

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

Reducción de un Sistema de Destilación
Multicomponente a un Equivalente
Binario.

204

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
José Manuel López Acevedo

MEXICO, D. F.

1 9 7 5.



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 esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

CLAS. Tesis

ADQ. 1975

FECHA 1975

PROC. M. F. V. 1975



QUÍMICA

PRESIDENTE: ROBERTO ANDRADE CRUZ.

VOCAL: ANTONIO VALIENTE BARDERAS.

SECRETARIO: ALEJANDRO LOZADA CAÑIBE.

1er. SUPLENTE: LUIS ROMERO CERVANTES.

2do. SUPLENTE: MARTHA HEREDIA.

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

FACULTAD DE QUIMICA.

JOSE MANUEL LOPEZ ACEVEDO

SUSTENTANTE

ANTONIO VALIENTE BARDERAS

ASESOR

A mi madre:

Sra. Elva Acevedo

quién es la luz que

siempre ha iluminado mi camino.

A mi padre:

Sr. Manuel E. López Figueroa

por el apoyo que me ha brindado

A mi hermana:

Sra. Martha E. López de Montoya

y a su familia, con cariño.

A mi Abuelita:

Sra. Elena Marbán

con eterno agradecimiento.

A mis tias, tios, primas y primos.

Al Ing. Antonio Valiente Barderas
por su acertada asesoria.

Al Ing. Hector Aguilar Ruíz
por sus oportunos consejos.

Al Ing. Luis Romero Cervantes
por la ayuda prestada.

I N D I C E

PREFACIO.	III
I.- INTRODUCCION.	1
a)- CONSIDERACIONES GENERALES.	1
b)- PUNTO DE BURBUJA Y DE ROCIO.	5
c)- COMPONENTES CLAVES.	10
d)- DETERMINACION DE K.	12
Termodinámicos.	12
Empíricos.	19
e)- ALIMENTACION.	19
f)- REFLUJO.	22
g)- ETAPAS DE EQUILIBRIO.	24
h)- EFICIENCIAS.	25
II.- METODOS DE CALCULO TRADICIONALES.	35
a)- CORTOS:	36
Fenske.	36
Underwood.	45
Gilliland.	56
Kirksbride.	58
b)- RIGUROSOS:	65
Lewis & Matheson.	66
Thiele & Geddes.	71
III.- METODO DEL EQUIVALENTE BINARIO.	93
a)- Introducción.	94

b)- Split entre los componentes no claves	94
c).- Equivalente binario del sistema multi	
componente:	96
Determinación de los claves efecti-	
vos.	96
Flujos internos de los no claves.	99
Línea q.	102
d)- Reflujo del sistema multicomponete.	103
e)- Método gráfico de McCabe & Thiele.	103
f)- Resumen.	106
IV.- APLICACION DEL METODO DEL EQUIVALENTE	
BINARIO.	117
a)- Descripción.	118
b)- Operación del programa.	122
c)- Comparaciones.	125
V.- CONCLUSIONES.	130
APENDICE.	133
NOMENCLATURA.	194
BIBLIOGRAFIA.	198

PREFACIO.

El propósito del presente trabajo es la recolección y comparación de varios métodos gráficos para la reducción de un sistema de destilación multicomponente a un equivalente binario.

Para poder efectuar una comparación válida sobre dichos métodos, es necesario efectuar una comparación con métodos ya aceptados como válidos, por lo que se hizo en igual forma una breve recopilación de diversos métodos empleados en la determinación del número de platos y el reflujo mínimo en sistemas multicomponentes, que se presenta en el capítulo II. Es importante hacer notar que no todos los métodos existentes para el cálculo del número de platos se recopilaron en dicho capítulo, únicamente algunos que por su forma de cálculo, es posible efectuarlos a mano y en relativamente poco tiempo.

La comparación entre los resultados obtenidos con el método del equivalente binario y los resultados de algunos de los métodos ya existentes se muestran en el capítulo IV.

Nota: Puesto que básicamente el método del equivalente binario se basa en métodos gráficos, en al-

gunas partes del presente trabajo se menciona como métodos gráficos al método del equivalente binario.

I.- INTRODUCCION.

