadoras para desarrollar una correlación simple entre la eficiencia y la viscosidad. Figura (1).

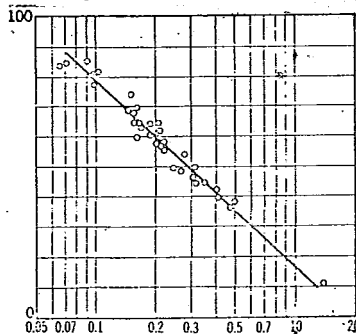
Los autores señalan que la eficiencia no es una función única de la viscosidad, pero encontraron que una simple correlación

entre la eficiencia y la viscosidad de la alimentación tomada a una temperatura media de la columna, era satisfactoria para muchos sistemas del petroleo.

El uso de la viscosidad está justificado por su similitud en correlación con la difusividad molecular y funciones de transferencia de masa.

La viscosidad varía también con la temperatura y el peso molecular, ya que la viscosidad del líquido varía mucho más que la del vapor con respecto a la temperatura, fué la viscosidad del líquido la que se escogió como la única variable en esta

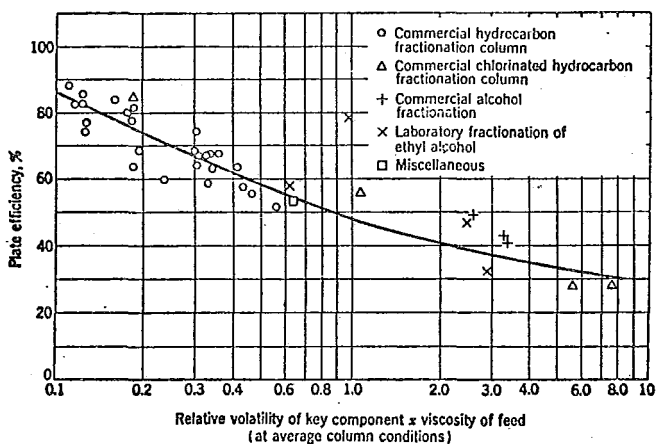
FIGURA 1.



correlación. La corriente de alimentación se tomó como representativa en la columna teniendo una composición: Z ;
la viscosidad μ ;

La temperatura a la cual se toma la viscosidad es la media aritmética entre las temperaturas superior e inferior de la columna.

Los platos que se probaron eran de uno y dos pasos. Todos los que se probaron, menos 11, eran de borboteadores. En las secciones inferiores de tres torres, los borboteadores tenían cachuchas rectangulares.



CORRELACION DE O'CONNEL PARA EL CALCULO DE EFICIENCIA.

Drickamer y Bradford encontraron que la distancia que recorre el líquido es también importante. Para efectos de las gráficas ilustrativas, la distancia media que recorrió el líquido fué de 2.5 ft. Pruebas con torres de 13.5 y 10.5 ft. con distancias de flujo de 5.5 y 4 ft. respectivamente dieron una eficiencia mayor. Los valores predichos por la gráfica 16.1 fueron entre 18 y 8% más bajos para torres de diferente tamaño.

Drickamer y Bradford advierten el peligro de usarse en sistemas cuyo equipo de fraccionamiento varía entre éste y las decolumnas de refinación o en sistemas donde no se destilen hidrocarburos.

Una de las razones de más peso para restringir esta correlación en mezclas de hidrocarburos con punto de ebullición cercanos, es el efecto de la volatilidad relativa o solubilidad que afectan la eficiencia en el plato para un componente dado.

EFICIENCIA DE O'CONNEL (H.E. O'Connell, Trans Aiche 42, 741, -1946).

Relaciona la eficiencia para columnas de fracción como una función del producto de la volatilidad relativa del componente - KEY más ligero con respecto al más pesado multiplicado por la viscosidad tomada, igual como en el caso Drickamer y Bradford. Al incluir a O'Connell la volatilidad relativa, amplía la corre

lación Drickamer y Bradford e incluye sistemas con una volatilidad relativa alta. También la presencia de la volatilidad - en la correlación relativa implica que la eficiencia del plato de varios componentes en una mezcla multicomponente no es la misma.

EFICIENCIAS EN BASE A DATOS DE OPERACION.

En muchos casos sucede que se tiene que duplicar una fraccionadora existente. Si se tienen datos de operación medidos cu idosamente, no puede basarse directamente en ellos para efectos de diseño. Se tienen que tomar en cuenta, cuidadosamente, los cambios en escala geométrica y las limitaciones físicas, - ya que el mismo sistema actúa diferente si las condiciones va rían.

EFICIENCIA DE DATOS DE LABORATORIO.

Para que estos datos sean útiles al diseño, se debe seleccionar cuidadosamente el equipo en dónde se va a simular. Por ejemplo, se utilizará una columna pequeña de platos, si la co lumna a diseñar va a tener platos. Si la columna va a ser em pacada, será difícil que el laboratorio arroje datos satis fac torios para su diseño.

Las pruebas de laboratorio sirven para revelar la tendencia -

inherente del sistema a la transferencia de masa. Un buen operario del Oldershaw puede aconsejar al diseñador cómo comparar un sistema con otro. Algunas compañías tienen factores de corrección para extrapolar del laboratorio a la planta, pero son sumamente celosos de ellos.

EFICIENCIAS A PARTIR DE MODELOS TEORICOS Y SEMITEORICOS.

El modelo más conocido para predecir la eficiencia en el desarrollo por Aiche.

Modelos de transferencia de masa:

- 1o. De Lewis (2 films)
- 2o. HIGBIE (de penetración)
- 3o. Danckwerts (renovación superficial)
- 4o. Toor, Marchelo (penetración del film)

$$1. N_A = \frac{D}{2} (C_A - C_A^*)$$

$$2. N_{A(AV)} = 2(C_A - C_A^*) \left[\frac{D}{\pi \theta} \right]^{1/2}$$

$$3. N_{A(AV)} = (C_A - C_A^*) \left[\delta D \right]^{1/2}$$

$$4. N_{A(AV)} = (C_A - C_A^*) \left[\delta D \right]^{1/2} \left\{ 1 + 2 \exp \left(-2z \sqrt{\frac{\delta}{D}} \right) \right\}$$

11. TRANSFERENCIA DE MASA EN PLATOS.

La transferencia de masa en los borboteadores ocurre en tres zonas:

- 1.- Zona de niebla, arriba de los dispersores.
- 2.- Zona de esparado, arriba de la niebla.
- 3.- Vertedores o bajantes.

La primera es en la que se supone que existe mayor transferencia. Únicamente a muy altas temperaturas en la zona 2. la que se vuelve importante, pero generalmente la transferencia en esta zona es pobre, debido a la oclusión creada. En los vertedores no se sabe realmente lo que sucede, pero no contribuye mucho a la transferencia, ya que las fases tienden a equilibrarse. Se concluye que la zona a modelar es la número 1. Es en esta zona donde la AICHE ha dirigido sus investigaciones.

1. CONCEPTO DE RESISTENCIA DOBLE.

De acuerdo a este concepto, la velocidad de transferencia de masa en la interfase, está controlada por las resistencias en la fase líquida y en la fase vapor, y no existe resistencia -

en la interfase

$$R_T = R_V + R_L \quad (2) \quad 1/K = 1/k_V + 1/k_L \quad (2.a)$$

$$N_A = k_V \Delta C_V \quad (3) \quad 1/K_{OV} = 1/k_V + \lambda/k_L \quad (4)$$

$$\lambda = m G_m / L_m$$

Considerando un volúmen unitario de niebla aereada, con una área interfacial efectiva(a),

$$\frac{1}{K_{OV}(a)} = \frac{1}{k_V(a)} + \frac{\lambda}{k_L(a)} \quad (5)$$

Para un punto en el plato, con un tiempo de residencia el número de unidades de transferencia:

$$N_V = k_V(a) \theta_V \quad (6)$$

$$N_L = k_L(a) \theta_L \quad (7)$$

$$1/N_{OV} = 1/N_V + \lambda/N_L \quad (8)$$

$$E_{OV} = 1 - \exp(-N_{OV}) \quad (9)$$

Estas ecuaciones dan lugar a la eficiencia puntual E_{OV} , definida:

$$E_{OV} = \frac{Y_{OUT} - Y_{IN}}{Y_{OUT}^* - Y_{IN}} \quad (10)$$

$$Y_{OUT}^* = K_{(V-L)} X_{OUT} \quad (11)$$

El objetivo es llegar a predecir la eficiencia puntual, convertirla a eficiencia de MURPHREE y luego obtener la total.

$$E_{ov} \rightarrow E_{Mv} \rightarrow E_{oc} \quad (12)$$

La AIChE ha obtenido la siguiente correlación para la fase vapor:

$$N_v = \left(.776 + .116 h_w - .29 VA \rho_v^{.5} + .0217 \frac{12q'}{L_w} \right) / (S_{cv})^{.5} \quad (13)$$

Desarrollada para platos con borboteadores a una escala pequeña trabajando con un sistema amoníaco-aire-agua. Fué verificada para un sistema benceno-acetona, trabajando con borboteadores de 2 ft. No se ha verificado para platos con perforaciones o con válvulas y no se aplica para platos a contracorriente, pero como los experimentos fueron hechos con borboteadores pequeños, se puede suponer que la ecuación cubre también el comportamiento de platos con perforaciones y con válvulas.

De la figura

$$\phi_f = \frac{h_L}{h_f} = \frac{\rho_f}{\rho_L} \quad (14)$$

$$1 - \phi_f = \frac{h_f - h_L}{h_f} \quad (15)$$

$$\phi_f = \frac{h_L}{h_f} \quad (16)$$

$$\therefore \Theta_v = \frac{h_f (1 - h_f)}{12 VA} \quad (17)$$

$$\Theta_L = \frac{h_f A_A \phi_f}{12 q} = \frac{h_L A_A}{12 q} \quad (18)$$

Tiempo de residencia promedio, sin tomar en cuenta las diferentes maneras o tipos de mezclado. Todo esto tiende a la predicción de la altura del h_f

$$\text{AICHE propone: } h_f = 2.53 U_A^2 \rho_v + 1.89 h_w - 1.6 \quad (19)$$

$$\text{HUGHMARK propone: } h_f = 115 U_A^2 \frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v} + 1.64 h_w + 1.49 h_{ow} - .61 \quad (20)$$

Limitadas a observaciones visuales de equipos pequeños

KASTANEX propone la siguiente ecuación para platos con vertedores:

$$h_f = [.4 U_A + .47 h_w + .148]^2 \quad (21)$$

y para platos a contracorriente:

$$h_f = [.1 U_T - .126 A_T/A_h + .16]^2 \quad (22)$$

Estas ecuaciones están en base al sistema etanol-agua efectuando experimentaciones en una columna de 1 metro.

