

2 E. No. 109



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Química

FORMULACION DE UN MODELO MATEMATICO
GENERALIZADO Y CONSTRUCCION DE UN SIMULADOR PARA
SISTEMAS DE DESTILACION POR ETAPAS DE MEZCLAS
MULTICOMPONENTES

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
EMILIO ARTURO ZUMAYA PEREZ

MEXICO, D.F.

1984



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.

I N D I C E

CAPITULO I: INTRODUCCION

- I.1.- PRINCIPIOS GENERALES.
- I.2.- REGLA DE LAS FASES Y CONCEPTOS GENERALES DE EQUILIBRIO.
- I.3.- EQUIPO UTILIZADO EN DESTILACION.
- I.3.1.- EQUIPO DE CONTACTO DISCONTINUO.
- I.3.2.- EQUIPO DE CONTACTO CONTINUO.

CAPITULO II: MODELO MATEMATICO

- II.1.- CONCEPTO DE ETAPA IDEAL.
- II.2.- MODELO GENERALIZADO DE UNA ETAPA IDEAL.
- II.3.- EXPRESION GENERAL DE BALANCE, PARA EL MODELO GENERALI-
ZADO DE LA ETAPA IDEAL.
- II.3.1.- BALANCE DE MATERIA.
- II.3.2.- BALANCE DE ENERGIA
- II.4.- MODELO MATEMATICO DE UNA ETAPA IDEAL
- II.4.1.- MODELO DE UN CONJUNTO DE ETAPAS.
- II.4.1.1.- REPRESENTACION MATRICIAL PARA 3 ETAPAS.
- II.4.2.- BALANCE DE ENERGIA PARA NE ETAPAS EN UNA COLUMNA DE
PLATOS.

CAPITULO III: ALGORITMO DE RESOLUCION DE LOS SISTE MAS MATRICIALES.

- III.1.- ALGORITMO.
- III.2.- SIMULADOR SIDESMUL.
- III.2.3.- APLICACIONES.
- III.2.4.- COMPONENTES QUIMICOS DE PRUEBA.

CAPITULO IV: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

BIBLIOGRAFIA.

C A P I T U L O I

I.1. Principios Generales.

El objetivo de los métodos de separación es la creación de dos o más zonas coexistentes, las cuales difieren en su temperatura, presión, composición o estado de fase.

La separación de un componente de una mezcla, está basada en la transferencia de material de una fase a otra, diferente a una separación puramente mecánica, estos métodos utilizan diferencias en la presión de vapor o solubilidad y no en la densidad o tamaño de la partícula.

La fuerza conductora o directriz que se necesita para transferir o para la transferencia de masa, es una diferencia de concentración o también llamado gradiente de concentración.

Un ejemplo de un gradiente es el caso cuando: una diferencia de temperaturas o gradiente de temperaturas provee una fuerza directora para la transferencia de calor.

En este caso, la diferencia de concentraciones nos proporcionará una fuerza directora capaz de llevar a cabo la transferencia de masa.

Los métodos cubiertos por el término de Operaciones de Transferencia de Masa incluyen diferentes técnicas, como son: Destilación, absorción de gas, deshumidificación, extracción líquida-líquida, cristalización, evaporación, etc. En este trabajo dirigiremos nuestra atención a la destilación.

La destilación es la separación por evaporación de una mezcla de dos o más componentes miscibles volátiles en componentes individuales o en algunos casos en grupos de componentes. Algunos ejemplos donde se llevan a cabo por destilación se mencionan a continuación:

La separación de una mezcla de alcohol-agua en sus componentes, de aire líquido en nitrógeno, oxígeno y argón, la del petróleo crudo en gasolinas, keroseno, aceites y lubricantes.

En la destilación, una fase vapor entra en contacto con

una fase líquida, transfiriéndose la masa de la fase líquida a la fase vapor y de la fase vapor a la fase líquida, en las fases vapor y líquida por lo general contienen los mismos componentes, pero en cantidades relativamente diferentes.

La masa se transfiere simultáneamente del líquido por vaporización y del vapor por condensación, el efecto resultante de este contacto es un aumento en la concentración del componente más volátil en el vapor y por consiguiente un aumento en la fase líquida del componente menos volátil.

El proceso de la evaporación y la condensación implican los calores latentes de vaporización de los componentes y por consiguiente, sus efectos térmicos deben ser considerados para dicha operación, no sin tomar en cuenta, también que los cálculos a realizar en la transferencia de masa, involucran un conocimiento previo de las relaciones de equilibrio en las fases de equilibrio.

Equilibrio: tenemos que para las diferentes fases, existe una condición de intercambio neto o de las propiedades, llamado equilibrio; generalmente de masa y energía en los procesos fisicoquímicos. Para las combinaciones de fases que no se encuentran en el equilibrio, la diferencia en la concentración de alguna propiedad entre aquella existente, bajo esas condiciones y aquella que debe existir en la condición de equilibrio, es una fuerza motriz o diferencia de potencial, que tiende a alterar el sistema y llevarlo a las condiciones de equilibrio. Podemos esquematizar el equilibrio entre un líquido y su vapor, mediante la curva de presión, esta curva expresa en unidades de presión la concentración del vapor que está en equilibrio con el líquido puro, encontrándose ambos a una temperatura específica, cuando tenemos el caso de una mezcla líquida, el equilibrio debe existir entre la fase líquida y la fase vapor en cada uno de sus componentes.

En el caso de una mezcla binaria (dos componentes) la relación describe a la concentración, o sea, la presión parcial de cada componente, en la fase vapor que está en equilibrio con un líquido con una composición particular a una temperatura específica, por lo tanto el vapor tendrá una composición diferente cuando esté en equilibrio con la mezcla líquida.

Potencial o fuerza motriz. Cuando dos sustancias o dos fases no están en equilibrio y se ponen en contacto, hay una ten-

dencia a que exista un cambio, o sea que se acercan al equilibrio.

La diferencia entre las condiciones existentes o sea actuales y las condiciones de equilibrio, sera una fuerza motriz o potencial que se encargará de provocar el cambio. Esta diferencia puede ser expresada en términos de las concentraciones de las diversas propiedades de las sustancias.

No hay una expresión directa y mucho menos sencilla para designar en forma general del potencial químico, por lo que, en terminos de cantidad de masa por unidad de volumen, o sea la concentración de la masa x fase, es como se puede plantear. Esta forma de plantear o expresar el potencial químico no se debe considerar como una definición rigurosa, pero nos ayuda a comprender funciones más complejas y más exactas como son: la actividad, fugacidad, energía libre, etc.

Por ejemplo cuando tenemos una mezcla de ácido acético-agua y adicionamos éter isopropílico, los tres componentes se separan en dos fases líquidas, cada una conteniendo alguna cantidad de las tres sustancias.

La concentración de cada una de las sustancias en cada una de las dos fases debe ser conocida para poder describir las condiciones de equilibrio, si las dos fases no están en equilibrio y se ponen en contacto, entonces ocurrirá una transferencia del éter isopropílico hacia la fase ácido-agua y la transferencia tanto del agua como del ácido dentro de la fase etérea, hasta que el potencial de cada constituyente sea idéntico en ambas fases.

Por lo tanto el potencial (en este caso su concentración) de una sustancia existente, o de una mezcla, en su estado actual comparada con el potencial en las condiciones de equilibrio será diferente, esta diferencia de potencial es precisamente la fuerza motriz que provoca el cambio de condiciones del sistema hacia el equilibrio.

La comprensión de las diferentes relaciones de equilibrio de fase, son sumamente necesarias en la selección de la operación de transferencia de masa más adecuada para llevar a cabo la separación requerida.

Estos datos de equilibrio se determinan experimentalmente, o en algunos casos las relaciones de equilibrio pueden deducirse

mediante las bases teóricas conocidas o bien mediante relaciones empíricas. Un ejemplo es la Ley de Raoult que puede usarse para encontrar ciertos datos de equilibrio vapor-líquido.

I.2. Regla de las fases y conceptos generales de equilibrio.

Antes de determinar las relaciones que nos indican el equilibrio de fase específicas vamos a considerar el problema general de equilibrio de fase. El concepto de la regla de las fases es útil para el entendimiento de los equilibrios de fase. Esta regla de las fases fue establecida por J. Willard Gibbs, la cual se deriva de la consideración del número de variables presentes en un sistema, junto con el número de ecuaciones que la relacionan, esta regla se presenta de la siguiente forma:

$$F = c - p + 2 \quad \text{donde} \quad \begin{array}{l} F = \text{es el número de variables intensivas que pueden ser variadas independientemente.} \\ c = \text{es el número de componentes.} \\ p = \text{es el número de fases.} \end{array}$$

Definamos a las variables intensivas como aquellas variables independientes de la cantidad total de la fase, como son: presión, temperatura, composición.

Y a las variables intensivas como aquellas variables dependientes de la cantidad total de la fase, como es el volumen.

Una fase se define como una porción físicamente distinta y homogénea del sistema, una fase puede ser un sólido, un líquido o un gas; además pueden coexistir varias fases sólidas, líquidas o gaseosas.

La composición total de un sistema de varias fases dependerá de la extensión de cada fase y es una variable extensiva independiente. Para los equilibrios de fase pueden definirse como el menor número de especies químicas necesarias para preparar la fase.

El número de grados de libertad F , es el número de variables intensivas independientes (P , T , comp.), que deben ser fijadas para definir el estado de equilibrio del sistema.

Equilibrio Gas-líquido: aplicando el concepto de equilibrio al proceso de destilación, tenemos que: el equilibrio de dos fases vapor-líquido de dos o más componentes, donde cada componente se encuentra en ambas fases, están sujetas a tres tipos de equilibrio, las cuales son:

Equilibrio mecánico
 " térmico
 " fisicoquímico

El equilibrio mecánico se alcanza cuando las fases se encuentran a la misma presión.

En el equilibrio térmico se encuentran a la misma temperatura, excepto para dos casos especiales, los cuales son:

- a) cuando tenemos un componente puro
- b) una mezcla azeotrópica.

En el equilibrio fisicoquímico no se caracteriza por la igualdad en su concentración, por lo contrario, existe una diferencia en su concentración, sea: $Y_i \neq X_i$, que son la fracción masa o fracción mol del componente i en el vapor y en el líquido respectivamente.

La termodinámica nos proporciona un criterio para el equilibrio fisicoquímico, apoyándose en el concepto de potencial químico para cada componente, identificado con la letra μ (para el componente i).

En el estado de equilibrio el potencial químico de un componente tendrá el mismo valor en todas las fases presente. O sea:

$\mu_i^L = \mu_i^V = \mu_i$ donde los índices L , V corresponden a la fase líquida y a la fase vapor respectivamente, esta relación aplicada a cada uno de los componentes nos quedaría como:

$$\mu_i = \left(\frac{\partial G}{\partial n_i} \right)_{t, p, n_j} \quad \begin{array}{l} i = \text{componente } i \\ t = \text{temperatura} \end{array}$$

P = presión

n_j = moles de los otros componentes

y G es la energía de Gibbs. La diferenciación parcial describe el efecto sobre la energía de Gibbs de un incremento de n_i moles del componente i , a presión, temperatura y moles de los otros componentes constantes.

El uso o aplicación directa de μ_i es dificultoso, por su naturaleza abstracta y sus pequeñas medidas físicas, también porque a bajas concentraciones μ_i tiende a infinito, así como las fracciones mol x_i ó y_i tiende a cero, por lo tanto, en lugar de usar μ se tienen otras funciones auxiliares tales como el coeficiente de fugacidad, el coeficiente de actividad, ya que son relativamente más sencillas en su manejo.

Existe una relación uno a uno entre el potencial químico y la fracción mol de cada componente en una fase, por lo que el número de variables intensivas independientes en una fase son dos veces más que el número de componentes independientes, para el caso de una fase con dos componentes, tenemos tres variables intensivas independientes.

Las variables usuales que se seleccionan son: temperatura, presión y una fracción mol, tal que, un cambio fija a todas las demás propiedades, tales como la densidad, entalpía específica, la segunda fracción mol y los otros dos potenciales químicos. El hecho de que la relación entre el potencial químico y la fracción mol depende de una propiedad intensiva relacionada con la presión parcial. La fugacidad denotada por f_i puede ser definida con la siguiente ecuación:

$$\mu_i = RT \ln f_i + G_i(T) \dots A$$

donde G_i es la energía libre de Gibbs, dependiente de la temperatura, de un gas puro en el límite de su presión la cual es cero.

Aplicando el concepto de fugacidad a la fase líquida, no-

tando que en el equilibrio tenemos $\mu_i^V = \mu_i^L$ y que $G_i(t)$ sólo depende de la temperatura, y ésta llevada al equilibrio tenemos que: $f_i^V = f_i^L$

En el equilibrio, la fugacidad de un solo componente i es el mismo en todas las fases y así sirve exactamente al mismo propósito como el potencial químico.

Como ya vimos la fugacidad está definida en relación directa con la función o la ecuación de Gibbs, y existen tres tipos de fugacidades, las cuales son:

- fugacidad para un componente puro f_i ,
- fugacidad para una mezcla o solución f ,
- fugacidad para un componente en solución \hat{f}_i .

La fugacidad para un componente puro está definido por la siguiente ecuación:

$$dG_i = RT d \ln f_i \quad \text{a} \quad T = \text{cte}$$

La fugacidad para una mezcla es:

$$dG = RT d \ln f \quad \text{a} \quad T = \text{cte} \quad ; \quad \lim_{p \rightarrow 0} \frac{f}{p} = 1$$

La fugacidad de un componente en solución es:

$$d\hat{G}_i = RT d \ln \hat{f}_i \quad \text{a} \quad T = \text{cte}$$

$$\lim_{p \rightarrow 0} \frac{\hat{f}_i}{p} = 1$$

Por lo que integrando en forma general a $T = \text{cte}$ tenemos que:

$$\Delta G = RT \ln f \quad \text{o}$$

$$G_{\text{final}} - G_{\text{inicial}} = RT \ln \frac{f_{\text{final}}}{f_{\text{inicial}}}$$

Esto puede ser demostrado, cuando la ley de los gases ideales es una ecuación de estado apropiada, las fugacidades vienen a ser iguales a las presiones

f_i viene a ser igual a p , presión de la mezcla
 f_i " " " " " " " " del componente puro i
 \hat{f}_i " " " " " " $x_i p$, la presión parcial del
 componente i en una mezcla gaseosa de fracción mol x_i en el
 componente i .

La fugacidad de un componente en solución \hat{f}_i es relacio-
 nada con una fracción mol x_i , por lo que si $\hat{f}_i = f_i$ cuando $x_i = 1$
 y probablemente $\hat{f}_i = 0$ cuando $x_i = 0$. La posible relación de \hat{f}_i con
 respecto a x_i a temperatura y presión constante entre estos lí-
 mites, es una proporción directa, donde:

$$\hat{f}_i = x_i f_i$$

Esta fórmula es la regla de Lewis & Randall y es válida
 para ciertas soluciones ideales.

La transferencia del potencial químico o la fracción
 mol se complementa introduciendo el coeficiente de fugacidad
 ϕ_i y es definido para un gas como:

$$\phi_i = \frac{f_i^V}{P_t y_i}$$

donde P_t = presión total del gas, y escribiendo esta ecuación
 en términos de la presión parcial nos queda como:

$$\phi_i = \frac{f_i^V}{p_i} \quad \text{por lo que} \quad f_i^V = \phi_i P_t y_i = \phi_i \bar{p}_i$$

por lo que la ecuación A $\mu_i = RT \ln \phi_i p_t y_i + G_i(T)$
 $= RT \ln \phi_i p_L + G_i(T)$

En el caso donde tenemos un gas puro, $y_i = 1$, $\mu = G_i$ y
 $\phi_i = f_i^V / p^\circ$ donde p° es la presión de vapor. Cuando se tiene
 una mezcla de gases y se le considera como ideal,

$$f_i^V = \bar{p}_i \quad y$$

ϕ_i es la unidad. El coeficiente de fugacidad es llamado fre-
 cuentemente presión corregida para un gas puro y una presión
 parcial corregida para un componente de una mezcla de gases.

El coeficiente de fugacidad ϕ_i , también es usado para la fase líquida, sólo que se requieren grandes cantidades de datos precisos de densidad del líquido, por lo que el coeficiente de fugacidad es reemplazado por el coeficiente de actividad γ_i y se define como:

$$\gamma_i = \frac{f_i^L}{x_i f_i^0}$$

El paralelismo entre el coeficiente de fugacidad usado en la fase vapor y el coeficiente de actividad usados en la fase líquida se visualiza si comparamos las ecuaciones siguientes:

$$\phi_i = \frac{f_i^V}{p y_i} \quad \text{y} \quad \gamma_i = \frac{f_i^L}{x_i f_i^0}$$

donde f_i^0 es la fugacidad del líquido, llamada fugacidad de estado estándar.

El estado estándar definido para un componente i , debe estar bajo las condiciones de presión, temperatura y la fracción mol de los diferentes componentes, incluyendo a i . La selección de un estado estándar debe estar sujeto a dos requerimientos:

- a) La temperatura del estado estándar debe ser la temperatura del equilibrio.
- b) Las concentraciones del estado estándar no debe variar con los valores de x_i , fracciones mol de los componentes en equilibrio.

Una vez que estos requerimientos fueron encontrados, sólo la presión queda como selección libre. Ya que hemos mencionado los conceptos que anteceden a la formulación de las relaciones de equilibrio, tanto para la fase vapor como para la fase líquida, procederemos a plantear las relaciones de equilibrio.