La destilación es un proceso de separación de una mezcla en sus componentes, a diferencia de los otros procesos de separación como la absorción, extracción, etc., que son unidireccionales, la destilación es bidireccional, esto es, hay transferencia de masa tanto del vapor, al líquido, como del líquido al vapor. En el caso que la mezcla - esté formada por sólo dos componentes se dice que es un sistema binario, si la mezcla está compuesta por más de dos componentes, plenamente identificados a los cuales sus propiedades físicas se les han determinado, se llama un sistema multicomponente.

La destilación multicomponente, es por lo tanto - un proceso de separación de un sistema multicomponente, este tipo de separación es de gran importancia, debido a que en destilación a nivel industrial los sistemas binarios casi nunca se tocan y aún sistemas ternarios rara vez se encuentran, el mayor número de destilaciones de multicomponentes se lleva a cabo en la industria del petróleo.

Los métodos de cálculo, empleados para sistemas - multicomponentes son una ampliación de los usados para destilación de mezclas binarias.

Los sistemas se consideran en dos clases generales.

- a).- Sistemas ideales que obedecen la Ley de Raoult, tales como los hidrocarburos.
- b).- Sistemas no ideales como mezclas azeotrópicas.

Los métodos gráficos como el de Mc.CABE-THIELE, - solamente pueden ser usados para sistemas binarios. Los métodos exactos para determinar la composición de líquidos y vapor en cada plato se calculan a partir de los datos de equilibrio vapor-líquido y de los balances de materia y energía.

No hay un límite teórico para el número de componentes presentes en una mezcla, pero prácticamente los cálculos matemáticos para métodos plato por plato se hacen muy tediosos para mezclas de más de cuatro componentes. La destilación del petróleo, tiene grandes dificultades debido a que muchos de los constituyentes son desconocidos y los productos sólo se identifican por sus puntos de ebullición.

Se han desarrollado varios métodos aproximados y semiempíricos para sistemas multicomponentes, estos evitan llevar a cabo los tediosos cálculos --

plato por plato a través de simplificaciones pero estos métodos le restan exactitud a los cálculos. La aplicación de computadoras digitales al cálculo de los equipos de destilación hace posible llevar a cabo los tediosos cálculos plato por plato-rápida y económicamente.

Los problemas con que se encuentra la destilación son la falta de datos y su veracidad, inadecuados datos de equilibrio vapor-líquido y el desconocimiento de las eficiencias, puede obstaculizar el uso de los cálculos convencionales para resolver problemas de diseño de destilación multicomponente.

Para los cálculos en destilación es necesario tener con una exactitud razonable los datos de las constantes de equilibrio vapor-líquido. Estos pueden ser obtenidos por los siguientes métodos:

- 1.- Determinarlos experimentalmente.
- 2.- Suponer que el sistema es ideal en su comportamiento y que los datos pueden ser calculados de las ecuaciones ideales.
- 3.- Pueden ser calculados de algunos datos experimentales utilizando ecuaciones o relaciones empíricas.

4.- Estos pueden ser estimados en datos físicos - de los componentes puros con el uso de ecuaciones o relaciones empíricas.

Puesto que ningún método de cálculo de datos del equilibrio vapor-líquido son del todo confiables, los actuales datos experimentales deben ser usados en lo más posible.

El uso de ecuaciones ideales puede ser satisfactorio para sistemas que se aproximan a la idealidad dentro de los límites que permite la ingeniería.

Cuando se tienen mezclas de componentes muy distintos entre sí o las condiciones de presión y temperatura son severas, el comportamiento de la no idealidad es evidente.

Debe enfatizarse que un principio importante es el hecho de que un solo fraccionador no puede separar más de un componente en forma pura de una mezcla multicomponente y que se requerirá un total de $n-1$ fraccionadores para una separación completa de un sistema de n componentes.

La determinación del número de etapas teóricas requeridas para la separación de una mezcla compleja es más difícil que para un sistema binario.

En un sistema binario, fijando la fracción mol de

un componente ya sea en el líquido o el vapor y - la presión total, nos da la temperatura y la composición de la otra fase, sin embargo, en el caso de un sistema multicomponente de n componentes, - se deben fijar $(n-1)$ concentraciones así como la presión para que el sistema esté completamente de finido.

De tal manera que en un sistema multicomponente - los datos de equilibrio vapor-líquido de un compo nente dado son una función, tanto de las caracte- rísticas físicas de los otros componentes como de sus cantidades presentes. En otras palabras son- necesarias varias curvas de equilibrio x vs. y , - puesto que para una presión dada habrá varias cur vas, dependiendo de las cantidades presentes de - los otros componentes.