Para la predicción de k_v^a en la ecuación 6, se puede obtener una relación de las ecuaciones 13, 19 o 20. La teoría de PENETRACION ofrece una manera para obtener k_v :

$$k_v = \left(\frac{D_v}{\pi \theta_v'} \right)^{.5} \quad (23)$$

Donde Θ' es el tiempo de residencia de exposición, tomado como el tiempo que una burbuja de gas tarda en recorrer una distancia equivalente a su diámetro. En un principio, Hughmark (Hughmark, G. A., Chem. Eng. Progr. 61 (7), 97 (Julio 1965)) propuso que $\Theta' \sim \Theta$, pero después de varias pruebas noto que podría haber hasta 20 tiempos de residencia de exposición al pasar el gas por la niebla del plato. Otro factor difícil de determinar es el área interfacial. Hughmark (misma cita) propone:

$$a = \left[91 + 266 U_A \rho_v^{.5} - 92 U_A^2 \rho_v - 75/h_w + 40 h_{ow} \right]^* \\ \left(900 \rho_v / \rho_L \right)^{1/6} \left(.67 / \mu_L \right)^{1/2} \left(70 / \sigma \right)^{1/10} \quad (24)$$

Calderbank y Rennie (Calderbank P.H., Rennie J.; Trans. Instn. Chem. Engrs., 40 (3), 191 (1962)) proponen:

$$a = 6(1 - \phi_f) / D_B$$

Basada en medidas fotográficas de las burbujas y mediciones con rayos γ del gas retenido. Las correlaciones usadas para condiciones de operación comerciales se ven en la figura 3.

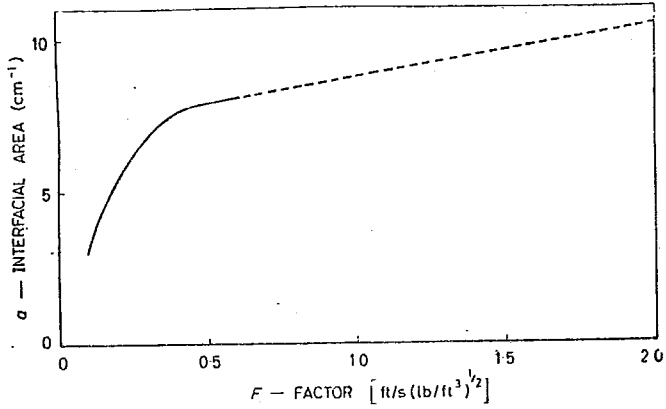
Ahora para la fase líquida, AIChE propone:

$$N_L = (1.065 (10^4) D_L)^{1/2} (.26 U_A \rho_v^{.5} + .15) \Theta_L \quad (26)$$

D_L se encuentra en el libro de Sherwood y Reid, "Properties of Gases and Liquids".

Θ_L se obtiene de la ecuación 18, y_{kL} puede ser obtenido

FIGURA 3.



por medio de la siguiente ecuación, basada en la teoría de la penetración.

$$k_L = \left(\frac{D_L}{\pi \theta'_L} \right)^{1/2} \quad (27)$$

Se tiene como problema la evaluación de θ'_L

Se tiene que trabajar más para modelar las eficiencias puntuales. El problema es la carencia de resultados correctos en los que uno pueda confiar, pues al haber un mezclado parcial es imposible tomar una muestra representativa. Hasta ahora, solo el método de la AICHE es recomendable.

111. MEZCLADO DEL LIQUIDO EN PLATOS.

Si el líquido y el vapor se encuentran perfectamente mezclados $E_{ov} = E_{nv}$, si no, $E_{nv} > E_{ov}$

Si existe flujo pistón en el líquido (absolutamente nada de mezclado):

$$E_{nv} = \frac{1}{\lambda} (\exp(\lambda E_{ov}) - 1) \quad (28)$$

Primeramente tenemos que averiguar si existe alguno de los patrones de flujo extremo: mezclado perfecto

flujo pistón

AICHE, usa el número de PECLET, en base al modelo EDDY-DIFUSIONAL y ha obtenido unas correlaciones (FIGURA 4) de E_{nv} E_{ov} P_E y obtiene D_E para platos con borboteadores:

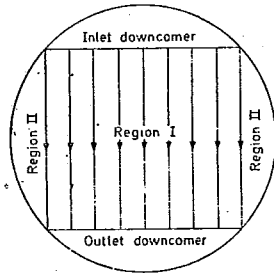
$$D_E^{.5} = .0124 + .0171 VA + .0025 q'/w' + .015 h_w \quad (30)$$

Para platos perforados, GERSTER ((GERSTER J.A., IND ENG. CHEM. 52, 365 (1960)) sugiere un aumento en un 25% del calculado por la ecuación 30.

Este modelo está basado en un patrón de flujo unidireccional. La evaluación de D_E está basada en simuladores rectangulares. Este flujo está bastante lejos de ser inidireccional y se puede ver en un artículo reciente de BELL (BELL R.L., "EXPERIMENTAL DETERMINATION OF RESIDENCE TIME DISTRIBUTIONS ON COMMERCIAL SCALE DISTILLATION TRAYS USING A FIBER OPTIC TECHNIQUE",

AICHE MEETING AT CHICAGO, DECEMBER 1970). Estan hechos en una torre de la F.R.I. de 4 ft.

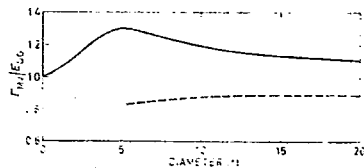
De estos perfiles PORTER (cita dada) propuso el siguiente modelo: existen tres regiones en el plato; a saber:



De esta manera, una torre de 4ft, y 60% de λ tendría un mínimo de zonas estacionarias (región II), mientras que esta zona sería significativa si la torre fuera de 20ft. El trabajo de PORTER (cita dada) se extiende hasta predecir eficiencias basadas en :

1. No existe transferencia en las zonas estacionarias.
2. Existe difusión tipo EDDY en la zona activa
3. Existe un mezclado perfecto en la fase vapor

De este trabajo, se concluyen los siguientes resultados cualitativos;

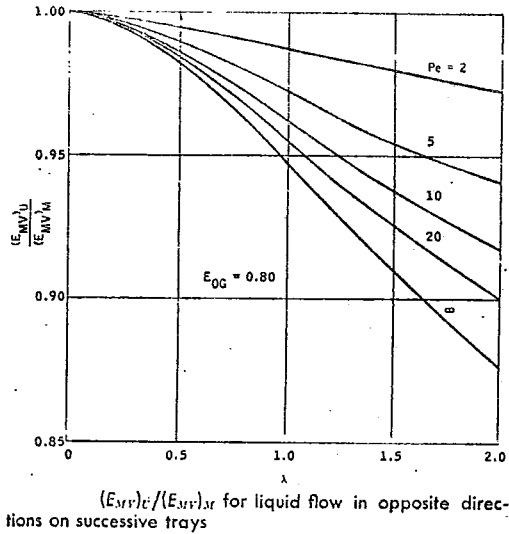


$W/D = 0.6$; $E_{00} \lambda = 0.75$

—: stagnant region model

- - - limiting solution

FIGURA 1'.



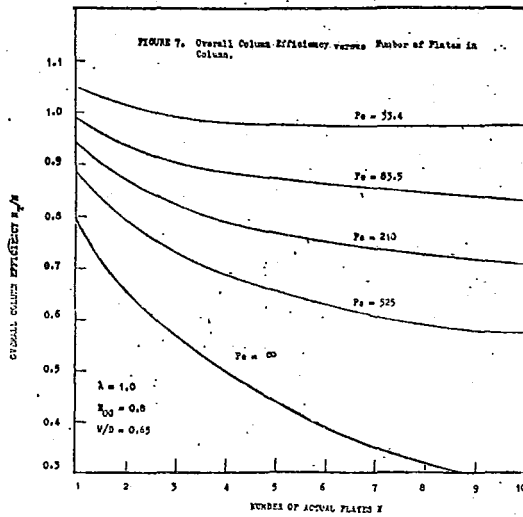
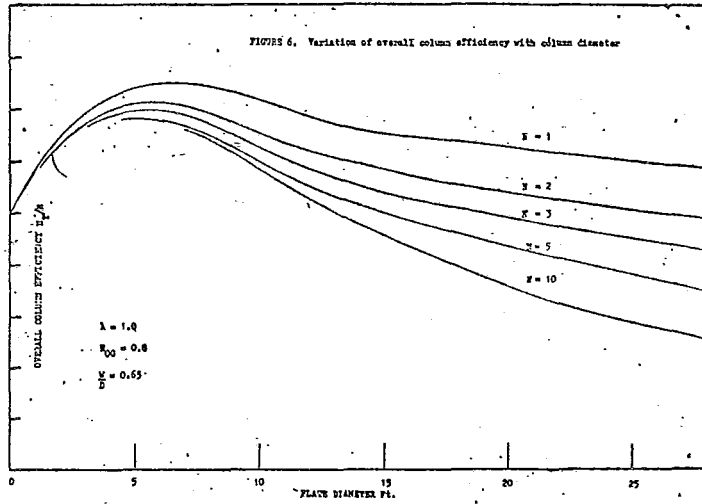
esto explica la falta de continuidad ascendente en las eficiencias puntuales, al aumentar la longitud de flujo, pero también indica la ventaja de colocar BAFFLES en los platos de gran longitud.

Para el caso en que el vapor no esté muy bien mezclado, que ocurre cuando el diámetro es muy grande, en comparación a la separación entre platos, y siendo el plato activo completamente con difusión tipo EDDY simple, DIENER (IND.ENG.CHEM.PDD.-6,499 (1967)) desarrolló curvas del siguiente tipo: Ver Fig. 1'.

El trabajo de DIENER indica que bajo ciertas condiciones, el vapor tiene que ser tomado en cuenta.

LOCKET, LIM AND PORTER (TRANS, INSTN. CHEM. ENGRS. 1973) consideraron la combinación de zonas estacionarias y el tipo de mezclado del vapor, a continuación se muestran curvas que mues-

tran casos de mezclado no total.



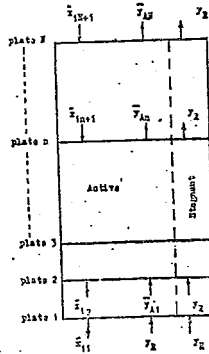


FIGURA 3.

Un incremento en unidades de transferencia, aumenta el efecto del BY-PASS (por las zonas estacionarias) y baja la eficiencia total de la columna.

También, a mayor patrón de flujo pistón (Num. PÉCLET alto), existe mayor BY-PASS.

El efecto del BY-PASS del vapor se muestra en el esquema siguiente. Ver figura 3.

IV. EFECTOS DE LA OCLUCION EN LA EFICIENCIA.

La curva de operación en un plato de flujo cruzado.

