

2 Ej
20



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán

**“SIMULACION DE SISTEMAS DE DESTILACION
POR ETAPAS DE MEZCLAS MULTICOMPONENTES
POR MEDIO DE MICROCOMPUTADORAS”**

T E S I S

que para obtener el Título de:

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a :

GUILLERMO FLAVIO OVIEDO MORELOS

Director de Tesis:

ING. JAIME DANIEL MORENO JIMENEZ

CUAUTITLAN IZCALLI, ESTADO DE MEXICO

1986



Universidad Nacional
Autónoma de México



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 está 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

=====

	Págs.
INTRODUCCION	(1)
CAPITULO 1: "DESTILACION"	(4)
1.1. EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR	(7)
1.2. EFICIENCIA DE PLATOS Y PLATO TEORICO	(22)
1.3. PLATOS MINIMOS Y REFLUJO MINIMO	(23)
1.4. NUMERO DE PLATOS Y REFLUJO OPTIMO	(24)
1.5. COMPONENTES, CLAVE LIGERO Y CLAVE PESADO	(24)
1.6. PUNTO DE BURBUJA Y PUNTO DE ROCIO	(26)
1.7. EVALUACION DE ENTALPIAS	(31)
CAPITULO 2: "EQUIPO UTILIZADO EN DESTILACION"	(33)
2.1. DIFERENTES TIPOS DE TORRES DE DESTILACION	(33)
2.1.1. TORRES FRACCIONADORAS	(34)
2.1.2. TORRES DE RECTIFICACION	(35)
2.1.3. TORRES DE AGOTAMIENTO	(35)
2.1.4. ABSORBEDORES	(35)
2.1.5. TORRES DE DESTILACION PRIMARIA	(35)

2.2. EQUIPOS EMPLEADOS EN DESTILACION	(38)
2.2.1. EQUIPO DE CONTACTO CONTINUO	(38)
2.2.2. EQUIPO DE CONTACTO DISCONTINUO	(43)
2.3. CRITERIOS PARA SELECCIONAR TORRES EMPACADAS O DE PLATOS	(61)

CAPITULO 3: "MODELO MATEMATICO PARA LA SIMULACION DE UNA COLUMNA DE DESTILACION PARA MEZCLAS MULTICOMPONENTES"	(64)
--	--------

3.1. SELECCION DE LA PRESION DE OPERACION EN LA COLUMNA	(64)
3.2. CONCEPTO DE ETAPA IDEAL	(65)
3.3. MODELO GENERALIZADO DE UNA ETAPA IDEAL	(65)
3.4. MODELO MATEMATICO PARA UN CONJUNTO DE NE ETAPAS	(69)

CAPITULO 4: "ALGORITMO DE RESOLUCION DEL MODELO MATEMATICO	(82)
---	--------

4.1. ALGORITMO	(82)
4.2. SIMULADOR PARA LA DESTILACION DE MEZCLAS MULTICOMPONENTES	(84)
4.3. SELECCION DEL PROGRAMA	(86)
4.4. ALGORITMO PROPUESTO	(88)

4.5. LISTADOS DE LOS PROGRAMAS UTILIZADOS	(90)
4.6. ARCHIVO DE DATOS	(100)
4.7. MANUAL DE OPERACION	(104)
4.8. EJEMPLOS DE APLICACION	(108)
CAPITULO 5: "CONCLUSIONES"	(125)
BIBLIOGRAFIA	(127)

=====

I N T R O D U C C I O N

=====

El presente tema de tesis fue seleccionado debido a la motivación que representa, el gran avance tecnológico que se ha creado con el uso de las computadoras.

Las computadoras (también llamadas ordenadores) calculan, efectúan operaciones, simulan situaciones reales y controlan procesos científicos e industriales. Todo lo llevan a cabo con rapidez y con un alto grado de confiabilidad.

Es por tal razón el interés en la elaboración de un simulador tal, que permita la Simulación de Sistemas de Destilación por Etapas de Mezclas Multicomponentes, en equipos accesibles a la escuela y a la pequeña industria, como lo son las microcomputadoras.

Se ha notado que en la enseñanza de la operación unitaria de destilación para mezclas multicomponentes, se presenta un modelo matemático del fenómeno muy complicado y es difícil resolverlo con las herramientas de un curso tradicional. Con el desarrollo de procesadores numéricos (calculadoras, microprocesadores, computadoras, etc.), 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, temperatura y composición, y en consecuencia la funcionalidad del equipo.

Ahora bien, nuestro país cuenta con un enorme potencial de hidrocarburos, que requieren ser refinados y procesados para su mejor aprovechamiento, la refinación y tratamiento del crudo se realiza en una gran cantidad de plantas petroquímicas y de refinación. La primer refinación a que se someten los hidrocarburos se lleva a cabo en las plantas de destilación primaria, cuya finalidad es efectuar la primer separación de los hidrocarburos del petróleo crudo; esta destilación se lleva a cabo por medio de una destilación fraccionada a una presión casi atmosférica.

La torre de destilación es el corazón de la planta y a partir de este equipo se inicia el complejo proceso de la industrialización del petróleo crudo.

Actualmente, la industria de refinación de crudo, requiere de una gran cantidad de torres de destilación y demás equipos, para satisfacer la creciente demanda, se importan algunos de estos equipos, ocasionando fuga de divisas y dependencia tecnológica de los países exportadores de bienes de capital.

Para evitar lo anterior que son en gran medida, las causas por las que el país se encuentra en el subdesarrollo económico y tecnológico, necesitamos crear tecnología propia para la industrialización de los hidrocarburos. De ahí la importancia de elaborar y desarrollar este tipo de trabajos.

Como ya mencionamos, las microcomputadoras se pueden utilizar para simular situaciones reales, por lo tanto, son una herramienta ideal para cálculos en ingeniería química, así como también nos son útiles para optimizar equipos.

En el presente trabajo se desarrolla el modelo matemático de una torre de destilación por etapas, de mezclas multi componentes, para su simulación en una microcomputadora --

>>> RADIO SHACK TRS 80 MODELO II <<<.

Los objetivos que se pretenden alcanzar en la elaboración del presente trabajo, son:

- I. La simulación de sistemas de destilación por etapas de mezclas multicomponentes por medio de microcomputadoras.
- II. La creación de material de apoyo en la investigación y la docencia, dentro del área de ingeniería de procesos.
- III. Contar con simuladores que permitan el uso de microcomputadoras, ya que los existentes son empleados por computadoras de grandes proporciones.

=====

CAPITULO 1: DESTILACION

=====

Destilación es una de las operaciones básicas mas usadas en la industria para separar y purificar los componentes de una mezcla aprovechando las propiedades fisicoquímicas, principalmente la diferencia en las temperaturas de ebullición que tienen dichos componentes entre sí.

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

El proceso de separación denominado destilación utiliza fases de vapor y líquido, esencialmente a la misma temperatura y presión para las zonas existentes. Se usan varios tipos de dispositivos denominados platos, para poner a las dos fases en contacto íntimo. Los platos se acomodan unos sobre otros y se depositan dentro de una cubierta cilíndrica, para formar una columna.

El material de alimentación que se debe separar en fracciones se introduce en uno o más puntos a lo largo de la coraza de la columna. Debido a la diferencia de gravedad entre la fase vapor y la líquida, el líquido corre hacia abajo de la columna, cayendo en cascada de plato en plato, mientras que el vapor asciende por la columna, para entrar en contacto con el líquido en cada uno de los platos.

El líquido que llega al fondo se vaporiza parcialmente en un rehervidor calentado, para proporcionar vapor rehervidado que asciende por la columna. El resto del líquido se retira como producto del fondo. El vapor que llega a la parte superior de la columna se enfría y condensa como líquido en el condensador superior. Parte de este líquido se regresa a la columna como reflujo para proporcionar un derrame líquido. El resto de la corriente superior se retira como producto destilado.

Este patrón de flujo es el domo de la columna de destilación proporciona un contacto a contracorriente de las corrientes de vapor y líquido, en todos los platos de la columna.

Las fases de vapor y líquido en un plato dado se acercan a los equilibrios de temperatura, presión y composición hasta un punto que depende de la eficiencia del plato de contacto. Los componentes más ligeros (de punto de ebullición más bajo) tienden a concentrarse en la fase de vapor,

mientras que los mas pesados (de punto de ebullición más alto) tienden a la fase líquida. El resultado es una fase de vapor que se hace más rica en componentes ligeros al ir ascendiendo por la columna, y una fase líquida que se va haciendo cada vez más rica en los componentes pesados conforme se desciende en cascada.

La separación general que se logra entre el producto superior y el del fondo, depende primordialmente de las volatilidades relativas de los componentes, tambien del número de platos de contacto, y de la relación de reflujo de la fase líquida a la de vapor.

La alimentación se introduce en un punto situado a lo largo de la coraza de la columna, en estas condiciones, la columna se dividirá en dos secciones. Una sección superior llamada sección de rectificación y otra inferior, que suele recibir el nombre de sección de agotamiento.

Estos términos se vuelven bastante indefinidos en columnas de alimentaciones multiples y en columnas en las cuales se retiran una o varias corrientes laterales de producto en algún punto a lo largo de la columna, además de las dos corrientes de productos de los extremos.

En general el término destilación, se aplica a los procesos de vaporización en los cuales el vapor producido es recuperado sustancialmente casi puro y libre del componente no vaporizado y que representa un valor comercial.

La mayoría de las aplicaciones de la destilación son en la separación de uno o más componentes de una mezcla de compuestos orgánicos e incluso en mezclas de compuestos inorgánicos.

Existen varios tipos de destilación, los cuales reciben diferentes nombres que representan la operación a desarrollar, como lo son: Destilación simple, por arrastre, azeotrópica, extractiva y por rectificación.

Fundamentos generales de la destilación.

A continuación se hace una breve descripción de algunos conceptos de uso común en el manejo de torres de separación

1.1. Equilibrio líquido-vapor. Cuando una mezcla líquida se encuentra en presencia de un vapor constituido por los mismos componentes químicos, se establece un equilibrio dinámico, en el cual el mismo número de moléculas que se evaporan, también se condensan. La fase vapor tiene una composición distinta a la del líquido y esto se debe a que los componentes más ligeros tienen mayor facilidad para evaporarse y se encuentran en mayor proporción en el vapor.

Para relacionar las composiciones de ambas fases, se ha definido una constante, por medio de la siguiente ecuación:

$$y(i) = K(i) x(i) \quad (1.1)$$

en donde: $y(i)$ = Fracción mol del componente i en el vapor.

$x(i)$ = Fracción mol del componente i en el líquido.

$K(i)$ = Constante de equilibrio del componente i

Experimentalmente, se ha encontrado que $K(i)$ es función de la temperatura, presión y composición.

Aplicando el concepto de equilibrio al proceso de destilación, tenemos que:

El equilibrio entre dos fases líquido-vapor de dos o más componentes, donde cada componente se encuentra en ambas fases, esta sujeto a tres tipos de equilibrio, los cuales son:

Equilibrio Mécanico

Equilibrio Térmico

Equilibrio Fisicoquímico

El Equilibrio Mécanico se alcanza cuando las fases se encuentran a la misma presión.

El Equilibrio Térmico se alcanza cuando las fases se encuentran a la misma temperatura, excepto para dos casos especiales, los cuales son:

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

El Equilibrio Físicoquímico no se caracteriza por la igualdad en su concentración, por el contrario existe una diferencia de concentraciones.

La termodinámica nos proporciona un criterio para el equilibrio físicoquímico, apoyándose en el concepto de potencial químico para cada componente, identificándose con la letra μ .

En el estado de equilibrio el potencial químico de un componente, tendrá el mismo valor en todas las fases presentes, o sea $\mu_L(i) = \mu_V(i)$, donde los índices L y V, corresponden a la fase líquida y vapor respectivamente, esta relación aplicada a cada uno de los componentes nos quedaría como:

i = componente i .

t = temperatura.

P = presión.

$$\mu(i) = \left(\frac{\partial G}{\partial n(i)} \right)_{t, P, n(j)} \quad (1.2) \quad n(j) = \text{moles de otros componentes.}$$

G = energía libre de Gibbs.

La diferenciación parcial, describe el efecto sobre la energía libre 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 $\mu(i)$ es complicado,

por su naturaleza abstracta y pequeñas medidas físicas, también porque a bajas concentraciones $\mu^{(i)}$ tiende a infinito, así como las fracciones mol $x^{(i)}$ o $y^{(i)}$ tienden a cero. Por lo tanto en lugar de usar μ se tienen otras funciones auxiliares, tales como el coeficiente de fugacidad y el coeficiente de actividad, ya que son relativamente más sencillos 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 tendremos tres variables intensivas independientes.

Las variables usuales que se seleccionan son: temperatura, presión y una fracción mol, tal que, un cambio fije todas las demás propiedades, tales como la densidad, entalpía específica, la segunda fracción mol y los otros potenciales químicos. El hecho es que la relación entre el potencial químico y la fracción mol, dependen de una propiedad inten-

siva relacionada con la presión parcial.

La fugacidad denominada por $f(i)$ puede ser definida por la siguiente ecuación:

$$\mu(i) = R T \ln f(i) + G(i) T \quad (1.3)$$

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, notando que en el equilibrio tenemos $\mu_V(i) = \mu_L(i)$ y que $G(T)$ solo depende de la temperatura y si está llevada al equilibrio, tenemos que:

$$f^V(i) = f^L(i) \quad (1.4)$$

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

Como ya vimos, la fugacidad esta definida en relación directa con la ecuación de Gibbs y existen tres tipos de fugacidades:

- a) Fugacidad para un componente puro $f(i)$.
- b) Fugacidad para una mezcla o solución f .

c) Fugacidad para un componente en solución $\hat{f}(i)$.

-La fugacidad para un componente puro esta definida por la siguiente ecuación:

$$dG(i) = R T d\ln f(i) \quad \text{a } T = \text{cte.} \quad (1.5)$$

-La fugacidad para una mezcla es:

$$dG = R T d\ln f \quad \text{a } T = \text{cte.} \quad (1.6)$$

$$\lim_{P \rightarrow 0} (f/P) = 1$$

$$P \rightarrow 0$$

-La fugacidad de un componente en solución es:

$$d\hat{G}(i) = R T d\ln \hat{f}(i) \quad \text{a } T = \text{cte.} \quad (1.7)$$

$$\lim_{P \rightarrow 0} [\hat{f}(i)/P] = 1$$

$$P \rightarrow 0$$

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

$$\Delta G = RT \ln f \quad \text{o} \quad G(\text{final}) - G(\text{inal}) = RT \ln [f(\text{f})/f(i)] \quad (1.8)$$

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.

$f = P$, presión de la mezcla.

$f(i) = P(i)$, presión del componente puro i .

$\hat{f}(i) = P x(i)$, presión parcial del componente i en una mezcla gaseosa de fracción mol $x(i)$.

La fugacidad de un componente en solución $\hat{f}(i)$ es relacionada con una fracción mol $x(i)$, por lo que si $\hat{f}(i) = f(i)$ cuando $x = 1$ y probablemente $\hat{f}(i) = 0$ cuando $x = 0$. La posible relación de $\hat{f}(i)$ con respecto a $x(i)$ a temperatura y presión constantes entre estos límites, es una proporción directa, donde:

$$\hat{f}(i) = x(i) f(i) \quad (1.9)$$

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 $\phi(i)$ y es definido para un gas como:

$$\phi(i) = \frac{f(i)}{P_t y(i)} \quad (1.10)$$

por lo que $f(i) = \phi(i) P_t y(i) = \phi(i) P(i)$.

De tal manera que al sustituir en la ecuación (1.3) tenemos que:

$$\mu(i) = R T \ln \phi(i) P_t y(i) + G(i) T \quad (1.12)$$

$$\mu(i) = R T \ln \phi(i) P(i) + G(i) T \quad (1.13)$$

En el caso donde tenemos un gas puro, $y(i) = 1$, $\mu = G(i)$ y $\phi(i) = f(i)/P^0$. Donde P^0 es la presión de vapor. Cuando se tiene una mezcla de gases y se considera como ideal:

V

$$f(i) = P(i) \quad \text{y} \quad \phi(i) = 1$$

El coeficiente de fugacidad es llamado frecuentemente presión corregida para un gas puro y una presión parcial corregida de un componente de una mezcla de gases.

El coeficiente de fugacidad $\phi(i)$ también es usado para la fase líquida, solo 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 $\gamma(i)$ y se define como:

L

$$\gamma(i) = \frac{f(i)}{x(i) f(i)} \quad (1.14)$$

$$x(i) f(i)$$

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 (1.10 y 1.14) siguientes:

$$\phi(i) = \frac{V}{P_t} \frac{f(i)}{y(i)} \quad \text{y} \quad \gamma(i) = \frac{L}{x(i)} \frac{f(i)}{f^0(i)}$$

donde $f^0(i)$ es la fugacidad del líquido, llamada fugacidad de estado estandar.

El estado estandar 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 estandar debe estar sujeto a dos requerimientos:

- a) La temperatura del estado estandar debe ser la temperatura del equilibrio.
- b) Las concentraciones del estado estandar, no deben variar con los valores de $x(i)$, la fracción mol de los componentes en equilibrio.

Una vez que estos requerimientos fueron encontrados, solo la presión queda como selección libre. Una vez que se

han mencionado los conceptos que anteceden a la formulación de las relaciones de equilibrio, tanto para la fase vapor como para la fase líquida, procedemos a plantear las relaciones de equilibrio.

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

$$P(a) = P(a) \cdot x(a) \quad \text{o} \quad y(a) = \frac{P(a)}{P_t} = \frac{P(a)}{P_t} \cdot x(a) \quad (1.15)$$

$x(a)$ = es la fracción mol del componente a en el líq.

$y(a)$ = es la fracción mol del componente a en el vapor.

o

$P(a)$ = presión de vapor del componente a , a la temp. 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 coconsiderar

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 no volátil.

Esta ley de Raoult es exacta solo para predecir los datos de equilibrio líquido-vapor 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 variaran 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:

$$y(a) = K(a) x(a) \quad (1.16)$$

donde $K(a)$ es una constante determinada experimentalmente la cual es independiente de la composición, pero si depende de la temperatura.

En un sistema binario, al componente que tiene mayor presión de vapor, se le denomina componente más volátil, y al componente de menor presión de vapor, se denomina componente menos volátil, con respecto a esta denominación, la

composición de las mezclas binarias se expresaran con respecto a la concentración de los componentes más volátiles. Suponiendo que el componente A es el más volátil y que el B es el menos volátil y su solución es ideal, aplicando la ley de Raoult, nos queda:

$$(1.17) \quad \frac{y(A)}{x(A)} = \frac{x(B)}{y(B)} = \frac{P(A)}{P(B)} \quad \text{ya que:}$$

$$y(B) = 1 - y(A) \quad \text{y} \quad x(B) = 1 - x(A)$$

$$\frac{y(A)}{x(A)} = \frac{1 - x(A)}{1 - x(A)} = \frac{P(A)}{P(B)} = \alpha_{AB} \quad (1.18)$$

donde $\alpha_{(AB)}$ = volatilidad relativa.

Sea $\alpha_{(AB)}$ 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:

$$\alpha_{(AB)} = \frac{K(A)}{K(B)} \quad \text{o} \quad \alpha_{(AB)} = \frac{y(A)/x(A)}{y(B)/x(B)} \quad (1.19)$$

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.

Muchos de los sistemas de multicomponentes de importancia industrial pueden considerarse casi ideales en la fase líquida para todos los fines prácticos. En estos casos puede aplicarse la ley de Raoult o su equivalente en función de las fugacidades y calcular el equilibrio a partir de las propiedades de los compuestos puros.

Cuando tenemos una mezcla líquida y le adicionamos calor según aumente la temperatura empezará a evaporarse y al momento en que se forme la primer burbuja 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 denomina punto de Rocío, a la formación de la primer gota.

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

Ver las Figs. 1.1. (A, B y C).

Fig. 1.1.A.

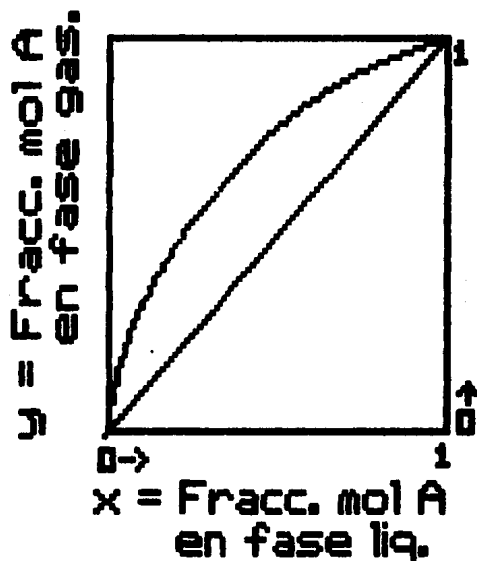
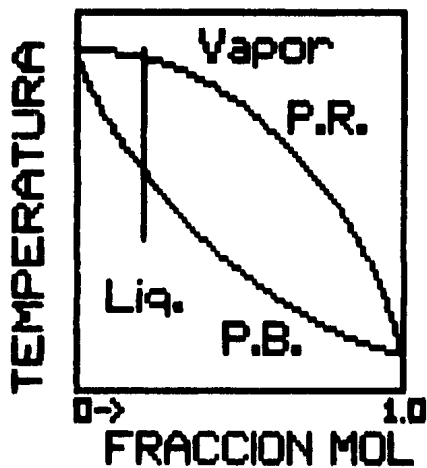
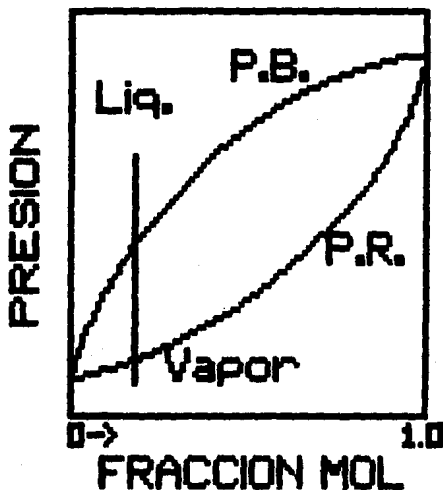


Fig. 1.1.B.