PUNTO DE BURBUJA Y DE ROCIO.- Si un líquido puro- se calienta éste empezará a hervir cuando su pre- sión de vapor sea igual a la presión del medio, - para el caso de un sistema binario o multicompo- nente, este empezará a hervir cuando la suma de - las presiones de vapor que ejerzan cada uno de -- los componentes individuales sea igual a la pre- sión del medio. La ebullición se caracteriza por

la formación de burbujas de vapor dentro de la fase líquida. Esto es $\sum_{i=1}^n y_i$ y para los componentes líquidos 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 del líquido puro. El componente más volátil hervirá más rápido y por lo tanto el punto de ebullición del líquido restante aumentará conforme proceda la vaporización. Debido a esta naturaleza indeterminada el término punto de ebullición no se usa para la temperatura a la cual forma la primera burbuja de vapor, en lugar de eso 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 el punto de burbuja y de rocío para mezclas, se basa en las leyes de Raoult y Dalton:

$$p_i = p_{vi} \chi_i$$

$$P_T = p_1 + p_2 + \dots + p_n = \sum_{i=1}^n p_i$$

$$\sum_{i=1}^n p_i = \sum_{i=1}^n p_{vi} \chi_i$$

donde: p_i = presión parcial del componente i

p_{vi} = presión del vapor del componente
1

χ_i = fracción mol en el líquido de i

P_T = presión total

Si $\sum p/p = 1$, 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 fase gaseosa o vapor, a este punto se le dice el punto de burbuja o sea cuando $\sum y = 1$. Lo mismo es para calcular el punto de rocío si:

$$\sum_{i=1}^n \chi = \sum_{i=1}^n \frac{y_i P_T}{p_i} = 1.0$$

se dice entonces que es el punto de rocío.

Otra relación que existe entre y y x es K , donde K es la constante de equilibrio vapor-líquido, ésta es una relación que existe entre la fracción mol del componente n en la fase vapor y la frac...

ción mol del mismo componente en la fase líquida.

Esto es

$$K = y/x$$

Esta cantidad es constante para un par de datos - de presión y temperatura, es decir es función de la temperatura y la presión.

Ahora, usando esta constante el punto de burbuja y de rocío, queda definido como:

punto de rocío, $\sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n y_i / K_i = 1.0$

punto de burbuja, $\sum_{i=1}^n y_i = \sum_{i=1}^n x_i K_i = 1.0$

EJEMPLO:

Una mezcla multicomponente compuesta por:

20% de n-pentano

10% de hexano

30% de heptano

40% de octano.

Tiene un comportamiento de sistema ideal.

Calcular el punto de burbuja y rocío de la mezcla a una presión de 25 psia.

Solución:

De las gráficas de las constantes de equilibrio - (13), obtenemos los valores para K suponiendo una temperatura y cuando la sumatoria de $xK = 1$. Esta será la temperatura de punto de burbuja, cuan-

do $y/K = 1$. Esta es la temperatura de punto de rocío.

	X_f	K	XK	K	XK	K	XK
n-Pentano	0.2	2.9	0.58	3.1	0.62	3.	0.6
Hexano	0.1	1.2	0.12	1.3	0.13	1.3	0.13
Heptano	0.3	0.56	0.165	0.6	0.18	0.58	0.174
Octano	0.4	0.22	0.08	0.23	0.092	0.225	0.09
	$\sum_{i=1}^n$ 1.00		0.956		1.02		0.994

$$K = y/x$$

Temp 10.50.
250.27

	X_f	K	Y/K	K	Y/K	K	Y/K
n-Pentano	0.2	3.4	0.058	3.8	0.05	5.	0.04
Hexano	0.1	1.5	0.066	1.7	0.058	2.4	0.0416
Heptano	0.3	0.64	0.468	0.8	0.375	1.2	0.25
Octano	0.4	0.3	1.333	0.36	1.11	0.6	0.66
	$\sum_{i=1}^n$ 1.00		1.927		1.597		0.998

TEMPERATURA DE BURBUJA = 201. °F.

TEMPERATURA DE ROCIO = 250. °F.