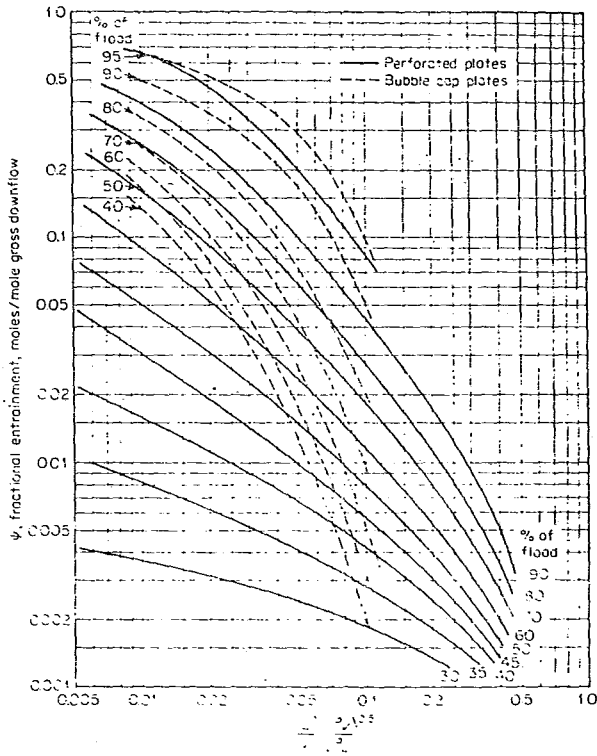
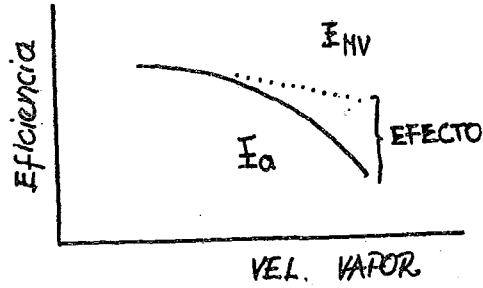


FIGURA 7.

Donde E_a es la eficiencia "wet" que baja por el efecto de la oclución. Colburn (Colburn A.P. Ind.Eng.Chem. 28,526 (1936)) relacionó este efecto con la eficiencia.

$$E_a = E_{MV} / (1 + e' E_{MV} / LM) \quad (31)$$

Siendo e' las moles ocluidas por hora. Una cantidad un tanto difícil de medir. Fair (Fair J.R. Petro-Chem. Engineer 33 (10) 45 Sept 1961) (Fair J.R. and R.L. Mathews Petrol. Ref. 37 (4) abril 1958) recalculó una oclución efectiva en base a curvas de operación de destilación, usando la siguiente relación:

$$E_a / E_{MV} = 1 / (E_{MV} [\psi / (1 - \psi)]) \quad (32)$$

Siendo ψ la fracción ocluida, y se obtiene por medio de las gráficas de la figura 7.

V. Eficiencia total de la columna (platos).

De la ecuación 12 se obtiene la eficiencia total de la columna, de E_{MV} ó E_a . La conversión se hace:

$$E_{oc} = \frac{\log(1 + E_{MV}[\lambda - 1])}{\log \lambda} \quad 33$$

VI. EFICIENCIAS DE COLUMNAS EMPACADAS.

Para una destilación binaria, el requisito de separación se calcula en términos de unidades de transferencia N_{OV} luego la altura necesaria se obtiene por medio de una "eficiencia" en términos de altura de la unidad de transferencia

$$Z = N_{OV} \cdot H_{OV} \quad (34)$$

De otra manera: se calculan los platos teóricos y una altura equivalente al plato teórico (HETP: HHEIGHT EQUIVALENT TO A THEORETICAL PLATE)

$$Z = N \cdot \text{HETP} \quad (35)$$

Generalmente es más fácil calcular el número de platos, especialmente si se trata de una destilación de multicomponentes. Se tienen unas correlaciones bastante sencillas si la línea de operación y la de equilibrio son rectas

$$\text{HETP} = H_{OV} \ln \lambda / (\lambda - 1)$$

Y si además son paralelas

$$\text{HETP} = H_{OV}$$

Valores de HETP no pueden ser calculados aún por correlaciones que manejen las resistencias (a la transferencia) del líquido y del gas separadamente. Para casos especiales, N puede ser convertido a N_{OV} por:

$$N_{OV} = N \frac{\ln \lambda}{\lambda - 1} \quad (36) \quad H_{OV} = H_V + \lambda H_L \quad (37)$$

CORNELL (CORNELL D. CHEM. ENG. PROGR. 56 (7) 58 (JULY 1960)) estima valores de H_G , H_L para anillos RASCHING, SILLAS BERL y empaques con geometría similar. Resumiendo:

$$H_V = \frac{\psi' S_G^{.5} D_T^{n_1}}{(L f_1 f_2 f_3)^{m_1}} \quad (38)$$

$$H_L = \phi' C_F S_{CL}^{.5} \quad (39)$$

$$f_1 = \left(\mu_L / 2.42 \right)^{.16} \quad (40)$$

$$f_2 = \left(62.4 / \rho_L \right)^{1.25} \quad (41)$$

$$f_3 = \left(72 / G \right)^{.8} \quad (42)$$

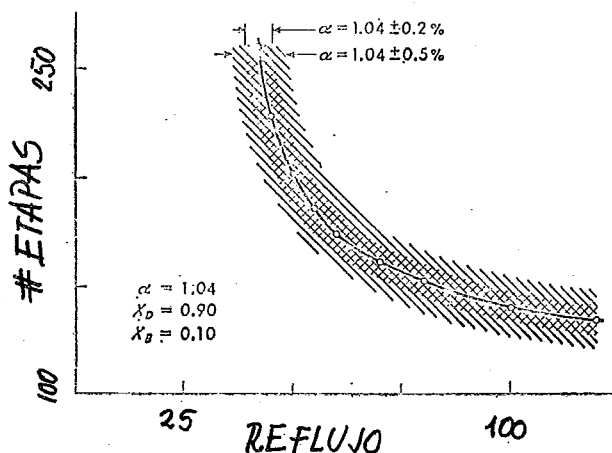
C_F es un parámetro para alcanzar la inundación en el empaque. Valores de $\psi, \phi, C_F, m_1, n_1$ se pueden obtener de la tabla 2 o en curvas en la referencia al original.

Después de haber hecho este análisis, se podría creer que to dos los aspectos en el diseño de equipo y operación de una columna de destilación se han reducido a una ciencia exacta. Pero un análisis hecho por MacLaren y Upchurch (29) nos hace pensar que se requiere algo más que ecuaciones y correlaciones para que trabaje una torre de destilación.

TABLA 2.

	Anillos Rasching			Sillas	
	1 in.	2 in.	1 in.	1½ in.	2 in.
Fase gaseosa					
Exponente m_1	0.6	0.5	0.5	0.5	0.5
Exponente n_1	1.24	1.24	1.11	1.11	1.11
Parámetro ψ'					
40%inund.	110	210	60	80	95
60%	105	210	60	80	95
80%	80	210	60	80	95
Fase líquida					
Parámetro ϕ'					
L=500	.045	.059	.029	.032	.044
L=1000	.048	.065	.037	.040	.050
L=5000	.048	.090	.068	.068	.075
L=10000	.082	.110	.090	.090	.090
Parámetro C_f					
50%inund.	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
60%	0.9	0.9	0.9	0.9	0.9
80%	0.6	0.6	0.6	0.6	0.6

FIGURA 8.



Aún cuando el diseñador cuiera anticiparse a todos los problemas posibles, existen factores, que no pueden ser previstos, -tales como:

- 1.- Cambios en la composición de la alimentación. Estos pueden resultar por un cambio en la materia prima ó por modificaciones en la operación de equipos asociados con la torre.
- 2.- Las especificaciones de los productos pueden ser cambiadas por demandas del consumidor por competencia entre otras.
- 3.- El cálculo de la eficiencia puede ser erróneo.
- 4.- Puede sobrevenir un fenómeno difícil de predecir que es el espumeo.
- 5.- El cálculo del reflujo puede ser erróneo, principalmente si fué calculado con algún método corto.
- 6.- Los datos de equilibrio están sujetos a errores experimentales.

tales y más aún si se usaron métodos de aproximación.

Además de tomar en cuenta estos factores, uno debe de mantener cierto escepticismo con respecto a los datos de diseño de diseño y de sus métodos de cálculo.

Si consideramos el siguiente ejemplo, se verá el error en el que se puede caer:

Si tenemos dos componentes de punto de ebullición cercano con un factor de separación ó volatilidad relativa de 1.05; la fracción de alimentación es del 50% para cada componente, y se desea obtener un destilado con composición

La exactitud en la evaluación de la volatilidad relativa es del orden del

Como se muestra en la fig. (8), al seleccionar un reflujo de 50, el número de platos puede ser desde 180 hasta 240. Esta solución no nos lleva a ningún lado, por lo que se tendrá que hacer una evaluación económica.

La experiencia de la Unión Carbide aconseja que es menos caro aumentar el número de platos, el reflujo, e inclusive la altura de una torre, que aumentar el diámetro.

Aún cuando el ejemplo es extremista, el principio es válido. El diseñador, tiene que evaluar las faltas involucradas en haber tomado decisiones incorrectas y sobrepesarlas contra el objetivo final. Como recurso final, debe de informar al "cliente" acerca de los efectos probables del problema. Casi

siempre se modifican las especificaciones con el fin de obtener resultados más confiables.

También puede suceder que otros aspectos del proceso total amortiguen estas incertidumbres.

Cuando se determina el número de platos, el diseñador debe -- pensar en el buen control de la torre final instalada. Platos adicionales actúan no como control, sino como relajadores de cualquier obstáculo, permitiendo de esta manera que el sistema de control trabaje adecuadamente. Un aumento entre el 5% y 10% puede ser buen criterio.

El equipo auxiliar merece atención, pues su diseño tiene que ser compatible con la columna; dependiendo de los objetivos del proceso, y en base a los aspectos económicos, el equipo auxiliar se deberá sobrediseñar. Un 20% de aumento en el boiler y en el condensador, es un buen criterio.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Se ha probado que el programa (SIMULA/TORFE) simula el comportamiento de una columna de destilación en operación.

El modelo matemático en el que están basados los balances de materia y energía, es exacto.

La exactitud con la que realice estos balances, dependerá de la exactitud con que se calculen las propiedades físicas, tales como la constante de equilibrio vapor-líquido, entalpías, etc...

Es de notarse que para efectos de diseño, la exactitud obtenida por medio de la computadora, no será determinante, ya que intervendrán factores de corrección y de seguridad.

En base a lo anterior y por las conclusiones hechas en el capítulo de eficiencias, no se justificaría el hecho de implementar correlaciones al (SIMULA/TORRE), que calculen la constante de equilibrio vapor-líquido y las entalpías para hidrocarburos de una manera más estricta. Sería de más provecho en causar esfuerzos a la implementación de métodos que calculen el número de platos necesarios, reflujo, plato de alimentación, que vendrían a completar el programa (SIMULA/TORRE), formando un paquete completo de diseño y simulación.

Este problema se puede solucionar con la ayuda de métodos cortos.

El usar estos métodos para efectos de diseño, nos hace incurrir en mayores simplificaciones y aproximaciones, pero se obtiene un buen punto de partida.

Una vez obtenidos estos valores iniciales, se podrá por medio de la manipulación del programa SIMULA/TORRE), seleccionar la operación que mejor nos convenga.

Uno de los objetivos de este trabajo es el de complementar los conocimientos que se tienen sobre destilación, ahondar en ellos, y hacer notar la ayuda de las computadoras en los cálculos de Ingeniería Química.

APENDICE 1

METODOS DE CONVERGENCIA

INTRODUCCION

Los métodos de análisis de una columna de destilación se dividen en tres grupos:

- 1.- Métodos de cálculo Etapa por Etapa.
- 2.- Métodos de Grupo.
- 3.- Métodos de Aproximaciones Sucesivas.

Cada método tiene un grado de aplicación y son útiles para cierto tipo de problemas.