Una expresión sencilla para el equilibrio vapor-líquido es la llamada Ley de Raoult que se define como:

donde

$$\bar{p}_a = p_a^o x_a$$

$$y_a = \frac{\bar{p}_a}{P_t} = \frac{p_a^o}{P_t} x_a$$

x = es la fracción mol del componente a en el líquido.
 y = es la fracción mol del componente a en el vapor.
 p_a^o = presión de vapor del componente a, a la temperatura dada.
 p_a = presión parcial del componente a en el vapor.
 P_t = presión total del sistema.

Estas ecuaciones nos indican que el vapor desprendido de una mezcla líquida, será una mezcla de los mismos componentes que contiene el líquido. El vapor es generalmente el más rico en el componente cuya presión de vapor es la más alta a la temperatura de vaporización. Debemos considerar que un componente puro, jamás se desprenderá de una mezcla líquida, aunque, en su caso límite la presión de un componente puede ser tan baja que haga el componente prácticamente no volátil.

Esta Ley de Raoult es exacta sólo para predecir los datos de equilibrio vapor-líquido de soluciones ideales, en equilibrio con una mezcla ideal de gas. La Ley de Raoult nos muestra que las composiciones de una mezcla en equilibrio depende de la presión total del sistema y a su vez, de las presiones parciales de los componentes. Las presiones de vapor varían con respecto a la temperatura, pero no con respecto a la composición ni con la presión total.

Para sistemas donde no se puede aplicar la Ley de Raoult, o sea, aquellas mezclas consideradas como no ideales, las composiciones de las fases se pueden predecir mediante la siguiente ecuación llamada Ley de Henry:

$$y_a = k_a x_a$$

donde k_a es una constante determinada experimentalmente, la cual es independiente de la composición, pero sí dependiente de la temperatura.

En un sistema binario, al componente que tiene mayor presión de vapor, se le denomina "componente más volátil", por lo que, al componente con menor presión de vapor se le denomina "componente menos volátil", con respecto a esta denominación, la composición de las mezclas binarias se expresará con respecto a la concentración de los componentes más volátiles. Suponiendo que el componente A es el más volátil y el componente B es el menos volátil y su solución es ideal, aplicando la Ley de Raoult, nos queda que:

$$\frac{Y_A}{X_A} \frac{X_B}{Y_B} = \frac{P_A^0}{P_B^0} \quad \text{ya que}$$

$$Y_B = 1 - Y_A \quad \text{y} \quad X_B = 1 - X_A$$

$$\frac{Y_A}{X_A} * \frac{1 - X_A}{1 - Y_A} = \frac{P_A^0}{P_B^0} = \alpha_{AB} \quad \text{donde} \quad \alpha_{AB} = \text{volatilidad relativa}$$

Sea α_{AB} la volatilidad relativa del componente A con respecto a B, y para sistemas que siguen la Ley de Raoult, la volatilidad relativa se define como:

$$\alpha_{AB} = \frac{K_A}{K_B} \quad \text{o} \quad \alpha_{AB} = \frac{\frac{Y_A}{X_A}}{\frac{Y_B}{X_B}}$$

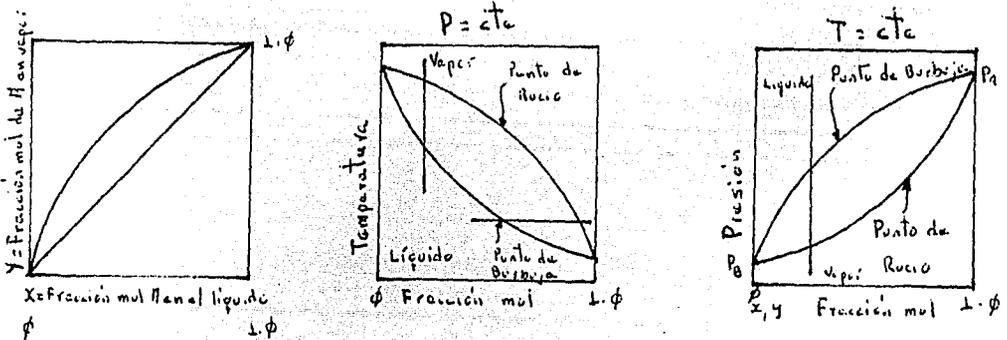
La volatilidad relativa es constante cuando se cumple, ya sea la Ley de Raoult o la Ley de Henry, en otros casos varía con la composición.

La Ley de Raoult se utiliza para calcular el Punto de Rocío y el Punto de Burbuja de las mezclas ideales, ya que una mezcla no hierve a una sola temperatura para una presión total constante, a diferencia de la que sucede con los líquidos puros. Cuando tenemos una mezcla líquida y se le adiciona calor, empieza a evaporarse, en la medida que aumente la temperatura, y en el momento que se forma la primera burbuja de vapor, se le denomina Punto de Burbuja, y por otra parte,

en el proceso inverso, cuando el vapor comienza a condensarse por enfriamiento de los vapores, se le llama Punto de Rocío

Para el caso de un líquido puro, el Punto de Rocío y el Punto de Burbuja son iguales e iguales al punto de ebullición, ya que un componente puro se vaporiza y condensa a una sola temperatura.

Aplicando la regla de las fases a la vaporización de un líquido con dos componentes, se tendrán dos variables independientes, y si fijamos la presión, la temperatura a la composición se pueden variar independientemente. Por lo tanto, como la composición del líquido variará a medida que la evaporación va teniendo lugar, la temperatura también variará.



I.3. Equipo utilizado en destilación.

La selección de los equipos usados en las operaciones gas-líquido, radica en que éstas deben proveer el máximo contacto entre ambas fases, para permitir así la difusión interfacial de los componentes, ya que la velocidad de transferencia de masa es dependiente de la superficie interfacial entre ambas fases y de la naturaleza y grado de dispersión de una fase a otra, las cuales son de suma importancia.

El equipo puede ser clasificado en una manera muy general, tomando en cuenta que su acción principal es el de dispersar el gas o el líquido o ambos.

I.3.1. Equipo de contacto discontinuo: Torres de Platos.

Las torres de platos o charolas son cilindros verticales en las cuales el líquido y el gas son puntos en contacto íntimo sobre éstos. El líquido entra por la parte superior de la columna y fluye hacia abajo por gravedad. En esta trayectoria, el líquido cruza cada plato a través de unos tubos denominados de bajada o vertientes al plato de abajo. La fase gaseosa sube a través de las aberturas que contiene el plato, donde burbujea a través del líquido para formar una espuma, se elimina de la espuma y pasa al siguiente plato de arriba. El efecto resultante de este procedimiento es, el contacto múltiple a contracorriente del gas con el líquido, aunque podemos señalar que en cada plato existe un flujo cruzado de las dos corrientes.

Como ya señalamos anteriormente, cada plato de la torre es una etapa y que las dos fases están en contacto íntimo, ocurre la difusión en la interfase y los fluidos son separados.

Para encontrar el número de etapas en equilibrio o sea (platos teóricos) requeridas para una separación deseada en una torre o columna, depende de la dificultad de la separación de los componentes, y éstos se determinan por medio de un balance de materia y las condiciones del equilibrio.

La eficiencia de la etapa o plato y por consiguiente el número de platos reales (ya que el concepto de plato teórico está referido a la idealidad) es determinado por su diseño mecánico y las condiciones de operación. Por otra parte el diámetro de la torre depende de las cantidades de la corriente gaseosa, fluyendo a través de la torre por unidad de tiempo.

Para que la eficiencia de un plato o etapa sea alta, el tiempo de contacto entre las dos fases, gas y líquida también debe ser grande, para que se lleve a cabo la difusión, la superficie interfacial entre las dos fases también debe ser grande y una turbulencia relativamente alta es requerida para obtener coeficientes altos de transferencia de masa, de manera que se obtenga un tiempo de contacto grande, el líquido reu-

nido en cada plato deberá ser relativamente grande, así las burbujas del gas requerirán un tiempo relativamente grande para subir a través del líquido. Cuando las burbujas del gas atraviesan lentamente las ranuras del plato, las burbujas son grandes y la superficie interfacial por unidad de volumen del gas es pequeña, el líquido está relativamente en reposo y mucho de esto puede regular el paso sobre el plato sin tener contacto con el gas. Por otra parte, cuando la velocidad del gas es relativamente grande, éste está completamente disperso en el líquido, el cual es agitado dentro de la espuma. Esto provee grandes áreas de superficie interfacial.

Para obtener altas eficiencias en los platos, requerimos primordialmente, de cantidades considerables de líquido y relativamente altas velocidades de gas.

Sin embargo, estas condiciones nos llevan a varias dificultades, como por ejemplo:

El arrastre mecánico de las gotas de líquido en la corriente de gas que está subiendo en velocidades altas de gas, cuando el gas es liberado de la espuma, pequeñas gotitas de líquido son llevadas por el gas al plato de arriba. El líquido arrastrado hacia la parte superior de la torre, reduce el cambio de concentración ocasionado por la transferencia de masa y consecuentemente adversa a los efectos de la eficiencia de los platos. Y así la velocidad del gas puede ser limitada por la reducción en la eficiencia del plato debido al arrastre del líquido.

Posteriormente, un espesor grande de líquido sobre el plato y velocidades grandes de gas, producen altas caídas de presión y como consecuencia llevan a la torre a las condiciones de inundamiento.

Para procesos gas-líquido, los cuales tienden a espumar excesivamente, velocidades altas de gas pueden llevar a una condición de espumación, la cual persiste a través del espacio entre platos y una gran cantidad de líquido es llevado por el gas de un plato al plato de arriba. Este líquido así arrastrado, recircula entre los platos y la carga de líquido adicionado incrementa la caída de presión lo suficiente para

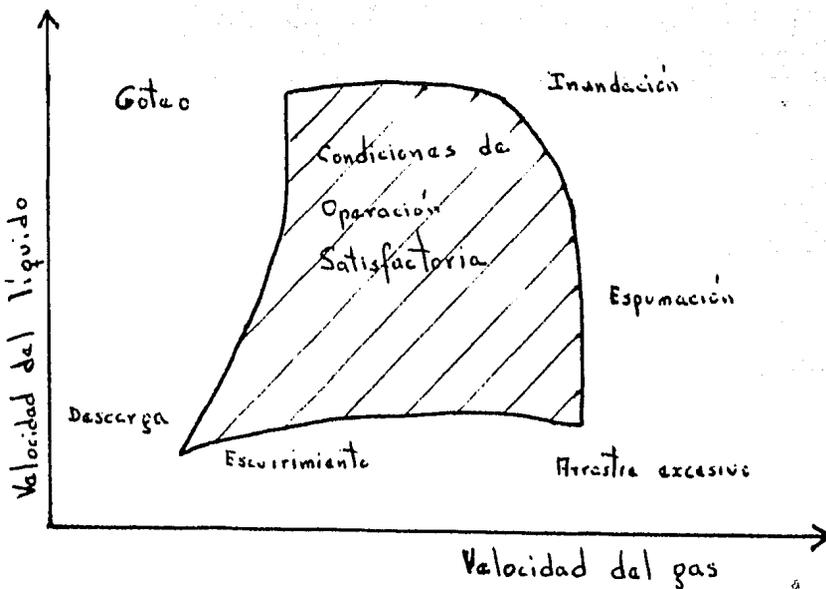
llevarlo al inundamiento.

Podemos resumir estos criterios de la siguiente manera:

a) Grandes espesores de líquidos sobre los platos, implican altas eficiencias en los platos, a través de un tiempo suficientemente grande de contacto, pero también a altas caídas de presión por plato.

b) Con altas velocidades de gas pero dentro de sus límites, provee un buen contacto entre las fases vapor-líquido, a través de una adecuada dispersión, pero provoca un excesivo arrastre de líquido y por lo tanto altas caídas de presión.

Podemos esquematizar las relaciones entre las diferentes condiciones mencionadas anteriormente.



Si la velocidad del líquido es también baja, mucho del líquido puede caer a través de las ranuras de los platos (es-

currimiento) y el contacto del gas con el líquido es pobre. Si la velocidad del gas es también baja, mucho del líquido puede caer a través de las ranuras del plato (escurrimiento), esto nos provoca un flujo incompleto sobre los platos; y en velocidades bajas de gas, ninguno de los líquidos llegan a las vertientes de los platos y así llegar al plato contiguo (descarga).

Estas dificultades se presentan para todos los diferentes tipos de platos usados comúnmente. En el diseño de éstos, se involucran relaciones empíricas obtenidas de la experiencia, tomando en consideración los cálculos de la caída de presión y flexibilidad. Los platos más usados son: Simples charolas, platos con cachuchas, platos distribuidores, platos de derrame y los platos tamizados.

Las torres pueden ser construidas de diferentes materiales, dependiendo principalmente, de las condiciones de corrosión, a que van a estar expuestas. Los materiales comúnmente usados son: Vidrio, vidrio-metal, carbón, platino, etc., el material más frecuentemente usado es el metal. Para todas las torres metálicas, la corza o camisa es comúnmente cilíndrica por razones de costo. Para su limpieza, las torres de diámetro pequeño son diseñadas con orificios de limpieza, para las torres de diámetros grandes con pozos de acceso, situado aproximadamente entre los 10 primeros platos. Los platos son usualmente hechos de láminas de metal y dependiendo de la mezcla a procesarse, con aleaciones especiales si lo requiere y por ende, el espesor será determinado por la velocidad de corrosión a que esté sujeto. Los platos deben estar fijos y soportados, sujetos a la coraza para soportar los movimientos propios de los flujos, con ayuda de la expansión térmica.

Con respecto al espacio que debe existir entre los platos, usualmente se toma en cuenta la experiencia adquirida en construcciones hechas anteriormente, al mantenimiento y al cos-

to, con lo cual se preveerán inundamientos y arrastres excesivos. Para los casos donde las torres son altas, se recomienda que los espacios que deben existir entre los platos deben ser de 15 cm. El diámetro de la torre y conecuentemente su área de sección transversal debe ser suficientemente grande para manejar las velocidades del flujo gaseoso y líquido, dentro de los límites de operación satisfactoria.

Para un tipo de plato, dada la inundación, la velocidad superficial del gas V_F es velocidad del flujo volumétrico del gas Q por la sección entera del flujo transversal A_n , es relacionada por las densidades de los fluidos de la siguiente manera:

$$V_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{1/2}$$

La sección transversal neta A_n , es la sección transversal de la torre A_t menos el área que ocupan las vertientes, en el caso de un plato de flujo cruzado A_d . La variable C_F es una constante empírica que tiene un valor que depende del diseño del plato. Los valores de V para el diseño, que actualmente son usados son pequeños; para el caso de líquidos no espumosos, el porcentaje comúnmente usado es de 80-85% de V_F , en el caso que se tengan líquidos no espumosos, el porcentaje es del 75% o menos, sujetas a una verificación de características de arrastre y caídas de presión. Para la mayoría de las circunstancias, el diámetro así escogido será el adecuado, aunque ocasionalmente el flujo del líquido puede ser limitante. Un plato con las siguientes características: Un simple paso y con un flujo cruzado, bien diseñado, puede ser supuesto para manejar arriba de $0.015 \text{ m}^3/\text{s}$ de líquido por metro de diámetro de la torre.

En la mayoría de las instalaciones, por las condiciones de costo, es impráctico variar el diámetro de la torre para adoptar variaciones en los flujos del gas o líquido de un extremo a otro de la torre, siendo las cantidades de flujo máximo las que se tomen para el diseño.

I.3.2. Equipo de contacto continuo.

Otros equipos utilizados en la destilación son: Las torres empacadas, las torres espreadas y las cámaras de espreado entre otras. Las torres empacadas o las espreadas a contracorriente, operan de una manera diferente a las torres de platos, ya que en éstas, los flujos siempre están en contacto íntimo continuamente a lo largo de toda la torre y en el caso de las torres de platos, el contacto es intermitente.

Así en una torre empacada las composiciones del líquido y el gas cambian continuamente a lo largo de toda la altura del empaque. Y por lo tanto todos los puntos sobre la línea de operación, representan determinadas condiciones de equilibrio a lo largo de toda la torre; mientras que en las torres de platos, sólo puntos aislados sobre la línea de operación que en este caso son los platos, tienen una significancia real.

Las torres empacadas, rellenas con los diferentes tipos de empaques comúnmente conocidos, tales como: Anillos rashing, sillas intalox, anillos Pall, sillas Berl, anillos con helicoidal, anillos lesing entre otros; son competitivas en costo con respecto a las torres de platos, las torres, las torres empacadas son usadas particularmente en casos donde la caída de presión debe ser baja, en los procesos donde la destilación de la mezcla debe ser a presión baja, donde el flujo del líquido no debe ser interrumpido, también donde los componentes de la mezcla no deben ser expuestas a altas temperaturas. Bajo estas condiciones las torres empacadas son utilizadas para la destilación.

C A P I T U L O I I

Modelo Matemático.

Balance de Materia y Energía en Columnas de Platos.

Balance General:

ENTRADA + GENERACION = SALIDA + ACUMULACION... A

Se considerará que el proceso se lleva a cabo a régimen estacionario, por lo tanto, tenemos que:

Acumulación = 0

También es considerado el sistema sin reacción química, por lo tanto:

Generación = 0

Por lo que la ecuación A nos queda de la siguiente forma:

Entrada = Salida

II.1 Concepto de Etapa Ideal.