$P = \text{CTE.}$





Ahora bien, de las ecuaciones de Raoult y de Henry podemos

deducir las siguientes expresiones:

$$P(A) = P(A) \quad \text{o} \quad y(A) = \frac{P(A)}{P_t} = \frac{P(A)}{P_t} x(A) \quad \text{L. de Raoult}$$

$$y(a) = K(A) x(A) \quad \text{Ley de Henry}$$

reagrupando c/u de las ecuaciones anteriores tenemos:

$$x(A) = \frac{P(A)}{P(A)} = \frac{y(A) P_t}{P(A)} \quad (1.20)$$

$$K(A) = y(A) / x(A) \quad (1.21)$$

de tal manera que al sustituir ambas ecuaciones nos queda:

$$K(A) = P(A) / P_t \quad (1.22)$$

Además ya conocemos la expresión de la presión de vapor y es la siguiente [9]:

$$\log P(A) = A - \frac{B}{C + T} \quad (1.23)$$

y al sustituir esta en el valor de K(A), tenemos:

$$K(A) = \frac{10^{(A - \frac{B}{C + T})}}{P_t} \quad (1.24)$$

1.2. Eficiencia de platos y plato teórico.

Se define una etapa como cualquier dispositivo o combinación de dispositivos en los cuales se ponen dos fases insolubles en íntimo contacto y es ahí donde se produce entre las fases una transferencia de masa tendiente a llevarlos al equilibrio, donde las fases son separadas luego mecánicamente. Una etapa ideal o teórica, es aquella en que el tiempo de contacto entre las fases es suficiente como para que los efluentes estén en equilibrio; y en que en principio no pueda alcanzarse, en la práctica frecuentemente podemos aproximarnos al equilibrio, tanto que no es importante la diferencia.

El rendimiento de una etapa o eficiencia del plato, se define como la aproximación fraccional al equilibrio que produce una etapa real.

1.3. Platos mínimos y reflujo mínimo.

Para evaluar la operación real de una torre, deben analizarse dos situaciones extremas:

El número mínimo de etapas de equilibrio necesarias, para una separación dada, se obtiene sometiendo a la torre a una operación con reflujo total, es decir, el producto del domo de la torre, en vez de extraerse de esta, se condensa en su totalidad y se regresa como reflujo.

El reflujo mínimo necesario para una separación dada, se obtiene teóricamente en una torre cuyo número de etapas

teóricas sea infinito.

1.4. Número de Platos y reflujo óptimo.

Entre las condiciones descritas en el inciso anterior, se puede obtener una tabla de números de platos contra reflujo y escoger las condiciones óptimas de operación de una torre. Este óptimo puede evaluarse desde el punto de vista de proceso ya que cualquiera de los pares de valores de la tabla ha sido calculado para obtener los mismos resultados de equilibrio, esta tabla hace necesaria una evaluación en base a criterios puramente económicos.

1.5. Componentes, clave ligero y clave pesado.

Para el cálculo de cualquier torre se hace necesario definir los componentes claves para la separación deseada.

"Componente clave ligero":

Es aquel componente que se desea sacar por el domo de la torre y que resulta ser el más pesado presente en el producto en una porción mayor al 90% de dicho componente en la alimentación. Otra manera de definirlo sería. Es aquel componente que esta presente en el residuo en cantidades importantes siempre que los demás componentes ligeros se encuentren en pequeñas cantidades. Si todos los componentes estan presentes en el residuo, el más volátil es el componente clave ligero.

"Componente clave pesado":

Es aquel que esta presente en el destilado en cantidades importantes, mientras que los componentes más pesados que el clave pesado se hallaran en muy pequeñas cantidades. Si todos los componetes se encuentran en el destilado en concentraciones importantes, el menos volátil es el clave pesado.

La dificultad de la separación, medida por el número de platos necesarios para una relación dada de reflujo, estará fijada por las concentraciones del componente clave en los productos.

Por lo tanto es importante establecer cuales son los componentes claves que pueden o no ser especificados para ser separados. Ya que siempre se calcularan las volatilidades relativas con respecto al componente clave pesado.

$$\alpha(j) = \frac{m(j)}{m(hK)} \quad (1.25)$$

donde m = coeficiente de distribución. Para soluciones ideales a presión moderada m es independiente de la composición y solo depende de la temperatura (puesto que esta afecta a la presión de vapor) y la presión total.

$$m(j) = P(j)/P_t \quad (1.26)$$

Donde (j) representa cualquier componente y (hK) representa al componente clave pesado.

1.6. Punto de Burbuja y Punto de Rocío [17]:

Si un líquido puro se calienta, este empezará a hervir cuando su presión de vapor sea igual a la presión del medio para el caso de un sistema binario o multicomponente, este empieza a hervir cuando la suma de las presiones de vapor que ejerzan cada uno de los componentes individuales sea igual a la presión del medio. La ebullición se caracteriza por la formación de burbujas de vapor dentro de la fase líquida. Esto es $[\sum_{i=1}^n y(i)]$, para los componentes evaporados desde la fase líquida debe ser igual a 1 en las burbujas de vapor. Si el vapor formado es producto de la interfase gas-líquido, la $[\sum_{i=1}^n x(i)]$, para los componentes de la fase líquida en el vapor es menor que 1 .

El punto de ebullición de una mezcla multicomponente a una presión dada, no es constante como el punto de ebullición de un líquido puro. El componente más volátil hervirá más pronto y por lo tanto el punto de ebullición del líquido restante aumenta conforme proceda la vaporización. Debido a esta naturaleza indeterminada, el término punto de ebullición no se utiliza para la temperatura a la cual se forma la primer burbuja de vapor, en lugar de esto se usa el punto de burbuja para designar la temperatura a la cual la ebullición empieza en una mezcla multicomponente, de igual forma se aplica el punto de Rocío a la condensación de mezclas de vapor multicomponente.

La relación matemática con la que es posible calcular los puntos de burbuja y de rocío para mezclas, se basa en las leyes de Raoult y Dalton.

o

$$P(i) = P(i) x(i) \quad (1.27)$$

$$P_t = P(1) + P(2) + \dots + P(n) = \sum_{i=1}^n P(i) \quad (1.28)$$

$$\sum_{i=1}^n P(i) = \sum_{i=1}^n P(i) x(i) \quad (1.29)$$

donde: $P(i)$ = Presión parcial del componente i .

o

$P(i)$ = Presión de vapor del componente i .

$x(i)$ = Fracción mol en el líq. del comp. i .

P_t = Presión total.

Si $P(i)/P_t = 1$, entonces la presión que ejerce el sistema es igual a la que ejerce el medio sobre el sistema, por lo tanto el líquido pasará a la fase gaseosa o vapor, a este punto se le conoce como punto de burbuja o sea cuando $\sum y(i) = 1$.

Lo mismo sucede con el cálculo del punto de Rocío:

$$\sum_{i=1}^n x(i) = \sum_{i=1}^n \frac{y(i) P_t}{P(i)} = 1 \quad (1.30)$$

Si esto ocurre, se dice que es el punto de Rocío.

Otra relación que existe entre " x " e " y " es " K " donde K es la constante de equilibrio líquido-vapor, esta es una relación que existe entre la fracción mol del componente n en la fase vapor y la fracción mol del mismo componente en la fase líquida, esto es:

$$K = y / x \quad (1.31)$$

Esta cantidad es constante para un par de datos, de presión y temperatura, es decir, es función de la temperatura y de la presión. Ahora utilizando esta constante, el punto de burbuja y de rocío queda definido como:

Punto de Rocío $\sum_{i=1}^n x(i) = \sum_{i=1}^n y(i) / K(i) = 1.0 \quad (1.32)$

Punto de Burbuja $\sum_{i=1}^n y(i) = \sum_{i=1}^n x(i) K(i) = 1.0 \quad (1.33)$

>>> PUNTO DE BURBUJA <<<

Valores iniciales $x(i)=z(i)$, cuando $z(i)$ fijo la temperatura T , se toma la asociada con $z(i)$

!

v

Cálculo de $K(i)$

!

v

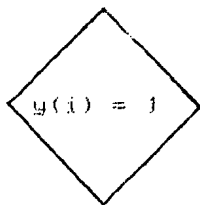
Modificación de T por medio de un método de convergencia siendo la función $f(T)=\ln(x(i) K(i))$

Cálculo de $y(i)$

^

!

!



!SI

NO

v

La última T es la temp. de burbuja de una mezcla de composición $z(i)$. La primer burbuja tiene composición $y(i)$.

>>> PUNTO DE ROCIO <<<

Valores iniciales $y(i)=z(i)$, cuando $z(i)$ fijo la temperatura T , se tomo la asociada con $z(i)$.

!

v

Cálculo de $K(i)$

!

v

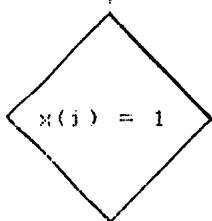
Modificación de T por medio de un método de convergencia siendo la función $f(T)=\ln(y(i)/K(i))$.

Cálculo de $x(i)$

^

!

!



SI

NO

Normalización de $x(i)$

v

La última T modificada es la temp. de rocío de una mezcla de composición $z(i)$. La primer gota tiene composición $x(i)$

1.7. Evaluación de entalpías.

Se evalúan a partir de ciertas condiciones de referencia. Inicialmente tenemos que la ecuación general para el cálculo de entalpías es:

$$H = C_p T = C_p (T_2 - T_1) \quad (1.34)$$

donde, $T_1 = T_r =$ Temperatura de referencia.

Ahora bien, se recomienda fijar a la temperatura de referencia ($T_r = 0$ Grados Centígrados), para cualesquier cálculo que se vaya a realizar, de tal manera que la ecuación para la entalpía nos queda:

$$H = C_p T \quad (1.35)$$

De tal manera que al requerir conocer la entalpía de una mezcla multicomponente, la ecuación se representa de la siguiente manera:

$$H_{mez} = x_1 H_1 + x_2 H_2 + \dots + x_n H_n \quad (1.36)$$

$$H_{mez} = (x_1 C_{p1} + x_2 C_{p2} + \dots + x_n C_{pn}) T \quad (1.37)$$

La capacidad calorífica para el estado del gas ideal será independiente de la presión y solo será función de la temperatura. La dependencia de la temperatura es muchas veces dada por la ecuación empírica de la forma [16]:

$$C_p = a + bT + cT^2 \quad \text{o bien} \quad (1.38)$$

GASES $H(i) = a(i) + b(i)T + c(i)T^2 \quad (1.39)$

SOLIDOS Y LIQUIDOS $h(i) = a(i) + b(i)T + c(i)T^2 \quad (1.40)$

donde: a, b y c = Constantes características de cada componente, según su fase.

$H(i)$ = Expresión de entalpia en fase gaseosa.

$h(i)$ = Expresión de entalpia en fase líquida.

C_p = Expresión general de la capacidad calorífica en función cuadrática.

T = Temperatura en grados centígrados.

CAPITULO 2: EQUIPO UTILIZADO EN DESTILACION

2.1. Diferentes tipos de torres de destilación [6],[8].

Cuando se trata de separar los componentes que forman una mezcla mediante la operación de destilación, es necesario conocer o estimar sus propiedades físicas y fisicoquímicas, lo complicado de la separación que se lleva a cabo se determina por el balance de materia, pudiendose conocer el número de etapas teóricas para efectuar la separación.

El concepto de etapa teórica o ideal, representa la factibilidad de realizar la separación de los componentes con una eficiencia de etapa del 100%. Su cálculo depende principalmente de su tipo de mezcla, de la pureza que se requiere en los productos, de las condiciones y calidad de la alimentación de reflujo (si es rectificación).

El cálculo del número de etapas teóricas se realiza utilizando los métodos de Mc Cabe Thiele, Sorel o Ponchon Savarit que son los más conocidos y utilizados en la actualidad para mezclas binarias y los métodos de Lewis-Matheson o gráfico (Mc Cabe Thiele modificado), para mezclas multicomponentes.

Estos son utilizados para el cálculo del número de etapas o platos que constituyen una torre de separación y éste

término abarca cinco tipos que son:

2.1.1. Torres fraccionadoras (Fig. 2.1.1.).

Este tipo de torre tiene la función de separar, por vaporización una mezcla de líquidos inmiscibles y volátiles en componentes individuales o grupos de los mismos.

En un proceso de destilación es necesario que el vapor formado tenga una composición diferente a la del líquido en ebullición. los componentes que se concentran en el vapor son los mas volátiles y generalmente tienen un menor punto de ebullición cuando estan puros. Generalmente se introduce una corriente líquida rica en componetes volátiles en el dg mo de la torre. Esta corriente se llama reflujo y su función es realizar una tranferencia de componentes ligeros al vapor de la columna, evitando que lleguen al fondo y esta--bleciendo el gradiente de composición, necesaria para la destilación.

Aqui, la diferencia de concentraciones proporcionará una fuerza impulsora capaz de llevar la transferencia de masa.

La fuente usual de reflujo es el líquido que sale del condensador del domo.

Se denomina rectificación al enriquecimiento de la corriente de vapor al entrar en contacto con el reflujo, mientras el agotamiento es la función mediante la cual, se concentra el líquido en componentes pesados.

Ambos procesos se llevan a cabo en zonas diferentes de la torre, llamándose zona de rectificación a la porción de la columna que se encuentra arriba de la alimentación y zona de agotamiento a la restante inferior.

2.1.2. Torres de Rectificación.

En base al mismo principio descrito en el inciso anterior, las torres de rectificación son equivalentes a la zona de rectificación de una torre fraccionadora.

2.1.3. Torres de Agotamiento (Fig. 2.1.2.).

Igualmente, las torres de agotamiento son equivalentes a la zona de agotamiento de una torre fraccionadora.

2.1.4. Absorbedores (Fig. 2.1.3.).

En una torre de absorción, se ponen en contacto una corriente líquida y una mezcla gaseosa, con el fin de efectuar la separación de algunos componentes del gas por medio de su dilución en el líquido.

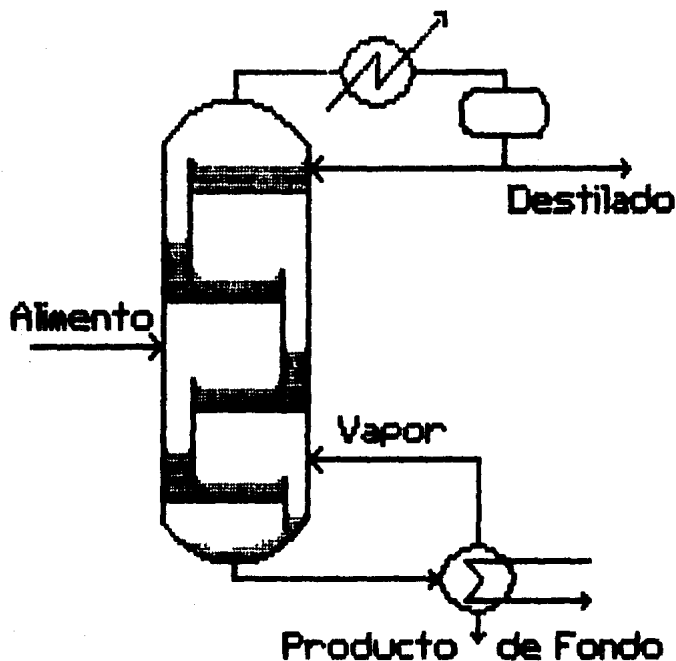
2.1.5. Torres de destilación Primaria.

Este tipo de torre posee características especiales dado que su función es la separación del petróleo crudo en

sus diferentes fracciones primarias.

A continuación son mostrados tres tipos de torres o columnas de destilación, que más frecuentemente son empleadas en la industria.

Fig. 2.11. Torres Fraccionadoras o de Destilacion.



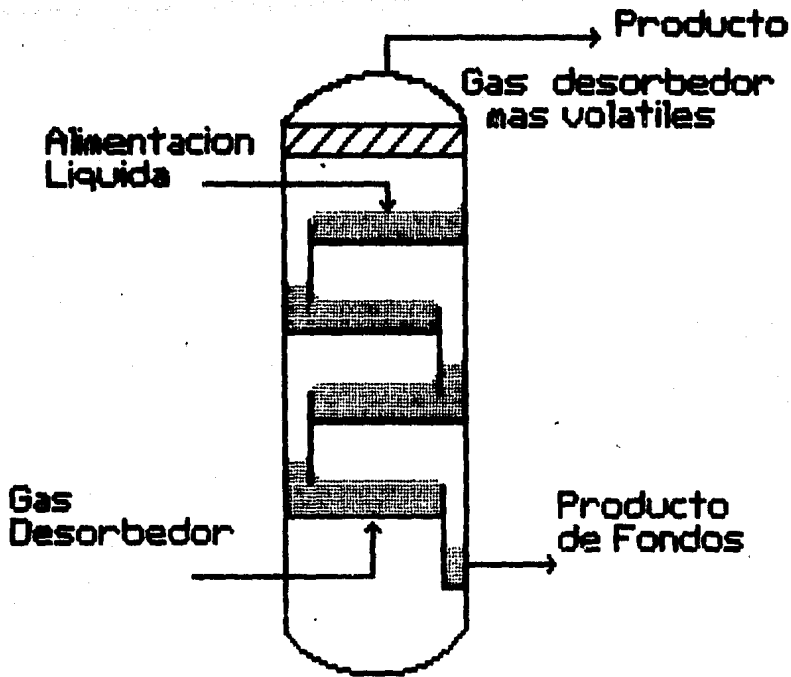


Fig. 2.1.2. Torres de Agotamiento.

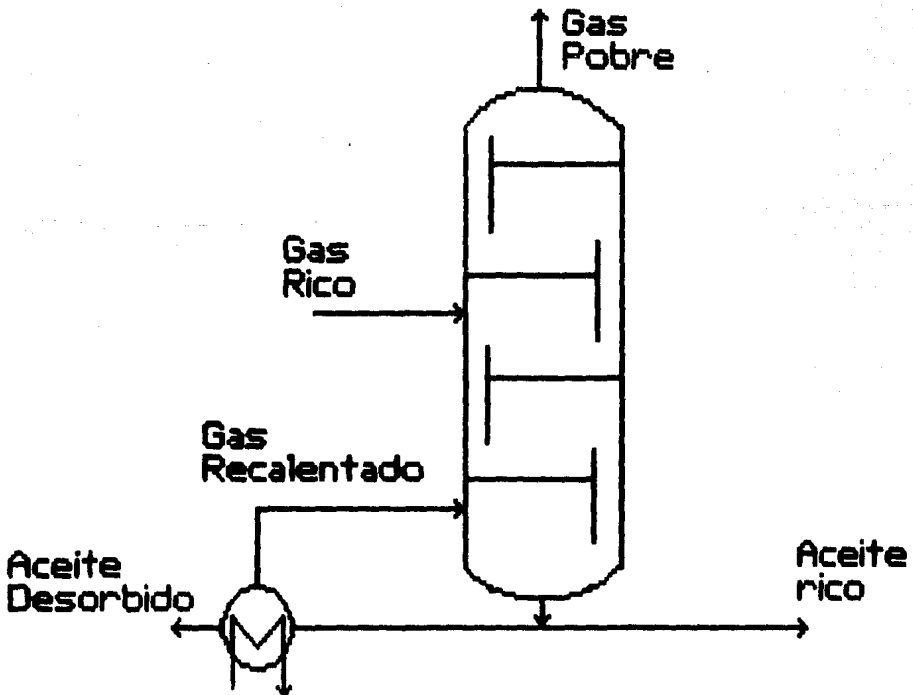


Fig. 2.1.3. Absorbedor con recalentador.

2.2. Equipos empleados en destilación [15].

La selección de los equipos usados en las operaciones líquido-vapor, radica en que estos 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 la naturaleza y grado de dispersión de tales fases.

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

2.2.1. Equipo de Contacto Continuo.

Otros tipos de torres utilizadas en la destilación lo son, las columnas de pared húmeda (Fig. 2.2.1.A.), columnas y cámaras de Rocío (espreado)(Fig. 2.2.1.B.), torres con deflectores y con platos tipo regadera(Fig.2.2.1.C.) y torres o columnas empacadas o rellenas (Fig. 2.2.1.D.).

Las torres empacadas o las espreadas a contracorriente, operan de una manera diferente a las torres de platos, ya que en aquellas, los flujos siempre están en contacto íntimo continuamente a lo largo de toda la torre y en el caso de la torre de platos el contacto es intermitente.

Por lo tanto en una torre empacada las composiciones del líquido y del gas cambian continuamente a lo largo de toda la altura del empaque. Así que todos los puntos sobre la línea de operación, representan determinadas condiciones

de composición de los flujos a lo largo de toda la torre, mientras que en las torres de platos, solo puntos aislados sobre la línea de operación, que en este caso son los platos, tienen una significancia real.