1.- Métodos de calculo etapa por etapa: como su nombre lo implica, se basan en establecer las condiciones en una etapa fija del proceso y se va calculando las etapas restantes de una manera secuencial. Este método se limita en utilidad a aquellos problemas en donde la composición y la cantidad de uno de los productos pueda ser predicho con bastante exactitud. Ya que es necesario conocer la composición. Los métodos etapa por etapa se usan en problemas donde las variables de separación han sido fijadas y lo que es necesario calcular es el número de etapas. Los diagramas de McCabe-Thielle son una aplicación gráfica de este método. King (14) explica al detalle los procedimientos de cálculo.

2.- Métodos de Grupo: evitan los tediosos procedimientos de cálculo que se necesitan efectuar en los de etapa por etapa,

calculando el número de etapas directamente del conocimiento de las composiciones en los extremos de la columna (o viceversa). Estos métodos son útiles para el mismo tipo de problemas que los que trata el método de etapa por etapa, pero su aplicación está restringida; ya que el desarrollo de las ecuaciones se efectúa bajo las suposiciones de idealidad y de constancia en los flujos. King (14) explica al detalle los procedimientos de cálculo.

3.- Métodos de aproximación sucesiva: fueron desarrollados para problemas donde el número de etapas es fijo y lo que se desea calcular es el grado de separación que alcanzará un sistema dado. Se dividen en: 1.- Métodos Iterativos.

2.- Métodos Relajados.

1. Métodos Iterativos: típicamente siguen el siguiente camino: se suponen unas condiciones en cada etapa, sobreespecificando el problema y calcula por medio de un juego de ecuaciones la composición en cada etapa. Dado que las suposiciones probablemente no sean las correctas, se utiliza un método para corregir este error. La velocidad con la que se encuentre la solución dependerá de los métodos correctivos. Estos métodos de corrección han sido extensamente desarrollados (LAPIDUS (15) ACRON (16), etc...).

2. Métodos de Relajamiento: en concepto son más simples que los iterativos. Nuevamente se suponen unas condiciones; cada

etapa se toma como unidad aparte. Se calculan los errores en balances de material y de energía; se toman nuevos valores de flujos y condiciones tratando de reducir el error. Cuando se acaba con una etapa se prosigue a efectuar el mismo método de cálculo con las siguientes etapas. Dada la simplicidad de este método, es posible resolver problemas muy complejos.

MÉTODOS DE CONVERGENCIA

La facilidad de acceso a las computadoras digitales, así como su desarrollo técnico, ha hecho posible llevar a cabo cálculos muy complejos y largos de una manera rutinaria, exacta y rápida. El impacto de las computadoras ha sido especialmente significativo en los cálculos asociados con los procesos de separación de multicomponentes. Se han podido analizar de una manera más rigurosa. Siendo el método de aproximaciones sucesivas el de aplicación más general.

La funcionabilidad de los métodos de aproximaciones sucesivas está íntimamente ligada con la selección de un método de convergencia.

•Características deseadas de un Método de Convergencia:

1. El método de convergencia debe llegar a la solución deseada.
2. Debe de ser estable (no debe oscilar entre la solución).
3. Debe de llegar rápidamente a la solución. La velocidad de

solución puede ser importante, si la ecuación a resolverse aparece varias veces.

4. Se deben evitar las iteraciones, de preferencia se deben obtener soluciones algebraicas.

Método de Convergencia de Sustitución Directa: posiblemente sea el método más sencillo. Tiene la forma algebraica:

$$f(x) = x \quad (1)$$

La técnica que sigue es:

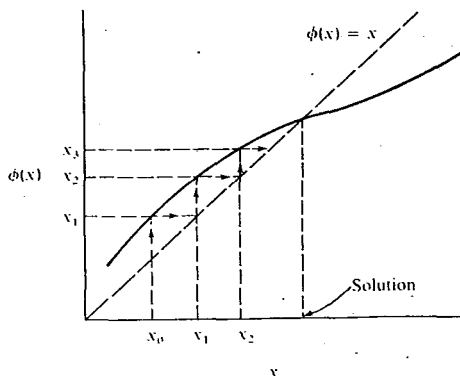
1. Se supone un valor de x , x_0
2. Se sustituye en la parte izquierda de la ecuación (1)
3. Se obtiene un nuevo valor de x , $x_1 = f(x_0)$
4. Se siguen los pasos 1, 2 y 3 sucesivamente.

Este procedimiento se muestra gráficamente en la figura (25).

Una manera de acelerar este método es la utilización de un Wegstein, descrito en Lapidus (15). Ver figura (1) y (2).

FIGURA 1.

Sustitución directa.



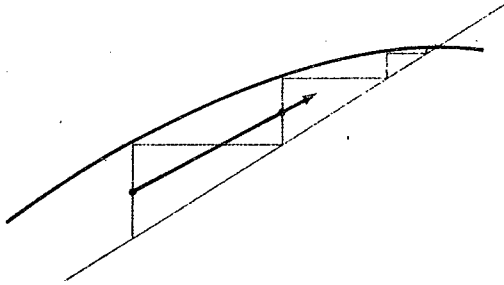
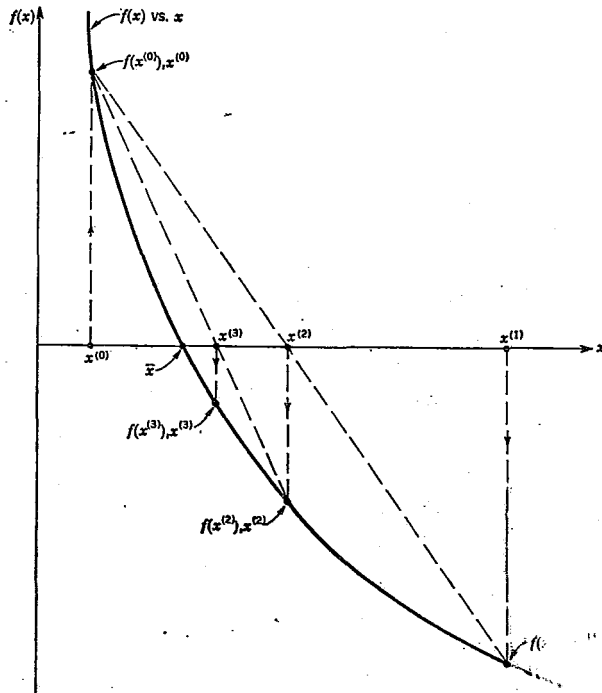


Figura 2. Metodo de Sustitución directa con una aceleración del tipo Wegstein.

2. Reguli-Falsi: este procedimiento se ilustra en las figuras (3) y (4). Para este caso, se buscó un valor de la variable x tal, que la función fuere cero.

- Técnica:
1. Se escogen dos valores de x , x_0 y x_1
 2. Se calculan $f(x_0)$ y $f(x_1)$, los valores de las funciones deben de ser de signo contrario.
 3. Se procede a calcular, por medio de una interpolación lineal, el valor de x_2 y $f(x_2)$.

4. Recordando que la siguiente interpolación se deberá hacer entre dos valores de $f(x)$, que sea de diferente signo, se escogerá $f(x_0)$ o $f(x_1)$.



FIGURAS 3 y 4.

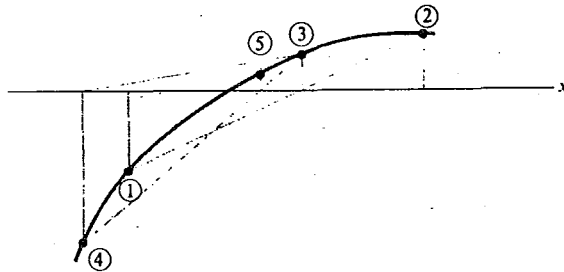


FIGURA 5.

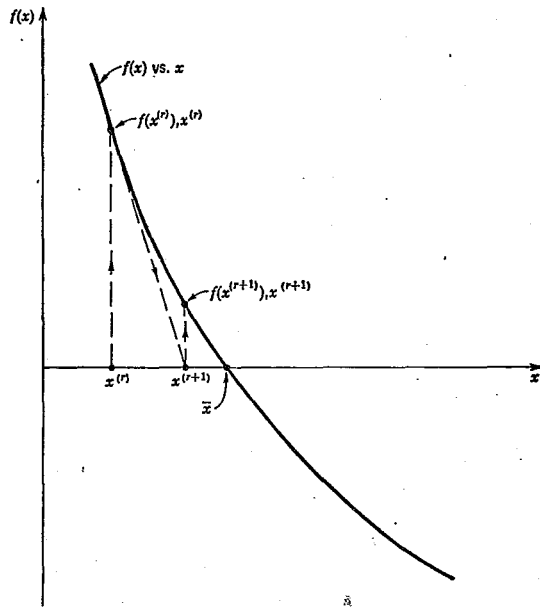
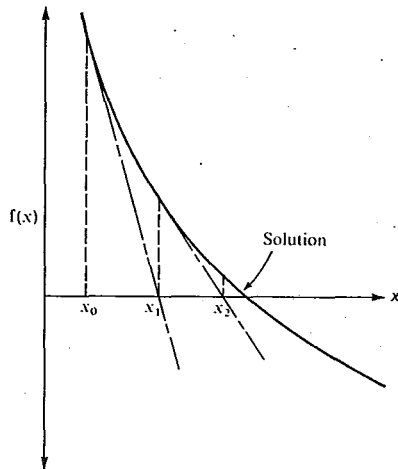


FIGURA 6.



3. Newton: Este es el método de convergencia más usado. Ver figura (4) y (5).

Técnica: 1. Se evalúa la $f(x_0)$ y la derivada en x_0 .

2. La intersección de la recta formada da como resultado un nuevo valor, x_1 .

3. Se repiten los pasos 1 y 2 hasta llegar a la solución.

Existen muchos más métodos de convergencia en Lapidus (15), Acron (16), etc....

Estimados Iniciales y Tolerancias.

Para tener un criterio del primer valor, valor de arranque, es necesario tener un conocimiento cualitativo del comportamiento de la función.

La tolerancia en el error de la solución, depende de la exactitud que se desee, así como del tiempo que se tenga disponible.

Por medio del diagrama (1), se explicará el funcionamiento de los métodos de convergencia.

Selección de la función

Muchas veces es posible modificar algebraicamente una función, y obtener otra función equivalente, que tenga una velocidad

de convergencia mayor. Las siguientes características deben de tenerse en cuenta al efectuar esta modificación:

1. El rango de posibles soluciones debe de restringirse, de preferencia entre -1 y $+1$.
2. La función no debe tener raíces espurias dentro del rango de posibles soluciones.
3. Los mínimos, máximos y de una manera menos significativa los puntos de inflexión, frenan la convergencia y deben de evitarse.
4. Se deberá de tener funciones lineales o casi lineales, pues convergen mucho más rápido.

Estos puntos se harán notar en el desarrollo de la obtención del punto de burbuja, del punto de rocío y en el flash.

DIAGRAMA 1.

1. Estimado Inicial.
2. Cálculo del Valor de la Función a converger.
3. Comparación del Valor de la Función con una Tolerancia Preestablecida.
4. Variación de la Variable por un Método de convergencia.
5. Se repiten los Pasos 2, 3, 4, hasta que en el Paso 3, el Valor de la Función sea Igual o Menor que la Tolerancia Preestablecida.