Definición: Una etapa ideal es un equipo o sección de equipo cuyas corrientes de salida están en equilibrio.

Este concepto se aplica en el diseño de columna de platos, para absorción y destilación. Cada plato se considera que funciona como una etapa ideal.

Cuando se aplica este concepto a un equipo real van haber desviaciones, las cuales son consideradas dentro de un factor de eficiencia.

II.2 Modelo Generalizado de una Etapa Ideal.

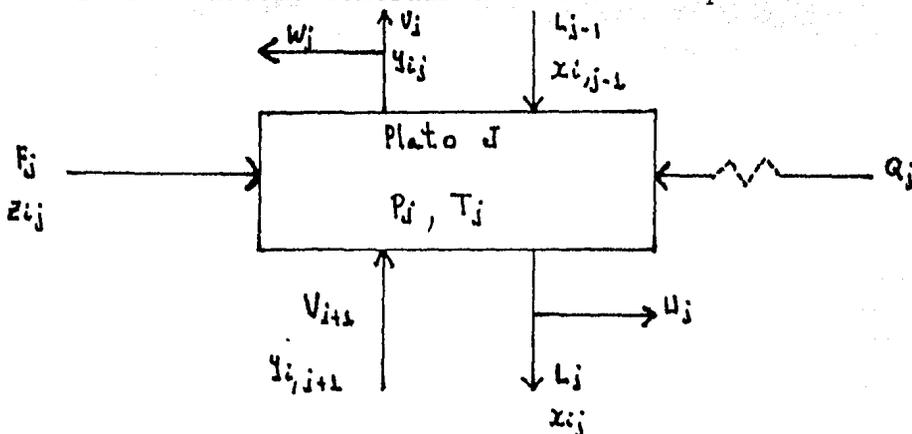
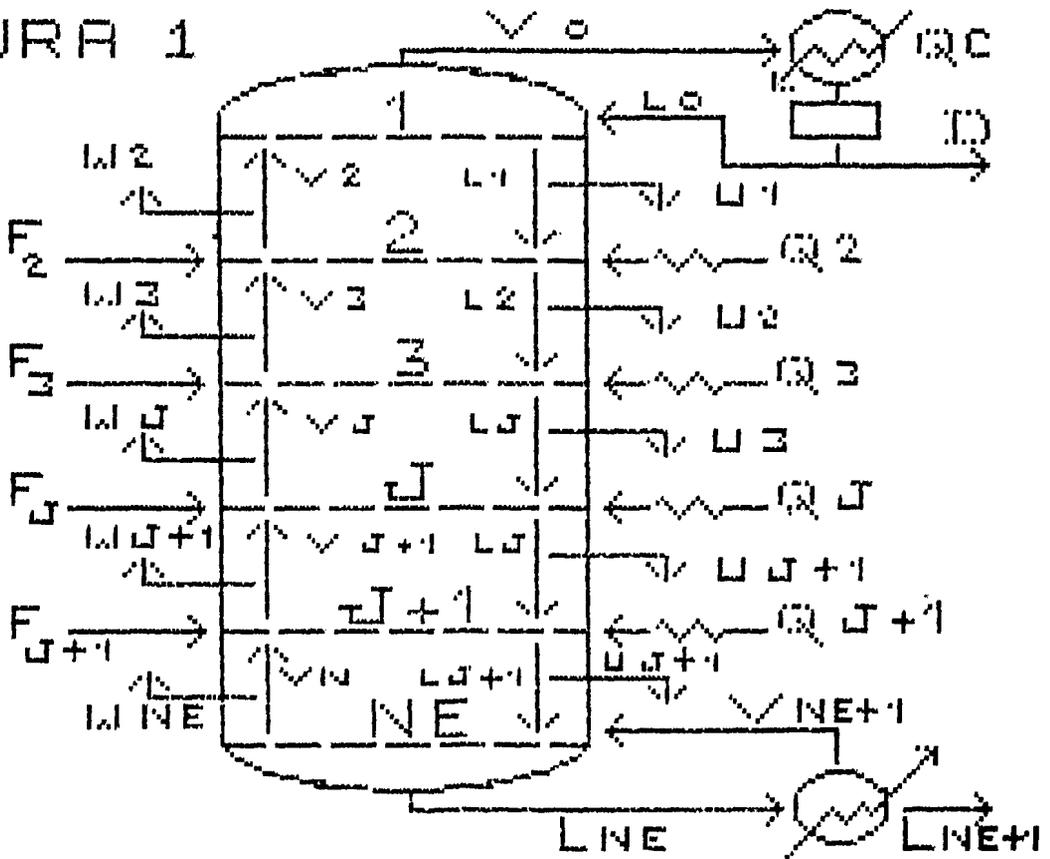


FIGURA 1



II.3 Expresión General de Balance, para el Modelo Generalizado de la Etapa Ideal.

ENTRADA + GENERACION = SALIDA + ACUMULACION... A

Se considerará que el proceso se lleva a cabo a régimen estacionario, por lo tanto:

Acumulación = 0

También es considerado el sistema sin reacción química, por lo tanto:

Generación = 0

Quedándonos la ecuación A de la siguiente forma:

ENTRADA = SALIDA

II.3.1 Balance de Materia (Fig. 1)

Balance total de corrientes:

$$F_j + V_{j+1} + L_{j-1} = (L_j + U_j) + (V_j + W_j)$$

Balance para el componente i:

$$F_j Z_{ij} + V_{j+1} Y_{i,j+1} + L_{j-1} X_{i,j-1} = (L_j + U_j) X_{ij} + (V_j + W_j) Y_{ij}$$

Siendo esta ecuación aplicable para el componente i, donde el valor de i es igual a 1 hasta el valor de n o sea (1 ≤ i ≤ n).

II.3.2 Balance de Energía (Fig. 1)

$$F_j H_{Fj} + V_{j+1} + L_{j-1} h_{j-1} + Q_j = (L_j + U_j) h_j + (V_j + W_j) H_j$$

II.4 Modelo Matemático de una Etapa Ideal.

Haciendo un balance de materia y energía para una etapa ideal, obtendremos la siguiente expresión:

Balance de Materia

$$F_j Z_{ij} + V_{j+1} Y_{i,j+1} + L_{j-1} X_{i,j-1} = (L_j + U_j) X_{ij} + (V_j + W_j) Y_{ij}$$

Balance de Energía

$$F_j H_{Fj} + V_{j+1} + L_{j-1} h_{j-1} = (L_j + U_j) h_j + (V_j + W_j) H_j$$

Relación de Equilibrio

$$Y_{ij} = K_{ij} * X_{ij} ; \quad \sum_{i=1}^n X_{ij} = 1$$

Nota: El subíndice j identifica a la etapa ideal la cual opera a una temperatura T_j y a una presión P_j , esto permite analizar a un conjunto de etapas que se encuentran interconectadas en un proceso.

II.4.1. Modelo de un Conjunto de Etapas.

Si se aplica este modelo a un conjunto de m etapas ($1 \leq j \leq m$) entonces se obtendrá el siguiente sistema de ecuaciones:

SISTEMA DE ECUACIONES PARA EL BALANCE DE MATERIA DE UNA COLUMNA DE PLATOS.

$$\begin{aligned} \text{Plato } j=1 & \quad F_1 Z_{i,1} + V_2 Y_{i,2} + L_0 X_{i,0} = (L_1 + U_1) X_{i,1} + (V_1 + W_1) Y_{i,1} \\ j=2 & \quad F_2 Z_{i,2} + V_3 Y_{i,3} + L_1 X_{i,1} = (L_2 + U_2) X_{i,2} + (V_2 + W_2) Y_{i,2} \\ j=3 & \quad F_3 Z_{i,3} + V_4 Y_{i,4} + L_2 X_{i,2} = (L_3 + U_3) X_{i,3} + (V_3 + W_3) Y_{i,3} \\ & \quad \cdot \quad \quad \quad \cdot \quad \quad \quad \cdot \quad \quad \quad \cdot \quad \quad \quad \cdot \\ & \quad \cdot \quad \quad \quad \cdot \quad \quad \quad \cdot \quad \quad \quad \cdot \quad \quad \quad \cdot \\ & \quad \cdot \quad \quad \quad \cdot \quad \quad \quad \cdot \quad \quad \quad \cdot \quad \quad \quad \cdot \\ j=m-1 & \quad F_{m-1} Z_{i,m-1} + V_m Y_{i,m} + L_{m-2} X_{i,m-2} = (L_{m-1} + U_{m-1}) X_{i,m-1} + \\ & \quad (V_{m-1} + W_{m-1}) Y_{i,m-1} \\ j=m & \quad F_m Z_{i,m} + V_{m+1} Y_{i,m+1} + L_{m-1} X_{i,m-1} = (L_m + U_m) X_{i,m} + \\ & \quad (V_m + W_m) Y_{i,m} \end{aligned}$$

Si este conjunto de ecuaciones es representativo para la columna mostrada en la fig. 2 podemos concluir que: Las variables con subíndice \emptyset entran a la columna de destilación en el plato 1 y dependen del condensador, el cual será analizado en forma inde-

pendiente, ya que pueden existir dos tipos de condensador (total y parcial).

Las variables con subíndice 1 entran a la columna de destilación en el plato m y dependen del tipo de rehervidor, el cual también será analizado en forma independiente ya que pueden existir dos tipos de rehervidor (total y parcial).

La variable L_0 es una variable de diseño, la cual se maneja como una variable dependiente de una variable R denominada recirculación.

Para plantear el sistema de ecuaciones referentes a los m platos, se considerarán, que las variables de subíndice 0, subíndice $m + 1$, así como también los de las corrientes de alimentación en cada plato, son conocidas.

Considerando que cada etapa funciona como una etapa ideal podemos ponerla en función de la relación de equilibrio o sea:

$$Y_{ij} = K_{ij} * X_{ij}$$

Y haciendo la sustitución de esta ecuación en las ecuaciones para cada plato se obtiene, que: B

$$\text{para } j=1 \quad F_1 Z_{i,1} + V_2 K_{i,2} * X_{i,2} + L_0 X_{i,0} - L_1 X_{i,1} - U_1 X_{i,1} -$$

$$V_1 K_{i,1} * X_{i,1} - W_1 K_{i,1} * X_{i,1} = 0$$

$$j=2 \quad F_2 Z_{i,2} + V_3 K_{i,3} * X_{i,3} + L_1 X_{i,1} - L_2 X_{i,2} - U_2 X_{i,2} -$$

$$V_2 K_{i,2} * X_{i,2} - W_2 K_{i,2} * X_{i,2} = 0$$

$$j=3 \quad F_3 Z_{i,3} + V_4 K_{i,4} * X_{i,4} + L_2 X_{i,2} - L_3 X_{i,3} - U_3 X_{i,3} -$$

$$V_3 K_{i,3} * X_{i,3} - W_3 K_{i,3} * X_{i,3} = 0$$

$$J=NE-1 \quad F_{NE-1} Z_{i,NE-1} + V_{NE} K_{i,NE} * X_{i,NE} + L_{NE-2} X_{i,NE-2} - L_{NE-1} -$$

$$U_{NE-1} X_{i,NE-1} - U_{NE-1} K_{i,NE-1} * X_{i,NE-1} -$$

$$W_{NE-1} K_{i,NE-1} * X_{i,NE-1} = 0$$

$$J=NE \quad F_{NE} Z_{i,NE} + U_{NE+1} K_{i,NE+1} * X_{i,NE+1} + L_{NE-1} X_{i,NE-1} - L_{NE} X_{i,NE} -$$

$$U_{NE} X_{i,NE} - U_{NE} K_{i,NE} * X_{i,NE} - W_{NE} K_{i,NE-1} * X_{i,NE} = 0$$

Ya que se tiene el balance de materia para cada plato, haremos un balance de materia total para el plato "j" y otro para el componente "i" en el mismo plato.

Balance de materia total para el plato "j"

$$F_j + V_{j+1} + L_{j-1} = (V_j + W_j) + (L_j + U_j) \dots\dots 1$$

Balance de materia para el componente "i"

$$F_j Z_{i,j} + V_{j+1} Y_{i,j+1} + L_{j-1} X_{i,j-1} = (V_j + W_j) Y_{i,j} + (L_j + U_j) X_{i,j} \dots\dots 2$$

Despejando de la ecuación 1 L_j obtenemos que:

$$L_j = F_j + V_{j+1} + L_{j-1} - (V_j + W_j) - U_j$$

Y de la ecuación 2 despejamos $F_j Z_{i,j}$ tenemos que:

$$- F_j Z_{i,j} = L_{j-1} X_{i,j-1} - (V_j + W_j) K_{i,j} + (L_u + U_j) X_{i,j} + V_{j+1} K_{i,j+1} X_{i,j+1} \dots\dots 3$$

Sustituyendo los valores de estas ecuaciones para cada plato, o sea en el conjunto de ecuaciones B, se obtiene un sistema de ecuaciones representativas para: condensador, los platos 1 y 2 y el rehervidor.

Conjunto de ecuaciones C

$$\text{Condensador} \quad - L_0 + U_0 X_{i,0} + V_1 K_{i,1} X_{i,1} + F_0 Z_{F,0} = 0$$

$$\text{Plato 1} \quad L_0 X_{i,0} - (L_1 + U_1) + (V_1 + W_1) K_{i,1} + V_2 K_{i,2} X_{i,2} + F_1 Z_{F,1} = 0$$

$$\text{Plato 2} \quad L_1 X_{i,1} - (L_2 + U_2) + (V_2 + W_2) K_{i,2} + V_3 K_{i,3} X_{i,3} + F_2 Z_{F,2} = 0$$

$$\text{Rehervidor} \quad L_2 X_{i,2} - L_3 + (V_3 K_{i,3}) + F_3 Z_{F,3} = 0$$

Este sistema de ecuaciones lo representaremos en forma matricial, como a continuación se presenta:

$$\begin{array}{rcl}
 b_1 V_1 + C_1 V_2 & & = d_1 \\
 a_2 V_1 + b_2 V_2 + C_2 V_3 & & = d_2 \\
 a_3 V_2 + b_3 V_3 + C_3 V_4 & & = d_3 \\
 \cdot & & \\
 a_i V_{i-1} + b_i V_i + C_i V_{i+1} & & = d_i \\
 \cdot & & \\
 a_{n-1} V_{n-2} + b_{n-1} V_{n-1} + C_{n-1} V_n & & = d_{N-1} \\
 a_N V_{n-1} + b_N V_N & & = d_N
 \end{array}$$

II.4.1.1. Representación matricial para 3 etapas.

Los valores obtenidos en el conjunto de ecuaciones C las representaremos en forma matricial, quedando de la siguiente forma:

U_{\emptyset}	$V_1 K_{i,1} X_{i,1}$	$X_{i,\emptyset}$	$-F_1 X_{i,1}$
L_{\emptyset}	$-L_1 + U_1 + (V_1 + W_1) K_{i,1} V_2 K_{i,2}$	$X_{i,1}$	$-F_2 X_{i,2}$
\emptyset	$L_1 - L_2 + U_2 + (V_2 + W_2) K_{i,2} V_3 K_{i,3}$	$X_{i,2}$	$-F_3 X_{i,3}$
\emptyset	$\emptyset \quad L_2 - L_3 + U_3 + V_3 K_{i,3}$	$X_{i,3}$	$-F_4 X_{i,4}$

La solución de esta matriz es de forma iterativa, por lo tanto, los valores que van a tomar las variables son las siguientes:

$$\begin{array}{l}
 a_j = L_{j-2} \quad \text{para } j = 2 \text{ hasta } j = NE+2 \\
 b_j = - (L_{j-1} + U_{j-1}) + (V_{j-1} + W_{j-1}) K_{i,j-1} \quad \text{para } j=1 \text{ hasta } j=NE=2 \\
 c_j = V_j K_{ij} \quad \text{para } j=1 \text{ hasta } j = NE+1 \\
 d_j = F_j Z_{i,j} \quad \text{para } j=\emptyset \text{ hasta } j = NE+1
 \end{array}$$

II.4.2 Balance de Energía para NE etapas en una Columna de Platos.