Las torres empacadas, rellenas con diferentes tipos de empaques tales como: Anillos Rashig, Sillas Intalox, Anillos Pall, Sillas Berl, Anillos Lessing, entre otros, son competitivas en costo con respecto a las de platos, las torres empacadas son usadas particularmente en casos donde la caída de presión debe ser baja, donde los componentes de la mezcla no deben ser expuestos a altas temperaturas, también donde el flujo del líquido no debe ser interrumpido. Bajo estas y otras condiciones, las torres empacadas son utilizadas para la destilación.

A continuación se muestran diferentes tipos de torres o columnas de contacto continuo, así como ciertas propiedades que rigen el funcionamiento y selección de las mismas.

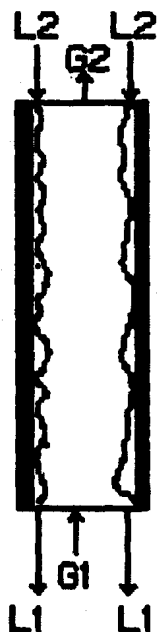
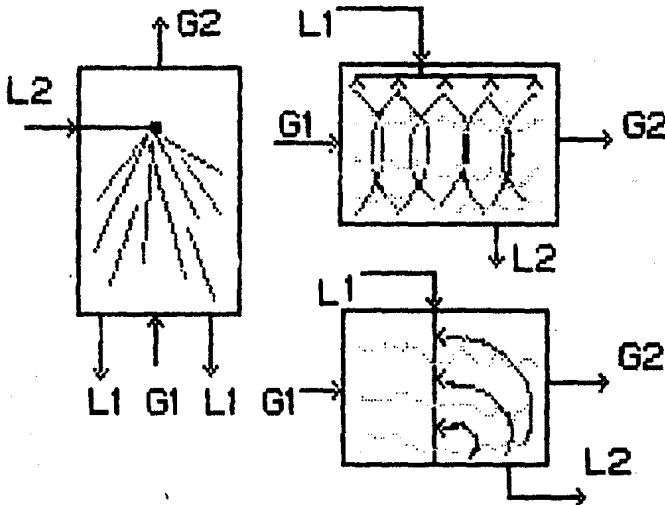


Fig. 2.2.1A. Torres de pared húmeda.

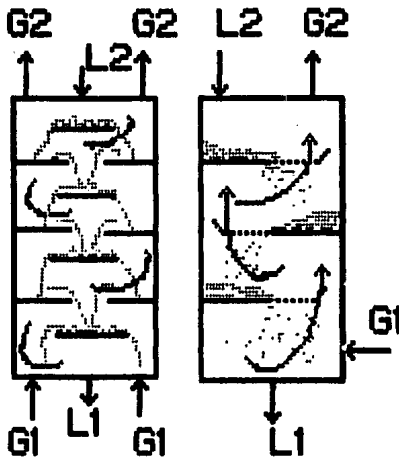
- 1) Menores caídas de presión en fase gas.
- 2) Área interfacial de transferencia de masa controlada y medible.
- 3) Bajas capacidades de manejo de fases.
- 4) Util para estudios experimentales de transferencia de masa.
- 5) Industrialmente en pequeña escala y donde se requiera un alto control de temp.
- 6) No muy buen funcionamiento del sistema a contracorriente.

Fig. 2.2.1.B. Torres y camaras de rocío.



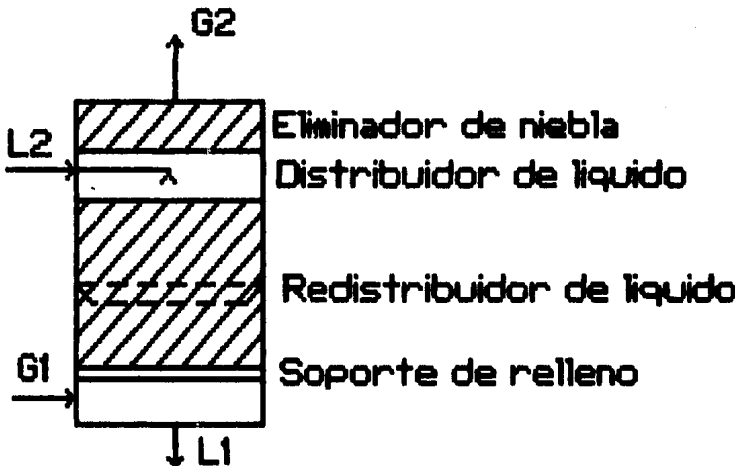
- 1) Bajas caídas de presión fase gaseosa.
- 2) Alto costo de bombeo y caída de presión para fase líquida.
- 3) Baja capacidad de manejo fase líquida.
- 4) Si θ/H es baja, la eficiencia de la dispersión del líquido se anula.
- 5) Si θ/H es alta, no se logran los beneficios del flujo en contracorriente.
- 6) Buena dispersión en la fase líquida.

Fig. 2.2.1.C. Torres con deflectores y con regaderas.



- 1) Bajas caidas de presion en ambas fases.
- 2) Buen contacto a contracorriente.
- 3) Baja capacidad de manejo de liquidos.
- 4) Poco arrastre de fase liquida.

Fig. 2.2.1.D. Torres empacadas.



- 1) Proporciona grandes areas interfaciales para la transferencia de masa.
- 2) Buenas condiciones de flujo de fluidos.
- 3) Quimicamente inerte.
- 4) Alta resistencia mecanica, para operacion y manejo.
- 5) Bajo costo.

2.2.2. Equipo de Contacto Discontinuo.

También conocidos como torres o columnas de platos, son cilindricos verticales en los cuales el líquido y el gas se ponen en contacto íntimo sobre estos. El líquido entra por la parte superior de la columna y fluye hacia abajo por gravedad. En esta trayectoria fluye a través de cada plato por medio de un bajante denominado vertedero que comunica hacia el plato inferior siguiente. La fase gaseosa sube a través de las aberturas que contiene el plato, donde burbujea en el líquido para formar una espuma, sale de la espuma y pasa hacia el siguiente plato superior. El efecto resultante de este proceso, es el contacto múltiple a contracorriente del gas con el líquido, aunque podemos señalar que en cada plato existe un flujo cruzado de ambas corrientes.

Cada plato de la torre es una etapa y como en el plato los fluidos están en íntimo contacto, se produce una difusión entre las fases y los fluidos son separados.

El número de platos teóricos (o etapas), en una columna o torre, dependen de la dificultad de la separación de los componentes, y esta determinada por medio de balances de materia y las condiciones de equilibrio.

La eficiencia y rendimiento del plato o etapa y por consiguiente el número real de platos (ya que el concepto de plato teórico está referido a la idealidad), es determinado por el diseño mecánico, así como por las condiciones de operación.

ración.

El diámetro de la torre depende de las cantidades de líquido y de gas que fluyen 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 deberá de ser prolongado, para permitir que se produzca la transferencia de masa, la superficie interfacial también debe ser grande y una turbulencia relativamente alta es requerida para obtener coeficientes altos de transferencia de masa. A fin de proporcionar un largo tiempo de contacto, la masa líquida en cada plato deberá de ser grande, así las burbujas del gas requerirán un tiempo relativamente grande para ascender 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 gran cantidad del mismo puede aun pasar sobre el plato sin haber tomado contacto con el gas.

Ahora bien, cuando las velocidades del gas son relativamente altas, este se dispersa completamente en el líquido, el que a su vez es agitado y llevado a formar espuma, proporcionando grandes superficies de contacto interfacial.

Para altas eficiencias de los platos, requerimos de cantidades considerables de líquido así como también altas ve-

locidades del gas.

Estas condiciones conducen a ciertas dificultades. Una de ellas es el arrastre mecánico de gotitas de líquido en la corriente gaseosa ascendente. A altas velocidades el gas que sale de la espuma, arrastrara consigo gotitas de líquido hacia el plato superior. El líquido así trasportado, reduce el cambio de concentración que se lleva a cabo por la transferencia de masa y en consecuencia, afecta de manera adversa el rendimiento del plato. Así es que puede limitarse la velocidad del gas mediante la reducción de la eficiencia del plato debido al arrastre del líquido.

Las profundidades grandes de líquidos en el plato y las altas velocidades del gas dan como resultado una gran caída de presión del gas que fluye a través del plato, ocasionando ciertos problemas como son:

En destilación una presión alta en la parte inferior de la torre origina elevadas temperaturas de ebullición, ocasionando posiblemente dificultades por el calentamiento producido y perjudicando grandemente a los compuestos sensibles al calor.

Por último, se tropieza con dificultades puramente mecánicas. Una gran caída de presión puede conducir directamente a una condición de inundación.

Para ciertos procesos gas-líquido, con marcada tendencia a formar espuma, las velocidades altas del gas pueden

llevar a una condición de espumación o arrastre con vapor, situación en la que tampoco se puede operar. Aquí la espuma persiste a través del espacio entre platos y el gas arrastra mucho líquido desde ese plato hacia otro superior. El líquido así arrastrado recircula entre los platos y la carga líquida adicional a operar aumenta la caída de presión del gas lo suficiente como para conducir a la inundación.

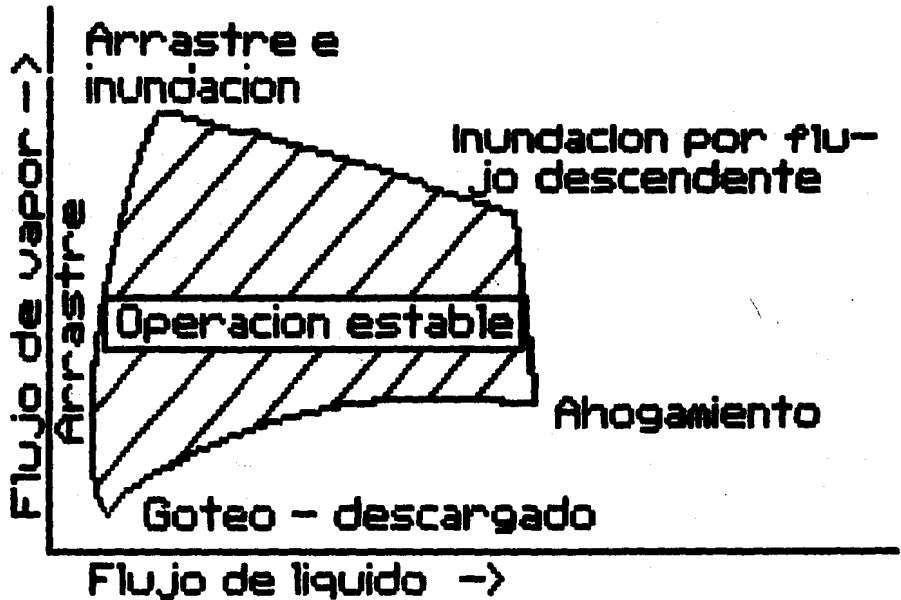
Podemos resumir estos criterios de la manera siguiente:

a) Grandes profundidades de líquidos sobre los platos, implican altas eficiencias, debido al largo tiempo de contacto, pero también a altas caídas de presión por plato.

b) Con altas velocidades de gas, dentro de ciertos límites, existe un buen contacto entre las fases vapor-líquido, a consecuencia de una adecuada dispersión, pero se provoca un excesivo arrastre de líquido y por lo tanto altas caídas de presión y baja eficiencia.

Podemos esquematizar las relaciones entre las diferentes condiciones mencionadas anteriormente, a partir de la Figura 2.2.2.A., para conocer las condiciones de operación satisfactorias mediante las velocidades de los flúidos (gas-líquido).

Fig. 2.2.2.A. Region de operacion estable[10]



Si la velocidad del líquido es baja, mucho de este puede caer a través de las ranuras de los platos (goteo), y el contacto entre el gas y el líquido es pobre. Ahora bien, si la velocidad del gas también es baja, caerá también líquido por las ranuras del plato (goteo), todo esto provoca un flujo incompleto sobre los platos, notese también que a velocidades bajas de gas, poco líquido llega a los vertederos para llegar luego al plato inferior (descarga). Estas dificultades se presentan en todos los diferentes tipos de platos usados comunmente. En el diseño de estos, 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:

Platos con cachuchas o borboteadores y perforados [15].

Las torres pueden ser construídas de diferentes materia les dependiendo principalmente de las condiciones de corrosión a que irán a ser expuestas. Los materiales más comunmente usados son: vidrio, metal vidriado, carbón, plásticos pero el material más frecuentemente empleado es el metal. Para las torres metálicas, la coraza es comúnmente cilíndrica, por razones de costo.

Para su limpieza las torres de diámetros pequeños son diseñadas con registro de mano y las torres de diámetros grandes con registros de hombre, localizados cada diez platos respectivamente. Los platos son fabricados usualmente de lámina o placas de metal y dependiendo de la mezcla a procesarse, con aleaciones especiales. El espesor de la placa será determinado por la velocidad de corrosión a que este sujeta. Los platos deben estar fijos, sujetos a la coraza de forma tal que soporten los movimientos propios de flujos, permitiendo también la expansión térmica.

El espaciado entre los platos se elige en primer lugar en base a la facilidad de su construcción, mantenimiento y costo, con lo cual se preveerán inundamientos y arrastres excesivos.

Para torres donde la altura es importante, el espaciado entre platos debe ser de 6". En torres de diámetro pequeño se recomienda que el mínimo favorable de espaciado, desde

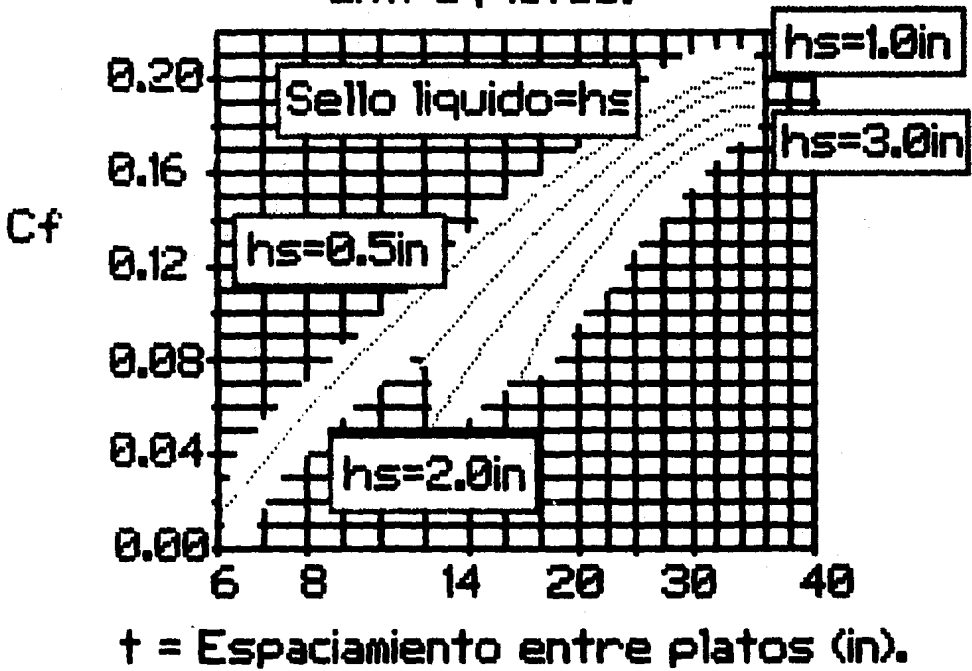
el punto de vista de la limpieza de los platos, debería de ser de 18 pulgadas.

El diámetro de la torre, así como su sección transversal, deben ser lo suficientemente grandes para manejar el gas y el líquido a velocidades que no vayan a causar la inundación o arrastre excesivo, esto es, dentro de los límites de operación satisfactoria. Para cierto tipo de plato en situación de inundación, la velocidad superficial del gas V_f (flujo volumétrico/área de sección transversal A_n), esta relacionada con las densidades de los fluidos por:

$$V_f = C_f \left(\frac{[\rho(L) - \rho(G)]^{1/2}}{\rho(G)} \right) \quad (2.1)$$

donde $\rho(G)$ es la densidad del gas y C_f es una constante empírica que se obtiene con la Fig. 2.2.2.B., esta constante se a tomado de datos del Carey y representa a la vez los resultados de estudios experimentales. La $\rho(L)$ es la densidad del líquido. El sello del líquido del plato con borboteadores h_s ($= h_2 + h_1$ son definidos más tarde) se elige de acuerdo con la presión total de la torre. Debemos de

Fig. 2.2.2.B. C_f - Cte. de espaciamento entre platos.



tener en cuenta que cuando se eligan platos con borboteadores se tienen que seguir las recomendaciones de la Tabla

2.2.2.A.

En la Fig. 2.2.2.C., se representa en forma esquemática las torres o columnas de platos, así mismo en la Tabla (2.2.2.B.) se hace mención de ciertas propiedades y características que deben cuidarse en las mismas.

La sección transversal neta A_n (ver las Figs. 2.2.2. D. y E.), es la sección transversal A_t menos el área ocupada por los conductos del descenso del líquido (A_d en el caso de platos de flujo transversal o cruzado). En el diseño real se utiliza un cierto valor adecuadamente más pequeño de V ; para líquidos que no forman espuma, 80-85% de V_f (75% o menos para líquidos espumosos), valores sujetos a la verificación de las características de arrastre y de caída de presión. Para la mayor parte de las condiciones será adecuado el diámetro así elegido, aunque ocasionalmente el flujo del líquido puede constituir un factor limitante. Puede esperarse que un plato de paso único para flujo cruzado bien proyectado, maneje por arriba de 75 gal/min., de líquido por pie de diámetro ($q/d = 0.165 \text{ ft}^3/\text{ft seg}$), sin un gradiente de líquido excesivo. Para la mayoría de las instalaciones, las consideraciones de costo hacen que sea impragmático variar al diámetro de un extremo a otro de la torre para acomodarlo a la variaciones en el flujo del líquido o

TABLA 2.2.2.A. Condiciones recomendadas y dimensionamiento para platos con borboteadores [15].

1.- Espaciamento entre platos:

d = Diámetro de la torre. t = Espaciamento entre platos.

	6 in mínimo
4 ft o menos	18-20 in
4-10 ft	24 in
10-12 ft	30 in
12-24 ft	36 in

2.- Sello líquido:

Presión	hs
vacío	0.5 in
atmosférica	1.0 in
500 lb/in ²	3.0 in

3.- Flujo líquido:

- a) No mayores a 0.22 ft³/seg (ft diámetro), para platos de flujo cruzado.
- b) No mayores a 0.35 ft³/seg (longitud del bajante), para otros.

4.- Velocidad superficial en ranuras:

3.4/ G^{0.5} ft/seg mínimo; 12/ G^{0.5} ft/seg máximo.

5.- Espacio libre entre el borde:

0.5 in mínimo; 1.5 in para líquidos sucios.

6.- Retención en el conducto de descenso:

8 seg mínimo.

7.- Sellado del conducto de descenso:

0.5 in mínimo sin flujo líquido.

8.- Espaciado de borboteadores:

1 in mínimo (para velocidades de ranuras bajas);

3 in máximo (para velocidades de ranuras altas).

9.- Longitud del bajante:

Bajantes rectos, rectangulares, de platos, de flujo

cruzado. 0.6 d - 0.8 d

10.- Gradiente líquido:

0.5 in (1.5 in máximo).

11.- Caída de presión por plato:

Presion	Caída de presión
35 mmHg abs	3 mmHg o menos
atmosférica	0.07-0.12 lb/in ²
300 lb/in ²	0.15 lb/in ²

Fig. 2.2.2.C. Torres o columnas de Platos.

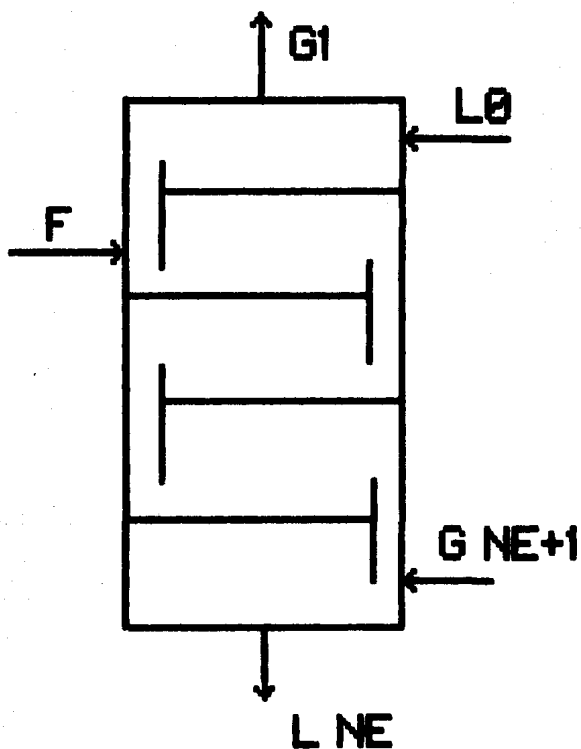


TABLA 2.2.2.B.