APENDICE 2

CONSTANTES FISICAS

TABLE 5-Physical Parameters for the 59 Components

NO	NAME	PART 1, PARAFFINS					AE	BE	CE	
		TC	PC	CC	EC	FC				
1	METHANE	34.93	675.1	0.	5.450	5.060	0.1589794E 04	0.3772650E 01	0.3575719E-02	0.2666672E-06
2	Ethane	568.77	369.5	0.1356	3.625	7.083	0.1225812E 06	0.1157521E 02	0.5930173E-01	0.6081364E-05
3	Propane	646.95	618.8	0.1910	6.700	10.153	0.3096001E 06	0.1512074E 02	0.1009316E-01	0.4930295E-05
4	n-Butane	758.41	550.7	0.1951	6.711	14.005	0.1554575E 06	0.2055458E 02	0.1074760E-01	0.3161731E-05
5	i-Butane	724.23	531.1	0.1629	78.269	13.378	0.8671037E 06	0.3179755E 02	0.2864174E-01	0.0166131E-05
6	n-Pentane	815.21	509.5	0.2031	7.021	15.199	0.2891671E 06	0.3188023E 02	0.2392896E-01	0.4761196E-05
7	i-Pentane	772.29	477.0	0.2106	6.711	15.159	0.7407533E 06	0.2864296E 02	0.2864296E-01	0.4647195E-05
8	n-Hexane	782.17	476.0	0.1287	6.116	15.090	0.6919269E 06	0.2597173E 02	0.2822971E-01	0.5659202E-05
9	n-Heptane	876.10	451.7	0.2892	7.268	17.645	0.7927120E 06	0.2532251E 02	0.1894630E-01	0.5911597E-05
10	n-Octane	974.7	420.1	0.2771	7.618	16.737	0.6697159E 06	0.2534876E 02	0.1894630E-01	0.7011009E-05
11	n-Nonane	1100.7	383.1	0.2120	7.137	14.472	0.8547137E 06	0.2395117E 02	0.2289208E-01	0.5713372E-05
12	n-Decane	1226.7	352.5	0.2114	6.711	17.765	0.2564716E 06	0.2597209E 02	0.1813950E-01	0.8756425E-05
13	n-Dodecane	1519.2	312.4	0.2048	6.987	17.599	0.2891671E 06	0.2395117E 02	0.2392896E-01	0.4761196E-05
14	n-Tridecane	1921.1	329.7	0.3073	7.430	20.659	0.1054489E 05	0.3318152E 02	0.3276164E-01	0.6599125E-05
15	n-Undecane	1029.3	382.1	0.3992	7.551	22.490	0.1292610E 05	0.3892978E 02	0.3891116E-01	0.7061709E-05
16	n-Tetradecane	1172.0	331.0	0.4436	7.660	26.640	0.1384696E 05	0.4767381E 02	0.6361715E-01	0.8851783E-05
17	n-Pentadecane	1119.0	305.0	0.4679	7.721	27.420	0.1465558E 05	0.5889511E 02	0.7956114E-01	0.1102014E-04
18	n-Hexadecane	1152.0	282.0	0.5213	7.720	29.400	0.1642748E 05	0.5379555E 02	0.6283315E-01	0.1102014E-04
19	n-Heptadecane	1185.0	263.0	0.5610	7.806	32.400	0.1768504E 05	0.5799234E 02	0.5558891E-01	0.1191351E-04
20	n-Octadecane	1255.0	255.0	0.6202	7.893	35.295	0.1838353E 05	0.5737112E 02	0.5137995E-01	0.1216164E-04
21	n-Nonadecane	1264.0	252.0	0.6899	7.920	37.125	0.1927808E 05	0.5737112E 02	0.6081694E-01	0.1329215E-04
22	n-Eicosane	1275.0	250.0	0.7543	7.989	37.895	0.2274315E 05	0.7307322E 02	0.7098238E-01	0.1503432E-04
23	n-Heneicosane	1278.0	220.0	0.7739	7.970	42.110	0.2344506E 05	0.7307322E 02	0.7506115E-01	0.1612124E-04
24	n-Docosane									
PART 2, OLFINIS										
26	Ethylene	587.51	742.1	0.0086	5.899	6.889	0.3791902E 04	0.4143562E 01	0.6211880E-02	0.1552679E-05
25	Propylene	537.20	647.0	0.1551	6.725	7.483	0.1231222E 06	0.1157521E 02	0.1144518E-01	0.1727916E-05
26	n-Butylene	755.35	561.6	0.1977	6.700	12.121	0.3971710E 04	0.1763831E 02	0.1659133E-01	0.2981179E-05
27	i-Butylene	772.60	553.0	0.2057	7.292	11.713	0.5273494E 04	0.1731945E 02	0.1717191E-01	0.1272786E-05
28	Isopentylene	762.83	535.3	0.1819	7.535	12.003	0.2000295E 06	0.2834996E 02	0.1851673E-01	0.2417492E-05
29	n-Hexylene	846.00	494.6	0.1915	7.290	15.129	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
30	i-Pentylene	851.22	581.0	0.2073	7.795	14.532	0.2782059E 04	0.2217211E 02	0.2217211E-01	0.2834351E-05
31	n-Heptylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
32	n-Octylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
33	n-Nonylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
34	n-Decylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
35	n-Undecylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
36	n-Dodecylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
37	n-Tridecylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
38	n-Tetradecylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
39	n-Pentadecylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
40	n-Hexadecylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
41	n-Heptylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
42	n-Octylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
43	n-Nonylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
44	n-Decylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
45	n-Undecylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
46	n-Dodecylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
47	n-Tridecylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
48	n-Tetradecylene	910.00	512.3	0.2132	7.270	17.092	0.1897610E 04	0.1814668E 02	0.1814668E-01	0.1192915E-05
PART 3, CYCLOPARAFFINS										
41	CYCLOPENTANE	921.17	558.7	0.2051	8.107	12.720	0.5112652E 04	0.1551306E 02	0.2528510E-01	0.5137204E-05
42	METHYLCYCLOPENTANE	978.99	549.0	0.2166	7.659	15.159	0.6776381E 04	0.2119279E 02	0.1318321E-01	0.6527299E-05
43	ETHYLCYCLOPENTANE	1075.31	507.8	0.2309	7.757	17.720	1.5829516E 04	0.2599526E 02	0.3802819E-01	0.6556748E-05
46	CYCLOHEXANE	935.35	571.6	0.2932	8.195	16.470	0.5871119E 04	0.2011020E 02	0.3945889E-01	0.7813171E-05
47	METHYLCYCLOHEXANE	1023.29	505.4	0.2421	7.826	17.670	0.7192656E 04	0.2827276E 02	0.3312271E-01	0.7813171E-05
48	ETHYLCYCLOHEXANE	1084.70	493.7	0.3056	7.743	19.920	0.5291917E 04	0.3161562E 02	0.4077134E-01	0.7229311E-05
PART 4, AROMATICS										
51	BENZENE	1010.70	718.0	0.2131	0.153	12.265	0.8137974E 05	0.6161815E 02	0.2838781E-01	0.5175983E-05
52	TOLUENE	1029.20	590.0	0.2951	0.415	16.859	0.5201290E 05	0.2034598E 02	0.2510313E-01	0.5016857E-05
53	o-XYLENE	1136.03	530.0	0.2820	0.557	17.010	0.4737522E 05	0.2758675E 02	0.2603800E-01	0.5577889E-05
54	m-XYLENE	1118.60	516.0	0.3045	0.815	17.280	0.7394722E 05	0.2603920E 02	0.2922108E-01	0.5577889E-05
55	p-XYLENE	1112.20	500.0	0.2868	0.719	17.375	0.7481155E 05	0.2590895E 02	0.2572629E-01	0.5644238E-05
56	ETHYLBENZENE	1115.50	572.0	0.2936	0.787	17.230	0.7404360E 05	0.2590997E 02	0.3101794E-01	0.7026265E-05
PART 5, NON-HYDROCARBONS										
71	NITROGEN	60.20	190.8	0.	3.250	0.955	0.3160505E 04	0.4869133E 01	0.1612649E-03	0.1225104E-07
72	WATER	277.16	472.3	0.0206	2.530	2.534	0.3172124E 04	0.3766515E 01	0.1791816E-04	0.2350028E-04
73	OXYGEN	277.92	472.4	0.0209	3.020	2.671	0.3188775E 04	0.6813816E 01	0.5773552E-03	0.4465114E-07
74	CARBON MONOXIDE	239.40	521.2	0.0937	3.157	2.554	0.3161630E 04	0.6931166E 01	0.7011858E-01	0.1313059E-05
75	CARBON DIOXIDE	557.55	1171.3	0.1169	6.070	5.335	0.3357740E 04	0.8501110E 01	0.3202511E-01	0.7891880E-04
76	HYDROGEN SULFIDE	520.48	1126.5	0.2008	5.254	5.081	0.3059712E 04	0.8031886E 01	0.8503404E-03	0.5359322E-06
77	SULFUR DIOXIDE	775.28	1143.3	0.2402	6.000	6.516	0.3811092E 04	0.9113251E 01	0.2661654E-02	0.5987889E-04

TABLE 6-Storage Requirements, Words

Data	1,928
Table setup	1,015
Ideal K's	678
Complete K's	1,005
Bubble and dew points	283
Flash	1,242
Convergence	264
Enthalpy	925
Common to all programs	625
Table of K-values of previous pass (100 trays) (25 components)	2,500
Total	10,065

APENDICE 3

MANIPULACION DEL PROGRAMA

MANEJO DEL PROGRAMA.

El programa se encuentra en la biblioteca de programas de la Facultad de Química.

Lo primero que se hace es asegurarse que el programa esté -- cargado en la computadora del CIMASS. De no ser así, el de-- partamento de Computación de la Facultad deberá hacerlo. Ade-- más proporcionará la información pertinente para poderlo u-- sar.

Una vez hecho esto, el siguiente paso, es conocer qué datos- necesita el programa SIMULA/TORRE y la manera de suministrar los.

El programa está en lenguaje FORTRAN, y puede ser aceptado - en la máquina Burroughs 6500 del CIMASS.

Las variables enteras (tarjetas 2, 3, 3a, 11) deben estar - justificadas a la derecha. Los valores de las constantes de entalpia AE, BE, etc., también deben estarlo.

Las demás variables pueden colocarse en cualquier lugar dentro del campo prescrito si el punto decimal es perforado.

Las tarjetas opcionales son aquellas cuya existencia está - supeditada

al valor de un índice.

Las especificaciones de las tarjetas son las siguientes:

Tarjeta de datos no. 1. FORMATO 20A4.

Columna 1-80inclusive TITU Título del problema, acepta-
cualquier caracter alfa numé-
rico.

Tarjeta de datos no. 2. FORMATO 20I4.

Columna 1- 4inclusive N Número de componentes en la-
mezcla.

5- 8inclusive M Número de etapas en la column
na; la etapa 1 es el conden-
sador; la número M es el re-
boiler.

9-12inclusive IREFLU Índice de reflujo.
IREFLU=0 el reflujo es líquid
do subenfriado.
IREFLU=1, el reflujo es líquid
do saturado.