Así como se presentó el sistema de ecuaciones para el balance de materia, ahora se presentará un sistema de ecuaciones para el balance de energía..... D

$$\begin{aligned}
 \text{Plato } j=1 & F_1 H_{F,1} + L_0 HL_0 + V_2 HV_2 + Q_1 = (V_1 + W_1) HV_1 + (L_1 + U_1) HL_1 \\
 j=2 & F_2 H_{F,2} + L_1 HL_1 + V_3 HV_3 + Q_2 = (V_2 + W_2) HV_2 + (L_2 + U_2) HL_2 \\
 j=3 & F_3 H_{F,3} + L_2 HL_2 + V_4 HV_4 + Q_3 = (V_3 + W_3) HV_3 + (L_3 + U_3) HL_3 \\
 & \cdot \quad \cdot \\
 & \cdot \quad \cdot \\
 & \cdot \quad \cdot \\
 j=NE-1 & F_{NE-1} H_{F,NE-1} + L_{NE-2} HL_{NE-2} + V_{NE} HV_{NE} + Q_{NE-1} = (V_{NE-1} + \\
 & W_{NE-1}) HV_{NE-1} + (L_{NE-1} + U_{NE-1}) HL_{NE-1} \\
 j=NE & F_{NE} H_{F,NE} + L_{NE} HL_{NE} + V_{NE+1} HV_{NE+1} + Q_{NE} = (V_{NE} + W_{NE}) HV_{NE} + \\
 & (L_{NE} + U_{NE}) HL_{NE}
 \end{aligned}$$

teniendo este balance de energía para cada plato, (conjunto de ecuaciones D), haremos un balance de energía total para el plato "j".

$$F_j H_{F,j} + V_{j+1} HV_{j+1} + L_{j-1} HL_{j-1} + Q_j = (V_j + W_j) HV_j + (L_j + U_j) HL_j \dots^4$$

Ahora despejando de la ecuación 1 L_{j-1} tenemos que:

$$L_{j-1} = V_j + L_j - F_j + U_j + W_j - V_{j+1} \dots^5$$

Sustituyendo los valores de la ec. 5 en la ecuación 4 para cada plato, se obtiene el siguiente conjunto de ecuaciones:

$$\begin{aligned}
 \text{Plato } j=1 & -V_1 HV_1 + V_2 HV_2 = L_1 HL_1 + U_1 HL_1 + W_1 HV_1 - L_0 HL_0 - F_1 HF_1 + Q_1 \\
 j=2 & -V_2 HV_2 + V_3 HV_3 = L_2 HL_2 + U_2 HL_2 + W_2 HV_2 - L_1 HL_1 - F_2 HF_2 + Q_2 \\
 & \cdot \quad \cdot \\
 & \cdot \quad \cdot \\
 j=NE & -V_{NE} HV_{NE} + U_{NE+1} HV_{NE+1} = L_{NE} HL_{NE} + U_{NE} HL_{NE} + W_{NE} HV_{NE} - L_{NE-1} HL_{NE-1} - \\
 & F_{NE} HF_{NE} + Q_{NE}
 \end{aligned}$$

A este conjunto de ecuaciones se le representará en la siguiente forma matricial:

$$b_1 V_1 + c_1 V_2 = d_1$$

$$b_2 V_2 + c_2 V_3 = d_2$$

. . .

$$b_i V_i + c_i V_{i+1} = d_i$$

Los valores que toman las variables con subíndice 1 son los siguientes:

$$b_1 = HV(1)$$

$$c_1 = -HV(2)$$

$$d_1 = Q(\emptyset) + F(\emptyset)HF(\emptyset) - (U(\emptyset) + L(\emptyset)HL(1) - W(1)HU(1) + L(\emptyset)HL(\emptyset))$$

Como la solución de este sistema matricial es de forma iterativa, los valores que toman las variables son:

$$b(J) = HV(V)$$

$$c(J) = -HV(J+1)$$

$$d(J) = Q(J) + F(J)HF(J) - (U(J) + L(U))HL(U) - W(J)HV(J) + L(J-1)HL(J-1)$$

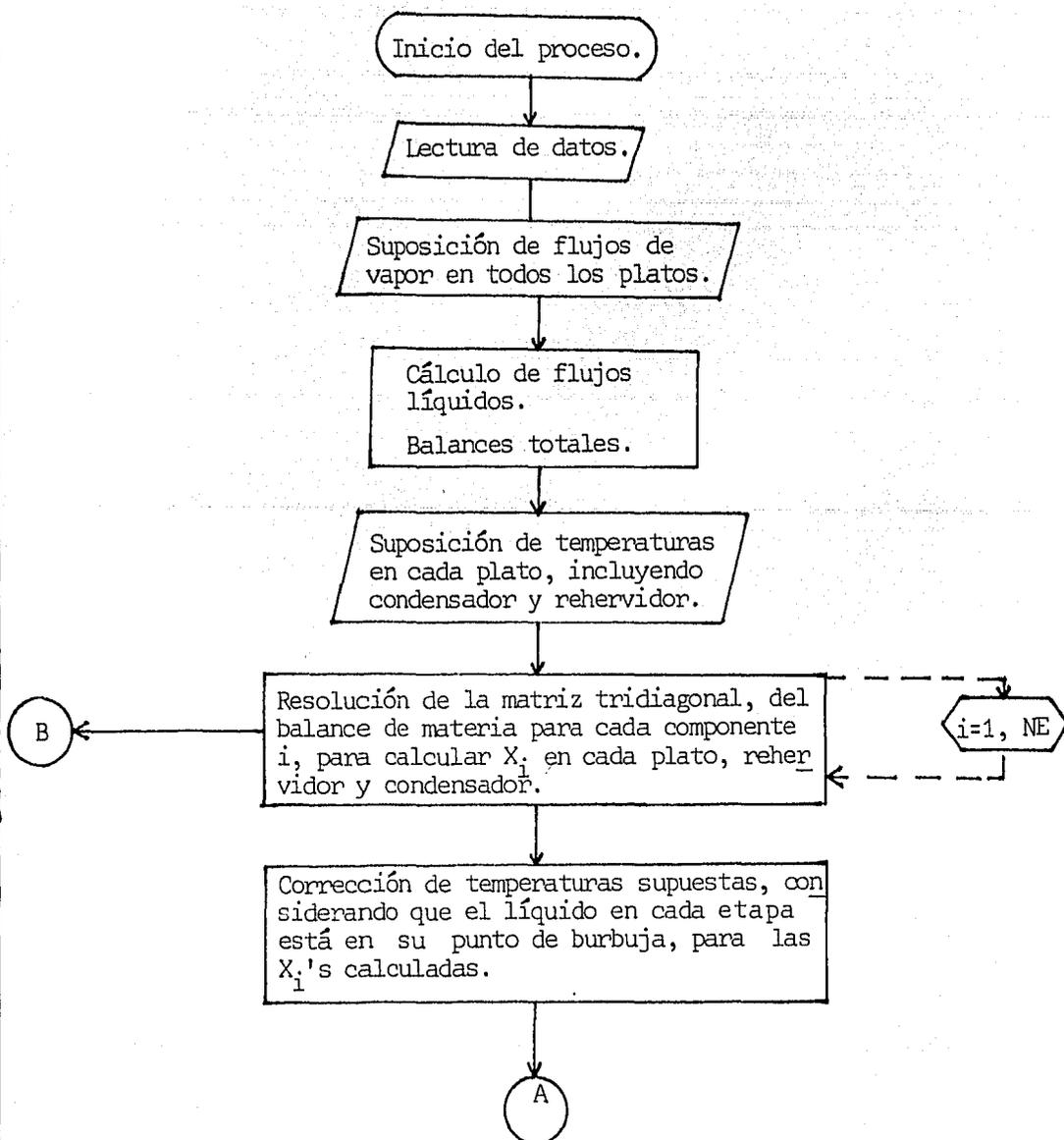
El procedimiento de cálculo para estos sistemas matriciales se presentará en el siguiente capítulo.

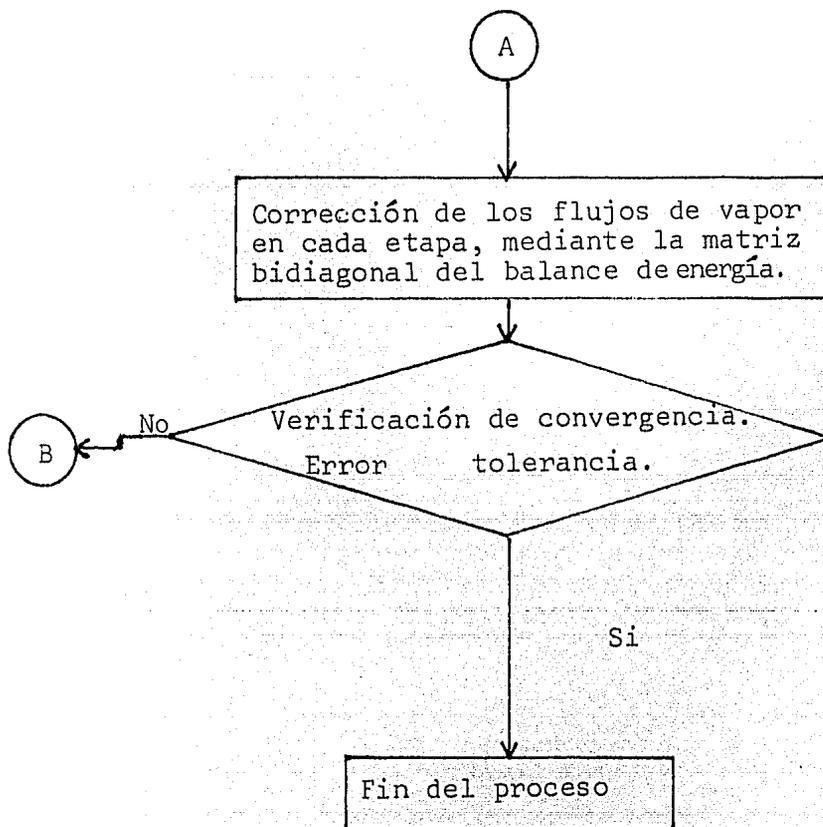
C A P I T U L O I I I

Algoritmo de Resolución de los Sistemas Matriciales.

III.1 Algoritmo.

Después de haber realizado una serie de pruebas con distintos métodos, se llegó a la conclusión de que el algoritmo más adecuado para la resolución del modelo formulado en el capítulo II es el que se represente en el siguiente diagrama de flujo:





III.2 Simulador Sidesmul.

El simulador sidesmul se construyó en base al algoritmo presentado en la sección II.1 y está constituido por el siguiente programa.

Programa simulador sidesmul.

III.2 Simulador Sidesmul

Simulador para la DESTilación de Mezclas MULTicomponentes

0: SIMULADOR SIDESMUL
1:
2: I.- GENERALIDADES
3: SIDESMUL: SIMULADOR DE UNA COLUM-
4: NA DE PLATOS PARA LA DESTILACION DE
5: MEZCLAS MULTICOMPONENTES .
6:
7: SIMULACION ES LA REPRODUCCION DE
8: UN FENOMENO FISICO Y/O QUIMICO MEDIANTE
9: UN MODELO FISICO O MATEMATICO .
10: LA SIMULACION TIENE UNA GRAN
11: APLICACION EN DISEÑO DE EQUIPOS DE PRO-
12: CESO O EN EL ESTABLECIMIENTO DE CONDI-
13: CIONES MAS ADECUADAS PARA LA OPERACION
14: DE UNA PLANTA QUIMICA YA CONSTRUIDA .
15: PARA ENCONTRAR LAS CONDICIONES
16: MAS ADECUADAS, CONDICIONES QUE IMPLIQUEN
17: MAYOR RENDIMIENTO A MINIMO COSTO DE OPE-
18: RACION, LO IDEAL SERIA OPERAR LA PLANTA
19: A DISTINTAS CONDICIONES HASTA ENCONTRAR
20: LAS MAS ADECUADAS; LO ULTIMO, INVOLUCRA
21: ENORMES COSTOS DE OPERACION; POR LO QUE
22: ES PROHIBITIVO LLEVARLO A LA PRACTICA .
23: CON EL OBJETO DE ENCONTRAR LAS
24: CONDICIONES MAS ADECUADAS CON COSTOS
25: BAJOS DE PRUEBAS, SE PUEDE CONSTRUIR UN
26: MODELO DE LA PLANTA Y ESTE OPERARSE A
27: DISTINTAS CONDICIONES HASTA ENCONTRAR
28: LAS MAS ADECUADAS .
29:
30: TIPOS DE MODELOS :
31: A).- MODELO FISICO: CONSISTE EN UNA
32: PLANTA PILOTO EN LA CUAL EN TAMAÑO
33: MINIATURA SE CONSTRUYEN TODOS LOS EQUI-
34: POS, CONSERVANDO SUS CARACTERISTICAS
35: GEOMETRICAS; DADO SU PEQUEÑO TAMAÑO, LOS
36: COSTOS DE OPERACION PARA PRUEBAS, SON
37: MUCHO MENORES QUE LOS DE OPERACION DE
38: LA PLANTA COMERCIAL .
39: B).- MODELO MATEMATICO: MEDIANTE
40: UNA O MAS ECUACIONES ALGEBRAICAS O
41: DIFERENCIALES, SE REPRESENTA A CADA
42: EQUIPO DE PROCESO; RESOLVIENDO LAS ECUA-
43: CIONES EN LA SECUENCIA LOGICA, REPRESENTAN
44: TATIVA DE LA SECUENCIA REAL DEL EQUIPO
45: DENTRO DE LA PLANTA, PARA DIFERENTES
46: CONDICIONES DE OPERACION, SE OBTENDRA
47: LA RESPUESTA DEL MODELO Y PODRAN DEFINIRSE
48: LAS CONDICIONES MAS ADECUADAS DE
49: OPERACION .
50: ESTE ULTIMO MODELO PRESENTA LA
51: VENTAJA DE MENOR COSTO CON RESPECTO AL
52: MODELO FISICO; ADEMÁS, ES MAS VERSATIL
53: EN LO QUE RESPECTA A MODIFICAR EL TAMA-
54: ÑO DE LA PLANTA .
55: .

56: II.- FUNDAMENTOS DEL SIDESMUL .
57: SIDESMUL RESUELVE EL MODELO MATE-
58: Matico DE UNA COLUMNA DE PLATOS, CONSI-
59: DERANDO A CADA PLATO COMO UNA ETAPA
60: IDEAL. EL MODELO QUE RESUELVE, SE
61: FORMULA POR BALANCES DE MATERIA Y ENER-
62: GIA EN CADA ETAPA DE LA COLUMNA, PARA
63: LA DESTILACION DE UNA MEZCLA DE MULTI-
64: COMPONENTES .
65:
66: II.1.- FORMULACION DEL MODELO MATEMA-
67: TICO .
68: CONSIDERE LA COLUMNA MOSTRADA EN
69: LA FIGURA NO. 1.
70:
71: COMO SE OBSERVA EN LA FIGURA PD-
72: DEMOS PLANTEAR EL SIGUIENTE SISTEMA DE
73: ECUACIONES PARA EL BALANCE DE MATERIA
74:
75: PLATO 1: $F_1 + V_2 + L_0 = V_1 + (L_1 + U_1)$
76: PLATO 2: $F_2 + V_3 + L_1 = (V_2 + W_2) + (L_2 + U_2)$
77: PLATO 3: $F_3 + V_J + L_2 = (V_3 + W_3) + (L_3 + U_3)$
78: PLATO J: $F_J + V_{(J+1)} + L_3 = (V_J + W_J) + (L_J + U_J)$
79: PLATO J+1 : $F_{(J+1)} + V_{(NE)} + L_J =$
80: $(V_{(J+1)} + W_{(J+1)}) + (L_{(J+1)} + U_{(J+1)})$
81: PLATO NE: $F_{NE} + V_{(NE+1)} + L_{(J+1)} = L_{(NE)}$
82: VERIFIQUE QUE LAS ECUACIONES MOS-
83: TRADAS, CORRESPONDAN A CADA PLATO.
84:
85: SI SE AISLA EL PLATO "J", PODRAN
86: FORMULARSE LAS ECUACIONES DE BALANCES
87: DE MATERIA Y ENERGIA; OBSERVE LA FIGURA
88: NO. 2 Y VERIFIQUE LAS ECUACIONES DEL
89: BALANCE DE MATERIA :
90:
91: BALANCE DE MASA TOTAL .
92:
93: $F(J) + V_{(J+1)} + L_{(J-1)} =$
94: $(V(J) + W(J)) + (L(J) + U(J))$
95:
96: BALANCE DE MASA PARA COMPONENTE I.
97:
98: $F(J)Z(I, J) + V_{(J+1)}Y(I, J+1) +$
99: $L_{(J-1)}X(I, J-1) =$
100: $(V(J) + W(J))Y(I, J) + (L(J) + U(J))X(I, J)$
101:
102: ESTE MODELO DEL PLATO "J" INCLUYE
103: CONDENSADOR Y REHERVIDOR .
104:
105: AHORA SI OBSERVAMOS A LA FIGURA
106: NO. 3, PODREMOS OBSERVAR Y VERIFICAR LA
107: ECUACION DEL BALANCE DE ENERGIA :
108: BALANCE DE ENERGIA .
109: $F(J)HF(J) + V_{(J+1)}HV_{(J+1)} +$
110: $L_{(J-1)}HL_{(J-1)} =$
111: $(V(J) + W(J))HV(J) + (L(J) + U(J))HL(J)$
112:

113: ESTE MODELO DEL PLATO "J" INCLUYE
 114: CONDENSADOR Y REHERVIDOR.
 115: RESOLVIENDO ESTAS ECUACIONES PARA
 116: TODOS LOS PLATOS Y TODOS LOS COMPONENTES--
 117: TES, SE OBTENDRA LA RESPUESTA DEL DES--
 118: TILADOR BAJO CIERTAS CONDICIONES DE
 119: OPERACION.
 120:
 121: II.2.- ALGORITMO PARA LA RESOLUCION
 122: DEL MODELO.
 123: CON EL OBJETO DE VISUALIZAR EL
 124: ALGORITMO SE ESTABLECERA EL SISTEMA DE
 125: ECUACIONES PARA UNA COLUMNA DE 3 PLATOS
 126: CON REHERVIDOR Y CONDENSADOR, PROCESAN--
 127: DO "NC" COMPONENTES QUIMICOS .
 128:
 129: II.2.1 BALANCES DE MATERIA
 130: CONDENSADOR
 131: BALANCE PARA EL COMPONENTE I:
 132: $V1K(I,1) = DXD + LOX(I,0)$
 133: BALANCE TOTAL :
 134: $V = D + LO$
 135:
 136: BALANCE PARA EL PLATO "1".
 137: BALANCE PARA EL COMPONENTE I:
 138: $F1Z(I,1) + LOX(I,0) + V2K(I,2)X(I,2) =$
 139: $(V1+W1)K(I,1)X(I,1) + (L1+U1)X(I,1)$
 140: BALANCE TOTAL :
 141: $F1 + LO + V2 = (V1+W1) + (L1+U1)$
 142:
 143: BALANCE PARA EL PLATO "2".
 144: BALANCE PARA EL COMPONENTE I:
 145: $F2Z(I,2) + L1X(I,1) + V3K(I,3)X(I,3) =$
 146: $(V2+W2)K(I,2)X(I,2) + (L2+U2)X(I,2)$
 147: BALANCE TOTAL :
 148: $F2 + L1 + V3 = (V2+W2) + (L2+U2)$
 149:
 150: BALANCE PARA EL PLATO "3".
 151: BALANCE PARA EL COMPONENTE I:
 152: $F3Z(I,3) + L2X(I,2) + V4K(I,4)X(I,4) =$
 153: $(V3+W3)K(I,3)X(I,3) + (L3+U3)X(I,3)$
 154:
 155: REHERVIDOR
 156: BALANCE PARA EL COMPONENTE I:
 157: $L(NE)X(I,NE) = V(NE+1)K(I,NE+1)$
 158: $X(I,NE+1) + L(NE+1)X(I,NE+1)$
 159: BALANCE TOTAL :
 160: $L(NE) = V(NE+1) + L(NE+1)$
 161:
 162: LAS ECUACIONES DE BALANCES DEL
 163: COMPONENTE I (CONDENSADOR, PLATOS 1,2,3
 164: REHERVIDOR), GENERAN EL SIGUIENTE SISTE
 165: MA MATRICIAL :
 166:
 167:

```

168:      MODELO DE LA MATRIZ TRIDIAGONAL
169:      B1V1 + C1V2                                =D1
170:      A2V1 + B2V2 + C3V3                        =D2
171:      A3V2 + B3V3 + C3V4                        =D3
172:      .....
173:      A1V1-1+B1V1+C1V1+1=D1
174:      .....
175:      ANEVNE-1+BNEVNE=DNE
176:
177:      DONDE:
178:      B1= -(L0+U0+V0+W0)*K(I,0)
179:      C1= V1*K(I,1)
180:      A2= L0
181:      POR LO QUE
182:      B(J)=- (L(J-1)+U(J-1)+V(J-1)+W(J-1))*
183:             K(J-1,IC))
184:      C(J)= V(J)*K(J,NC)
185:      A(J)= L(J-2)
186:      D(J)= -F0 * XF(0,NC)
187:
188:
189:      DONDE :
190:      J= NUMERO DE ETAPAS
191:      NC= NUMERO DE COMPONENTES
192:      K= RELACION DE EQUILIBRIO
193:      L= CORRIENTE LIQUIDA
194:      U= CORRIENTE LATERAL LIQUIDA
195:      V= CORRIENTE DE VAPOR
196:      W= CORRIENTE LATERAL DE VAPOR
197:      F= CORRIENTE DE ALIMENTACION
198:      XF= FRACCION MOL
199:
200:      II.2.2.- BALANCES DE ENERGIA
201:      CONDENSADOR
202:      V1HV(1) + Q(0)=L0HL(0) + DHL
203:
204:      BALANCE DE ENERGIA PARA EL PLATO 1
205:      Q1 + F1HZ1 + V2VH2 + L0H0 =
206:      (V1+W1)HV1 + (L1+U1)HL1
207:      BALANCE DE ENERGIA PARA EL PLATO 2
208:      Q2 + F2HZ2 + V2HV2 + L1HL1 =
209:      (V2+W2)HV2 + (L2+U2)HL2
210:      BALANCE DE ENERGIA PARA EL PLATO 3
211:      Q3 + F3HZ3 + V3HV3 + L2HL2 =
212:      (V3+W3)HV3 + (L3+U3)HL3
213:      REHERVIDOR
214:      Q(NE+1) + L(N)HL(N) =
215:      V(NE+1)HV(NE+1) + L(NE+1)HL(NE+1)
216:      LA CARGA DEL CONDENSADOR Q(0)
217:      ES FUNCION DEL REFLUJO, EL CUAL ES UNA
218:      VARIABLE DE DISEÑO .
219:      LA CARGA TERMICA DEL REHERVIDOR
220:      Q(NE+1)) DEPENDE DE LA FRACCION EVA-
221:      PORADA QUE SE ESTA CONSIDERANDO EN
222:      DICHO REHERVIDOR; ESTA FRACCION EVAPORA
223:      DA TAMBIEN ES UNA VARIABLE DE DISEÑO.

```

224: EN BASE A LO ANTERIOR, UNICAMENTE
 225: SE CONSIDERARAN COMO ECUACIONES INDEPEN
 226: DIENTES, LAS ECUACIONES DE BALANCES DE
 227: ENERGIA EN LOS PLATOS 1,2,Y 3.ES DECIR,
 228: NO SE INCLUIRAN NI REHERVIDOR NI CONDEN
 229: SADOR. EL SISTEMA DE ECUACIONES, EN RE-
 230: PRESENTACION MATRICIAL SERA :

231:
 232: $B1V1 + C1V2 = D1$
 233: $B2V2 + C2V3 = D2$
 234: $B3V3 + C3V4 = D3$
 235:
 236: $B1V1 + C1V1+1 = D1$
 237:
 238: $BNE + CNE = DNE$
 239:

240: DONDE
 241: $B1 = HV(1)$
 242: $C1 = -HV(2)$
 243: $D1 = Q(1) + F(1) * HF(1) - (L(1) + U(1)) * HL(1) - W(1) * HV(1) + L(0) * HL(0)$
 244: POR LO QUE
 245: $B(J) = HV(J)$
 246: $C(J) = -HV(J+1)$
 247: $D(J) = Q(J) + F(J) * HF(J) - (L(J) + U(J)) * HL(J) - W(J) * HV(J) + L(J-1) * HL(J-1)$
 248: $A(J) = 0$
 249:
 250:
 251:

252: DONDE :
 253:
 254: J= NUMERO DE ETAPAS DESDE I=1
 255: HASTA NE+1
 256: Q= CALOR ADICIONADO
 257: F= ALIMENTACION
 258: HV= ENTALPIA DE VAPOR
 259: HL= ENTALPIA DEL LIQUIDO
 260: L= CORRIENTA LIQUIDA
 261: V= CORRIENTE DE VAPOR
 262: U= CORRIENTE LATERAL LIQUIDA
 263: W= CORRIENTE LATERAL DE VAPOR
 264:

265: II.2.3.- ALGORITMO PROPUESTO .
 266: DESPUES DE ANALIZAR Y REALIZAR
 267: PRUEBAS CON DISTINTOS ALGORITMOS, SE RE
 268: COMENDO EL SIGUIENTE :
 269: 1).- INICIO DEL PROCESO.
 270: 2).- LECTURA DE DATOS.
 271: 3).- SUPOSICION DE FLUJOS EN TODOS
 272: LOS PLATOS .
 273: 4).- CALCULO DE FLUJOS LIQUIDOS
 274: (BALANCES TOTALES).
 275: 5).- SUPOSICION DE TEMPERATURAS EN
 276: CADA PLATO, INCLUYENDO CONDEN
 277: SADOR Y REHERVIDOR.
 278: 6).- RESOLUCION DE LA MATRIZ TRI--
 279: DIAGONAL. BALANCES DE MATERIA
 280: PARA EL COMPONENTE I, PARA
 281: CALCULAR X(I) EN CADA PLATO,
 282: REHERVIDOR Y CONDENSADOR.

283: 7).- CORRECCION DE LAS TEMPERATURAS SUPUESTAS, CONSIDERANDO
284: QUE EL LIQUIDO EN CADA ETAPA
285: ESTA EN SU PUNTO DE BURBUJA
286: PARA LAS X'S(I) CALCULADAS.
287:
288: 8).- CORRECCION DE FLUJOS DE VAPOR
289: EN CADA PLATO MEDIANTE UNA
290: MATRIZ BIDIAGONAL DEL BALANCE
291: DE ENERGIA.
292: 9).- VERIFICACION DE CONVERGENCIA
293:
294: 10).- SI EL VALOR ABSOLUTO DEL FLUJO
295: DE VAPOR SUPUESTO MENOS
296: EL FLUJO DE VAPOR CALCULADO
297: ES MENOR O IGUAL A UNA TOLE-
298: RANCIA Y SI LAS SUMATORIAS
299: DE LAS X'S EN CADA PLATO ES
300: IGUAL A 1 TERMINA.
301: 11).- EN CASO DE QUE NO CUMPLA CON
302: LA CONDICION DEL PASO 10,
303: REGRESAMOS AL PUNTO 6 Y PRO-
304: SEGUIMOS CON LOS SIGUIENTES
305: PASOS HASTA ENCONTRAR LA CON-
306: VERGENCIA DEL PUNTO 10.
307: II.2.4.- DATOS Y RESULTADOS .
308: A).- DATOS
309: VARIABLES DE CONTRUCCION :
310: 1.- NUMERO DE ETAPAS : NE
311: 2.- PLATO(S) DE ALIMENTACION Y
312: CONDICIONES DE ALIMENTACION,
313: TEMPERATURA, COMPOSICION,
314: FLUJO Y FRACCION EVAPORADA.
315: 3.- FLUJOS DE CORRIENTES LIQUI-
316: DAS LATERALES DESCARGADAS EN
317: CADA PLATO : U(J)
318: 4.- FLUJOS DE CORRIENTES DE VA-
319: POR LATERALES DESCARGADAS EN
320: CADA PLATO : W(J)
321: 5.- CALOR ADICIONADO EN CADA PLA-
322: TO : Q(J)
323: 6.- REFLUJO EN EL CONDENSADOR: R
324: 7.- FRACCION EVAPORADA EN EL RE-
325: HERVIDOR : RR
326: B).- RESULTADOS
327: 1.- COMPOSICION DEL LIQUIDO QUE
328: SALE DE CADA ETAPA, CONDEN-
329: SADOR Y REHERVIDOR.
330: 2.- COMPOSICION DEL VAPOR QUE
331: SALE DE CADA ETAPA, CONDEN-
332: SADOR Y REHERVIDOR.
333: 3.- TEMPERATURA EN CADA ETAPA,
334: CONDENSADOR Y REHERVIDOR.
335: 4.- FLUJOS DE VAPOR Y LIQUIDO
336: QUE SALEN DE CADA ETAPA,
337: CONDENSADOR Y REHERVIDOR.
FIN'DE'ARCHIVO

J TESIS SIDESMUL

LIST

```

100 REM *****
150 REM * ESTE PROGRAMA CONTIENE LA PARTE *
200 REM * QUE ANOTA LA TEORIA Y LA QUE REALIZA *
250 REM * LA SIMULACION. *
300 REM *****
350 REM
400 PRINT CHR$(4)"MAXFILES1": HIMEM: 32223: REM PROTEGE LA
INFORMACION.
450 REM
500 A$ = CHR$(1): REM CTRL-A.
550 D$ = CHR$(4): REM CTRL-D.
600 G$ = CHR$(7): REM CTRL-G ("CAMPANA").
650 R$ = CHR$(13): REM "RETURN".
700 REM
750 PRINT D$"BLDADFIGURAS
800 REM
850 REM ... UBICACION Y TIPO DE GRAFICAS ...
900 HCOLOR= 3: ROT= 0: SCALE= 1
950 POKE 230,64: CALL - 3086: REM LIMPIA ZONA DE FIGURAS.
1000 POKE - 16297,0: POKE - 16302,0: REM ALTA RES. S/TEXT
D.
1050 POKE 232,224: POKE 233,125: REM DIRECCION PARA 'DRAW'.

1100 REM
1150 REM *****
1200 REM * ESTA PARTE DEL PROGRAMA ANOTA EN *
1250 REM * LA PANTALLA LA TEORIA CONTENIDA EN EL *
1300 REM * ARCHIVO 'TEO-SIDESMUL' CUYA LONGITUD *
1350 REM * DE REGISTRO ES 40 CARACTERES. *
1400 REM *****
1450 REM
1500 PRINT D$"OPENTED-SIDESMUL,L40
1550 REM ... LETRERO INDICADOR Y BORRADO DE "PAGINAS" ...
1600 TEXT : HOME : INVERSE
1650 VTAB 1: HTAB 14: PRINT "TEO-SIDESMUL";
1700 NORMAL : PRINT SPC(7)"PAG. ": POKE 34,2
1750 PAGINA = 1
1800 V1 = 21 * (PAGINA - 1):V2 = V1 + 20
1850 IF V2 > 337 THEN V2 = 337: REM 337=RENGLON FINAL DE TE
D-SIDESMUL.
1900 GOSUB 2350
1950 POKE - 16368,0: REM BORRA LO ANOTADO CON EL TECLADO.
2000 REM ..... LECTURA DE "COMANDOS" .....
.....
2050 REM (RETURN=141, F=198=FIGURAS, T=212=TEXTD)
2100 V1 = PEEK (- 16384): IF V1 < 128 GOTO 2100
2150 IF V1 = 198 THEN POKE - 16304,0: POKE - 16299,0: GO
TO 2100
2200 POKE - 16300,0: POKE - 16303,0: IF V1 = 212 GOTO 210
0

```

```

2250 IF V1 = 141 GOTO 2400: REM CAMBIO DE PAGINA.
2300 PRINT D$: INPUT "":C$
2350 IF VAL (C$) > 0 THEN PAGINA = INT ( VAL (C$))
2400 IF PAGINA < = 17 GOTO 1800: REM 17=PAGINA FINAL DE TE
D-SIDESMUL.
2450 POKE - 16368,0
2500 PRINT D$"CLOSE
2550 TEXT : HOME : VTAB 11: HTAB 7
2600 PRINT "DESEAS PASAR A LA PARTE DE": HTAB 4
2650 INPUT "SIMULACION? (ANOTA 'SI' O 'NO')": ";C$
2700 IF C$ = "SI" GOTO 3750
2750 IF C$ < > "NO" GOTO 2550
2800 HOME : END
2850 HOME : IF PAGINA = 4 THEN CALL - 3086: DRAW 1 AT 100
,161
2900 IF PAGINA = 5 THEN CALL - 3086: DRAW 2 AT 45,13
2950 IF PAGINA = 6 THEN CALL - 3086: DRAW 3 AT 65,1
3000 VTAB 1: HTAB 38: PRINT A$:PAGINA" "
3050 FOR I = V1 TO V2:C$ = "":TEX$ = ""
3100 PRINT D$"READTED--SIDESMUL,R" I
3150 FOR J = 1 TO 40: GET C$: IF C$ = R$ GOTO 3250
3200 TEX$ = TEX$ + C$:V1 = FRE (0): NEXT J
3250 PRINT A$:TEX$: NEXT I
3300 IF V2 < > 337 GOTO 3450
3350 VTAB 21: HTAB 6: PRINT "(ANOTA NUMERO DE PAGINA Y/O
3400 HTAB 7: PRINT "'RETURN' PARA CONTINUAR.)"G$
3450 PAGINA = PAGINA + 1: RETURN
3500 REM
3550 REM *****
3600 REM * ESTA PARTE DEL PROGRAMA REALIZA *
3650 REM * LA SIMULACION. *
3700 REM *****
3750 HOME : PRINT "1.- NO UTILIZARA IMPRESORA": PRINT "2.-
UTILIZARA IMPRESORA": PRINT "TECLEE NUMERO DE OPCION:";: GET
QW: PRINT : IF QW < 1 OR QW > 2 GOTO 3750
3800 QW = QW - 1
3850 REM SISTEMA: MEZCLA A SEPARAR
3900 D$ = CHR$ (4): PRINT D$"OPEN SISTEMAS"
3950 DEF FN D1(X) = INT (X * 100 + 0.5) / 100: DEF FN D2
(X) = INT (X * 100000 + .5) / 100000
4000 DEF FN CR(X) = VAL ( RIGHT$ (NM$, LEN (NM$) - X))
4050 PRINT CHR$ (4)"PR#"QW
4100 IF QW = 0 THEN SPEED= 100
4150 HOME : PRINT "UNIDADES UTILIZADAS EN LA SIMULACION"
4200 PRINT
4250 PRINT "ALIMENTACION = GMOL/HORA"
4300 PRINT
4350 PRINT "CORRIENTES LIQUIDAS LATERALES"
4400 PRINT "DESCARGADAS = GMOL/HORA"
4450 PRINT
4500 PRINT "CORRIENTES DE VAPOR LATERALES"
4550 PRINT "DESCARGADAS = GMOL/HORA"
4600 PRINT