- 1) Cuerpos cilíndricos de altura mucho mayor que el diámetro.
- 2) Flujo descendente del líquido por gravedad y flujo ascendente de gas por diferencia de densidades.
- 3) Con platos o etapas en donde se efectúa el contacto de fases y la transferencia de masa.
- 4) Diseños diversos.
- 5) Cubierta:
 - a. Generalmente cilíndrica.
 - b. De metal, vidrio, metales vidriados, plástico, carbón compactado, madera, etc.
 - c. De una sola pieza, con registros para limpieza y mantenimiento.
- 6) Platos:
 - a. De aleaciones metálicas por corrosión.
 - b. Sujetos a la cubierta.
 - c. En secciones cuando son muy grandes.
- 7) Espaciamiento entre platos t :
 - a. Se escoje en base a la experiencia mantenimiento y costo.
 - b. Mínimo $6''$ cuando la altura es limitante.
 - c. De $18''$ generalmente.
 - d. de $18 - 24''$ para diámetros del orden de $24'$.
 - e. A mayor diámetro mayor espaciamiento.
- 8) Diámetro de la torre:

1/2

$$L - G \quad Q$$

$$V_f = C_f \left[\frac{L - G}{G} \right] = \frac{Q}{A_n}$$

donde: V_f = Velocidad lineal fase gaseosa en la inundación

(máxima velocidad a la que el equipo puede trabajar).

Q = Flujo volumétrico en fase gaseosa.

q = Flujo volumétrico en fase líquida.

A_n = Area de sección transversal neta para el flujo gaseoso.

C_f = Constante de espaciamiento entre los platos (empírica).

$V = 80 - 85\%$ de V_f para líquidos no espumosos.
 = 75% o menos de V_f para líquidos espumosos.

- Para un buen diseño de plato flujo cruzado

$q/d \leq 0.165$ ft³/seg.

- El diámetro puede disminuir si se aumenta el espaciamiento entre platos, de manera que el costo pueda llegar a un mínimo.

9) Bajantes o vertederos:

- a. Tuberías circulares.
- b. Placas planas, prolongaciones de las compuertas.
- c. Deben proporcionar un tiempo de residencia para

el líquido, mínimo de 8 seg.

Tiempo de residencia = $\frac{\text{volumen del vertedero}}{\text{flujo volumétrico del líquido}}$

d. Sello líquido del plato, de $1/2 - 1''$.

10) Compuertas: Pueden ser la continuación de la placa que forma el vertedero.

a. Generalmente, placas planas con bordes rectos u ondulados.

b. No se recomiendan las compuertas circulares.

c. Para una buena distribución del líquido en el plato y sobre la longitud de la cubierta.

$W = 60 - 80\%$ de d ($d = \text{diámetro de la torre}$)

11) Flujo líquido sobre el plato:

= Gradiente líquido = Diferencia entre el máximo y mínimo nivel del líquido en el plato.

a. El gradiente del líquido disminuye al reducir el diámetro del plato.

b. Para platos con grandes diámetros, pueden usarse platos en cascada de varios niveles.

= 0.5° mínimo; 1.25° máximo.

Fig. 2.2.2.D.

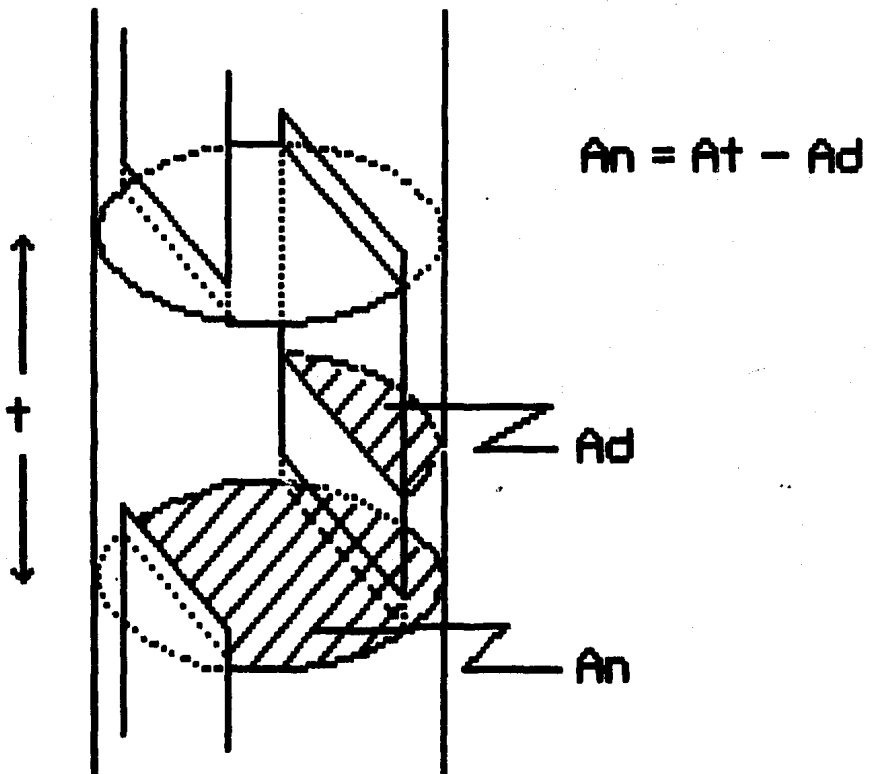
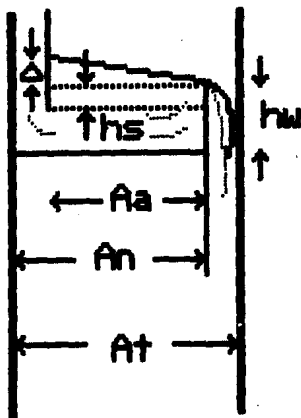


Fig. 2.2.2.E.



Δ = Gradiente liquido

h_s = Sello liquido

h_w = Altura de la compuerta

A_a = Area activa (area disponible para hacer barrenos).

A_t = Seccion transversal

A_n = Seccion transversal neta

A_d = Seccion transversal del bajante

t = Espaciamiento entre plato y plato

del gas, por lo que para ejecutar el proyecto, se consideran las cantidades máximas de flujo.

Cuando es considerable la variación en el flujo y principalmente cuando en la construcción se emplean aleaciones caras, en general se dan solamente dos diámetros.

Es evidente que los diámetros pueden disminuirse mediante el recurso de un mayor espaciado de los platos; luego, el costo de la torre, que depende de su peso, así como también de su diámetro, pasa por un mínimo para cierto espaciado óptimo de los platos.

2.3. Criterios para seleccionar torres empacadas o de platos.

No es posible fijar criterios definitivos para decidir cuando es más conveniente el uso de una torre empacada sobre una de platos, son muchos los factores que deben ser tomados en cuenta al hacer esta decisión. A continuación se dan algunas orientaciones generales que pueden ayudar al ingeniero de diseño a decidir si la alternativa de torre empacada debe analizarse conjuntamente con la de platos, para la solución de un problema de transferencia de masa. El criterio de selección final entre las alternativas, es el costo estimado de ellas.

1) Cuando se tratan líquidos y vapores corrosivos, usualmente la torre empacada resulta más económica que la de platos. Ejemplos de estos se tienen en plantas de secado de cloro (las que usan soluciones fuertes de ácido sulfúrico en sus torres de secado), en plantas de absorción de SO_2 , de H_2S y CO_2 [1].

2) Las torres de platos con diámetros menores a 2 ft son raras en la industria moderna. Cuando el ingeniero de diseño de proceso encuentra que el servicio de transferencia de masa requiere una torre de platos de un diámetro de dos o más pies, la alternativa de torre empacada se hace atractiva [1].

3) Para servicio de destilación de vacío, se pueden te

ner caídas de presión menores en torres empacadas que en torres de platos [1].

4) Cuando se tiene una velocidad de líquido pequeña, en las torres empacadas aumenta el problema de distribución mientras que en la torre de platos no es serio [1].

5) El costo de inversión de una torre empacada para diámetros grandes, en la mayoría de los casos comunes, son mayores que su equivalente de platos. Para diámetros pequeños generalmente se invierte el resultado [1].

6) La torre empacada, puede construirse y ponerse en servicio en menos tiempo que la de platos [1].

7) Retención de líquido. Las torres empacadas proporcionarán una retención del líquido sustancialmente menor. Es importante cuando el líquido se deteriora a altas temperaturas; los tiempos cortos de retención son esenciales. Es importante para obtener separaciones por lotes [10].

8) Relación líquido-gas. En las torres de platos se trabaja con los valores muy bajos de esta relación. En las torres empacadas son preferibles los valores altos [10].

9) Enfriamiento de líquido. Las espirales de enfriamiento se construyen más fácilmente en torres de platos. El líquido puede eliminarse más fácilmente en los platos [10].

10) Corrientes laterales. Son eliminadas más fácilmente en las torres de platos [10].

11) Sistemas espumantes. Las torres empacadas operan con

un menor burbujeo del gas a través del líquido y son las más adecuadas [10].

12) Presencia de sólidos. En ninguno de los dos tipos de torres es muy satisfactorio. Los líquidos pueden filtrarse o bien clorificarse antes de entrar en la torre [10].

13) Limpieza. Frecuentemente es más fácil con la torre de platos [10].

14) Fluctuaciones grandes de temperatura. Las empacadas son fragiles (cerámica, grafito) tienden a romperse. Las de platos o empaques de metal son más satisfactorias [10].

15) Carga sobre la base. Las torres empacadas de plástico son menos pesadas que las de platos. Debe diseñarse la carga sobre la base considerando que la torre puede llenarse accidentalmente y completamente de líquido [10].

=====

CAPITULO 3: MODELO MATEMATICO PARA LA SIMULACION DE UNA
COLUMNA DE DESTILACION PARA MEZCLAS MULTICOMPONENTES.

=====

La columna modelo para la simulación matemática se muestra en la Fig. 3.1. Además se establece que la presión en la columna será constante, partiendo del criterio de que las caídas de presión dentro de la columna deben de ser mínimas, por lo tanto el equilibrio no se ve alterado. Así mismo los platos estaran en equilibrio, interconectados por flujos internos de líquido y vapor.

3.1. Selección de la presión de operación en la columna.

Generalmente a altas presiones el número de etapas requeridas para una separación dada, es mayor que el número requerido para una presión baja, y solo bajo estas consideraciones, todas las destilaciones serán llevadas a las presiones más bajas posibles. Pues al aumentar el volumen del vapor por descenso de la presión, el diámetro de la columna tendrá que ser aumentado para poder manejar así el aumento en el volumen de vapor.

Además como la presión decrece, el punto de ebullición también, y en muchas mezclas gaseosas semejantes a grandes hidrocarburos, será necesario enfriarlas para poder alcanzar temperaturas lo suficientemente bajas para condensar el vapor sobrecalentado, de tal modo que el reflujo líquido pueda ser suministrado hacia la columna.

Todos estos criterios tendrán que ser considerados en la selección de una presión de operación para una columna fraccionadora.

3.2. Concepto de etapa ideal.

Una etapa ideal es un equipo o sección de equipo cuyas corrientes salientes están en equilibrio. Este concepto se aplica en el diseño de columnas 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, habrá desviaciones, las cuales son consideradas dentro de un factor de eficiencia.

3.3. Modelo generalizado de una etapa ideal.

Este modelo se representa en la Figura 3.2. De tal manera la expresión general del balance, para el modelo más

Además como la presión decrece, el punto de ebullición también, y en muchas mezclas gaseosas semejantes a grandes hidrocarburos, será necesario enfriarlas para poder alcanzar temperaturas lo suficientemente bajas para condensar el vapor sobrecalentado, de tal modo que el reflujo líquido pueda ser suministrado hacia la columna.

Todos estos criterios tendrán que ser considerados en la selección de una presión de operación para una columna fraccionadora.

3.2. Concepto de etapa ideal.

Una etapa ideal es un equipo o sección de equipo cuyas corrientes salientes están en equilibrio. Este concepto se aplica en el diseño de columnas 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, habrá desviaciones, las cuales son consideradas dentro de un factor de eficiencia.

3.3. Modelo generalizado de una etapa ideal.

Este modelo se representa en la Figura 3.2. De tal manera que la expresión general del balance, para el modelo mostrado es:

$$\text{ENTRADA} + \text{GENERACION} = \text{SALIDA} + \text{ACUMULACION} \quad (3.1)$$

En donde se deben tener las siguientes consideraciones:

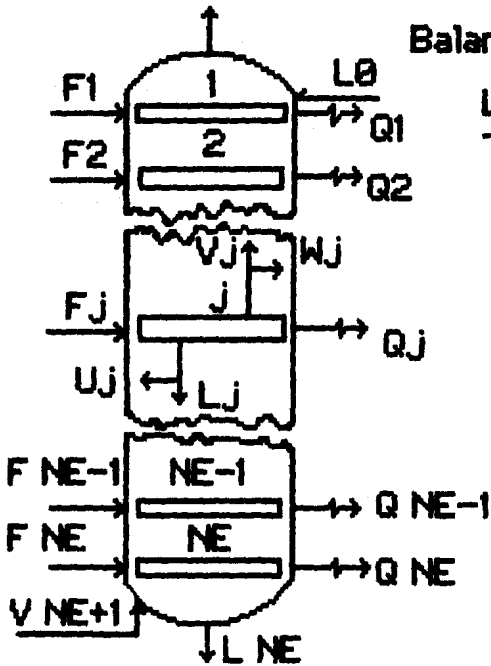
El proceso se lleva a cabo a régimen estacionario, por lo tanto, la acumulación no se presenta ($\text{ACUMULACION} = 0$) también se le considera el sistema sin reacción química, esto nos indica que no existe generación ($\text{GENERACION} = 0$) por lo tanto la ecuación del balance general nos queda de la siguiente manera:

$$\text{ENTRADA} = \text{SALIDA} \quad (3.2)$$

A continuación presentaremos un balance de materia total representativo para la Figura 3.1., la ecuación de equilibrio para el sistema líquido-vapor y los balances de materia y energía representativos del modelo general de una etapa ideal según la Figura 3.2.

NOTA: El índice (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.

Fig. 3.1. Columna modelo para la simulacion matematica.



Balace de materia total [14],[18]:

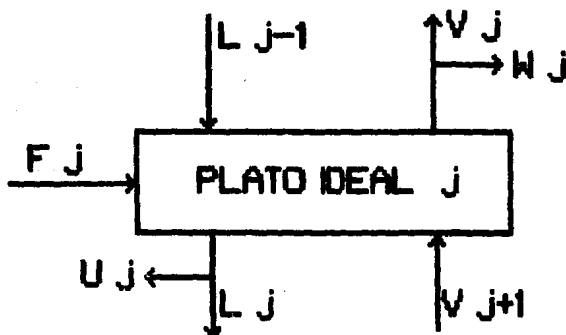
$$L_0 + V_{NE+1} - V_1 - L_{NE} + (F_j - W_j - U_j) = 0$$

Equilibrio liquido-vapor:

$$y_{(i,j)} - K_{(i,j)}x_{(i,j)} = 0$$

Las ecuaciones basicas para la simulacion de la columna son derivadas por balace de materia y energia alrededor del j-ecimo plato del modelo.

Fig. 3.2. Modelo generalizado de una etapa ideal.



Balance de materia para el componente i , en el j -ésimo plato [14], [18]:

$$F_{jz}(i,j) + V_{j+1} y(i,j+1) + L_{j-1} x(i,j-1) - [V_j + W_j] y(i,j) - [L_j + U_j] x(i,j) = 0$$

Balance de energía para el componente i , en el j -ésimo plato [14], [18]:

$$F_j H_j + V_{j+1} H_{j+1} + L_{j-1} h_{j-1} - [V_j + W_j] H_j - [L_j + U_j] h_j + Q_j = 0$$

3.4. Modelo matemático para un conjunto de NE etapas.

Si se aplica el modelo anterior a un conjunto de NE etapas donde ($1 \leq J \leq NE$), obtendremos el siguiente sistema de ecuaciones:

SISTEMA DE ECUACIONES PARA EL BALANCE DE MATERIA DE UNA COLUMNA DE PLATOS (SIN CONDENSADOR NI REHERVIDOR):

PLATOS

$$\begin{aligned} \text{No. 1: } F_1 z(i,1) + V_2 y(i,2) + L_0 x(i,0) - [V_1 + W_1] y(i,1) \\ - [L_1 + U_1] x(i,1) = 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{No. 2: } F_2 z(i,2) + V_3 y(i,3) + L_1 x(i,1) - [V_2 + W_2] y(i,2) \\ - [L_2 + U_2] x(i,2) = 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{No. J: } F_J z(i,J) + V_{J+1} y(i,J+1) + L_{J-1} x(i,J-1) \\ - [V_J + W_J] y(i,J) - [L_J + U_J] x(i,J) = 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{No. NE-1: } F_{NE-1} z(i,NE-1) + V_{NE} y(i,NE) + L_{NE-2} x(i,NE-2) \\ - [V_{NE-1} + W_{NE-1}] y(i,NE-1) - [L_{NE-1} + U_{NE-1}] x(i,NE-1) = 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{No. NE: } F_{NE} z(i,NE) + V_{NE+1} y(i,NE+1) + L_{NE-1} x(i,NE-1) \\ - [V_{NE} + W_{NE}] y(i,NE) - [L_{NE} + U_{NE}] x(i,NE) = 0 \end{aligned}$$

Sustituyendo la relación de equilibrio líquido-vapor y reagrupando términos en las ecuaciones anteriores, tenemos:

$$\text{No. 1: } L_0 x(i,0) - ([V_1 + W_1] K(i,1) + [L_1 + U_1]) x(i,1) +$$

$$+ V_2 K(i,2) x(i,2) = - F_{1z}(i,1)$$

$$\begin{aligned} \text{No. 2: } L_1 x(i,1) - ([V_2 + W_2] K(i,2) + [L_2 + U_2]) x(i,2) \\ + V_3 K(i,3) x(i,3) = - F_{2z}(i,2) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{No. J: } L_{J-1} x(i,J-1) - ([V_J + W_J] K(i,J) + [L_J + U_J]) x(i,J) \\ + V_{J+1} K(i,J+1) x(i,J+1) = - F_{Jz}(i,J) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{No. NE-1: } L_{NE-2} x(i,NE-2) - ([V_{NE-1} + W_{NE-1}] K(i,NE-1) + [L_{NE-1} + U_{NE-1}]) x(i,NE-1) \\ + V_{NE} K(i,NE) x(i,NE) = - F_{NEz}(i,NE) \end{aligned}$$

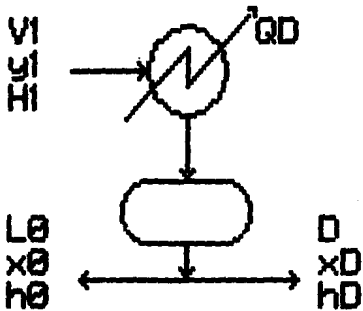
$$\begin{aligned} \text{No. NE: } L_{NE-1} x(i,NE-1) - ([V_{NE} + W_{NE}] K(i,NE) + [L_{NE} + U_{NE}]) x(i,NE) \\ + V_{NE+1} y(i,NE+1) = - F_{NEz}(i,NE) \end{aligned}$$

Con el fin de ahorrar espacio, reduciremos las ecuaciones anteriores a partir de las siguientes igualdades:

$$\begin{array}{ll} x(i,0) = P_1 & x(i,J) = P_{J+1} \\ x(i,1) = P_2 & x(i,J+1) = P_{J+2} \\ x(i,2) = P_3 & x(i,NE-2) = P_{NE-1} \\ x(i,3) = P_4 & x(i,NE-1) = P_{NE} \\ x(i,J-1) = P_J & x(i,NE) = P_{NE+1} \end{array}$$

Con estas igualdades formaremos más adelante la matriz. A continuación analicemos los mismos factores tanto en el condensador total (Fig. 3.3.) y parcial (Fig. 3.4.), así como en el rehervidor (Fig. 3.5.).

Fig. 3.3. Condensador Total.



Balace de materia total:

$$V1 = L\theta + D$$

Balace de materia para el componente i:

$$V1y(i,1) = L\theta x(i,\theta) + Dx(i,D)$$

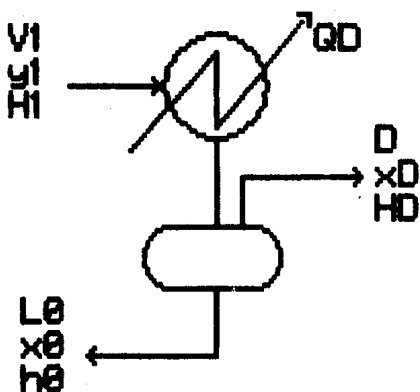
Relaciones de equilibrio:

$$y(i,1) = x(i,\theta) = x(i,D)$$

Balace de energia:

$$V1H1 = L\theta h\theta + DhD - QD$$

Fig. 3.4. Condensador Parcial.



Balance de materia total:

$$V1 = L0 + D$$

Balance de materia para el componente i:

$$V1y(i,1) = L0x(i,0) + Dy(i,D)$$

Relaciones de equilibrio:

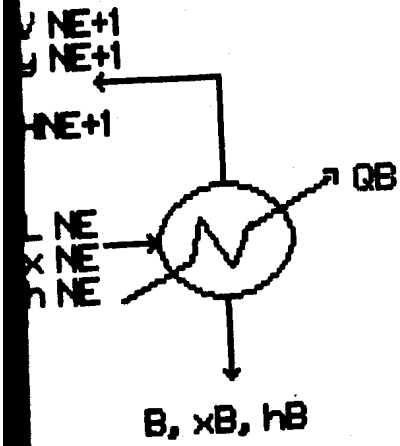
$$y(i,1) \neq x(i,0) \neq y(i,D);$$

$$K(i,D) = \frac{y(i,D)}{x(i,0)}$$

Balance de energia $\rightarrow V1h1 = L0h0 + DhD - QD$

si como en el rehervidor (Fig. 3.5.).

Fig. 3.5. Rehervidor.