13-16inclusive K1 Índice de impresión. Es el -
número de impresiones de re-
sultados que se desean. El -
valor máximo es 50.

K1=0, imprime sólo resultados

finales.

K1 0, imprime resultados en las iteraciones marcadas en la tarjeta de datos no. 3a.

17-20inclusive IDATO

Indice de lectura de datos. IDATO=0, indica que no hay juegos de datos que leer. IDATO=1, indica que existe o tro juego de datos que leer.

Tarjeta de datos no. 3. FORMATO 20I4.

Columna 1- 4inclusive IBASE

Para el cálculo de la entalpia, existen las siguientes opciones:

IBASE=0, se calcula la entalpia ideal, según el método del API (33), la temperatura base es de -200°F .

IBASE=1, calcula la entalpia ideal por el método de Cavett (34), la temperatura base es de 25°C .

5- 8inclusive IEQUIL

Cálculo de la constante de equilibrio. Se tienen 2 opciones:

IEQUIL=0, usa la ecuación de Antoine.

$$K = \text{EXP} \left[\frac{CEQ1}{T+460} + CEQ2 + CEQ3(T+460) \right]$$

IEQUIL=1, la calcula por Chao Seader.

9-12inclusive IPRE

Indice de caída de presión.-
IPRE=0, no hay caída de presión.

IPRE=1, si hay caída de presión.

13-16inclusive IFLU

Indica si hay lectura de un perfil estimado de flujos de vapor V(J).

IFLU=0, no hay lectura. La tarjeta 16 desaparece.

IFLU=1, si hay lectura de --
V(J) .

17-20inclusive IHa

Sucede lo mismo que con el índice anterior, pero respecto a las entalpias de alimentación.

IHA=0, no hay lectura de las entalpias de las alimentaciones y por lo tanto la tarjeta no. 15 no debe estar en el juego de datos.

IHA=1, se leen las entalpías de las alimentaciones.

Tarjeta de datos no. 3a (opcional). FORMATO 20I4.

Esta tarjeta existe si K1 0.

Columna 1- 4inclusive	K2(1)	Valor de la primera iteración para la cual se desea impresión de resultados.
5- 8inclusive	K2(2)	Número de la iteración siguiente en la cual se desea la impresión de resultados.
9-12inclusive	etc.....	

Cada número de iteración que se desee, se incluye de esta manera, teniendo como máximo 20 por tarjeta.

Tarjeta de datos no. 4. FORMATO 8F10.0

Perfil estimado de temperaturas en la torre.

Columna 1-10inclusive	T(1)	Temperatura estimada de la <u>e</u> tapa no. 1.
11-20inclusive	T(2)	Temperatura estimada de la <u>e</u> tapa no. 2.
21-30inclusive	T(3)	etc....

Número máximo de valores de temperaturas por tarjeta es de 8. Si son más, se perforan en otra o más tarjetas. Ejemplo: si se tiene una columna de 18 platos, se requieren 3 tarjetas para perforar los valores estimados de temperatura; 8 valores en cada una de las dos primeras tarjetas y 2 últimos en la tercera.

Tarjeta de datos no. 5. FORMATO 8F10.0

El mismo arreglo de la tarjeta no. 4. Aquí los valores contenidos son las cantidades de las alimentaciones, F(J). En platos donde no exista alimentación, se pone un cero.

Tarjeta de datos no. 6. FORMATO 8F10.0

El mismo arreglo de la tarjeta no. 5; se leen valores de las temperaturas de las alimentaciones existentes.

Tarjeta de datos no. 7. FORMATO 8F10.0

El mismo arreglo de la tarjeta no. 5. Aquí van los datos de las extracciones de líquido que haya en la columna, U(J).

Tarjeta de datos no. 8. FORMATO 8F10.0

Lo mismo de la tarjeta no. 5. Ahora son los datos de las extracciones de vapor, W(J).

Tarjeta de datos no. 9. FORMATO 8F10.0

Columna 1-10inclusive	FL(1)	Cantidad de reflujo.
11-20inclusive	V(1)	Cantidad de destilado que sale como vapor.
21-30inclusive	TOL1	Límite de error en el cálculo de puntos de burbuja.
31-40inclusive	TOL2	Límite de error en las diferencias de temperaturas. Su valor es 0.01/plato.

41-50inclusive	P	Presión en el fondo. Si IPRE vale cero P es la presión en toda la columna.
51-60inclusive	PASOT	Factor de relajamiento en la convergencia del perfil de - temperaturas. Su valor debe- ser 1, para trabajar con sus titución directa.
61-70inclusive	PASOF	Idem que PASOT pero para el- flujo de vapor V(J).

Tarjeta de datos no. 10 (opcional). FORMATO 8F10.0

Si IPRE=1, esta tarjeta lee la presión en el domo.

Columna 1-10inclusive PRE(2) Presión en el domo.

Tarjeta de datos no. 11. FORMATO 20I4.

Lee índice de identificación de cada compuesto. Para los coe- ficientes de corrección A0, A1,....., A9, correspondientes.

Si el componente es Hidrógeno IC=1.

Metano IC=2.

Fluido simple IC=3.

Columna 1- 4inclusive IC(1) Para el primer componente.

5- 8inclusive IC(2) etc.....

Tarjeta de datos no. 12 (opcional). FORMATO 8F10.0

Si el índice IEQUIL=0, esta tarjeta lee las constantes de An- toine.

Columna 1-10inclusive CEQ1(1) Valor de la constante para el componente 1.

11-20inclusive CEQ1(2) Idem para el componente 2.

etc....., tiene el mismo arreglo de la tarjeta no. 4.

Tarjeta de datos no. 13. (opcional). FORMATO 8F10.0

Contiene los valores de la constante CEQ2 de cada componente que constituyen la mezcla. Tiene el mismo arreglo de la tarjeta no. 10.

Tarjeta de datos no. 14. (opcional). FORMATO 8F10.0

Idem que la tarjeta de datos no. 13, sólo que para CEQ3.

Tarjeta de datos no. 15. FORMATO 6F10.0, A6.

Tarjeta de propiedades físicas.

Columna 1-10inclusive	FA	Factor acéntrico.
11-20inclusive	FS	Factor de solubilidad.
21-30inclusive	VM	Volúmen molar.
31-40inclusive	Pc	Presión crítica.
41-50inclusive	Tc	Temperatura crítica.
51-60inclusive	Wm	Peso molecular.
61-70inclusive	Nom	Nombre del componente.

Tarjeta de datos no. 15A. FORMATO 5E12.7

Constantes de entalpia.

Columna 1-12inclusive	AE
13-24inclusive	BE
25-36inclusive	CE
27-48inclusive	DE
49-60inclusive	EE

Si IBASE=0, las constantes se leen del API (33);

Si IBASE=1, las constantes corresponden a las del apéndice 2,

dónde EE=HA

AE=HB

BE=HC

CE=HD

DE=0.0

Debe existir una tarjeta 15 y 15A para cada componente en el sistema, ordenadas de la siguiente manera:

(15-15A)₁

(15-15A)₂

(15-15A)₃

...

(15-15A)_N

Tarjeta de datos no. 16. FORMATO 8F10.0

Columna 1-10inclusive Z(1,J) Concentración del primer com
ponente en la primera alimen
tación.

11-20inclusive Z(2,J) Concentración del segundo
componente en la primera ali
mentación.

etc..., sigue el mismo procedimiento de la tarjeta 4.

Tarjeta de datos no. 17. FORMATO 8F10.0 (opcional)

Si IHA=1, en esta tarjeta se leen las entalpias de las ali-
mentaciones.

Columna 1-10inclusive HF(1) Entalpia de la alimentación,
que llega a la etapa no. 1

11-20inclusive HF(2) Entalpia de la alimentación,
que llega a la etapa no. 2

etc..., sigue el mismo procedimiento de la tarjeta 4.

Tarjeta de datos no. 18 (opcional). FORMATO 8F10.0

Si IFLU=1, debe de incluirse esta tarjeta, y contiene el per
fil de flujo de vapor V(J), se perfora igual que la tarjeta 4.

Columna 1-10inclusive V(1)

11-20inclusive V(2)

etc...

Los resultados obtenidos son siempre los mismos, independientemente de los datos que se le alimenten.

Un ejemplo de un juego de datos es el siguiente problema:

Se tiene una mezcla de hidrocarburos, con composición:

Etano	0.15
Isobutano	0.35
Neopentano	0.20
3Metil Pentano	0.20
Heptano	0.10

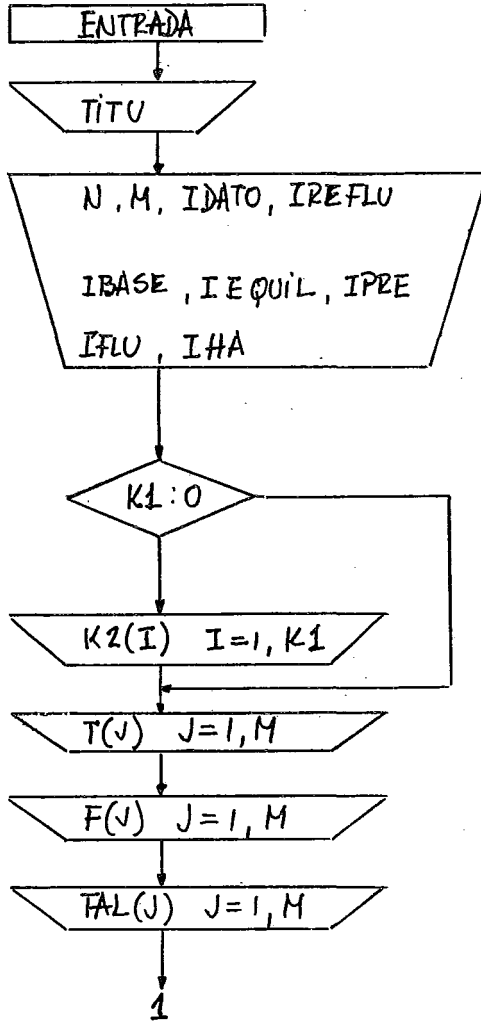
Se alimentan 1000.lb mol/hr de esta mezcla al plato no. 8 de una columna de 16 platos. La temperatura de la alimentación es de 120.0 °F. No se sabe si es líquido o vapor. El reflujo es de 1250.lb mol/hr y el destilado es de 150.lb mol/hr. Se requiere conocer el comportamiento de esta columna.