```

```

4650 PRINT "CALOR SUMINISTRADO = CAL/HORA"
4700 PRINT
4750 PRINT "TEMPERATURA = GRADOS CENTIGRADOS"
4800 PRINT
4850 PRINT "PRESION DE OPERACION = MM HG"
4900 PRINT
4950 PRINT "FLUJO LIQUIDO = GMDL/HORA"
5000 PRINT
5050 PRINT "FLUJO VAPOR = GMDL/HORA"
5100 PRINT : PRINT "CARGA TERMICA = CAL/HORA": PRINT
5150 PRINT "TEMP. DE REFERENCIA PARA EL CALCULO"
5200 PRINT "DE ENTALPIAS = 0'C"
5250 PRINT : PRINT "EL CALOR LATENTE DE VAPORIZACION DE": P
RINT "LAS SUBSTANCIAS ESTA ALIMENTADO A 0'C": PRINT : FOR I
= 1 TO 1500: NEXT : SPEED= 255
5300 HOME : PRINT SPC( 11);"!-----!": PRINT SP
C( 11);"!LECTURA DE DATOS!": PRINT SPC( 11);"!-----
---!": PRINT SPC( 19);"!": PRINT SPC( 19);"V"
5350 PRINT CHR$( 4)"PR#0"
5400 DEF FN K(T) = 10 ^ (AA(IC) - BA(IC) / (CA(IC) + T)) /
PT
5450 DEF FN DK(T) = 2.3 * 10 ^ (AA(IC) - BA(IC) / (CA(IC)
+ T)) * BA(IC) / (CA(IC) + T) ^ 2 / PT
5500 FL$(1) = "LIQUIDO SUBENFRIADO":FL$(2) = "LIQUIDO SATURA
DO":FL$(3) = "MEZCLA LIQUIDO VAPOR":FL$(4) = "VAPOR SATURADO
":FL$(5) = "VAPOR SOBRECALENTADO"
5550 INPUT "NUMERO DE COMPONENTES=?";N
5600 DIM N$(N),AA(N),BA(N),CA(N),AL(N),BL(N),CL(N),AG(N),BG
(N),CG(N),LH(N),NC$(N),NX(N)
5650 FOR I = 1 TO N:NX(I) = 0: PRINT "NOMBRE COMPONENTE ";I
;";": INPUT NC$(I): NEXT I
5700 REM PROPIEDADES FISICAS DE CADA COMPONENTE: CTES. ANT
GINE,CTES CP'S LIQUIDO-VAPOR,CALOR LATENTE A 0 GRADOS CENTIG
RADOS
5750 PRINT "LEYENDO PROPIEDADES DE CADA COMPONENTE"
5800 FOR JJ = 1 TO N
5850 PRINT D$"READ SISTEMAS"
5900 INPUT NN$:NM$ = NN$
5950 J = 1: FOR K = 1 TO LEN (NN$): IF MID$( NN$,K,1) < >
", " GOTO 6050
6000 CR(J) = K:J = J + 1
6050 NEXT K:NN$ = LEFT$( NN$,CR(1) - 1): FOR I = 1 TO N: I
F NN$ = NC$(I) GOTO 6150
6100 NEXT I: GOTO 6250
6150 LH(I) = FN CR(CR(J - 1)):CG(I) = FN CR(CR(J - 2)):BG(
I) = FN CR(CR(J - 3)):AG(I) = FN CR(CR(J - 4)):CL(I) = FN
CR(CR(J - 5)):BL(I) = FN CR(CR(J - 6)):AL(I) = FN CR(CR(J
- 7)):CA(I) = FN CR(CR(J - 8)):BA(I) = FN CR(CR(J - 9))
6200 NX(I) = 1:AA(I) = FN CR(CR(J - 10)):N$(I) = NN$: GOTO
6450
6250 IF NM$ < > "FIN DE TEXTOS" GOTO 5900
6300 HOME : PRINT "NO EXISTE(N) EN ARCHIVO,EL(LOS)": PRINT

```

```

"COMPUESTO(S) SIGUIENTE(S)": FOR I = 1 TO N: IF NX(I) = 0 T
HEN PRINT NC$(I)
6350 NEXT I: PRINT "REPIYA EL PROCESO.": PRINT D#"CLOSE SIS
TEMAS": PRINT D#"OPEN SISTEMAS": GOTO 5650
6400 REM CONDICIONES DE OPERACION
6450 PRINT D#"PR#0": NEXT JJ
6500 HOME : INPUT "PRESION DE OPERACION(MM HG)=?";PT: GOSUB
10750
6550 INPUT "NUMERO DE ETAPAS DE DESTILACION=?";NE: INPUT "R
EFLUJO DE OPERACION=?";R: INPUT "FRACCION EVAPORADA EN REHER
VIDOR=?";RR
6600 DIM X(NE + 1,N),Y(NE + 1,N),V(NE + 1),L(NE + 1),F(NE +
1),U(NE + 1),W(NE + 1),Q(NE + 1),Z(NE + 1,N),T(NE + 1),TF(N
E + 1),XF(NE + 1,N),SD(NE + 1),SX(NE + 1),TA(NE + 2),TB(NE +
2),TC(NE + 1),TD(NE + 2),FR(NE + 1),GAMA(NE + 2),BETHA(NE +
2),HF(NE + 1),HL(NE + 1),HV(NE + 1),SY(NE + 1)
6650 DIM K(NE + 1,N),CO$(2),DK(NE + 1,N),YF(NE + 1,N),X9(NE
+ 1,N),IT(NE)
6700 INPUT "NUMERO DE ETAPAS DE ALIMENTACION=?";NA
6750 FOR I = 1 TO NA: HOME : PRINT "CARACTERISTICAS DE LA A
LIMENTACION : "
6800 PRINT
6850 INPUT "ALIMENTACION EN LA ETAPA NUMERO=?";J: INPUT "FL
UJO ALIMENTADO(GMOL/HORA)=";F(J):PA(I) = J
6900 SF = SF + F(J): FOR K = 1 TO N: PRINT "FRACCION MOL DE
";N$(K);" ALIMENTADO="; : INPUT XF(J,K): NEXT K: GOSUB 11250
6950 CALL - 958: PRINT "PUNTO DE ROCIO=";TR;" GRADOS CENTI
GRADOS": PRINT "PUNTO DE BURBUJA=";TB;" GRADOS CENTIGRADOS";
: PRINT : INPUT "TEMPERATURA DE ALIMENTACION ( GRADOS CENTIG
RADOS ) =" ;TF(J)
7000 IT = 1: IF TF(J) < TB GOTO 7250
7050 IT = 2: IF TF(J) = TB GOTO 7250
7100 IT = 4: IF TF(J) = TR GOTO 7300
7150 IT = 5: IF TF(J) > TR GOTO 7300
7200 IT = 3: GOSUB 11700: GOTO 7350
7250 PRINT FL$(IT): FOR IC = 1 TO N: X9(J,IC) = XF(J,IC): NE
XT IC: GOTO 7400
7300 FR(J) = 1: PRINT FL$(IT): FOR IC = 1 TO N: YF(J,IC) = XF
(J,IC): NEXT IC: GOTO 7400
7350 PRINT FL$(IT);" FRACCION EVAPORADA=";FR(J)
7400 IT(J) = IT: NEXT I: TR = 0
7450 INPUT "NUMERO DE CORRIENTES LIQUIDAS LATERALES, DESCARG
ADAS=?";NL: IF NL = 0 GOTO 7550
7500 FOR I = 1 TO NL: PRINT "ETAPA EN LA QUE SE DESCARGA LA
CORRIENTE ";I; : INPUT J: INPUT "FLUJO(GMOL/HORA) DESCARGADO
=?";U(J):SU = SU + U(J): NEXT I
7550 INPUT "NUMERO DE CORRIENTES VAPOR LATERALES, DESCARGADA
S=?";NV: IF NV = 0 GOTO 7650
7600 FOR I = 1 TO NV: PRINT "ETAPA EN LA QUE SE DESCARGA LA
CORRIENTE ";I; : INPUT J: INPUT "FLUJO(GMOL/HORA)DESCARGADO=
?";W(J):SW = SW + W(J): NEXT I
7650 PRINT "CALOR SUMINISTRADO:"; INPUT "SIN CONSIDERAR CON
DENSADOR-REHERVIDOR, ENCUANTAS ETAPAS SE SUMINISTRA CALOR ? "
;NH: IF NH = 0 GOTO 7750

```

```

7700 FOR I = 1 TO NH: PRINT "ETAPA EN LA QUE SE ADICIONA O
ELIMINA CALOR(";I;");": INPUT " ";J: INPUT "CALOR SUMINISTR
ADD(CAL/HORA)=";Q(J): NEXT I
7750 PRINT "SELECCIONE OPCION :": PRINT "1.- CONDENSADOR TO
TAL": PRINT "2.- CONDENSADOR PARCIAL": INPUT "TECLEE NUMERO
DE OPCION: ";OP
7800 CD$(1) = "CONDENSADOR TOTAL": CD$(2) = "CONDENSADOR PARC
IAL": TR = 273 + TR
7850 REM SUPOSICION PERFILES DE TEMPERATURAS
7900 PRINT CHR$(4)"PR#"QW
7950 HOME : PRINT "!";: FOR I = 1 TO 39: PRINT "--";: NEXT I
: PRINT "!": VTAB (2): PRINT "!SUPOSICION FLUJOS VAPOR Y TEM
PERATURAS!": VTAB (3): PRINT "!";: FOR I = 1 TO 39: PRINT "--
";: NEXT I: PRINT "!": VTAB (4)
8000 FOR J = NE + 1 TO 0 STEP - 1:T(J) = TP + (NE + 1 - J)
/ (NE + 1) * (TV - TP): FOR IC = 1 TO N:K(J, IC) = 10 ^ (AA(
IC) - BA(IC) / (CA(IC) + T(J))) / PT:DK(J, IC) = 2.3 * 10 ^ (
AA(IC) - BA(IC) / (CA(IC) + T(J))) * BA(IC) / (CA(IC) + T(J)
) ^ 2 / PT: NEXT IC, J
8050 REM SUPOSICION PERFIL DE VAPOR: SUPOSICION 40% ALIMENT
ACIONES SALEN COMO VAPOR
8100 FOR I = 1 TO NE:V(I) = SF * 0.4: NEXT I
8150 PRINT SPC(19);"!": PRINT SPC(19);"V": PRINT " !";
: FOR I = 1 TO 34: PRINT "--";: NEXT I: PRINT "!": PRINT "->!
RESOLUCION MATRIZ TRIDIAGONAL(X'S)!: PRINT "!!";: FOR I =
1 TO 34: PRINT "--";: NEXT I: PRINT "!"
8200 PRINT "!"; SPC(18);"!": PRINT "!"; SPC(18);"V": PRIN
T " !"; SPC(3);"!";: FOR I = 1 TO 31: PRINT "--";: NEXT I: PR
INT " !"; PRINT " !"; SPC(3);"!CORRECCION TEMP. Y FLUJOS VAPO
R!": PRINT " !"; SPC(3);"!";: FOR I = 1 TO 31: PRINT "--";: N
EXT I: PRINT "!"
8250 PRINT "!"; SPC(18);"!": PRINT " !"; SPC(18);"V": PRIN
T " !NO!";: FOR I = 1 TO 33: PRINT "--";: NEXT I: PRINT " !": P
RINT "<---!EV="; SPC(21);"CONVERGE?!"
8300 PRINT SPC(3);"!";: FOR I = 1 TO 33: PRINT "--";: NEXT
I: PRINT " !"; PRINT SPC(19);"!SI": PRINT SPC(19);"V": P
RINT SPC(12);"!";: FOR I = 1 TO 14: PRINT "--";: NEXT I: PR
INT " !"; PRINT SPC(12);"!FIN DE PROCESO!": PRINT SPC(12)
; " !";: FOR I = 1 TO 14: PRINT "--";: NEXT I: PRINT "!"
8350 PRINT CHR$(4)"PR#D"
8400 VTAB (5): HTAB (20): FLASH : PRINT "V"
8450 V(0) = 0: IF OP = 2 THEN V(0) = V(1) * (1 - R)
8500 L(0) = V(1) * R: U(0) = V(1) - L(0) - V(0): L(NE + 1) = S
F - SU - SW - U(0) - V(0)
8550 V(NE + 1) = (SF - SU - SW - (1 - R) * V(1)) * RR / (1 -
RR)
8600 REM PERFIL DE LIQUIDOS
8650 FOR I = 1 TO NE:L(I) = F(I) + L(I - 1) + V(I + 1) - V(
I) - W(I) - U(I): NEXT I
8700 REM GENERACION COEFICIENTES SISTEMA BALANCES DE MATE
RIA POR COMPONENTE, DESDE J=0 HASTA J=NE+1 ECUACIONES.
8750 FOR IC = 1 TO N: FOR I = 2 TO NE + 2:TA(I) = L(I - 2):
NEXT I
8800 FOR I = 1 TO NE + 2:TB(I) = - (L(I - 1) + U(I - 1) +
(V(I - 1) + W(I - 1)) * K(I - 1, IC)): NEXT I
8850 FOR I = 1 TO NE + 1:TC(I) = V(I) * K(I, IC): NEXT I

```

```

8900 TD(I) = 0:TD(NE + 2) = 0: FOR I = 2 TO NE + 1:TD(I) =
- F(I - 1) * XF(I - 1, IC): NEXT I
8950 NS = NE + 2:I$ = "FRACCION MOL B. MATERIA": GOSUB 11000

9000 FOR J = 0 TO NE + 1:X(J, IC) = TB(J + 1): NEXT J
9050 NEXT IC: FOR J = 0 TO NE + 1
9100 S = 0: FOR IC = 1 TO N:S = S + X(J, IC): NEXT IC: FOR IC
= 1 TO N:X(J, IC) = X(J, IC) / S: NEXT IC
9150 NORMAL : VTAB (5): HTAB (20): PRINT "V": VTAB (7): HTA
B (2): PRINT ">": VTAB (17): HTAB (1): PRINT "<"
9200 VTAB (10): HTAB (20): FLASH : PRINT "V"
9250 REM CORRECCION PERFIL DE TEMPERATURAS
9300 S = 0: FOR IC = 1 TO N:S = S + K(J, IC) * X(J, IC): NEXT
IC
9350 IF ABS (S - 1) < = 0.0005 GOTO 9550
9400 SS = 0: FOR IC = 1 TO N:SS = SS + DK(J, IC) * X(J, IC): N
EXT IC:T(J) = T(J) - (S - 1) / SS
9450 FOR IC = 1 TO N:K(J, IC) = 10 ^ ((AA(IC) - BA(IC) / (CA(
IC) + T(J))) / PT:DK(J, IC) = 2.3 * 10 ^ ((AA(IC) - BA(IC) / (
CA(IC) + T(J))) * (BA(IC) / (CA(IC) + T(J)) ^ 2) / PT: NEXT
IC
9500 GOTO 9300
9550 NEXT J
9600 REM VERIFICACION PERFILES DE VAPOR POR BALANCE DE EN
ERGIA
9650 REM CALCULOS DE ENTALPIAS
9700 FOR I = 0 TO NE + 1:AL = 0:BL = 0:CL = 0:AG = 0:BG = 0
:CG = 0:LH = 0: FOR IC = 1 TO N:AL = AL + AL(IC) * X(I, IC):B
L = BL + BL(IC) * X(I, IC):CL = CL + CL(IC) * X(I, IC)
9750 Y(I, IC) = K(I, IC) * X(I, IC):AG = AG + AG(IC) * Y(I, IC):
BG = BG + BG(IC) * Y(I, IC):CG = CG + CG(IC) * Y(I, IC):LH = L
H + LH(IC) * Y(I, IC): NEXT IC
9800 T1 = (T(I) + 273 - TR:T2 = ((T(I) + 273) ^ 2 - TR ^ 2) /
2:T3 = ((T(I) + 273) ^ 3 - TR ^ 3) / 3
9850 HL(I) = AL * T1 + BL * T2 + CL * T3:HV(I) = AG * T1 + B
G * T2 + CG * T3 + LH
9900 T1 = (TF(I) + 273 - TR:T2 = ((TF(I) + 273) ^ 2 - TR ^ 2)
/ 2:T3 = ((TF(I) + 273) ^ 3 - TR ^ 3) / 3
9950 AL = 0:BL = 0:CL = 0:AG = 0:BG = 0:CG = 0:LH = 0: FOR I
C = 1 TO N:AL = AL + AL(IC) * X9(I, IC):BL = BL + BL(IC) * X9
(I, IC):CL = CL + CL(IC) * X9(I, IC):AG = AG + AG(IC) * YF(I, I
C):BG = BG + BG(IC) * YF(I, IC):CG = CG + CG(IC) * YF(I, IC):L
H = LH + LH(IC) * YF(I, IC): NEXT IC
10000 HF(I) = (T1 * AL + T2 * BL + T3 * CL) * (1 - FR(I)) +
(T1 * AG + T2 * BG + T3 * CG + LH) * FR(I): NEXT I
10050 FOR J = 1 TO NE:TB(J) = HV(J):TC(J) = - HV(J + 1):TD
(J) = Q(J) + F(J) * HF(J) - (U(J) + L(J)) * HL(J) - W(J) * H
V(J) + L(J - 1) * HL(J - 1):TA(J) = 0: NEXT J
10100 TD(NE) = TD(NE) + V(NE + 1) * HV(NE + 1)
10150 NS = NE: GOSUB 11000:ET = 0: FOR J = 1 TO NE:ET = ET +
ABS (V(J) - TB(J)) / V(J):V(J) = TB(J): NEXT J
10200 NORMAL : VTAB (17): HTAB (8): PRINT ET: VTAB (10): HT
AB (20): PRINT "V": VTAB (15): HTAB (20): FLASH : PRINT "V"
10250 IF ET < = 0.0024 * NE GOTO 10400
10300 NORMAL : VTAB (15): HTAB (20): PRINT "V": VTAB (7): H
TAB (2): FLASH : PRINT ">": VTAB (17): HTAB (1): PRINT "<"
10350 GOTO 8450