Balance de materia total:
 $L_{NE} = V_{NE+1} + B$

Balance de materia para el componente i:

$$L_{NE} x_{NE} = V_{NE+1} y_{NE+1} + B x_B$$

Relaciones de equilibrio:

$$x_{NE} = y_{NE+1} = x_B;$$

$$K(i,B) = \frac{y(i,NE+1)}{x(i,B)}$$

Balance de energia:

$$L_{NE} h_{NE} = V_{NE+1} H_{NE+1} + B h_B - Q_B$$

densador ($j=0$):

$$V1y(i,1) + F0z(i,0) = L0x(i,0) + Dx(i,D)$$

sustituyendo la relación de equilibrio, tenemos:

$$V1K(i,1)x(i,1) + F0z(i,0) - L0x(i,0) - Dx(i,0) = 0$$

ahora reagrupando términos:

$$- [L0+D]x(i,0) + V1K(i,1)x(i,1) = - F0z(i,0)$$

Si $P1 = x(i,0)$ y $P2 = x(i,1)$, tenemos que:

$$- [L0+D]P1 + V1K(i,1)P2 = F0z(i,0)$$

Si $B1 = - [L0+D]$, $C1 = V1K(i,1)$ y $D1 = - F0z(i,0)$

la ecuación anterior nos queda:

$$B1P1 + C1P2 = D1$$

Del balance de materia para el componente i en el hervidor ($j = NE+1$).

$$L_{NE} x(i,NE) = L_{NE+1} x(i,NE+1) + V_{NE+1} y(i,NE+1)$$

sustituyendo la relación de equilibrio:

$$L_{NE} x(i, NE) + F_{NE+1} z(i, NE+1) - L_{NE+1} x(i, NE+1) - V_{NE+1} K(i, NE+1)x(i, NE+1) = 0$$

ahora reagrupemos términos :

$$L_{NE} x(i, NE) - [L_{NE+1} + V_{NE+1} K(i, NE+1)]x(i, NE+1) = - F_{NE+1} z(i, NE+1)$$

Si $P_{NE+1} = x(i, NE)$ y $P_{NE+2} = x(i, NE+1)$, tenemos que:

$$L_{NE} P_{NE+1} + \{-[L_{NE+1} + V_{NE+1} K(i, NE+1)]\}P_{NE+2} = - F_{NE+1} z(i, NE+1)$$

Si $A_{NE+1} = L_{NE}$, $B_{NE+1} = - [L_{NE+1} + V_{NE+1} K(i, NE+1)]$ y $D_{NE+1} = - F_{NE+1} z(i, NE+1)$ la ecuación anterior nos queda:

$$A_{NE+1} P_{NE+1} + B_{NE+1} P_{NE+2} = D_{NE+1}$$

Con el sistema de ecuaciones anteriores, se ha logrado reducir el balance de materia para el componente i a la

forma siguiente:

$$A1 + B1P1 + C1P2 = D1$$

$$A2P1 + B2P2 + C2P3 = D2$$

$$AJPJ-1 + BJPJ + CJPJ+1 = DJ$$

$$A NE P NE-1 + B NE P NE + C NE P NE+1 = D NE$$

$$A NE+1 P NE + B NE+1 P NE+1 + C NE+1 = D NE+1$$

De tal manera que al ser representado el sistema de ecuaciones anteriores en forma de matriz tridiagonal, queda de la siguiente manera [2], [3], [6]:

Para el intervalo desde ($1 \leq i \leq NC$), ($1 \leq j \leq NE$).

Para $j = 0$:

$$A1 = 0 \qquad C1 = V1K(i,1)$$

$$B1 = - (L0+D) \qquad D1 = - F0z(i,0)$$

Para ($1 \leq j \leq NE$):

$$A_j = L_{j-1}$$

$$B_j = -([L_j + U_j] + [V_j + W_j]K(i, j))$$

$$C_j = V_{j+1} K(i, j+1)$$

$$D_j = -F_j z(i, j)$$

Para $j = NE+1$:

$$A_{NE+1} = L_{NE}$$

$$B_{NE+1} = -[L_{NE+1} + V_{NE+1} K(i, NE+1)]$$

$$C_{NE+1} = 0$$

$$D_{NE+1} = -F_{NE+1} z(i, NE+1)$$

```

! B1 C1           ! ! x(i,0)   ! ! D1   !
! A2 B2 C2       ! ! x(i,1)   ! ! D2   !
!                 ! !           ! !       !
!      AJ BJ CJ   ! ! x(i,j-1) ! = ! DJ   !
!                 ! !           ! !       !
!      A NE B NE C NE ! ! x(i,NE) ! ! D NE !
!      A NE+1 B NE+1 ! ! x(i,NE+1)! ! D NE+1!
    
```

Estas ecuaciones son determinadas linealmente, solo cuando las relaciones de equilibrio, o sea la $K(i, j)$, no es función de los cambios de composición que ocurren cuando progresa la destilación. Las relaciones de equilibrio pueden representar la variación de la composición sobre la co-

lumna, las $K(i,j)$ dan la posición sobre toda la torre, pero solo son función de la temperatura [14].

Ahora veamos y analicemos el sistema de ecuaciones del balance de energía.

SISTEMA DE ECUACIONES PARA EL BALANCE DE ENERGIA DE UNA COLUMNA DE PLATOS:

PLATO:

$$\text{No. 1: } F_1H(F, 1) + V_2H_2 + L_0h_0 - (V_1+W_1)H_1 - (L_1+U_1)h_1 + Q_1 = 0$$

$$\text{No. 2: } F_2H(F, 2) + V_3H_3 + L_1h_1 - (V_2+W_2)H_2 - (L_2+U_2)h_2 + Q_2 = 0$$

$$\text{No. J: } F_JH(F, J) + V_{J+1}H_{J+1} + L_{J-1}h_{J-1} - (V_J+W_J)H_J - (L_J+U_J)h_J + Q_J = 0$$

$$\text{No. NE-1: } F_{NE-1}H(F, NE-1) + V_{NE}H_{NE} + L_{NE-2}h_{NE-2} - (V_{NE-1} + W_{NE-1})H_{NE-1} - (L_{NE-1} + U_{NE-1})h_{NE-1} + Q_{NE-1} = 0$$

$$\text{No. NE: } F_{NE}H(F, NE) + V_{NE+1}H_{NE+1} + L_{NE-1}h_{NE-1} - (V_{NE} + W_{NE})H_{NE} - (L_{NE} + U_{NE})h_{NE} + Q_{NE} = 0$$

Reagrupando el sistema de ecuaciones anteriores, se tiene que:

$$\text{No. 1: } V1H1 - V2H2 = F1H(F,1) + L0h0 + Q1 - W1H1 - (L1 + U1)h1$$

$$\text{No. 2: } V2H2 - V3H3 = F2H(F,2) + L1h1 + Q2 - W2H2 - (L2 + U2)h2$$

$$\text{No. J: } VJHJ - VJ+1HJ+1 = FJH(F,J) + LJ-1hJ-1 + QJ - WJHJ - (LJ + UJ)hJ$$

$$\text{No. NE-1: } V NE-1 H NE-1 - V NE H NE = F NE-1 H(F,NE-1) + L NE-2 h NE-2 + Q NE-1 - W NE-1 H NE-1 - (L NE-1 + U NE-1)h NE-1$$

$$\text{No. NE: } V NE H NE - V NE+1 H NE+1 = F NE+1 H(F,NE+1) + L NE-1 h NE-1 + Q NE - W NE H NE - (L NE + U NE)hNE$$

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

$$\begin{matrix} ! & V1b1 & & V2c2 & & ! & ! & d1 & ! \\ ! & V2b2 & & V3c3 & & ! & ! & d2 & ! \\ & & & & & ! & ! & & ! \\ ! & VJbJ & & VJ+1cJ+1 & & ! & = & dJ & ! \\ & & & & & ! & ! & & ! \\ ! & VNE-1bNE-1 & & VNEcNE & & ! & ! & d NE-1 & ! \\ ! & VNEbNE & & VNE+1cNE+1 & & ! & ! & d NE & ! \quad (1 \leq J \leq NE) \end{matrix}$$

donde $b_j = H_j$, $c_j = -H_{j+1}$ y $d_j = F_j H(F, j) + L_{j-1} h_{j-1} + Q_j - W_j H_j - (L_j + U_j) h_j$.

Del balance de energía para el condensador total ($j=0$):

$$V_1 H_1 = L_0 h_0 + D h_D - Q_D$$

reagrupando términos tenemos:

$$V_1 H_1 + Q_D = L_0 h_0 + D h_D$$

Del balance de energía para el condensador parcial ($j=0$):

$$V_1 H_1 = L_0 h_0 + D H_D - Q_D$$

y reagrupando términos:

$$V_1 H_1 + Q_D = L_0 h_0 + D H_D$$

Del balance de energía en el rehervidor ($j = NE+1$):

$$L_{NE} h_{NE} = V_{NE+1} H_{NE+1} + B h_B - Q_B$$

reagrupando términos:

$$L_{NE} h_{NE} + Q_B = V_{NE+1} H_{NE+1} + B h_B$$

La carga del condensador (total o parcial), $Q_D = Q_0$ es función del reflujo, el cual es una variable de diseño.

La carga térmica del rehervidor $Q_B = Q_{NE+1}$ depende de la fracción evaporada que se está considerando en dicho rehervidor, esta fracción evaporada es también una función de diseño.

En base a lo anterior, únicamente se consideran como ecuaciones de balance de energía del intervalo ($1 \leq j \leq NE$), para esta simulación (solamente en el cuerpo de la columna de destilación).

H = Entalpia del vapor.

h = Entalpia del líquido.

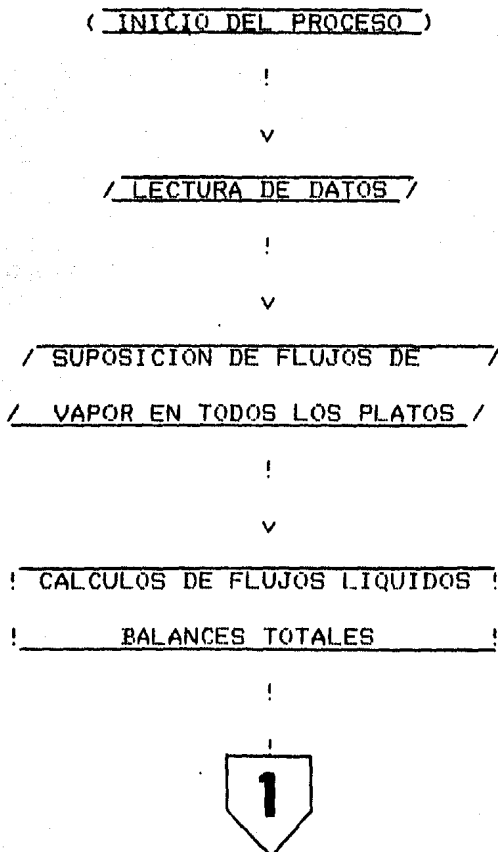
=====

CAPITULO 4: ALGORITMO DE RESOLUCION DEL MODELO MATEMATICO

=====

4.1. Algoritmo [4], [5]:

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 No. 3, es el que representa el siguiente diagrama de flujo:





∨

/ SUPOSICION DE TEMPERATURAS /
/ EN CADA PLATO, INCLUYENDO /
/ CONDENSADOR Y REHERVIDOR /

!

∨

! RESOLUCION DE LA MATRIZ TRIDIAGONAL, DEL BALANCE !
 +->! DE MATERIA PARA CADA COMPONENTE i , PARA CALCULAR !
 ! $x(i)$, EN CADA PLATO, REHERVIDOR Y CONDENSADOR !

!

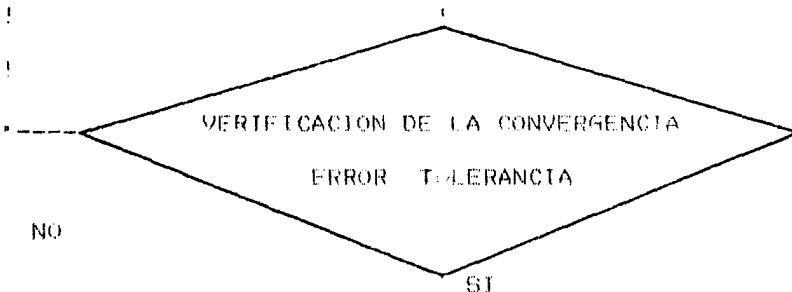
∨

! ! CORRECCION DE TEMPERATURAS SUPUESTAS, CONSIDERAN !
 ! ! DO QUE EL LIQUIDO EN CADA PLATO ESTA EN SU PUNTO !
 ! ! DE BURBUJA, PARA LAS $x(i)$ CALCULADAS !

!

∨

! ! CORRECCION DE LOS FLUJOS DE VAPOR !
 ! ! EN CADA ETAPA, MEDIANTE LA MATRIZ !
 ! ! BIDIAGONAL DEL BALANCE DE ENERGIA !



v

! IMPRIMIR LAS COMPOSICIONES EN FASES !
! LIQUIDAS Y GASEOSAS, TEMPERATURAS Y !
! FLUJOS EN CADA ETAPA E INCLUSO EN !
! EL CONDENSADOR Y REHERVIDOR !

!

!

!

v

(FIN)

4.2. SIMULADOR PARA LA DESTILACION DE MEZCLAS MULTICOMPONENTES (simulador SIDESMUL).

Conceptos generales de la simulación:

Simulación es la reproducción de un fenómeno físico y/o químico mediante un modelo físico o matemático.

La simulación tiene una gran aplicación en el diseño de equipos de proceso o en el establecimiento de condiciones más adecuadas para la operación de una planta química ya construída.

Para encontrar las condiciones más adecuadas, condiciones que impliquen mayor rendimiento a mínimo costo de operación, lo ideal sería operar la planta a distintas condiciones hasta encontrar las más adecuadas; lo último involucra enormes costos de operación, por lo que es prohibitivo lle-

varlo a la práctica.

Con el objeto de encontrar las condiciones más adecuadas con costos bajos de prueba, se puede construir un modelo de la planta y este operarse a distintas condiciones, hasta encontrar las más adecuadas.

TIPOS DE MODELOS:

A).- Modelo Físico: Consiste en una planta piloto en la cual en tamaño miniatura se construyen todos los equipos, conservando sus características geométricas. Dado su pequeño tamaño, los costos de operación para pruebas son mucho menores que los de operación de la planta comercial.

B).- Modelo Matemático: Mediante una o más ecuaciones algebraicas o diferenciales, se representa a cada equipo de proceso resolviendo las ecuaciones en secuencia lógica, representativa de la secuencia real del equipo dentro de la planta. Para diferentes condiciones de operación, se obtendrá la respuesta del modelo y podrán definirse las condiciones más adecuadas de operación.

Este último modelo presenta la ventaja de menor costo con respecto al modelo físico; además es más versátil en lo que respecta a modificar el tamaño de la planta.

El simulador para la destilación de mezclas multicomponentes resuelve el modelo matemático de una columna de platos considerando a cada plato como una etapa ideal. El mode

lo que resuelve, se formula por balances de materia y energía en cada etapa de la columna, para la destilación de una mezcla de multicomponentes.

El fundamento del modelo matemático es el mostrado en el capítulo 3.

4.3. Selección del programa.

Debemos dejar en claro que el programa no fue desarrollado por el tesista, se hizo inicialmente una intensa investigación en las diferentes instituciones (IMP, UNAM, PEMEX, etc.), a modo de encontrar un programa tal que se ajustara a las necesidades del tesista y equipo disponible en la Facultad.

Esta investigación requirió bastante tiempo, si tenemos en cuenta que para la elaboración de la presente tesis se ha llevado a cabo en un año, en la investigación anterior se invirtió un 40% de este tiempo. Pues muchas veces los programas encontrados no eran compatibles con la máquina, otros más se encontraban incompletos, e incluso se trató de ajustar uno de lenguaje Fortran al Basic pero resultó muy laborioso, hasta que se encontró uno que se ajustaba a las condiciones requeridas, con la salvedad de que este se había elaborado en una máquina APPLE, y el lenguaje de máquina varía un poco con el equipo disponible (Radio Shack TRS 80 MODEL II MICRO COMPUTER), y fue necesario ajustarlo a

modo de que fuera compatible, hasta que los resultados reportados fueron los óptimos. Para lo anterior se requirió un 20% más del tiempo.

El tiempo restante fue empleado para estructurar la tesis, usando un procesador de palabras creado en la unidad de computo de la Facultad para la redacción de la misma, así como también se requirió de un sistema de graficación llamado FAST GRAPHS, junto con el dispositivo auxiliar MOUSE, para la elaboración de gráficas y figuras.

4.4. Algoritmo propuesto.

Después de analizar y realizar pruebas con diferentes algoritmos, se recomienda el siguiente:

- 1.- Inicio del proceso.
- 2.- Lectura de datos.
- 3.- Suposición de flujos en todos los platos.
- 4.- Cálculos de flujos líquidos (balances totales).
- 5.- Suposición de temperaturas en cada plato, incluyendo condensador y rehervidor.
- 6.- Resolución de la matriz tridiagonal, balances de materia para el componente i , para calcular $x(i)$ en cada plato, rehervidor y condensador.
- 7.- Corrección de las temperaturas supuestas, considerando que el líquido en cada etapa, está en su punto de burbuja para las $x(i)$ calculadas.
- 8.- Corrección de flujos de vapor en cada plato mediante una matriz bidiagonal del balance de energía.
- 9.- Verificación de la convergencia.
- 10.- Si el valor absoluto del flujo de vapor supuesto menos el flujo de vapor calculado es menor o igual a una tolerancia y si las sumatorias de las x en cada plato son iguales a la unidad, termina.
- 11.- En caso de que no cumpla con las condiciones del inciso (10), regresaremos al inciso (6) y proseguiremos con los siguientes pasos hasta encontrar

la convergencia.

Datos y Resultados.

a).- Datos (variables funcionales para el simulador).

- 1.- Número de etapas: NE
- 2.- Platos de alimentación y condiciones de alimentación, temperatura, composición, flujo y fracción evaporada.
- 3.- Flujos de corrientes líquidas laterales descargadas en cada plato: Uj
- 4.- Flujos de corrientes de vapor laterales descargadas en cada plato: Wj
- 5.- Calor adicionado en cada plato: Qj
- 6.- Reflujo del condensador: R
- 7.- Fracción evaporada en rehervidor: RR

b).- Resultados.

- 1.- Composición del líquido que sale de cada etapa condensador y rehervidor.
- 2.- Composición del vapor que sale de cada etapa, condensador y rehervidor.
- 3.- Temperatura en cada etapa, condensador y rehervidor.
- 4.- Flujos de vapor y líquido que salen de cada etapa, condensador y rehervidor.