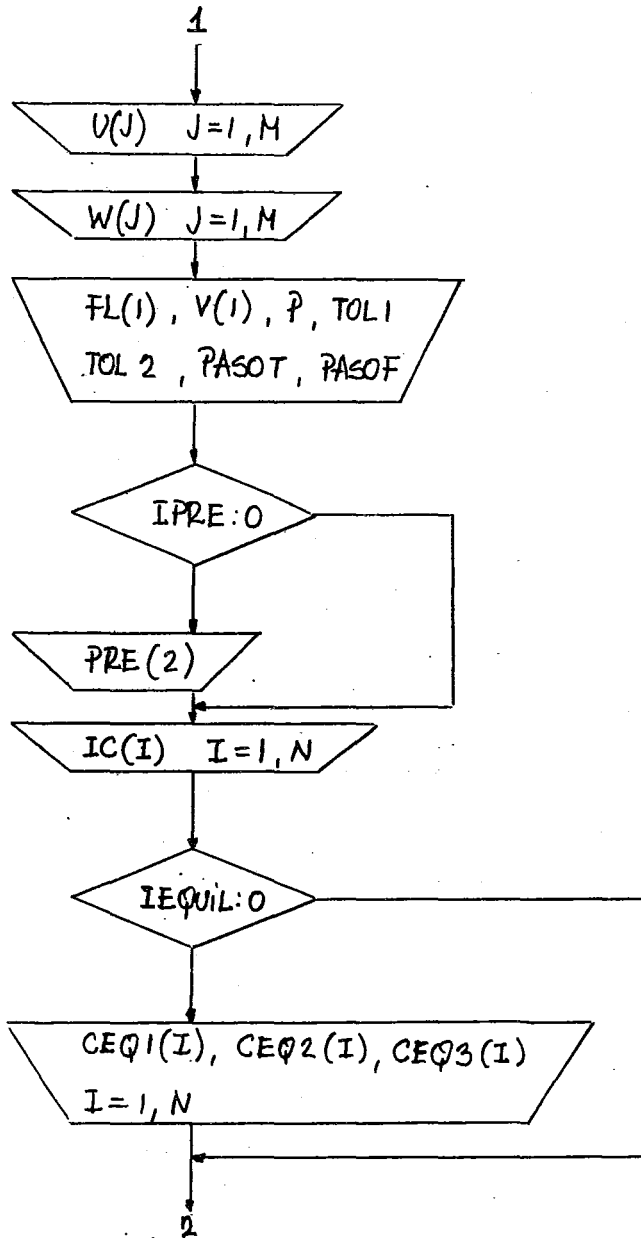
Se trabaja con un condensador total. Los datos adicionales son las constantes del API para el calculo de entalpia, es decir IBASE=0. Se empleará la correlación de Chao-Seader para el cálculo de la K_i , IEQUIL=1. El reflujo entra a la columna saturado, IREFLU=0. Se dará un perfil estimado de temperaturas, pero el perfil de flujo de vapor, $V(J)$, lo calculará internamente i.e. no será dato IFLU=0. Las entalpias de la alimentación, serán calculadas por el programa, por lo que tampoco serán dato, IHA=0.

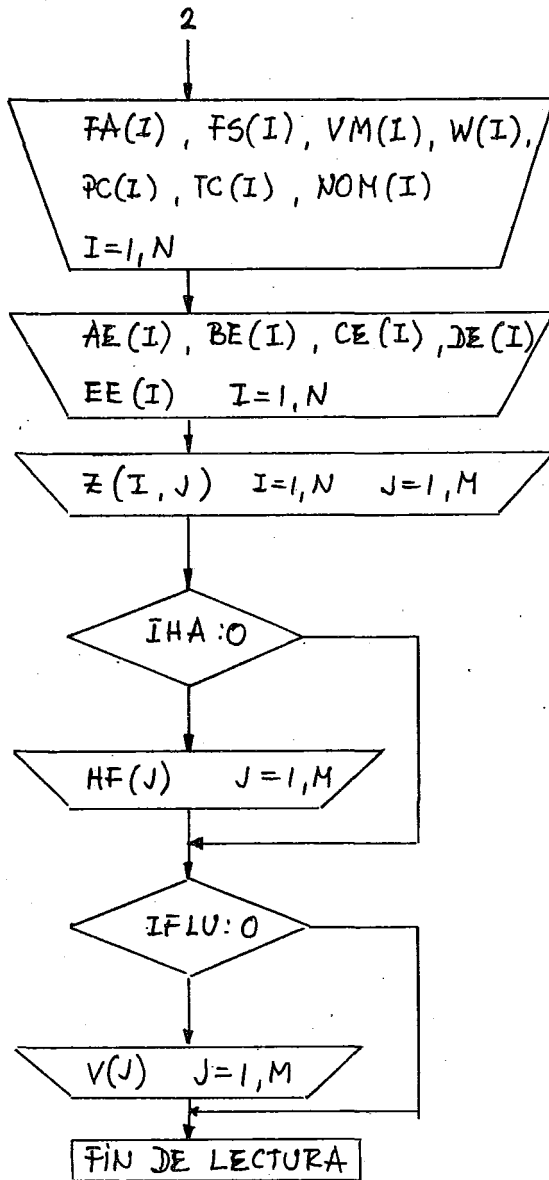
La manera de introducir los datos está dada en la hoja de co
dificación siguiente, de acuerdo a las especificaciones ante
riores.

Los resultados están a continuación.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LECTURA.







PRUEBA 1 ORIGINAL

ALIMENTACION NUMERO = 1 QUE LLEGA AL PLATO 3

TEMPERATURA DE LA ALIMENTACION 120.00 GRADOS FARENHEIT

PUNTO BURBUJA -2.261011

PUNTO ROCIO 158.449833

CANTIDAD DE LIQUIDO 267.59741 LIBRAS HOL/UNIDAD DE TIEMPO

CANTIDAD DE VAPOR 732.40259 LIBRAS HOL/UNIDAD DE TIEMPO

NUMERO	NOMBRE	ALIMENTACION	COMP. LIQUIDO	COMP. VAPOR
1	ETAN	0.150000E 00	0.117111E-01	0.200526E 00
2	ISOBUT	0.350000E 00	0.158458E 00	0.419983E 00
3	HEXPEH	0.200000E 00	0.147480E 00	0.219189E 00
4	3HEPEH	0.200000E 00	0.399211E 00	0.127214E 00
5	HEPTAN	0.100000E 00	0.283147E 00	0.330837E-01

269

* PRUEBA 1 ORIGINAL
DATOS DE ENTRADA

NO. DE COMPONENTES 5 MM 3 PRESION EN PSIAS, 30,00

ALIMENTACION, ENTALPIAS Y EXTRACCIONES

HOLES ALIMENTADAS	ENTALPIA DE LA ALIMENTACION	HOLES EXTRAIDAS DE VAPOR	HOLES EXTRAIDAS DE LIQUIDO		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.1500000E 03		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.1600000E 04	0.1664485E 04	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00	0.0000000E 00		
PC	TC	NH	FAC ACEN	FAC SUL	VOL
0.7097000E 03	0.9032000E 02	0.3007000E 02	0.1064000E 00	0.5000000E 01	0.7000000E 01
0.5291000E 03	0.2749600E 03	0.5112400E 02	0.1825000E 00	0.8200000E 01	0.1337000E 02
0.4640000E 03	0.3210000E 03	0.7215100E 02	0.1969000E 00	0.6116000E 01	0.1509000E 02
0.4531000E 03	0.4482000E 03	0.8617000E 02	0.2748000E 00	0.7132000E 01	0.1748000E 02
0.3968000E 03	0.5126200E 03	0.1002000E 03	0.3403000E 00	0.7430000E 01	0.2005000E 02
AF	TE	DE	DE	TE	
0.1897700E 02	0.21001600E 01	0.12051300E 01	0.55853900E 02	0.44456000E 03	
0.6525000E 01	0.3927400E 01	0.43014400E 01	0.20256900E 01	0.15869500E 03	
0.5971200E 01	0.36002700E 01	0.45282000E 01	0.30418760E 02	0.14577600E 03	
0.5362300E 01	0.37438600E 01	0.50344700E 01	0.50929840E 02	0.12929500E 03	
0.7502000E 01	0.33419200E 01	0.39902200E 01	0.14124200E 02	0.14133000E 03	

20

LINEA DE ERROR EN EL PUNTO DE BURBUJA LINEA DE ERROR EN LA DIFERENCIA DE TEMPERATURAS

TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO
0.1500000E 03	0.0000000E 00	0.1250000E 04
0.1520000E 03	0.1400000E 04	0.1250000E 04
0.1540000E 03	0.1400000E 04	0.1250000E 04
0.1560000E 03	0.1400000E 04	0.1250000E 04
0.1580000E 03	0.1400000E 04	0.1250000E 04
0.1600000E 03	0.1400000E 04	0.1250000E 04
0.1620000E 03	0.1400000E 04	0.1250000E 04
0.1640000E 03	0.1400000E 04	0.1250000E 04
0.1660000E 03	0.6675974E 03	0.15175974E 04
0.1680000E 03	0.6675974E 03	0.15175974E 04
0.1700000E 03	0.6675974E 03	0.15175974E 04
0.1720000E 03	0.6675974E 03	0.15175974E 04
0.1740000E 03	0.6675974E 03	0.15175974E 04
0.1760000E 03	0.6675974E 03	0.15175974E 04
0.1780000E 03	0.6675974E 03	0.15175974E 04
0.1800000E 03	0.6675974E 03	0.8500000E 03

ITERACION NO. 22

271

FRACCIONES DEL DE LIQUIDO LISTADOS PARA CADA CON PONENTE EN CADA PLATO

DDDD	LYANO	ISDDH	NCAPEN	3IENEN	ICPTAN
0000	0.220972E+00	0.3608166E+01	0.1228582E+03	0.1000000E+06	0.1000000E+06
FRACCION DEL DE VAPOR EN EL DDDO					
	0.220972E+00	0.1102459E+02	0.1404869E+05	0.1090127E+02	0.2318860E+10
1	0.530739E+00	0.4858104E+00	0.4102534E+02	0.1011328E+06	0.1000000E+06
1	0.9651752E+00	0.3470672E+01	0.1180395E+03	0.2984469E+09	0.6674578E+10
2	0.9439180E+01	0.2006108E+00	0.1614105E+01	0.2649012E+05	0.1000000E+06
2	0.5849317E+00	0.4116196E+00	0.3448665E+02	0.8446236E+07	0.9157168E+09
3	0.2609963E+01	0.9461207E+00	0.3430723E+01	0.3260454E+00	0.1761829E+06
3	0.2274860E+00	0.7580931E+00	0.1351784E+01	0.2211159E+05	0.3749968E+08
4	0.1021096E+01	0.916553E+00	0.6658813E+01	0.3566844E+03	0.6031790E+05
4	0.1669494E+00	0.1040597E+00	0.2896332E+01	0.2744836E+04	0.1481176E+06
5	0.1605985E+01	0.8530551E+00	0.1238109E+00	0.3680230E+02	0.1929160E+03
5	0.1504015E+00	0.7846281E+00	0.5666257E+01	0.3027793E+03	0.5113316E+05
6	0.1613964E+01	0.7302399E+00	0.2093103E+00	0.3412715E+01	0.5493887E+02
6	0.1601726E+00	0.7179255E+00	0.1063553E+00	0.3160030E+02	0.1656897E+03
7	0.1347792E+01	0.4291056E+00	0.2301741E+00	0.2152546E+00	0.1066377E+00
7	0.1686519E+00	0.6215352E+00	0.1764838E+00	0.2871221E+01	0.4616939E+02
8	0.1079538E+01	0.4339330E+00	0.2304734E+00	0.2137979E+00	0.1057896E+00
8	0.1364025E+00	0.6464757E+00	0.1824486E+00	0.2984181E+01	0.4831466E+02
9	0.7897556E+02	0.4390309E+00	0.2307664E+00	0.2122662E+00	0.1048979E+00
9	0.1000669E+00	0.6739815E+00	0.1890019E+00	0.3108186E+01	0.5067921E+02
10	0.5285045E+02	0.4436357E+00	0.2310523E+00	0.2108622E+09	0.1040818E+00
10	0.6812190E+01	0.6993613E+00	0.1950040E+00	0.3222038E+01	0.5287900E+02
11	0.3260183E+02	0.4472882E+00	0.2312469E+00	0.2097065E+00	0.1034116E+00
11	0.4236652E+01	0.7193495E+00	0.1996900E+00	0.3312937E+01	0.5464566E+02
12	0.1883713E+02	0.4498622E+00	0.2314327E+00	0.2088245E+00	0.1028972E+00
12	0.2447672E+01	0.7331728E+00	0.2029844E+00	0.3377316E+01	0.5592801E+02