```

```

10400 IF ET > = 0 GOTO 10500
10450 HOME : PRINT "EXISTE ERROR EN SUS DATOS, VERIFIQUELDS
P.F.": PRINT CHR$(4)"CLOSE": END
10500 NORMAL : VTAB (15): HTAB (20): PRINT "V": VTAB (20):
HTAB (20): FLASH : PRINT "V";""
10550 IF QW = 1 THEN PRINT "CORRIJA EL PAPEL DE SU IMPRESO
RA"
10600 NORMAL : VTAB (24): PRINT "PARA CONTINUAR PRESIONE CU
ALQUIER TECLA";: GET AA$
10650 GOSUB 12050
10700 END
10750 REM CALCULOS TEMPERATURAS DE EBULLICION , COMPONENTE
E PESADO, COMPONENTE VOLATIL
10800 TV = 5000:TP = - 5000: FOR I = 1 TO N:TE = (AA(I) * C
A(I) - BA(I) - CA(I) * LOG (PT) / 2.3) / ( LOG (PT) / 2.3 -
AA(I))
10850 IF TE < TV THEN TV = TE
10900 IF TE > TP THEN TP = TE
10950 NEXT I: PRINT "TEMPERATURAS DE EBULLICION:": PRINT "C
OMPONENTE LIGERO=";TV;" GRADOS CENTIGRADOS": PRINT "COMPONEN
TE PESADO=";TP;" GRADOS CENTIGRADOS": RETURN
11000 REM RESOLUCION MATRIZ TRIDIAGONAL
11050 BETHA(1) = TB(1):GAMA(1) = TD(1) / BETHA(1)
11100 FOR I = 2 TO NS:BETHA(I) = (TB(I) - TA(I) * TC(I - 1)
/ BETHA(I - 1):GAMA(I) = (TD(I) - TA(I) * GAMA(I - 1)) / BET
HA(I): NEXT I:TB(NS) = GAMA(NS)
11150 FOR I = NS - 1 TO 1 STEP - 1:TB(I) = GAMA(I) - TC(I)
* TB(I + 1) / BETHA(I): NEXT I
11200 RETURN
11250 REM PUNTOS DE BURBUJA Y ROCIO DE LA MEZCLA DE ALIMEN
TACION
11300 FLASH : PRINT " ";: NORMAL : PRINT "CALCULANDO TEMPER
ATURAS DE ROCIO Y BUR-BUJA PARA ESTA ALIMENTACION";: FLASH :
PRINT " ";: NORMAL :AE = PEEK (37) - 1
11350 VTAB (AE):TB = 0
11400 S = 0: FOR IC = 1 TO N:S = S + XF(J,IC) * FN K(TB): N
EXT IC:S = S - 1: IF ABS (S) < = 0.0005 GOTO 11550
11450 SS = 0: FOR IC = 1 TO N:SS = SS + XF(J,IC) * FN DK(TB
): NEXT IC
11500 TB = TB - S / SS: GOTO 11400
11550 TR = 0
11600 S = 0: FOR IC = 1 TO N:S = S + XF(J,IC) / FN K(TR): N
EXT IC:S = S - 1: IF ABS (S) < = 0.0005 THEN RETURN
11650 SS = 0: FOR IC = 1 TO N:SS = SS - XF(J,IC) * FN DK(TR
) / FN K(TR) ^ 2: NEXT IC:TR = TR - S / SS: GOTO 11600
11700 REM CALCULO DE LA FRACCION EVAPORADA DE LA ALIMENTAC
ION
11750 FR(J) = 0.5
11800 S = 0: FOR IC = 1 TO N:S = S + XF(J,IC) / (FR(J) * FN
K(TF(J)) + 1 - FR(J)): NEXT IC:S = S - 1
11850 IF ABS (S) < = 0.0005 GOTO 11950
11900 SS = 0: FOR IC = 1 TO N:SS = SS - XF(J,IC) * ( FN K(TF
(J)) - 1) / (FR(J) * FN K(TF(J)) + 1 - FR(J)) ^ 2: NEXT IC:
FR(J) = FR(J) - S / SS: GOTO 11800

```

```

11950 FOR IC = 1 TO N: X9(J, IC) = XF(J, IC) / (FR(J) * FN K(
TF(J))) + 1 - FR(J): YF(J, IC) = X9(J, IC) * FN K(TF(J)): NEXT
IC
12000 PRINT "FRACCION EVAPORADA="; FR(J): RETURN
12050 PRINT CHR$(13); CHR$(4)"PR#": QW: IF QW = 0 THEN SP
EED= 100
12100 HOME : PRINT : PRINT "CARACTERISTICAS GENERALES DE LA
TORRE :": PRINT "NUMERO DE ETAPAS="; NE: PRINT : PRINT "NUM
ERO CORRIENTES LATERALES DESCARGADAS:"
12150 PRINT TAB(8); "LIQUIDAS="; NL; TAB(24); "VAPOR="; NV:
PRINT
12200 IF NL + NV = 0 THEN GOTO 12400
12250 PRINT " PLATO"; TAB(12); "FLUJO LIQUIDO"; TAB(27); "
FLUJO VAPOR": FOR I = 1 TO NE
12300 IF U(I) + W(I) < > 0 THEN PRINT TAB(4); I; TAB(14
); U(I); TAB(28); W(I)
12350 NEXT I
12400 PRINT "NUMERO DE COMPONENTES A SEPARAR="; N: PRINT
12450 PRINT "NO. DE ETAPAS EN QUE SE ADICIONA CALOR="; NH: PR
INT
12500 IF NH = 0 GOTO 12700
12550 PRINT " PLATO"; TAB(12); "CALOR ADICIONADO": FOR I =
1 TO NE
12600 IF Q(I) < > 0 THEN PRINT TAB(4); I; TAB(16); Q(I)
12650 NEXT I
12700 PRINT "PRESION DE OPERACION="; PT: PRINT
12750 PRINT "ESPECIFICACIONES DE LA ALIMENTACION"
12800 PRINT
12850 FOR I = 1 TO NA
12900 PRINT "--PLATO NO: "; PA(I); TAB(18); FL$(IT(PA(I))
);
12950 PRINT "TEMPERATURA FLUJO FRACC. EVAPORADA"
13000 PRINT FN D1(TF(PA(I))); TAB(15); FN D1(F(PA(I))); T
AB(26); FR(PA(I))
13050 PRINT "COMPONENTE COMPOSICION"
13100 FOR J = 1 TO N
13150 PRINT N$(J); TAB(20); FN D2(XF(PA(I), J))
13200 NEXT J, I
13250 HOME
13300 PRINT : PRINT SPC(4); "ESPECIFICACIONES DE LA TORRE"
: PRINT SPC(6); "TERMINADA LA SIMULACION:"
13350 FOR I = 1 TO NE
13400 PRINT : PRINT "PLATO NO: "; I
13450 PRINT "COMPONENTE"; TAB(23); "COMPOSICION": PRINT TA
B(19); "LIQUIDO"; SPC(6); "VAPOR"
13500 FOR J = 1 TO N
13550 PRINT N$(J); TAB(19); FN D2(X(I, J)); TAB(32); FN D2
(Y(I, J)); NEXT J, I
13600 PRINT : PRINT "FLUJOS Y TEMPERATURAS EN CADA PLATO"
13650 PRINT
13700 PRINT "PLATO TEMP. FLUJO LIQ. FLUJO VAPOR"
13750 FOR I = 1 TO NE: PRINT TAB(3); I; TAB(8); FN D1(T(I
)); TAB(16); FN D1(L(I)); TAB(28); FN D1(V(I)): NEXT I
13800 HOME

```

```
13850 PRINT : PRINT "CARACTERISTICAS DEL CONDENSADOR"
13900 PRINT
13950 PRINT "TIPO :";CO$(OP)
14000 PRINT "TEMPERATURA :";T(O)
14050 PRINT "COMP. DEL DESTILADO : "
14100 FOR I = 1 TO N: PRINT N$(I); TAB( 16);Y(O,I): NEXT I:
PRINT "FLUJO =";U(O) + V(O)
14150 PRINT "COMP. DEL LIQUIDO RECIRCULADO"
14200 FOR I = 1 TO N: PRINT N$(I); TAB( 16);X(O,I): NEXT I:
PRINT "REFLUJO=";R
14250 PRINT "CARGA TERMICA: ";L(O) * HL(O) + V(O) * HL(O) -
V(1) * HV(1)
14300 HOME
14350 PRINT : PRINT "CARACTERISTICAS DEL REHERVIDOR"
14400 PRINT "FRACCION EVAPORADA:";RR
14450 PRINT "TEMPERATURA :";T(NE + 1)
14500 PRINT "COMP. DEL PRODUCTO DE COLA:"
14550 FOR I = 1 TO N: PRINT N$(I); TAB( 16);X(NE + 1,I): NE
XT I: PRINT "FLUJO DE LIQUIDO=";L(NE + 1)
14600 PRINT "COMP. DEL VAPDR RECIRCULADO:"
14650 FOR I = 1 TO N: PRINT N$(I); TAB( 16);Y(NE + 1,I): NE
XT I: PRINT "FLUJO DE VAPDR=";V(NE + 1)
14700 PRINT "CARGA TERMICA: ";V(NE + 1) * HV(NE + 1) + L(NE
+ 1) * HL(NE + 1) - L(NE) * HL(NE)
14750 PRINT CHR$( 4)"PR#0": SPEED= 255
14800 PRINT CHR$( 4)"CLOSE"
```

III.2.3. Aplicaciones.

Descripción del problema No. 1

En una torre de destilación de 10 platos, con rehervidor y con un condensador total, se alimentan 3 corrientes de una mezcla de benceno-tolueno.

En la etapa 2 se alimentan 20 000 gr/mol de mezcla a una temperatura de 20°C como líquido subenfriado.

En la etapa 5 se alimentan 100 000 gr/mol de mezcla a una temperatura de 98°C como mezcla de líquido-vapor.

En la etapa 8 se alimentan 50 000 gr/mol de mezcla a una temperatura de 110°C como vapor sobrecalentado.

Las fracciones mol de benceno y tolueno en las corrientes alimentadas son de 0.4 y 0.6, respectivamente.

La torre tiene 4 corrientes de descarga de flujo vapor, con las siguientes características:

En la etapa 2 se descargan 1000 gr/hr

" " " 5 " " " "

" " " 6 " " " "

" " " 8 " " " "

y 3 corrientes de descarga de flujo líquido:

En la etapa 3 se descargan 1000 gr/hr

" " " 5 " " " "

" " " 9 " " " "

A dicha torre se le suministra calor en las siguientes etapas:

En la etapa 1 se le suministran 50 cal/hr

" " " 2 " " " "

" " " 4 " " " 100 "

" " " 7 " " " "

" " " 8 " " " 50 "

El reflujo de operación es de 0.8 y la fracción evaporada es de 0.4, la presión de operación a la cual trabaja la torre es de 760 mmHg. Calcule los flujos de vapor y líquido, los perfiles de temperatura y las composiciones en cada etapa.

UNIDADES UTILIZADAS EN LA SIMULACION

ALIMENTACION = GMOL/HORA

CORRIENTES LIQUIDAS LATERALES
DESCARGADAS = GMOL/HORACORRIENTES DE VAPOR LATERALES
DESCARGADAS = GMOL/HORA

CALOR SUMINISTRADO = CAL/HORA

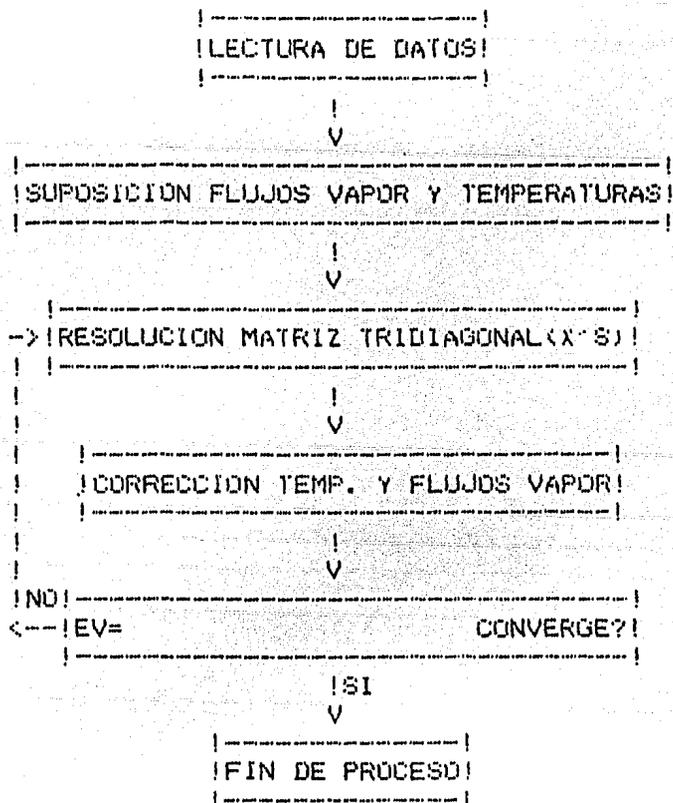
TEMPERATURA = GRADOS CENTIGRADOS

PRESION DE OPERACION = MM HG

FLUJO LIQUIDO = GMOL/HORA

FLUJO VAPOR = GMOL/HORA

CARGA TERMICA = CAL/HORA

TEMP. DE REFERENCIA PARA EL CALCULO
DE ENTALPIAS = 0°CEL CALOR LATENTE DE VAPORIZACION DE
LAS SUBSTANCIAS ESTA ALIMENTADO A 0°C

CARACTERISTICAS GENERALES DE LA TORRE :
 NUMERO DE ETAPAS=10

NUMERO CORRIENTES LATERALES DESCARGADAS:
 LIQUIDAS=3 VAPOR=4

PLATO	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR
2	0	1000
3	1000	0
5	1000	1000
6	0	1000
8	0	1000
9	1000	0

NUMERO DE COMPONENTES A SEPARAR=2

NO. DE ETAPAS EN QUE SE ADICIONA CALOR=5

PLATO	CALOR ADICIONADO
1	50
2	50
4	100
7	100
8	50

PRESION DE OPERACION=760

ESPECIFICACIONES DE LA ALIMENTACION

--PLATO NO:	2	LIQUIDO	SUBENFRIADO
TEMPERATURA	FLUJO	FRACC. EVAPORADA	
20	20000	0	
COMPONENTE	COMPOSICION		
BENCENO	.4		
TOLUENO	.6		
--PLATO NO:	5	MEZCLA LIQUIDO	VAPOR
TEMPERATURA	FLUJO	FRACC. EVAPORADA	
98	100000	.406205057	
COMPONENTE	COMPOSICION		
BENCENO	.4		
TOLUENO	.6		
--PLATO NO:	8	VAPOR	SOBRECALENTADO
TEMPERATURA	FLUJO	FRACC. EVAPORADA	
110	50000	1	
COMPONENTE	COMPOSICION		
BENCENO	.4		
TOLUENO	.6		

ESPECIFICACIONES DE LA TORRE
TERMINADA LA SIMULACION:

PLATO NO:1

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.88929	.95395
TOLUENO	.11071	.04605

PLATO NO:2

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.78333	.90238
TOLUENO	.21667	.09762

PLATO NO:3

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.70598	.85914
TOLUENO	.29402	.14086

PLATO NO:4

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.59904	.78986
TOLUENO	.40096	.21014

PLATO NO:5

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.47789	.69474
TOLUENO	.52211	.30526

PLATO NO:6

COMPONENTE

COMPOSICION

	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.45649	.67574
TOLUENO	.54351	.32426

PLATO NO:7

COMPONENTE

COMPOSICION

	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.4213	.64283
TOLUENO	.5787	.35717

PLATO NO:8

COMPONENTE

COMPOSICION

	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.36756	.5883
TOLUENO	.63244	.41181

PLATO NO:9

COMPONENTE

COMPOSICION

	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.3487	.56795
TOLUENO	.6513	.43246

PLATO NO:10

COMPONENTE

COMPOSICION

	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.30844	.52134
TOLUENO	.69156	.47865

FLUJOS Y TEMPERATURAS EN CADA PLATO

PLATO	TEMP.	FLUJO LIQ.	FLUJO VAPOR
1	82.4	140337.38	177940.21
2	84.76	166062.74	176048.52
3	86.61	162984.31	182801.36
4	89.35	160549.05	180711.1
5	92.76	217356.11	178265.37
6	93.4	217356.93	137843.04
7	94.47	216745.83	137870.93
8	96.19	214610.55	137180.89
9	96.82	213323.42	85831.74
10	98.16	212391.01	85597.39

CARACTERISTICAS DEL CONDENSADOR

TIPO :CONDENSADOR TOTAL

TEMPERATURA :81.0423616

COMP.DEL DESTILADO :

BENCENO .981952835

TOLUENO .0182908903

FLUJO =35565.3933

COMP. DEL LIQUIDO RECIRCULADO

BENCENO .953947454

TOLUENO .046052546

REFLUJO=.8

CARGA TERMICA: -1.44359739E+09

CARACTERISTICAS DEL REHERVIDOR

FRACCION EVAPORADA:.4

TEMPERATURA :100.887917

COMP. DEL PRODUCTO DE COLA:

BENCENO .2322329

TOLUENO .7677671

FLUJO DE LIQUIDO=127434.607

COMP. DEL VAPOR RECIRCULADO:

BENCENO .422690409

TOLUENO .577309024

FLUJO DE VAPOR=84956.4045

CARGA TERMICA: 696815204

Problema No. 2

A una torre de destilación de 5 platos, se alimentan 2 corrientes de una mezcla de benceno, propano, ciclohexano y etanol.