4.5. Listados de los programas utilizados.

A continuación se muestra el programa de la simulación de una columna de platos para la destilación de mezclas multicomponentes, así como también el programa utilizado para el almacenamiento de datos.

```

1000 REM *****
1010 REM ** **
1020 REM ** >>> SIMULADOR DE UNA COLUMNA DE PLATOS PARA LA **
1030 REM ** **
1040 REM ** DESTILACION DE MEZCLAS DE MULTICOMPONENTES <<< **
1050 REM ** **
1060 REM *****
1070 REM
1080 SYSTEM "FORMS P=66 L=50 W=64 C=0"
1090 CLS : PRINT " 1.- NO UTILIZARA IMPRESORA":PRINT "2.- UTILI
ZARA IMPRESORA":PRINT "TECLEE EL NUMERO DE OPCION:";:INPUT QW:PR
INT : IF QW<1 OR QW>2 GOTO 1090
1100 QW = QW - 1
1110 REM ++++++
1120 REM + SISTEMA: MEZCLA A SEPARAR +
1130 REM ++++++
1140 PRINT "OPEN SISTEMAS"
1150 DEF FN D1(X)=INT(X*100+0.5)/100: DEF FN D2(X)=INT(X*1000
00+0.5)/100000
1160 QW=0
1170 CLS : PRINT " UNIDADES UTILIZADAS EN LA SIMULACION "
1180 PRINT
1190 PRINT "ALIMENTACION = GMOL/HORA"
1200 PRINT
1210 PRINT "CORRIENTES LIQUIDAS LATERALES"
1220 PRINT "DESCARGAS = GMOL/HORA"
1230 PRINT
1240 PRINT "CORRIENTES DE VAPOR LATERALES"
1250 PRINT "DESCARGAS = GMOL/HORA"
1260 PRINT
1270 PRINT "CALOR SUMINISTRADO = CAL/HORA"
1280 PRINT
1290 PRINT "TEMPERATURA = GRADOS CENTIGRADOS"
1300 PRINT
1310 PRINT "PRESION DE OPERACION = MM HG"
1320 PRINT
1330 PRINT "FLUJO LIQUIDO = GMOL/HORA"
1340 PRINT

```



```

1350 PRINT "FLUJO VAPOR = GMOL/HORA"
1360 PRINT : PRINT "CARGA TERMICA = CAL/HORA": PRINT
1370 PRINT "TEMP. DE REFERENCIA PARA EL CALCULO DE ENTALPIAS =
0°C"
1380 PRINT : PRINT "EL CALOR LATENTE DE VAPORIZACION DE LAS SUB
STANCIAS" : PRINT "ESTA ALIMENTADO A 0°C":PRINT
1390 CLS : PRINT SPC(11);" !-----!": PRINT SPC(1
1);"! LECTURA DE DATOS !": PRINT SPC(11);"!-----!
": PRINT SPC(21);"!": PRINT SPC(21);"V"
1400 DEF FN K(T)=10^(AA(IC)-(BA(IC)/(CA(IC)+T)))/PT
1410 DEF FN DK(T)=2.3*10^(AA(IC)-(BA(IC)/(CA(IC)+T)))*(BA(IC)/(
CA(IC)+T)^2)/PT
1420 FL$(1)= "LIQUIDO SUBENFRIADO": FL$(2)= "LIQUIDO SATURADO":
FL$(3)= "MEZCLA LIQUIDO VAPOR": FL$(4)= "VAPOR SATURADO": FL$(5
)= "VAPOR SOBRECALENTADO"
1430 INPUT "NUMERO DE COMPONENTES=?"; N:PRINT
1440 DIM N$(N),AA(N),BA(N),CA(N),AL(N),BL(N),CL(N),AG(N),BG(N),
CG(N),LH(N), NC$(N),NX(N)
1450 FOR IC=1 TO N: NX(IC)=0: PRINT "NOMBRE COMPONENTE (REC)";I
C;":": INPUT NC$(IC),NC(IC): NEXT IC:PRINT
1460 REM ++++++
1470 REM + PROPIEDADES FISICAS DE CADA COMPONENTE: +
1480 REM + CTES. ANTOINE, CP'S LIQUIDO-VAPOR, CALOR LATENTE +
1490 REM + A 0 GRADOS CENTIGRADOS. +
1500 REM ++++++
1510 PRINT "LEYENDO PROPIEDADES DE CADA COMPONENTE":PRINT
1520 OPEN "D", 1, "SISTEMAS",185
1530 FIELD 1,12 AS NC$,17 AS AA$,17 AS BA$,17 AS CA$,17 AS AL$,1
7 AS BL$,17 AS CL$,17 AS AG$,17 AS BG$,17 AS CG$,17 AS LH$,3 AS
N$
1540 FOR IC=1 TO N:GET 1,NC(IC)
1550 A1(I)=CVD(AA$):A2(I)=CVD(BA$):A3(I)=CVD(CA$):L1(I)=CVD(AL$)
:L2(I)=CVD(BL$):L3(I)=CVD(CL$):V1(I)=CVD(AG$):V2(I)=CVD(BG$):V3(
I)=CVD(CG$):H(I)=CVD(LH$)
1560 AA(IC)=A1(I):BA(IC)=A2(I):CA(IC)=A3(I):AL(IC)=L1(I):BL(IC)=
L2(I):CL(IC)=L3(I):AG(IC)=V1(I):BG(IC)=V2(I):CG(IC)=V3(I):LH(IC)
=H(I)
1570 PRINT IC;" "NC$ "A1(I),A2(I),A3(I),L1(I),L2(I),L3(I),V1(I)
),V2(I),V3(I),H(I):NEXT IC:CLOSE:PRINT
1580 REM ++++++
1590 REM + CONDICIONES DE OPERACION +
1600 REM ++++++
1610 CLS : INPUT " PRESION DE OPERACION(MM HG)=?";PT:GOSUB 2560
1620 INPUT "NUMERO DE ETAPAS DE DESTILACION=?"; NE: INPUT "REFL
UJO DE OPERACION=?"; R: INPUT "FRACCION EVAPORADA EN REHERBIDOR=
?"; RR
1630 DIM X(NE+1,N),Y(NE+1,N),V(NE+1),I(NE+1),F(NE+1),U(NE+1),W(
NE+1),Q(NE+1),Z(NE+1,N),T(NE+1),TF(NE+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),BE
THA(NE+2),HF(NE+1),HL(NE+1),HV(NE+1),SY(NE+1)

```

```

1640 DIM K(NE+1,N),CO$(2),DK(NE+1,N),YF(NE+1,N),X9(NE+1,N),IT(N
E)
1650 INPUT "NUMERO DE ETAPAS DE ALIMENTACION=?"; NA
1660 FOR I=1 TO NA: CLS : PRINT " CARACTERISTICAS DE LA ALIMENT
ACION : "
1670 PRINT
1680 INPUT "ALIMENTACION EN LA ETAPA NUMERO=?"; J: INPUT "FLUJO
ALIMENTADO(GMOL/HORA)="; F(J): PA(I)=J
1690 SF=SF+F(J): FOR K=1 TO N: PRINT "FRACCION MOL DE "; NC$(K)
; " ALIMENTADO=";: INPUT XF(J,K): NEXT K: GOSUB 2720
1700 PRINT "PUNTO DE ROCIO="; TR; "GRADOS CENTIGRADOS": PRINT
"PUNTO DE BURBUJA="; TB; "GRADOS CENTIGRADOS";: PRINT : INPUT "T
EMPERATURA DE ALIMENTACION(GRADOS CENTIGRADOS)=";TF(J)
1710 IT = 1: IF TF(J) < TB GOTO 1760
1720 IT = 2: IF TF(J) = TB GOTO 1760
1730 IT = 4: IF TF(J) = TR GOTO 1770
1740 IT = 5: IF TF(J) > TR GOTO 1770
1750 IT = 3: GOSUB 2850: GOTO 1780
1760 PRINT FL$(IT): FOR IC = 1 TO N: X9(J,IC) = XF(J,IC): NEXT
IC: GOTO 1790
1770 FR(J)=1: PRINT FL$(IT): FOR IC = 1 TO N: YF(J,IC) = XF(J,
IC): NEXT IC: GOTO 1790
1780 PRINT FL$(IT);" FRACCION EVAPORADA= "; FR(J)
1790 IT(J) = IT: NEXT I: TR = 0
1800 INPUT "NUMERO DE CORRIENTES LIQUIDAS LATERALES DESCARGADAS
=?"; NL: IF NL = 0 GOTO 1820
1810 FOR I = 1 TO NL: PRINT "ETAPA EN LA QUE SE DESCARGA LA COR
RIENTE"; I;: INPUT J: INPUT "FLUJO(GMOL/HORA) DESCARGADO=?"; U(J
): SU = SU+U(J): NEXT I
1820 INPUT "NUMERO DE CORRIENTES DE VAPOR LATERALES, DESCARGADA
S=?"; NV: IF NV = 0 GOTO 1840
1830 FOR I = 1 TO NV: PRINT "ETAPA EN LA QUE SE DESCARGA LA COR
RIENTE"; I;: INPUT J: INPUT "FLUJO (GMOL/HORA) DESCARGADO=?"; W(
J): SW = SW+W(J): NEXT I
1840 PRINT "CALOR SUMINISTRADO=": INPUT "SIN CONSIDERAR CONDENS
ADOR-REHERBIDOR,EN CUANTAS ETAPAS SE SUMINISTRA CALOR ?"; NH: IF
NH = 0 GOTO 1860
1850 FOR I = 1 TO NH: PRINT "ETAPA EN LA QUE SE ADICIONA O ELIM
INA CALOR(";I;")";: INPUT " "; J: INPUT "CALOR SUMINISTRADO(CAL
/HORA)="; Q(J): NEXT I
1860 PRINT "SELECCIONE OPCION ": PRINT "1.- CONDENSADOR TOTAL"
: PRINT "2.- CONDENSADOR PARCIAL": INPUT "TECLEE NUMERO DE OPCIO
N:"; OP:PRINT:PRINT
1870 CO$(1) = "CONDENSADOR TOTAL":CO$(2) = "CONDENSADOR PARCIAL
":TR = 273 + TR
1880 REM ++++++
1890 REM + SUPOSICION DE PERFILES DE TEMPERATURAS +
1900 REM ++++++
1910 CLS:PRINT " !-----!":PR
INT " !SUPOSICION FLUJOS VAPOR Y TEMPERATURAS!":PRINT " !-----

```

```

-----!" :PRINT SPACE*(21); !"
1920 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
1930 REM ++++++
1940 REM + SUPOSICION PERFIL DE VAPOR: SUPOSICION 40% +
1950 REM + ALIMENTACIONES SALEN COMO VAPOR. +
1960 REM ++++++
1970 FOR I = 1 TO NE: V(I) = SF*0.4: NEXT I
1980 PRINT SPACE*(21); "V": PRINT " !";: FOR I = 3 TO 36: PR
INT "--";: NEXT I: PRINT " !": PRINT "*-->!RESOLUCION MATRIZ TRIDI
AGONAL(X'S)!: PRINT " !";: FOR I = 3 TO 36: PRINT "--";: NEXT
I: PRINT " !"
1990 PRINT " !"; SPC( 20); " !": PRINT " !"; SPC( 20); "V": PRINT
" !"; SPC(5); " !";: FOR I = 3 TO 33: PRINT "--";: NEXT I: PRINT " !
": PRINT " !"; SPC(5); " !CORRECCION TEMP. Y FLUJOS VAPOR!": PRINT
" !"; SPC(5); " !";: FOR I = 3 TO 33: PRINT "--";: NEXT I:PRINT
" !"
2000 PRINT " !"; SPC(20); " !": PRINT " !"; SPC(20); "V": PRINT " !
NO !";: FOR I = 3 TO 35: PRINT "--";: NEXT I: PRINT " !": PRINT "
*<---!ET="; SPC(21);"CONVERGE?!"
2010 PRINT SPC(5);" !";:FOR I=3 TO 35:PRINT "--";NEXT I:PRINT " !
":PRINT SPC(21);"!SI":PRINT SPC(21);"V":PRINT SPC(14);"!";:FOR I
=3 TO 16:PRINT "--";:NEXT I:PRINT " !":PRINT SPC(14);"!FIN DE PROC
ESO!":PRINT SPC(14);"!";:FOR I=3 TO 16:PRINT "--";:NEXT I:PRINT
" !"
2020 PRINT:PRINT
2030 V(0) = 0: IF OP = 2 THEN V(0) = V(1)*(1-R)
2040 L(0) = V(1)*R: U(0) = V(1)-L(0)-V(0): L(NE+1) = SF-SU-SW-U
(0)-V(0)
2050 V(NE+1) = (SF-SU-SW-(1-R)*V(1))*RR/(1-RR)
2060 REM ++++++
2070 REM + PERFIL DE LIQUIDOS +
2080 REM ++++++
2090 FOR I= 1 TO NE: L(I) = F(I)+L(I-1)+V(I+1)-V(I)-W(I)-U(I):
NEXT I
2100 REM ++++++
2110 REM + GENERACION COEFICIENTES SISTEMA BALANCES DE +
2120 REM + MATERIA POR COMPONENTE, DESTE J=0 HASTA J=NE+1 +
2130 REM + ECUACIONES. +
2140 REM ++++++
2150 FOR IC = 1 TO N: FOR I = 2 TO NE+2: TA(I) = L(I-2): NEXT I
2160 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
2170 FOR I = 1 TO NE+1: TC(I) = V(I)*K(I,IC): NEXT I
2180 TD(I) = 0: TD(NE+2) = 0: FOR I = 2 TO NE+1: TD(I) = -F(I-1
)*XF(I-1,IC): NEXT I
2190 NS = NE+2: I$ = "FRACCION MOL B. MATERIA": GOSUB 2640
2200 FOR J = 0 TO NE+1: X(J,IC) = TB(J+1): NEXT J

```

```

2210 NEXT IC: FOR J = 0 TO NE+1
2220 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
2230 REM ++++++
2240 REM + CORRECCION PERFIL DE TEMPERATURAS +
2250 REM ++++++
2260 S = 0: FOR IC =1 TO N: S = S+K(J,IC)*X(J,IC): NEXT IC
2270 IF ABS(S-1)<= 0.0005 GOTO 2310
2280 SS = 0: FOR IC = 1 TO N: SS = SS + DK(J,IC)*X(J,IC): NEXT
  IC: T(J) = T(J)-(S-1)/SS
2290 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
2300 GOTO 2260
2310 NEXT J
2320 REM ++++++
2330 REM + VERIFICACION PERFILES DE VAPOR POR BALANCE DE +
2340 REM + ENERGIA, CALCULOS DE ENTALPIAS +
2350 REM ++++++
2360 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): BL = B
  L+BL(IC)*X(I,IC): CL = CL+CL(IC)*X(I,IC)
2370 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 = LH+LH(IC)*Y(I,IC):
  NEXT IC
2380 T1 = T(I)+273-TR: T2 = ((T(I)+273)^2-TR^2)/2: T3 = ((T(I)+
  273)^3-TR^3)/3
2390 HL(I) = AL*T1+BL*T2+CL*T3: HV(I) = AG*T1+BG*T2+CG*T3+LH
2400 T1 = TF(I)+273-TR: T2 = ((TF(I)+273)^2-TR^2)/2: T3 = ((TF(
  I)+273)^3-TR^3)/3
2410 AL = 0: BL = 0: CL = 0: AG = 0: BG = 0: CG = 0: LH = 0: FOR
  IC = 1 TO N: AL = AL+AL(IC)*X9(I,IC): BL = BL+BL(IC)*X9(I,IC): C
  L = CL+CL(IC)*X9(I,IC): AG = AG+AG(IC)*YF(I,IC): BG = BG+BG(IC)*
  YF(I,IC): CG = CG+CG(IC)*YF(I,IC): LH = LH+LH(IC)*YF(I,IC): NE
  XT IC
2420 HF(I) = (T1*AL+T2*BL+T3*CL)*(1-FR(I))+(T1*AG+T2*BG+T3*CG+LH
  )*FR(I):NEXT I
2430 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)*HV(J)+L(J-1)*HL(J-1): TA(J
  ) = 0: NEXT J
2440 TD(NE) = TD(NE)+V(NE+1)*HV(NE+1)
2450 NS = NE: GOSUB 2640: ET = 0: FOR J = 1 TO NE: ET = ET+ABS(V
  (J)-TB(J))/V(J): V(J) = TB(J): NEXT J
2460 PRINT @ (14,10), ET
2470 IF ET < = 0.0024*NE GOTO 2490
2480 GOTO 2030
2490 IF ET > = 0 GOTO 2510
2500 CLS : PRINT " EXISTE ERROR EN SUS DATOS, VERIFIQUELOS P.F.
  " : PRINT "CLOSE": END
2510 IF QW = 1 THEN PRINT "CORRIJA EL PAPEL DE SU IMPRESORA"

```

```

2520 PRINT @ 24, "PARA CONTINUAR PRESIONE CUALQUIER TECLA";: INP
UT AA$:PRINT:PRINT
2530 GOSUB 2930
2540 END
2550 REM ++++++
2560 REM + CALCULOS DE TEMPERATURAS DE EBULLICION, +
2570 REM + COMPONENTE PESADO, COMPONENTE VOLATIL. +
2580 REM ++++++
2590 TV = 5000: TP = -5000: FOR I = 1 TO N: TE = (AA(I)*CA(I)-BA
(I)-CA(I)*LOG(PT)/2.3)/(LOG(PT)/2.3-AA(I))
2600 IF TE < TV THEN TV = TE
2610 IF TE > TP THEN TP = TE
2620 NEXT I: PRINT "TEMPERATURAS DE EBULLICION:"; PRINT "COMPONE
NTE LIGERO="; TV;" GRADOS CENTIGRADOS": PRINT "COMPONENTE PESADO
="; TP;"GRADOS CENTIGRADOS":RETURN
2630 REM ++++++
2640 REM + RESOLUCION MATRIZ TRIDIAGONAL +
2650 REM ++++++
2660 BETHA(1) = TB(1): GAMA(1) = TD(1)/BETHA(1)
2670 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))/BETHA(I): NEXT I: TB(NS) = GA
MA(NS)
2680 FOR I = NS-1 TO 1 STEP -1: TB(I) = GAMA(I)-TC(I)*TB(I+1)/BE
THA(I):NEXT I
2690 RETURN
2700 CLS
2710 REM ++++++
2720 REM + PUNTOS DE BURBUJA Y ROCIO DE LA MEZCLA DE +
2730 REM + ALIMENTACION. +
2740 REM ++++++
2750 PRINT"CALCULANDO TEMPERATURAS DE ROCIO Y BURBUJA PARA ESTA
ALIMENTACION":PRINT
2760 TB = 0
2770 S = 0: FOR IC = 1 TO N: S = S+XF(J,IC)*FN K(TB): NEXT IC: S
= S-1: IF ABS (S) <= 0.0005 GOTO 2800
2780 SS = 0: FOR IC = 1 TO N: SS = SS+XF(J,IC)*FN DK(TB): NEXT I
C
2790 TB = TB-S/SS: GOTO 2770
2800 TR = 0
2810 S = 0: FOR IC = 1 TO N: S = S+XF(J,IC)/FN K(TR): NEXT IC: S
= S-1: IF ABS (S) <= 0.0005 THEN RETURN
2820 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 2810
2830 REM ++++++
2840 REM + CALCULO DE LA FRACCION EVAPORADA DE LA +
2850 REM + ALIMENTACION. +
2860 REM ++++++
2870 FR(J) = 0.5
2880 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

```

```

2890 IF ABS (S) < = 0.0005 GOTO 2910
2900 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
2880
2910 FOR IC = 1 TO N: X9(J,IC) = XF(J,IC)/(FR(J)*FN K(TF(J))+1-F
R(J)):YF(J,IC)=X9(J,IC)*FN K(TF(J)):NEXT IC
2920 PRINT "FRACCION EVAPORADA="; FR(J): RETURN
2930 CLS :PRINT :PRINT "CARACTERISTICAS GENERALES DE LA TORRE :
":PRINT "NUMERO DE ETAPAS="; NE:PRINT :PRINT "NUMERO DE CORRIENT
ES LATERALES DESCARGADAS:"
2940 PRINT TAB(8); "LIQUIDAS="; NL; TAB(24); "VAPOR="; NV: PRINT
2950 IF NL + NV = 0 THEN GOTO 2990
2960 PRINT " PLATO"; TAB(12); "FLUJO LIQUIDO"; TAB(27); "FLUJO V
APOR": FOR I=1 TO NE
2970 IF U(I) + W(I) < > 0 THEN PRINT TAB(2); I; TAB(14); U(I);
TAB(28); W(I)
2980 NEXT I
2990 PRINT:PRINT "NUMERO DE COMPONENTES A SEPARAR="; N: PRINT
3000 PRINT "NO. DE ETAPAS EN QUE SE ADICIONA CALOR="; NH: PRINT
3010 IF NH = 0 GOTO 3050
3020 PRINT " PLATO"; TAB(12) "CALOR ADICIONADO": FOR I = 1 TO NE
3030 IF Q(I) < > 0 THEN PRINT TAB(2); I; TAB(16); Q(I)
3040 NEXT I
3050 PRINT:PRINT "PRESION DE OPERACION="; PT: PRINT
3060 PRINT "ESPECIFICACIONES DE LA ALIMENTACION"
3070 PRINT
3080 FOR I = 1 TO NA
3090 PRINT "--PLATO NO. : "; PA(I); TAB(18); FL*(IT(PA(I))):P
RINT
3100 PRINT "TEMPERATURA FLUJO FRACC.EVAPORADA"
3110 PRINT FN D1(TF(PA(I))); TAB(13); FN D1(F(PA(I)));TAB(26);FR
(PA(I)):PRINT
3120 PRINT "COMPONENTE COMPOSICION"
3130 FOR J = 1 TO N
3140 PRINT NC*(J); TAB(20); FN D2(XF(PA(I),J))
3150 NEXT J,I
3160 CLS
3170 PRINT:PRINT
3180 PRINT : PRINT SPC(4); "ESPECIFICACIONES DE LA TORRE": PRIN
T SPC(6); "TERMINA LA SIMULACION:"
3190 FOR I = 1 TO NE
3200 PRINT : PRINT "PLATO NO. :"; I
3210 PRINT "COMPONENTE"; TAB(23); "COMPOSICION": PRINT TAB(20);
"LIQUIDO"; SPC(5); "VAPOR":PRINT
3220 FOR J = 1 TO N
3230 PRINT NC*(J); TAB(19); FN D2(X(I,J)); TAB(30); FN D2(Y(I,J)
):NEXT J,I
3240 PRINT : PRINT "FLUJOS Y TEMPERATURAS EN CADA PLATO"
3250 PRINT
3260 PRINT "PLATO TEMP. FLUJO LIQ. FLUJO VAPOR"

```

```

3270 FOR I = 1 TO NE: PRINT TAB(1); I; TAB(8); FN D1(T(I)); TAB(
17); FN D1(L(I)); TAB(30); FN D1(V(I)): NEXT I
3280 CLS
3290 PRINT:PRINT
3300 PRINT: PRINT "CARACTERISTICAS DEL CONDENSADOR"
3310 PRINT
3320 PRINT "TIPO :"; CO*(OP)
3330 PRINT "TEMPERATURA :"; T(0)
3340 PRINT "COMP. DEL DESTILADO :"
3350 FOR I = 1 TO N: PRINT NC$(I); TAB(16); Y(0,I): NEXT I: PRIN
T "FLUJO =" ; U(0) + V(0)
3360 PRINT "COMP. DEL LIQUIDO RECIRCULADO"
3370 FOR I = 1 TO N: PRINT NC$(I);TAB( 16);X(0,I):NEXT I:PRINT "
REFLUJO=" ; R
3380 PRINT "CARGA TERMICA: ";L(0)*HL(0)+V(0)*HL(0)-V(1)*HV(1):PR
INT:PRINT
3390 CLS
3400 PRINT : PRINT "CARATERISTICAS DEL REHERVIDOR":PRINT
3410 PRINT "FRACCION EVAPORADA:"; RR
3420 PRINT "TEMPERATURA :"; T(NE + 1)
3430 PRINT "COMP. DEL PRODUCTO DE FONDOS:"
3440 FOR I = 1 TO N: PRINT NC$(I); TAB(16); X(NE + 1, I): NEXT I
: PRINT "FLUJO DE LIQUIDO="; L(NE + 1)
3450 PRINT "COMP. DEL VAPOR RECIRCULADO:"
3460 FOR I = 1 TO N: PRINT NC$(I); TAB(16); Y(NE + 1,I): NEXT I:
PRINT "FLUJO DE VAPOR="; V(NE + 1)
3470 PRINT "CARGA TERMICA: "; V(NE + 1)*HV(NE + 1)+L(NE + 1)*HL(
NE + 1)-L(NE)*HL(NE)
3480 CLOSE