13	0.1008521E+02	0.4507707E 00	0.2319178E 00	0.2055024E 00	0.1026866E 00
13	0.1310750E+01	0.7412737E 00	0.2056247E 00	0.3029640E+01	0.5697719E+02
14	0.4905594E+03	0.9485176E 00	0.2343033E 00	0.2039011E 00	0.1025388E 00
14	0.6393804E+02	0.7434285E 00	0.2112998E 00	0.3522898E+01	0.5859250E+02
FONDO	0.1014072E+03	0.4093974E 00	0.2352724E 00	0.2352941E 00	0.1176471E 00
FRACCION IND. DE VAPOR EN EL FONDO.					
	0.2444200E+02	0.7197365E 00	0.2278886E 00	0.4266876E+01	0.7262143E+02
FRACCIONES RECUPERADAS					
	CORRIENTE	VAPOR EN EL FONDO	LIQUIDO EN EL FONDO	LIQUIDO EN EL FONDO	
	ETANO	0.0000000E 00	0.9989720E 00	0.1027973E+02	
	ISOBUT	0.0000000E 00	0.1546356E+01	0.9845364E 00	
	NEOPEN	0.0000000E 00	0.9214364E+01	0.9999078E 00	
	3MEREN	0.0000000E 00	0.7499999E+07	0.9999999E 00	
	HEPTAN	0.0000000E 00	0.1499999E+06	0.9999985E 00	

PROCESA 1 ORIGINAL

HOJES DE CARGA Y PRODUCTOS

NUMERO	NOMBRE	CARGA	VAPOR EN EL FONDO	LIQUIDO EN EL FONDO	PRODUCTO DEL FONDO
1	ETANO	150.0000	0.0000	149.8458	0.1542
2	ISOBUT	350.0000	0.0000	5.4122	344.5878
3	NEOPEN	200.0000	0.0000	0.0184	199.9816
4	3HEPEN	200.0000	0.0000	0.0000	200.0000
5	HEPTAN	100.0000	0.0000	0.0000	100.0000
TOTALS		1000.0000	0.0000	155.2765	844.7235

VARIABLES DE LOS PLATOS

SUBAS	TEMPERATURAS	FLUJOS DE VAPOR	FLUJOS DE LIQUIDO	ENTAL DE VAPOR	ENTAL DE LIQUIDO	DIF. DE TEMP.
0.10351E 01	-0.97466E 02	0.00000E 00	0.12500E 04	0.76622E 04	0.188113E 04	-0.216031E 01
0.102015E 01	-0.712458E 02	0.140000E 04	0.90021E 03	0.812640E 04	0.323937E 04	-0.249101E 00
0.101115E 01	0.680351E 01	0.105022E 04	0.847077E 03	0.113627E 05	0.608574E 04	-0.206635E 00
0.100056E 01	0.373797E 02	0.997077E 03	0.893821E 03	0.142138E 05	0.715333E 04	-0.125786E 01
0.106682E 01	0.428685E 02	0.104382E 04	0.894915E 03	0.147640E 05	0.739155E 04	-0.128103E 00
0.997599E 00	0.440123E 02	0.104492E 04	0.866624E 03	0.149600E 05	0.759418E 04	-0.167127E 01
0.995310E 00	0.516537E 02	0.101662E 04	0.817121E 03	0.153434E 05	0.800073E 04	-0.156943E 02
0.994650E 00	0.745410E 02	0.967121E 03	0.941402E 03	0.160635E 05	0.965174E 04	0.138957E 01
0.994789E 00	0.771257E 02	0.914010E 02	0.949352E 03	0.163942E 05	0.974403E 04	-0.509812E 01
0.994079E 00	0.798005E 02	0.993522E 02	0.957941E 03	0.167305E 05	0.984250E 04	-0.891176E 01
0.994917E 00	0.823770E 02	0.107941E 03	0.966040E 03	0.170540E 05	0.993339E 04	-0.911256E 01
0.994921E 00	0.844473E 02	0.116040E 03	0.972062E 03	0.173074E 05	0.100080E 05	-0.695915E 01
0.994900E 00	0.860691E 02	0.122862E 03	0.978225E 03	0.174884E 05	0.100653E 05	-0.409956E 01
0.994886E 00	0.873395E 02	0.128225E 03	0.980626E 03	0.176130E 05	0.101133E 05	-0.932317E 02
0.994791E 00	0.885277E 02	0.130626E 03	0.984195E 03	0.178345E 05	0.101625E 05	-0.664666E 04
0.993792E 00	0.917666E 02	0.134195E 03	0.985000E 03	0.179901E 05	0.104940E 05	-0.141709E 01

274

CARGA DEL CONDENSADOR = 0.87349808E 07

CARGA DEL FERTILIZANTE = 0.13321906E 07

DIFERENCIA CUADRÁTICA DE TEMPERATURAS= 0.14791576E 00

CONSTANTS OF EQUILIBRIUM

0.1046630E 01	0.3215978E-01	0.1204801E-01	0.1152574E-02	0.2456900E-03
0.1074946E 01	0.7375270E-01	0.2972080E-01	0.3052729E-02	0.6911960E-03
0.6316736E 01	0.4661569E 00	0.2179664E 00	0.3256180E-01	0.9356570E-02
0.8623184E 01	0.8144231E 00	0.4002384E 00	0.6902001E-01	0.2168557E-01
0.9228651E 01	0.8661668E 00	0.4392062E 00	0.7782893E-01	0.2466160E-01
0.9421114E 01	0.9252528E 00	0.4606917E 00	0.8298808E-01	0.2677099E-01
0.9874061E 01	0.1005830E 01	0.5058491E 00	0.9222996E-01	0.2003963E-01
0.1250179E 02	0.1451387E 01	0.7687059E 00	0.1339993E 00	0.4384290E-01
0.1263036E 02	0.1492893E 01	0.7936003E 00	0.1401638E 00	0.4590353E-01
0.1277109E 02	0.1538384E 01	0.8209595E 00	0.1470063E 00	0.4884151E-01
0.1288016E 02	0.1579744E 01	0.8460479E 00	0.1534217E 00	0.5104297E-01
0.1296069E 02	0.1611570E 01	0.8656453E 00	0.1586105E 00	0.5309730E-01
0.1298792E 02	0.1633037E 01	0.8792007E 00	0.1623925E 00	0.5462586E-01
0.1298723E 02	0.1647654E 01	0.8887625E 00	0.1651846E 00	0.5577596E-01
0.1297748E 02	0.1660073E 01	0.8971622E 00	0.1677172E 00	0.5683746E-01
0.1344649E 02	0.1776573E 01	0.9696997E 00	0.1818681E 00	0.6196660E-01

BIBLIOGRAFIA.

1. Lewis, K.W. y G.L.Matheson; Ind. Eng. Chem.,24:494 (1932).
2. Redlich, O. y J.N.W.Kwong; Chem.Rev.44, 233 (1949).
3. Van Winkle, M.;Distillation in Practice, AICHE Today Series (1973).
4. Lozada Cañibe, A.;Revista del IMIQ,(sept. 1972).
5. Holmes y Van Winkle; Ind.Eng.Chem.,62:21 (1970).
6. Prausnitz;Computer Calculations for Multicomponent Vapor Liquid Equilibria,Prentice Hall (1967).
7. Renon y Prausnitz; AICHE J., 14,135 (1968).
8. Carnahan,B., H.A.Luther, J.O.Wilkes;Applied Numerical Methods, Wiley (1969).
9. Ruiz Carmona O.;Ingenieria de Procesos, IMIQ (1973).
10. Smith y Buford D.;Design of Equilibrium Stage Procesess Mc Graw Hill (1963).
11. Van Winkle M.;Distillation, McGraw Hill (1967).
12. Palmer y Smith; Ind.Eng.Chem.,11:114(1972).
13. Null y Palmer; Ind.Eng.Chem.,65(9)47(1969).
14. King C.J.;Separation Procesess, McGraw Hill (1971).
15. Lapidus L.;Digital Computation for Chemical Engineers, McGraw Hill (1962).
16. Acrón S.F.;Numerical Methods That Work, Harper (1970).
17. Lyderson A.L., R.A. Greenkorn, O.A.Hougen;Eng.Expt. Station Report no.4, Univ. Wisconsin, Madison, Wisconsin (Oct. 1955).
18. Curl, R.F. jr. and K.S. Pitzer, Ind. Eng. Chem. 50, 265 (1958).

19. Riedel L., Chem Ing. Tech., 26, 679 (1954).
20. Thiele, E.W., and R.L. Geddes; Ing. Eng. Chem., 25; 289 (1933).
21. Holland, D. Charles, Multicomponent Distillation, Prentice Hall. (1963).
22. Eckert, J.S.; Chem. Eng. Progr. 66 (3), 39 (1970).
23. Sherwood, T.K., et al, Ind. Eng. Chem. 30, 768 (1938).
24. Silvey F.C. and Keller, G., Proc. Inter Symp., Dist., (Brighton), Engl. (1970).
25. Billet, R., Chem Eng. Progr. 63 (9), 53 (1970).
26. Bolles, W.L., Chap. 14 in Smith B.D. vea ref. 10.
- 27 Glitsch, F.W. and Sons, "Ballast Tray Design Manual", Bull 4900 (Rev), Dallas Texas, USA.
28. Rylek, M. y Standart G., Int. Chem. Eng. 4, 711 (1964).
29. McLaren D.B. y J.C. Upchuch, Chem. Eng. 139 (Junio 1, 1970)
30. Chao, K.C. y J.D. Seader, AIChE Journal 7, #4, 598, (1961).
31. Cavett, R.H., Proc. American Petroleum Institute, Vol. 42 Sec. #, 351-66 (1962).
32. Waterman, W.W. and Frazier, J.P., "This Distillation Program Generates its Own Data", Reprinted from Hydrocarbon Processing. Gulf Publishing Co. (1969).
33. Technical Data Book- Petroleum Refining. (7A1.1) API.
34. Cavett, R.H., Physical Data for Distillation Calculations Vapor-Liquid Equilibria. 27th Meeting API (1962).
35. Edmister, W.C., "Applied Hydrocarbon Thermodynamics", Part

- 32, Hyd. Proc. 47, 9 (1968).
36. Grayson, H.G. and Streed, C.W., "Vapor-Liquid Equilibria for High Temperature, High Pressure Hydrogen-Hydrocarbon Systems", Sixth WPC Frankfurt (1963).