En el plato 1 se alimentan 20 000 gr/hr con la siguiente composición: 35% de benceno, 30% de propano, 25% de ciclohexano, 10% de etanol; a una temperatura de 0°C.

En el plato 4 se alimentan 50 000 gr/hr con la siguiente composición: 10% de benceno, 25% de propano, 30% de ciclohexano y 35% de etanol; a una temperatura de 0°C.

En la etapa 2 y 5 se saca una corriente líquida, con un flujo de 1000 gr/hr cada una; en la etapa 3 se saca una corriente vapor con un flujo de 1000 gr/hr.

Además en la misma etapa 3 se suministran 100 cal/hr. El reflujo de operación es de 0,75 y la fracción evaporada es de 0,3, la presión de operación de la torre es de 720 mmHg.

Calcule los flujos de vapor líquido, los perfiles de temperatura y las composiciones para cada plato.

UNIDADES UTILIZADAS EN LA SIMULACION

ALIMENTACION = GMOL/HORA

CORRIENTES LIQUIDAS LATERALES

DESCARGADAS = GMOL/HORA

CORRIENTES DE VAPOR LATERALES

DESCARGADAS = GMOL/HORA

CALOR SUMINISTRADO = CAL/HORA

TEMPERATURA = GRADOS CENTIGRADOS

PRESION DE OPERACION = MM HG

FLUJO LIQUIDO = GMOL/HORA

FLUJO VAPOR = GMOL/HORA

CARGA TERMICA = CAL/HORA

TEMP. DE REFERENCIA PARA EL CALCULO

DE ENTALPIAS = 0°C

EL CALOR LATENTE DE VAPORIZACION DE
LAS SUBSTANCIAS ESTA ALIMENTADO A 0°C

```

      |-----|
      |LECTURA DE DATOS|
      |-----|
          |
          v
      |-----|
      |SUPOSICION FLUJOS VAPOR Y TEMPERATURAS|
      |-----|
          |
          v
      |-----|
-> |RESOLUCION MATRIZ TRIDIAGONAL(X'S)|
      |-----|
          |
          v
      |-----|
      |CORRECCION TEMP. Y FLUJOS VAPOR|
      |-----|
          |
          v
      |-----|
      |NO|
      |<--|EV=                                     CONVERGE?|
      |-----|
          |SI
          v
      |-----|
      |FIN DE PROCESO|
      |-----|
  
```

CARACTERISTICAS GENERALES DE LA TORRE :
 NUMERO DE ETAPAS=5

NUMERO CORRIENTES LATERALES DESCARGADAS:
 LIQUIDAS=2 VAPOR=1

PLATO	FLUJO LIQUIDO	FLUJO VAPOR
2	1000	0
3	0	1000
5	1000	0

NUMERO DE COMPONENTES A SEPARAR=4

NO. DE ETAPAS EN QUE SE ADICIONA CALOR=1

PLATO	CALOR ADICIONADO
3	100

PRESION DE OPERACION=720

ESPECIFICACIONES DE LA ALIMENTACION

--PLATO NO: 1 MEZCLA LIQUIDO VAPOR
 TEMPERATURA FLUJO FRACC.EVAPORADA
 0 20000 .133544511

COMPONENTE COMPOSICION

BENCENO .35

PROPANO .3

CICLOHEXANO .25

ETANOL .1

--PLATO NO: 4 MEZCLA LIQUIDO VAPOR
 TEMPERATURA FLUJO FRACC.EVAPORADA
 0 50000 .0669787443

COMPONENTE COMPOSICION

BENCENO .1

PROPANO .25

CICLOHEXANO .3

ETANOL .35

ESPECIFICACIONES DE LA TORRE
TERMINADA LA SIMULACION:

PLATO NO:1

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.15486	5.4E-04
PROPANO	.69032	.999
CICLOHEXANO	.11064	4.3E-04
ETANOL	.04418	4E-05

PLATO NO:2

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.15454	5.4E-04
PROPANO	.69096	.999
CICLOHEXANO	.11042	4.3E-04
ETANOL	.04408	4E-05

PLATO NO:3

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.16117	5.8E-04
PROPANO	.67614	.9989
CICLOHEXANO	.11635	4.7E-04
ETANOL	.04633	4E-05

PLATO NO:4

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.13785	1.34E-03
PROPANO	.40464	.99553
CICLOHEXANO	.23163	2.47E-03
ETANOL	.22587	6.9E-04

PLATO NO:5

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.1496	1.85E-03
PROPANO	.35725	.99391
CICLOHEXANO	.25161	3.37E-03
ETANOL	.24154	9.9E-04

FLUJOS Y TEMPERATURAS EN CADA PLATO

PLATO	TEMP.	FLUJO LIQ.	FLUJO VAPOR
1	-34.67	45035.21	40753.81
2	-34.69	43956.33	35251.53
3	-34.16	42207.33	35180.44
4	-20.94	85653.05	34456.85
5	-17.5	81165.63	27865.04

CARACTERISTICAS DEL CONDENSADOR

TIPO :CONDENSADOR TOTAL
 TEMPERATURA :-43.2581072
 COMP. DEL DESTILADO :
 BENCENO 9.0613612E-07
 PROPANO 1.00030033
 CICLOHEXANO 8.35590556E-07
 ETANOL 1.21885715E-08
 FLUJO =10184.0558
 COMP. DEL LIQUIDO RECIRCULADO
 BENCENO 5.37491244E-04
 PROPANO .998994154
 CICLOHEXANO 4.31827663E-04
 ETANOL 3.65272054E-05
 REFLUJO=.75
 CARGA TERMICA: -163296187

CARACTERISTICAS DEL REHERVIDOR

FRACCION EVAPORADA:.3
 TEMPERATURA :18.9141079
 COMP. DEL PRODUCTO DE COLA:
 BENCENO .205906148
 PROPANO .109771947
 CICLOHEXANO .345846803
 ETANOL .338475102
 FLUJO DE LIQUIDO=56815.9442
 COMP. DEL VAPOR RECIRCULADO:
 BENCENO .0204073781
 PROPANO .925157966
 CICLOHEXANO .0353751705
 ETANOL .0191786231
 FLUJO DE VAPOR=24349.6904
 CARGA TERMICA: 167251311

=====

TABLA DE DATOS

=====

COMPONENTE	CONST. DE ANTOINE			CP'S LIQUIDO		
AMONIACO	7.55466	1002.711	247.865	82.982557	-.790727	2.455E-3
	CP'S VAPOR		CALOR LAT.			
6.086	8.812E-3	-1.506E-6	5001.14			

COMPONENTE	CONST. DE ANTOINE			CP'S LIQUIDO		
BENCENO	6.90565	1211.033	220.79	-9.953496	.199688	-1.97E-4
	CP'S VAPOR		CALOR LAT.			
-.409	77.621E-3	-26.429E-6	8442.55			

COMPONENTE	CONST. DE ANTOINE			CP'S LIQUIDO		
BUTANO	6.83029	945.9	240	6.582905	.0539	7E-6
	CP'S VAPOR		CALOR LAT.			
3.844	73.35E-3	-22.655E-6	5794.88			

COMPONENTE	CONST. DE ANTOINE			CP'S LIQUIDO		
CICLOHEXANO	6.84498	1203.526	222.863	3.375417	.052798	7.1E-5
	CP'S VAPOR		CALOR LAT.			
-7.701	125.675E-3	-41.584E-6	7895			

COMPONENTE	CONST. DE ANTOINE			CP'S LIQUIDO		
ETANO	6.80266	656.4	256	4.39519	.026182	5E-6
	CP'S VAPOR		CALOR LAT.			
2.247	38.201E-3	-11.049E-6	2264.64			

COMPONENTE	CONST. DE ANTOINE			CP'S LIQUIDO		
ETANOL	8.04494	1554.3	222.65	-74.887426	.492577	-5.09E-4
	CP'S VAPOR		CALOR LAT.			
6.99	39.741E-3	-11.926E-6	3319.29			

COMPONENTE	CONST. DE ANTOINE			CP'S LIQUIDO		
HEPTANO	6.9024	1268.115	216.9	-.862379	.209891	-1.18E-4
	CP'S VAPOR		CALOR LAT.			
7.094	123.447E-3	-38.719E-6	9158.59			

TABLA DE DATOS

COMPONENTE	CONST. DE ANTOINE			CP'S LIQUIDO	
HEXANO	6.87776	1171.53	224.366	28.074415	.072377 -3.7E-5
	CP'S VAPOR		CALOR LAT.		
0.011	106.746E-3	-33.363E-6	3055.08		

COMPONENTE	CONST. DE ANTOINE			CP'S LIQUIDO	
ETANOL	7.87863	1373.11	230	6.461393	.010805 9E-6
	CP'S VAPOR		CALOR LAT.		
0.394	24.274E-3	-6.855E-6	8810.05		

COMPONENTE	CONST. DE ANTOINE			CP'S LIQUIDO	
PROPANO	6.82973	813.2	248	2.639149	.0525 -7E-6
	CP'S VAPOR		CALOR LAT.		
0.41	57.195E-3	-17.533E-6	4054.20		

COMPONENTE	CONST. DE ANTOINE			CP'S LIQUIDO	
PENTANO	6.85221	1064.63	232	5.451262	.08152 -1E-5
	CP'S VAPOR		CALOR LAT.		
0.895	90.113E-3	-28.039E-6	6714.07		

COMPONENTE	CONST. DE ANTOINE			CP'S LIQUIDO	
OLUENO	6.95464	1344.8	219.482	61.64031	-.241754 5.41E-4
	CP'S VAPOR		CALOR LAT.		
0.576	93.493E-3	-31.227E-6	9702.55		

C A P I T U L O I V

Conclusiones y recomendaciones.

Se ha notado que en la enseñanza de la operación unitaria destilación para mezclas multicomponentes, el modelo matemático del fenómeno es muy complicado y difícil de resolverlo con las herramientas de un curso tradicional. Con el desarrollo tecnológico de procesadores numéricos (calculadoras, microprocesadores, computadoras) es posible resolver dicho modelo aplicando técnicas de convergencia apropiadas, abriéndose así un nuevo campo para la enseñanza, básicamente en esta operación unitaria un buen simulador de proceso permitirá analizar la sensibilidad matemática con respecto a las variables reales de operación tales como presión y temperatura y en consecuencia la estabilidad de un equipo en operación.

Si en el tema a desarrollar en el curso correspondiente, se expone la técnica de formulación de modelo, el alumno entendería el aspecto fenomenológico de la operación y si a continuación se apoya en un simulador, podría resolver el modelo para comprender el efecto de la temperatura, la presión y la composición de la mezcla a separar sobre el tamaño del destilador.

Por estas razones se realizó este trabajo con el fin de coadyuvar a dicha enseñanza.

Habiendo culminado este trabajo, y al hacer una evaluación del mismo se llegó a la conclusión fundamental que los objetivos que para el cual fue desarrollado fueron alcanzados.

Durante su desarrollo se utilizaron diferentes técnicas numéricas (Regula Falsi, Newton-Raphson, Sustitución Directa) para seleccionar la más adecuada y así disminuir el tiempo de proceso.

Este simulador permite resolver problemas de destilación que involucren la separación de mezclas multicomponentes de las cuales se conozcan las capacidades caloríficas en ambas fases, líquidas y vapor, así como también sus calores latentes.

En la selección de las diferentes técnicas numéricas se encontró que las ecuaciones de los balances de materia y los balances de energía podrían ser resueltos mediante el método de sustitución directa, dichas ecuaciones se transformaban a sistemas matriciales los cuales presentaban formas tridiagonales y bidiagonales, respectivamente, lo cual nos condujo a utilizar el algoritmo de la matriz tridiagonal.

La secuencia para su solución consistió en resolver el balance de materia (matriz tridiagonal) para calcular las composiciones, con estas composiciones calcular las temperaturas de burbuja a la presión de operación de la torre. Este último cálculo se realizó por el método Newton-Raphson el cual fue aplicado a cada plato finalmente la resolución de las ecuaciones de los balances de energía (matriz bidiagonal) permitían calcular los perfiles de vapor de cada plato, los cuales son comparados con los perfiles supuestos al inicio del algoritmo.

Al estar analizando el simulador para diferentes mezclas de multicomponentes, se observó una rápida convergencia para mezclas cuyo punto de ebullición eran similares, no tanto así como en el caso de mezclas en donde se encontraba un componente extremadamente volátil en comparación de los otros, en el cual el tiempo de proceso se incrementaba, pero siempre llegando a la convergencia.

Aun cuando este simulador no se utilizó para mezclas en que se involucraban calor de mezclado (mezclas de componentes polares), es posible utilizarlo introduciendo el calor de mezclado como parte del calor latente del soluto. Con lo cual el simulador es de aplicación general.

Para realizar las pruebas correspondientes se construyó un archivo de datos (ver sección III.2.4) integrado por 12 componentes. Dicho archivo es de fácil estructuración, de tal manera que se puede ampliar a más componentes.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- AMUNDSON N. R. & PONTINEN
IND. ENG. CHEM. 50, 720, (1958).
- 2.- ANIA BRISEÑO IGNACIO DE JESUS
TESIS "UNIDAD DIDACTICA COMPUTACIONAL PARA
APOYO A LA ENSEÑANZA DEL METODO DE Mc. CABE-THIELE".
- 3.- APPLE II COMPUTER INC. EUA
"DISK OPERATING SYSTEM, 1980".
- 4.- APPLE II COMPUTER INC. EUA
"BASIC PROGRAMATING REFERENCE MANUAL, 1981".
- 5.- APPLE II COMPUTER INC. EUA
"REFERENCE MANUAL, 1981".
- 6.- BOSTON J.F. & SULLIVAN S.L.
"AN IMPROVED ALGORITHM FOR SOLVING THE MASS BALANCE
EQUATIONS IN MULTISTAGE SEPARATION PROCESSES"
THE CANADIAN JOURNAL OF CHEMICAL ENGINEERING.
VOL. 50, pp. 663-668, OCTOBER 1972.
- 7.- CARNAHAN, BRICE
"APPLIED NUMERICAL METHODS"
JOHN WILLER & SON., NEW YORK 1969.
- 8.- FRIDY SMITH
AICHE JOURNAL VOL. 1, No. 10, pp. 698-705, 1964.
- 9.- HALA EDWARD
"EQUILIBRIO VAPOR-LIQUIDO"
PERGAMON, NEW YORK, 1958.
- 10.- HOLLAN C.D.
"SOLVE MORE DISTILLATION PROBLEMS"
HYDROCARBON PROCESSING:

PARTE 1	VOL. 53,	NO. 7,	JULY 1974,	pp. 148-156.
PARTE 2	VOL. 53,	NO. 11,	NOV. 1974,	pp. 176-180.
PARTE 3	VOL. 53,	NO. 1	JAN. 1975,	pp. 101-108.
PARTE 4	VOL. 54,	NO. 7	JULY 1975,	pp. 121-128.
PARTE 5	VOL. 55,	NO. 1	JAN. 1976,	pp. 137-144.

PARTE 6 VOL. 55, NO. 6, JUNE 1976, pp. 125-131.
PARTE 7 VOL. 56, NO. 5, MAY 1972, pp. 241-248.
PARTE 8 VOL. 56, NO. 6, JUNE 1977, pp. 181-185.

- 11.- LIDDLE C. J.
"THE ANTOINE EQUATION AND ITS USE IN DISTILLATION CALCULATIONS".
BRITISH CHEMICAL ENGINEERING VOL. 16, FEBRUARY/MARCH 1971, pp. 193-197.
- 12.- Mc CABE W. L. & SMITH J.C.
"UNIT OPERATIONS OF CHEMICAL ENGINEERING"
INTERNATIONAL STUDENT EDITION, 1976.
- 13.- PERRY ROBERT H. CHILTON CECIL H.
"CHEMICAL ENGINEERS HANDBOOK"
INTERNATIONAL STUDENT EDITION 5a. ed.
McGRAW-HILL? 1973.
- 14.- SCHWEITZER PHILIP A.
"HANDBOOK OF SEPARATION TECHNIQUES FOR CHEMICAL ENGINNERS".
McGRAW-HILL, 1979.
- 15.- TOMICH JOHN F.
"A NEW SIMULATION METHOD FOR EQUILIBRIUM STAGE PROCESSES".
AICHE JOURNAL VOL. 16 NO. 2, MARCH 1970, pp. 229-232.
- 16.- TREYBAL ROBERT E.
"MASS TRANSFER OPERATIONS".
McGRAW-HILL BOOK COMPANY
3a. Ed. 1980.
- 17.- WANG J. C. & HENKE G.E.
"TRIDIAGONAL MATRIX FOR DISTILLATION"
HYDROCARBIN PROCESSING. VOL. 45, NO. 8, AUGUST 1966,
pp. 155-164.
- 18.- WINGLE MATTHEW VAN
"DISTILLATION".
Mc.GRAW-HILL BOOK Co. 1967.
- 19.- YEN L.C. & ALEXANDER R.E.
AICHE JOURNAL 11, 334, (1965)
- 20.- YOSHIKAZU ISHIL OTTO FRED D.
"A GENERAL ALGORITHM FOR MULTISTAGE MULTICOMPONENT SEPARATION CALCULATIONS".
THE CANADIAN JOURNAL OF CHEMICAL ENGINNERING VOL. 51
OCTOBER 1973, pp. 601-606.