```

```

100 CLS
110 REM *****
120 REM *PROGRAMA PARA ARCHIVO(SISTEMAS) DE DATOS QUE CONTENDRA*
130 REM *CONSTANTES TERMODINAMICAS COMO LO SON:
140 REM *CONST. DE ANTOINE, Cp's LIQUIDOS, Cp's VAPOR y CALOR*
150 REM *LATENTE DE VAPORIZACION.
160 REM *****
170 REM
180 SYSTEM "FORMS P=66 L=50 W=64 C=0"
190 OPEN"D",1,"SISTEMAS",185
200 FIELD 1,12 AS NC$,17 AS AA$,17 AS BA$,17 AS CA$,17 AS AL$,17
  AS BL$,17 AS CL$,17 AS AG$,17 AS BG$,17 AS CG$,17 AS LH$,3 AS N
  $
210 I%=LOF(1)+1
220 PRINT @ (3,5),"NOMBRE DEL COMPONENTE:";:LINE INPUT K$: PRINT
  @ (4,5),"CONSTANTES DE ANTOINE";:INPUT A1,A2,A3:IF VAL(K%)<0 THEN
  GOTO 310
230 PRINT @ (5,5),"CP'S LIQUIDO";:INPUT L1,L2,L3:PRINT @ (6,5),"CP
  'S VAPOR";:INPUT V1,V2,V3:PRINT @ (7,5),"CALOR LATENTE";:INPUT H
240 PRINT A1,A2,A3,L1,L2,L3,V1,V2,V3,H:GOTO 260
250 PRINT @ (8,5),"NUMERO DE COMPONENTE:000";:PRINT @ (8,24),"";:I
  NPUT Z
260 PRINT @ (11,20),"ESTAN CORRECTOS LOS DATOS";:INPUT R$:IF R%="
  N" THEN 220
270 LSET N$=MKS$(Z):LSET NC$=K$:LSET AA$=MKS$(A1):LSET BA$=MKS$(
  A2):LSET CA$=MKS$(A3):LSET AL$=MKS$(L1):LSET BL$=MKS$(L2):LSET C
  L$=MKS$(L3):LSET AG$=MKS$(V1):LSET BG$=MKS$(V2):LSET CG$=MKS$(V3
  ):LSET LH$=MKS$(H)
280 PUT 1,I%
290 I%=I%+1:CLS :GOTO 220
300 CLS:GOTO 210
310 CLOSE:RUN"OVIEDO"
320 I%=12:DIM NC$(I%),AA$(I%),BA$(I%),CA$(I%),AL$(I%),BL$(I%),CL
  $(I%),AG$(I%),BG$(I%),CG$(I%),LH$(I%),N$(I%)
330 OPEN "D",1,"SISTEMAS",185
340 FIELD 1,12 AS NC$,17 AS AA$,17 AS BA$,17 AS CA$,17 AS AL$,17
  AS BL$,17 AS CL$,17 AS AG$,17 AS BG$,17 AS CG$,17 AS LH$,3 AS N
  $
350 PRINT LOF(1)
360 FOR IC=1 TO LOF(1)
370 B=0
380 GET 1,IC
390 A1=CVD(AA%):A2=CVD(BA%):A3=CVD(CA%):L1=CVD(AL%):L2=CVD(BL%):
  L3=CVD(CL%):V1=CVD(AG%):V2=CVD(BG%):V3=CVD(CG%):H=CVD(LH%)
400 N$=NC$
410 PRINT "RECORD :";IC:PRINT:PRINT "NOMBRE DEL COMPONENTE:" NC$
  :PRINT "CONTANTES DE ANTOINE:" A1,A2,A3
420 PRINT "CP'S LIQUIDO:" L1,L2,L3: PRINT "CP'S VAPOR:" V1,V2,V3
430 PRINT "CALOR LATENTE:" H:PRINT
440 PRINT "DATOS CORRECTOS Y/N";:INPUT WW$:PRINT:PRINT

```



```

450 IF B<>0 THEN RETURN
460 IF WW$="Y" THEN 530ELSE IF WW$<>"N" THEN 440ELSE 470
470 INPUT "NOMBRE DEL COMPONENTE:";N$:INPUT "CONSTANTES DE ANTOI
NE:";A1,A2,A3:INPUT "CP'S LIQUIDO:";L1,L2,L3:INPUT "CP'S VAPOR:"
;V1,V2,V3:INPUT "CALOR LATENTE:";H
480 LSET NC$=N$:LSET AA$=MKD$(A1):LSET BA$=MKD$(A2):LSET CA$=MKD
$(A3):LSET AL$=MKD$(L1):LSET BL$=MKD$(L2):LSET CL$=MKD$(L3):LSET
AG$=MKD$(V1):LSET BG$=MKD$(V2):LSET CG$=MKD$(V3):LSET LH$=MKD$(
H):PUT 1,IC
490 B=1:GOSUB 380.
500 ' INPUT "DEL AL ";X,Y:GET 1,X:PUT 1,Y
510 'PRINT AA$,BA$,CA$,AL$,BL$,CL$,AG$,BG$,CG$,LH$,N$,NC$
520 'AA(IC)=VAL(AA$):BA(IC)=VAL(BA$):CA(IC)=VAL(CA$):AL(IC)=VAL(
AL$):BL(IC)=VAL(BL$):CL(IC)=VAL(CL$):AG(IC)=VAL(AG$):BG(IC)=VAL(
BG$):CG(IC)=VAL(CG$):LH(IC)=VAL(LH$):N(IC)=VAL(N$)
530 NEXT IC:CLOSE

```

4.6. Archivo de datos.

Con el fin de tener disponibles en memoria los datos correspondientes a ciertas propiedades de algunos compuestos se ha creado el siguiente archivo [6], [7], [10], [11] [12], [13] y [16]:

16

RECORD : 1

NOMBRE DEL COMPONENTE: AMONIACO

CONTANTES DE ANTOINE: 7.55466	1002.71	247.885
CP'S LIQUIDO: 82.9856	-.790727	2.455E-03
CP'S VAPOR: 6.086	8.812E-03	-1.506E-06
CALOR LATENTE: 5001.14		

DATOS CORRECTOS Y/N? Y

RECORD : 2

NOMBRE DEL COMPONENTE: BENCENO

CONTANTES DE ANTOINE: 6.90565	1211.03	220.79
CP'S LIQUIDO: -9.9535	.199688	-1.97E-04
CP'S VAPOR: -.409	.077621	-2.6429E-05
CALOR LATENTE: 8442.55		

DATOS CORRECTOS Y/N? Y

RECORD : 3

NOMBRE DEL COMPONENTE: BUTANO

CONTANTES DE ANTOINE: 6.83029	945.9	240
CP'S LIQUIDO: 6.58291	.0539	7E-06
CP'S VAPOR: 3.844	.07335	-2.2655E-05
CALOR LATENTE: 5794.88		

DATOS CORRECTOS Y/N? Y

RECORD : 4

NOMBRE DEL COMPONENTE: CICLOHEXANO
 CONTANTES DE ANTOINE: 6.84498 1203.53 222.863
 CP'S LIQUIDO: 3.37542 .052798 7.1E-05
 CP'S VAPOR: -7.701 .125675 -4.1584E-05
 CALOR LATENTE: 7895

DATOS CORRECTOS Y/N? Y

RECORD : 5

NOMBRE DEL COMPONENTE: ETANO
 CONTANTES DE ANTOINE: 6.80266 656.4 256
 CP'S LIQUIDO: 4.39519 .026182 5E-06
 CP'S VAPOR: 2.247 .038201 -1.1049E-05
 CALOR LATENTE: 2264.64

DATOS CORRECTOS Y/N? Y

RECORD : 6

NOMBRE DEL COMPONENTE: ETANOL
 CONTANTES DE ANTOINE: 8.04494 1554.3 222.64
 CP'S LIQUIDO: -74.8874 .492577 -5.09E-04
 CP'S VAPOR: 6.99 .039741 -1.1926E-05
 CALOR LATENTE: 3319.29

DATOS CORRECTOS Y/N? Y

RECORD : 7

NOMBRE DEL COMPONENTE: HEPTANO
 CONTANTES DE ANTOINE: 6.9024 1268.12 216.9
 CP'S LIQUIDO: -.862379 .209891 -1.18E-04
 CP'S VAPOR: 7.094 .123447 -3.8719E-05
 CALOR LATENTE: 9158.59

DATOS CORRECTOS Y/N? Y

RECORD : 8

NOMBRE DEL COMPONENTE: ETANO
 CONTANTES DE ANTOINE: 6.87776 1171.53 224.366
 CP'S LIQUIDO: 20.0744 .077377 -3.7E-05
 CP'S VAPOR: 6.011 .106746 -3.3363E-05
 CALOR LATENTE: 3055.08

DATOS CORRECTOS Y/N? Y

RECORD : 9

NOMBRE DEL COMPONENTE: METANOL

CONTANTES DE ANTOINE: 7.87863

CP'S LIQUIDO: 6.46139

CP'S VAPOR: 4.394

CALOR LATENTE: 8810.05

1.47311E-03

.010805

.024274

.023

9E-06

6.855E-06

DATOS CORRECTOS Y/N? Y

RECORD : 10

NOMBRE DEL COMPONENTE: PROPANO

CONTANTES DE ANTOINE: 6.82973

CP'S LIQUIDO: 2.63915

CP'S VAPOR: 2.41

CALOR LATENTE: 4054.2

813.2

.0525

.057195

248

-7E-06

-1.7533E-05

DATOS CORRECTOS Y/N? Y

RECORD : 11

NOMBRE DEL COMPONENTE: PENTANO

CONTANTES DE ANTOINE: 6.85221

CP'S LIQUIDO: 5.45126

CP'S VAPOR: 4.895

CALOR LATENTE: 6714.07

1064.63

.08152

.090113

232

-1E-05

-2.8039E-05

DATOS CORRECTOS Y/N? Y

RECORD : 12

NOMBRE DEL COMPONENTE: TOLUENO

CONTANTES DE ANTOINE: 6.95464

CP'S LIQUIDO: 61.6403

CP'S VAPOR: .576

CALOR LATENTE: 9702.55

1344.8

-.241754

.093493

219.482

5.41E-04

-3.1227E-05

DATOS CORRECTOS Y/N? Y

RECORD : 13

NOMBRE DEL COMPONENTE: N-OCTANO

CONTANTES DE ANTOINE: 6.92374	1355.13	209.516
CP'S LIQUIDO: 58.4915	8.22085	2.7364
CP'S VAPOR: 8.163	.140217	-4.4127E-05
CALOR LATENTE: 9577.82		

DATOS CORRECTOS Y/N? Y

RECORD : 14

NOMBRE DEL COMPONENTE: ME-CICLOHEXA

CONTANTES DE ANTOINE: 6.82689	1.27686E-03	.022163
CP'S LIQUIDO: 41.7891	894.676	12454
CP'S VAPOR: -147.893	1873.22	-1.05985E+08
CALOR LATENTE: 83.84		

DATOS CORRECTOS Y/N? Y

RECORD : 15

NOMBRE DEL COMPONENTE: AGUA

CONTANTES DE ANTOINE: 7.96681	1.66821E-03	.0228
CP'S LIQUIDO: -8783.81	17.5845	3.65137E-04
CP'S VAPOR: 7.3	2460	0
CALOR LATENTE: 10790.7		

DATOS CORRECTOS Y/N? Y

RECORD : 16

NOMBRE DEL COMPONENTE: ISO-PENTANO

CONTANTES DE ANTOINE: 6.8038	1027.25	234
CP'S LIQUIDO: 37.4372	739.423	17.35
CP'S VAPOR: -227.506	1209.72	-6.51891E+07
CALOR LATENTE: 79.36		

DATOS CORRECTOS Y/N? Y

4.7. Manual de operación.

Debemos de tener en cuenta que para el uso del presente simulador, el usuario habra tomado un curso de uso y manejo de microcomputadoras RADIO SHACK TRS - 80 MODELO II. De tal manera que para la creación del manual de operación se da por descontado que el encendido e inicialización de la máquina.

Aunque el presente programa esta escrito en lenguaje BASIC, no se requiere que el usuario lo conozca para ejecutar problemas con el mismo.

Debemos hacer notar que el programa esta diseñado para trabajar interactivamente, de tal manera que siempre nos indique que hacer a continuación. Bien nos puede pedir datos o indicar alguna instrucción para así poder continuar con la simulación.

a).- Primeramente se requiere cargar el programa en la microcomputadora a partir de un DISKETTE (que previamente ha sido grabado), mediante el tecleo de las siguientes instrucciones:

LOAD "SIMULACION"

ENTER

b).- Enseguida le indicamos la instrucción:

RUN

ENTER

Inmediatamente nos pregunta si deseamos usar la impresora, de así hacerlo, nos pide que la encendamos y coloquemos papel en ella. Posteriormente nos indica las diferentes unidades utilizadas para la simulación, así como también las temperaturas de referencia. Y se inicia la lectura de datos:

c).- Nos pide que indiquemos el número de componentes de nuestra mezcla a destilar, así como también el nombre de los componentes y número de record de ubicación en el archivo.

d).- Internamente la máquina leera los datos almacenados en el archivo, grabandolos en su memoria.

e).- Luego nos pide la presión de operación a la que se va a trabajar. E internamente calculará las temperaturas de ebullición del componente ligero y del componente pesado.

f).- Posteriormente nos pide simultáneamente el número de etapas de destilación, el reflujo de operación, la fracción evaporada en el reherbido y el número de etapas de alimentación.

g).- Luego nos pide que indiquemos el(los) número(s) de la(s) etapa(s) de alimentación(es), el flujo alimentado en cada etapa, así como sus respectivas fracciones mol de los componentes de la mezcla. Procediendo a calcular las temperaturas de Rocío y de Burbuja para cada alimentación. Después nos pide la temperatura en cada alimentación.

h).- Después nos pide que indiquemos el número de co---

rrientes líquidas laterales descargadas, la etapa en la que se descarga la corriente y el flujo descargado.

i).- Posteriormente nos pide el número de corrientes de vapor laterales descargadas, la etapa en la que se descarga la corriente y el flujo descargado.

j).- Sin considerar condensador ni reherbidor, nos pide indiquemos en cuantas etapas se suministra calor, así como también indicar la etapa en la que se adiciona o elimina calor y su respectiva cantidad de calor.

k).- Por último nos indica que seleccionemos alguna de las siguientes opciones:

- 1.- Condensador Total.
- 2.- Condensador Parcial.

A partir de este momento realizará determinadas iteraciones para llegar a la convergencia deseada.

l).- En este momento la máquina mostrará el siguiente enunciado "PARA CONTINUAR PRESIONE CUALQUIER TECLA", y al hacerlo nos presentará todos y cada uno de los datos anteriores ordenadamente. Y por último nos reporta los resultados de la siguiente manera:

- 10.- Nos reporta las composiciones de cada uno de los componentes, tanto en fase vapor como en fase líquida para cada uno de los platos de la columna de destilación.
- 20.- Nos reporta los flujos y temperaturas en cada pla-

to en fase líquida y vapor.

3o.- Por último, las características del condensador y las del reherbidor.

QUE HACER EN CASO DE ERRORES:

Pueden presentarse diferentes tipos de errores que a continuación enunciamos:

a).- Error de datos. Cuando se marque algún dato equivocadamente, se recomienda que se inicie nuevamente la inserción de datos suspendiendo la ejecución con la tecla BREAK.

b).- Falla de corriente. Cuando esto suceda debe sacarse inmediatamente el DISKETTE ya que de no hacerlo así, se corre el riesgo de perder parte o incluso todo el programa provocando posteriores errores en la ejecución de la simulación.

c).- Ninguno de los anteriores. Tengamos presente que este programa trabaja con archivo y es muy importante que antes de retirar nuestro disco, tecleemos la instrucción CLOSE para salirnos del sistema.

4.8. Ejemplos de aplicación:

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 No. 2 se alimentan 20,000 gr/mol de mezcla a una temperatura de 20 GC, como líquido subenfriado.

En la etapa No. 5 se alimentan 100,000 gr/mol de mezcla a una temperatura de 98 GC, como mezcla líquido-vapor.

En la etapa No. 8 se alimentan 50,000 gr/mol de mezcla a una temperatura de 110 GC, como vapor sobrecalentado.

Las fracciones mol de benceno y tolueno en las corrientes alimentadas son de 0.40 y 0.60, respectivamente.

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

En la etapa No. 2 se descargan 1000 gr/hr.

En la etapa No. 5 se descargan 1000 gr/hr.

En la etapa No. 6 se descargan 1000 gr/hr.

En la etapa No. 8 se descargan 1000 gr/hr.

y 3 corrientes de descarga de flujo líquido:

En la etapa No. 3 se descargan 1000 gr/hr.

En la etapa No. 5 se descargan 1000 gr/hr.

En la etapa No. 9 se descargan 1000 gr/hr.

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

En la etapa No. 1 se le suministran 50 cal/hr.

En la etapa No. 2 se le suministran 50 cal/hr.

En la etapa No. 4 se le suministran 100 cal/hr.

En la etapa No. 7 se le suministran 100 cal/hr.

En la etapa No. 8 se le suministran 50 cal/hr.

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

RUN

FORMS SET P= 66 L= 50 W= 64 C= 0

Printer ready? (Y/Q) ..YI

Align paper to Top of Page

Press ANY key to continue

Top, Repeat, or Quit?

Enter (T/R/Q) ..QI

1.- NO UTILIZARA IMPRESORA

2.- UTILIZARA IMPRESORA

TECLEE EL NUMERO DE OPCION:? 2

OPEN SISTEMAS

UNIDADES UTILIZADAS EN LA SIMULACION

ALIMENTACION = GMOL/HORA

CORRIENTES LIQUIDAS LATERALES

DESCARGAS = GMOL/HORA

CORRIENTES DE VAPOR LATERALES

DESCARGAS = 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

↓

NUMERO DE COMPONENTES=? 2

NOMBRE COMPONENTE (REC) 1 :? BENCENO,2

NOMBRE COMPONENTE (REC) 2 :? TOLUENO,12

LEYENDO PROPIEDADES DE CADA COMPONENTE

1 BENCENO
-9.9535

6.90565

1211.03

220.79

.197688	-1.97E-04	-.409	.077621
-2.6429E-05			
8442.55			
2 TOLUENO	6.95464	1344.8	219.482
61.6403			
-.241754	5.41E-04	.576	.093493
-3.1227E-05			
9702.55			

PRESION DE OPERACION(MM HG)=?? 760

TEMPERATURAS DE EBULLICION:

COMPONENTE LIGERO= 80.3415 GRADOS CENTIGRADOS

COMPONENTE PESADO= 110.888 GRADOS CENTIGRADOS

NUMERO DE ETAPAS DE DESTILACION=?? 10

REFLUJO DE OPERACION=?? 0.8

FRACCION EVAPORADA EN REHERBIDOR=?? 0.4

NUMERO DE ETAPAS DE ALIMENTACION=?? 3

CARACTERISTICAS DE LA ALIMENTACION :

ALIMENTACION EN LA ETAPA NUMERO=?? 2

FLUJO ALIMENTADO(GMOL/HORA)=? 20000

FRACCION MOL DE BENCENO ALIMENTADO=? 0.40

FRACCION MOL DE TOLUENO ALIMENTADO=? 0.60

CALCULANDO TEMPERATURAS DE ROCIO Y BURBUJA PARA ESTA ALIMENTACION

N

PUNTO DE ROCIO= 101.484 GRADOS CENTIGRADOS

PUNTO DE BURBUJA= 95.1416 GRADOS CENTIGRADOS

TEMPERATURA DE ALIMENTACION(GRADOS CENTIGRADOS)=? 20

LIQUIDO SUBENFRIADO

CARACTERISTICAS DE LA ALIMENTACION :

ALIMENTACION EN LA ETAPA NUMERO=?? 5

FLUJO ALIMENTADO(GMOL/HORA)=? 100000

FRACCION MOL DE BENCENO ALIMENTADO=? 0.40

FRACCION MOL DE TOLUENO ALIMENTADO=? 0.60

CALCULANDO TEMPERATURAS DE ROCIO Y BURBUJA PARA ESTA ALIMENTACION

N

PUNTO DE ROCIO= 101.484 GRADOS CENTIGRADOS

PUNTO DE BURBUJA= 95.1416 GRADOS CENTIGRADOS

TEMPERATURA DE ALIMENTACION(GRADOS CENTIGRADOS)=? 98

FRACCION EVAPORADA= .406255

MEZCLA LIQUIDO VAPOR FRACCION EVAPORADA= .406255

CARACTERISTICAS DE LA ALIMENTACION :

ALIMENTACION EN LA ETAPA NUMERO=?? 8

FLUJO ALIMENTADO(GMOL/HORA)=? 50000

FRACCION MOL DE BENCENO ALIMENTADO=? 0.40

FRACCION MOL DE TOLUENO ALIMENTADO=? 0.60

CALCULANDO TEMPERATURAS DE ROCIO Y BURBUJA PARA ESTA ALIMENTACION

PUNTO DE ROCIO= 101.484 GRADOS CENTIGRADOS
 PUNTO DE BURBUJA= 95.1416 GRADOS CENTIGRADOS
 TEMPERATURA DE ALIMENTACION(GRADOS CENTIGRADOS)=? 110
 VAPOR SOBRECALENTADO
 NUMERO DE CORRIENTES LIQUIDAS LATERALES DESCARGADAS=? 3
 ETAPA EN LA QUE SE DESCARGA LA CORRIENTE 1 ? 3
 FLUJO(GMOL/HORA) DESCARGADO=? 1000
 ETAPA EN LA QUE SE DESCARGA LA CORRIENTE 2 ? 5
 FLUJO(GMOL/HORA) DESCARGADO=? 1000
 ETAPA EN LA QUE SE DESCARGA LA CORRIENTE 3 ? 9
 FLUJO(GMOL/HORA) DESCARGADO=? 1000
 NUMERO DE CORRIENTES DE VAPOR LATERALES, DESCARGADAS=? 4
 ETAPA EN LA QUE SE DESCARGA LA CORRIENTE 1 ? 2
 FLUJO (GMOL/HORA) DESCARGADO=? 1000
 ETAPA EN LA QUE SE DESCARGA LA CORRIENTE 2 ? 5
 FLUJO (GMOL/HORA) DESCARGADO=? 1000
 ETAPA EN LA QUE SE DESCARGA LA CORRIENTE 3 ? 6
 FLUJO (GMOL/HORA) DESCARGADO=? 1000
 ETAPA EN LA QUE SE DESCARGA LA CORRIENTE 4 ? 8
 FLUJO (GMOL/HORA) DESCARGADO=? 1000

CALOR SUMINISTRADO:
 SIN CONSIDERAR CONDENSADOR-REHERBIDOR, EN CUANTAS ETAPAS SE SUMINISTRA CALOR ?? 5

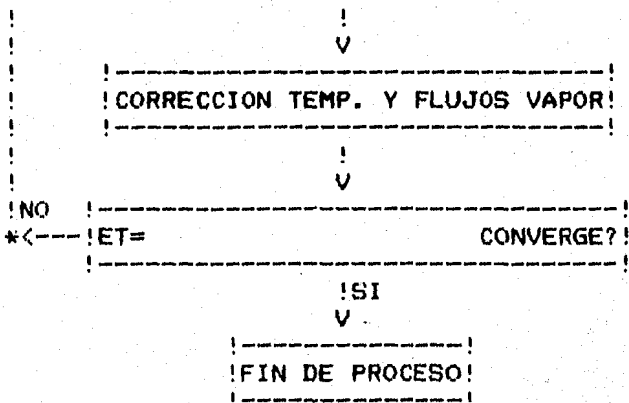
ETAPA EN LA QUE SE ADICIONA O ELIMINA CALOR(1): ? 1
 CALOR SUMINISTRADO(CAL/HORA)=? 50
 ETAPA EN LA QUE SE ADICIONA O ELIMINA CALOR(2): ? 2
 CALOR SUMINISTRADO(CAL/HORA)=? 50
 ETAPA EN LA QUE SE ADICIONA O ELIMINA CALOR(3): ? 4
 CALOR SUMINISTRADO(CAL/HORA)=? 100
 ETAPA EN LA QUE SE ADICIONA O ELIMINA CALOR(4): ? 7
 CALOR SUMINISTRADO(CAL/HORA)=? 100
 ETAPA EN LA QUE SE ADICIONA O ELIMINA CALOR(5): ? 8
 CALOR SUMINISTRADO(CAL/HORA)=? 50

SELECCIONE OPCION :
 1.- CONDENSADOR TOTAL
 2.- CONDENSADOR PARCIAL
 TECLEE NUMERO DE OPCION:? 1

!-----!
 !SUPOSICION FLUJOS VAPOR Y TEMPERATURAS!
 !-----!

!
 v

*-->! RESOLUCION MATRIZ TRIDIAGONAL (X'S)!
 !-----!



10.1471
 .714634
 .134979
 .040264
 .013428

PARA CONTINUAR PRESIONE CUALQUIER TECLA?

CARACTERISTICAS GENERALES DE LA TORRE :
 NUMERO DE ETAPAS= 10

NUMERO DE 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	.406255

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
TERMINA LA SIMULACION:

PLATO NO. : 1

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.8893	.95395
TOLUENO	.1107	.04605

PLATO NO. : 2

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.78333	.90239
TOLUENO	.21667	.09761

PLATO NO. : 3

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

PLATO NO. : 4

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.59905	.78987
TOLUENO	.40095	.21013

PLATO NO. : 5

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.47788	.69474
TOLUENO	.52212	.30525

PLATO NO. : 6

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

PLATO NO. : 7

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.42129	.64283
TOLUENO	.57871	.35717

PLATO NO. : 8

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.36755	.5883
TOLUENO	.63245	.41181

PLATO NO. : 9

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

PLATO NO. : 10

COMPONENTE	COMPOSICION	
------------	-------------	--

	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.30843	.52134
TOLUENO	.69157	.47866

FLUJOS Y TEMPERATURAS EN CADA PLATO

PLATO	TEMP.	FLUJO LIQ.	FLUJO VAPOR
1	82.4	140341	177945
2	84.76	166066	176054
3	86.61	162988	182806
4	89.35	160552	180716
5	92.76	217854	178270
6	93.4	217355	137343
7	94.47	216744	137870
8	96.19	214609	137180
9	96.82	213322	85831.2
10	98.16	212389	85597

CARACTERISTICAS DEL CONDENSADOR

TIPO :CONDENSADOR TOTAL
 TEMPERATURA : 81.0416
 COMP. DEL DESTILADO :
 BENCENO .981955
 TOLUENO .0182887
 FLUJO = 35566.4
 COMP. DEL LIQUIDO RECIRCULADO
 BENCENO .953952
 TOLUENO .0460482
 REFLUJO= .8
 CARGA TERMICA: -1.44364E+09

CARATERISTICAS DEL REHERVIDOR

FRACCION EVAPORADA: .4
 TEMPERATURA : 100.888
 COMP. DEL PRODUCTO DE FONDOS:
 BENCENO .232226
 TOLUENO .767774
 FLUJO DE LIQUIDO= 127434
 COMP. DEL VAPOR RECIRCULADO:
 BENCENO .422686
 TOLUENO .577313
 FLUJO DE VAPOR= 84955.7
 CARGA TERMICA: 6.96812E+08

TIEMPO DE EJECUCION = 00.02'10

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 No. 1 se alimentan 20,000 gr/hr con la siguiente composición: 35% de benceno, 30% de propano, 25% de ciclohexano y 10% de etanol; a una temperatura de 0 GC.

En el plato No. 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 GC.

En los platos Nos. 2 y 5 se saca una corriente líquida, con un flujo de 1000 gr/hr cada una; en el plato No. 3 se saca una corriente vapor con un flujo de 1000 gr/hr.

Además en el mismo plato No. 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 y líquido, los perfiles de temperatura y las composiciones de cada plato.

RUN
 FORMS SET P= 66 L= 50 W= 64 C= 0
 Printer ready? (Y/Q) ..YX
 Align paper to Top of Page
 Press ANY key to continue
 Top, Repeat, or Quit?
 Enter (T/R/Q) ..QX
 1.- NO UTILIZARA IMPRESORA
 2.- UTILIZARA IMPRESORA
 TECLEE EL NUMERO DE OPCION:? 2

OPEN SISTEMAS
 UNIDADES UTILIZADAS EN LA SIMULACION

ALIMENTACION = GMOL/HORA

CORRIENTES LIQUIDAS LATERALES
 DESCARGAS = GMOL/HORA

CORRIENTES DE VAPOR LATERALES
 DESCARGAS = 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 !
  !-----!
  
```

↓

NUMERO DE COMPONENTES=? 4

NOMBRE COMPONENTE (REC) 1 : ? BENCENO, 2
 NOMBRE COMPONENTE (REC) 2 : ? PROPANO, 10
 NOMBRE COMPONENTE (REC) 3 : ? CICLOHEXANO, 4
 NOMBRE COMPONENTE (REC) 4 : ? ETANOL, 6
 ?? 6

LEYENDO PROPIEDADES DE CADA COMPONENTE

1 BENCENO	6.90565	1211.03	220.79
-9.9535			
.199688	-1.97E-04	-.409	.077621
-2.6429E-05			
8442.55			
2 PROPANO	6.82973	813.2	248
2.63915			
.0525	-7E-06	2.41	.057195
-1.7533E-05			
4054.2			
3 CICLOHEXANO	6.84498	1203.53	222.863
3.37542			
.052798	7.1E-05	-7.701	.125675
-4.1584E-05			
7895			
4 ETANOL	8.04494	1554.3	222.64
-74.8874			
.492577	-5.09E-04	6.99	.039741
-1.1926E-05			
3319.29			

PRESION DE OPERACION(MM HG)=?? 720

TEMPERATURAS DE EBULLICION:

COMPONENTE LIGERO=-43.1217 GRADOS CENTIGRADOS

COMPONENTE PESADO= 79.1949 GRADOS CENTIGRADOS

NUMERO DE ETAPAS DE DESTILACION=?? 5

REFLUJO DE OPERACION=?? 0.75

FRACCION EVAPORADA EN REHERBIDOR=?? 0.3

NUMERO DE ETAPAS DE ALIMENTACION=?? 2

CARACTERISTICAS DE LA ALIMENTACION :

ALIMENTACION EN LA ETAPA NUMERO=?? 1

FLUJO ALIMENTADO(GMOL/HORA)=? 20000

FRACCION MOL DE BENCENO ALIMENTADO=? 0.35

FRACCION MOL DE PROPANO ALIMENTADO=? 0.300

FRACCION MOL DE CICLOHEXANO ALIMENTADO=? 0.25

FRACCION MOL DE ETANOL.6 ALIMENTADO=? 0.10

CALCULANDO TEMPERATURAS DE ROCIO Y BURBUJA PARA ESTA ALIMENTACION

PUNTO DE ROCIO= 67.9534 GRADOS CENTIGRADOS

PUNTO DE BURBUJA=-12.5899 GRADOS CENTIGRADOS

TEMPERATURA DE ALIMENTACION(GRADOS CENTIGRADOS)=? 0

FRACCION EVAPORADA= .133544

MEZCLA LIQUIDO VAPOR FRACCION EVAPORADA= .133544

CARACTERISTICAS DE LA ALIMENTACION :

ALIMENTACION EN LA ETAPA NUMERO=?? 4

FLUJO ALIMENTADO(GMOL/HORA)=? 50000

FRACCION MOL DE BENCENO ALIMENTADO=? 0.10
 FRACCION MOL DE PROPANO ALIMENTADO=? 0.25
 FRACCION MOL DE CICLOHEXANO ALIMENTADO=? 0.30
 FRACCION MOL DE ETANOL.6 ALIMENTADO=? 0.35
 CALCULANDO TEMPERATURAS DE ROCIO Y BURBUJA PARA ESTA ALIMENTACION

PUNTO DE ROCIO= 70.0777 GRADOS CENTIGRADOS
 PUNTO DE BURBUJA=-7.13365 GRADOS CENTIGRADOS
 TEMPERATURA DE ALIMENTACION(GRADOS CENTIGRADOS)=? 0
 FRACCION EVAPORADA= .0669768
 MEZCLA LIQUIDO VAPOR FRACCION EVAPORADA= .0669768
 NUMERO DE CORRIENTES LIQUIDAS LATERALES DESCARGADAS=? 2
 ETAPA EN LA QUE SE DESCARGA LA CORRIENTE 1 ? 2
 FLUJO(GMOL/HORA) DESCARGADO=? 1000
 ETAPA EN LA QUE SE DESCARGA LA CORRIENTE 2 ? 5
 FLUJO(GMOL/HORA) DESCARGADO=? 1000
 NUMERO DE CORRIENTES DE VAPOR LATERALES, DESCARGADAS=? 1
 ETAPA EN LA QUE SE DESCARGA LA CORRIENTE 1 ? 3
 FLUJO (GMOL/HORA) DESCARGADO=? 1000
 CALOR SUMINISTRADO:
 SIN CONSIDERAR CONDENSADOR-REHERBIDOR,EN CUANTAS ETAPAS SE SUMINISTRA CALOR ?? 1
 ETAPA EN LA QUE SE ADICIONA O ELIMINA CALOR(1): ? 3
 CALOR SUMINISTRADO(CAL/HORA)=? 100
 SELECCIONE OPCION :
 1.- CONDENSADOR TOTAL
 2.- CONDENSADOR PARCIAL
 TECLEE NUMERO DE OPCION=? 1

!-----!
 !SUPOSICION FLUJOS VAPOR Y TEMPERATURAS!
 !-----!

!
 v

*--> !-----!
 !RESOLUCION MATRIZ TRIDIAGONAL(X'S)!
 !-----!

!
 v

!-----!
 !CORRECCION TEMP. Y FLUJOS VAPOR!
 !-----!

!
 v

!NO !-----!
 *<--- !ET= CONVERGE?!
 !-----!

!SI

v

 !FIN DE PROCESO!

3.65104
 43.6795
 1.15187
 .509129
 .387819
 .055422
 .0718335
 .0444907
 .022816
 5.38761E-03

PARA CONTINUAR PRESIONE CUALQUIER TECLA?

CARACTERISTICAS GENERALES DE LA TORRE :
 NUMERO DE ETAPAS= 5

NUMERO DE 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	.133544

COMPONENTE	COMPOSICION
BENCENO	.35
PROPANO	.3

CICLOHEXANO .25
 ETANOL.6 .1
 --PLATO NO. : 4 MEZCLA LIQUIDO VAPOR

TEMPERATURA FLUJO FRACC.EVAPORADA
 0 50000 .0669768

COMPONENTE	COMPOSICION
BENCENO	.1
PROPANO	.25
CICLOHEXANO	.3
ETANOL.6	.35

ESPECIFICACIONES DE LA TORRE
 TERMINA LA SIMULACION:

PLATO NO. : 1

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.15486	5.4E-04
PROPANO	.69032	.999
CICLOHEXANO	.11064	4.3E-04
ETANOL.6	.04418	4E-05

PLATO NO. : 2

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.15454	5.4E-04
PROPANO	.69096	.999
CICLOHEXANO	.11042	4.3E-04
ETANOL.6	.04408	4E-05

PLATO NO. : 3

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.16117	5.8E-04
PROPANO	.67614	.9989
CICLOHEXANO	.11635	4.7E-04
ETANOL.6	.04633	4E-05

PLATO NO. : 4

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.13785	1.34E-03

PROPANO	.40465	.99553
CICLOHEXANO	.23163	2.47E-03
ETANOL.6	.22587	6.8E-04

PLATO NO. : 5

COMPONENTE	COMPOSICION	
	LIQUIDO	VAPOR
BENCENO	.1496	1.85E-03
PROPANO	.35725	.99391
CICLOHEXANO	.25161	3.37E-03
ETANOL.6	.24154	9.9E-04

FLUJOS Y TEMPERATURAS EN CADA PLATO

PLATO	TEMP.	FLUJO LIQ.	FLUJO VAPOR
1	-34.67	45035.3	40753.9
2	-34.69	43956.5	35251.6
3	-34.16	42207.4	35180.6
4	-20.94	85653.3	34456.9
5	-17.5	81165.6	27865.2

CARACTERISTICAS DEL CONDENSADOR

TIPO : CONDENSADOR TOTAL
 TEMPERATURA : -43.2581
 COMP. DEL DESTILADO :
 BENCENO 9.06198E-07
 PROPANO 1.0003
 CICLOHEXANO 8.35499E-07
 ETANOL.6 1.21626E-08
 FLUJO = 10184.1
 COMP. DEL LIQUIDO RECIRCULADO
 BENCENO 5.37507E-04
 PROPANO .998994
 CICLOHEXANO 4.31803E-04
 ETANOL.6 3.64898E-05
 REFLUJO = .75
 CARGA TERMICA: -1.63297E+08

CARATERISTICAS DEL REHERVIDOR

FRACCION EVAPORADA: .3
 TEMPERATURA : 18.915
 COMP. DEL PRODUCTO DE FONDOS:
 BENCENO .205906

PROPANO .10977
CICLOHEXANO .345847
ETANOL.6 .338476
FLUJO DE LIQUIDO= 56815.9
COMP. DEL VAPOR RECIRCULADO:
BENCENO .0204089
PROPANO .925166
CICLOHEXANO .0353753
ETANOL.6 .0191679
FLUJO DE VAPOR= 24349.7
CARGA TERMICA: 1.67253E+08
XReady
>

TIEMPO DE EJECUCION = 00.04'16''

=====

CAPITULO 5: CONCLUSIONES

=====

Después de haber trabajado con el simulador realizado en la presente tesis, se han hecho las siguientes observaciones y conclusiones:

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

Con la elaboración del presente trabajo se concluye que la construcción del simulador es una herramienta útil, para comprender el efecto de la temperatura, presión y composición de la mezcla a separar, dentro de todo el cuerpo del destilador e inclusive dentro del rehervidor y del condensador.

En ingeniería química nos es muy útil pues nos sirve para minimizar costos de operación, alcanzando los puntos óptimos para el mejor aprovechamiento de los sistemas de destilación.

A su vez este simulador servirá como material de apoyo

para la comprensión más clara de la operación unitaria "Destilación". Reafirmando el fundamento teórico previamente analizado. Siendo esta una de las razones por las que se realizó este trabajo, con el fin de coadyuvar a dicha enseñanza.

Este simulador resuelve problemas de destilación que involucran la separación de mezclas multicomponentes de las cuales se deben conocer previamente sus capacidades caloríficas tanto en la fase líquida como en la fase de vapor, sus calores latentes, así como también los respectivos valores de las constantes de Antoine.

Por último, al contar con simuladores tales que nos permitan el empleo del equipo disponible en la Facultad (micro computadoras), marcamos una pauta para incrementar el acervo y material de apoyo que redundará en beneficio para nuestra Facultad y futuras generaciones de ingenieros químicos dentro de la misma.

Por tal motivo podemos concluir que fueron alcanzados todos los objetivos planteados inicialmente.

=====

BIBLIOGRAFIA

=====

- 1.- APUNTES DE LA MATERIA DE INGENIERIA DE PROCESOS.
- 2.- AMUNDSON NEAL R.
MATHEMATICAL METHODS IN CHEMICAL ENGINEERING
PRENTICE - HALL, INC. 1966
- 3.- CARNAHAN, BRICE.
APPLIED NUMERICAL METHODS
JOHN WILLER & SONS, INC. NEW YORK 1969
- 4.- DIAZ MORENO ANTONIO VALENTIN.
COMPUTADORAS. SU SELECCION Y APLICACION EN DESTILACION. MEXICO, D. F. 1979 (TESIS) F. QUIMICA UNAM
- 5.- FRANCKS ROGER G. E.
MODELING AND SIMULATION IN CHEMICAL ENGINEERING
WILEY - INTERSCIENCE. NEW YORK 1972
- 6.- HOLLAND CHARLES D.
FUNDAMENTALS OF MULTICOMPONENT DISTILLATION
Mc GRAW - HILL BOOK COMPANY. NEW YORK
- 7.- INTERNATIONAL CRITICAL TABLES OF NUMERICAL DATA
PHYSICS, CHEMISTRY AND TECHNOLOGY. VOLUME 9.
PAGS. 78 - 84, 106 - 113 y 135 - 139.
- 8.- KING JUDSON C.
SEPARATION PROCESSES
Mc GRAW - HILL BOOK COMPANY. NEW YORK 1971.

- 9.- LINDDLE F. J.
THE ANTOINE EQUATION AND IT'S USE IN DISTILLATION
CALCULATIONS. BRITISH CHEMICAL ENGINEERING VOL. 16,
FEBRUARY/MARCH 1971. PAGES. 193 - 197.
- 10.- PERRY ROBERT H., CHILTON CECIL H.
CHEMICAL ENGINEERING' HAND BOOK
INTERNATIONAL STUDEN 5a. ED. Mc GRAW - HILL 1973.
- 11.- SCHMIDT ALOIS X.
MATERIAL AND ENERGY BALANCES
PRENTICE - HALL, INC. 1962.
- 12.- THINH T. P., DURAN J. L., ROMALHO R. S.
EQUATIONS IMPROVE Cp PREDICTIONS
HYDROCARBON PROCESSING VOL. 50, No. 1, JANUARY 1971
PAGES. 98 - 104.
- 13.- TAMPLIN W. S. & ZUZIC D. A.
SPECIFIC HEAT OF ORGANIC HYDROCARBONS
HYDROCARBON PROCESSING VOL. 46, No. 8, AUGUST 1967
PAGES. 145 - 146.
- 14.- TOMICH JOHN F.
A NEW SIMULATION METHOD FOR EQUILIBRIUM STAGE PROCESS
AICHE JOURNAL VOL. 16, No. 2, MARCH 1970
PAGES. 229 - 232.
- 15.- TREYBAL ROBERT E.
MASS TRANSFER OPERATIONS
Mc GRAW - HILL BOOK COMPANY 3a. ED. 1980.

16.- VAN NESS H. C., SMITH J. M.

INTRODUCCION TO CHEMICAL ENGINEERING TERMODINAMICS

Mc GRAW - HILL 3a. ED.

17.- WINGLE MATTHEW VAN.

DISTILLATION

Mc GRAW - HILL Co. 1967

18.- YOSHIKAZU ISHII, OTTO FRED D.

A GENERAL ALGORITHM FOR MULTISTAGE MULTICOMPONENT
SEPARATION CALCULATION.

THE CANADIAN JOURNAL OF CHEMICAL ENGINEERING,

VOL. 51, OCTOBER 1973 PAGES. 601 - 606.