COMPONENTES CLAVES.- Es conveniente primero enlistar los componentes de la alimentación en orden de su volatilidad relativa. El componente más volátil es el "ligero", el menos volátil el "pesado". Clave ligero es el componente que está presente en el residuo en cantidades considerables sin ser de los componentes menos volátiles, los componentes más ligeros que el clave ligero están presentes en el residuo en pequeñas cantidades. Si todos los componentes están presentes en el residuo en concentraciones de importancia, el más volátil es el clave ligero.

Asímismo existe un componente, que sin ser de los más volátiles se encuentra formando parte del destilado, este es llamado el clave pesado, si todos los pesados se encuentran en el destilado en iguales cantidades, el clave pesado será el de menor volatilidad.

EJEMPLO: -

Considere una alimentación formada por los componentes A, B, C, D, E, F, el destilado estará formado principalmente por A, B, C, D y pequeñas cantidades de E y F, y el residuo en su gran mayoría por F, E, D, C y pequeñas cantidades de A y B. Los componentes C y D se encuentran en cantidades considerables tanto en el residuo como en el destilado, ahora puesto que C es más volátil que D, se considera a C como el clave ligero y a D como el clave pesado.

La dificultad de la separación, para el número de platos y una relación de reflujo dada, la fijan la concentración de los componentes claves en los productos. Por lo tanto es importante establecer cuales son los claves.

Las volatilidades relativas siempre deben ser calculadas con respecto a el compuesto clave pesado.

$$\alpha_j = K_j / K_M$$

donde j representa cualquier componente y h k el clave pesado. Si $\alpha_M = 1$. entonces las α 's para los componentes más ligeros que el clave pesado serán mayores que la unidad y para los más pesados, serán menores que la unidad. Se puede usar un promedio de las volatilidades relativas (a la tempe-

ratura más alta y a la más baja), si la variación de la volatilidad relativa con respecto a la temperatura, es pequeña, ésta se determina a una temperatura y se considera constante sobre todo el rango de temperatura.

DETERMINACION DE LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO.---

Como ya se mencionó, la falta de datos, en especial de equilibrio vapor-líquido es el principal problema en la destilación y debido, a que el comportamiento de las mezclas rara vez es ideal, ha obligado a buscar la forma de obtener tales datos. Los trabajos que se han hecho para obtener las relaciones de equilibrio vapor-líquido, se pueden agrupar en dos grandes grupos, termodinámicos y empíricos. Los primeros se basan en ecuaciones de estado para describir el comportamiento del sistema, los empíricos varían bastante, pero generalmente se basan en curvas de datos experimentales y tratan de describir el comportamiento del sistema a través de interpolaciones o de extrapolaciones para un conjunto de condiciones dadas. Del primer método, los trabajos más importantes son: el de Benedict y el de Beattie-Bridgeman. Estos desarrollaron ecuaciones de estado parecidas, la

del segundo incluye ocho constantes que son determinadas a partir de las constantes críticas y de propiedades de los componentes puros tales como - presión de vapor, volumen y temperatura. Los coeficientes que describen el comportamiento del sistema se obtiene de la constante individual de los componentes puros. La ecuación es de gran exactitud, pero debe resolverse por métodos complicados de tanteo por lo que se hace necesario el uso de computadores. De los métodos termodinámicos para obtener el valor de K, uno de los más exactos es el de Chao y Seader (6) otra ventaja de este método, es que se aplica tanto a hidrocarburos de distintos tipos moleculares, incluyendo parafinas, olefinas, aromáticos, naftas, como a gases inertes mezclados con hidrocarburos.

La correlación es un conjunto de ecuaciones adecuadas para aplicarse a través de computadoras digitales.

La relación de equilibrio vapor-liquido K_i del componente i en una mezcla se calcula con la composición de tres cantidades termodinámicas.

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{V_i^{(o)} \gamma_i}{\phi_i} \quad (I, 1)$$

donde $V_i^{(o)}$ es el coeficiente de fugacidad del componente i en forma de líquido puro a las condiciones del sistema.

ϕ_i es el coeficiente de fugacidad del componente i en la mezcla de vapor.

γ_i es el coeficiente de actividad del componente i en la solución líquida.

Para aplicar la correlación es necesario entender el significado relativo de los tres factores $V_i^{(o)}$,

ϕ_i , γ_i bajo distintas condiciones.

El coeficiente de fugacidad del líquido $V_i^{(o)}$ es el principal responsable de reflejar los efectos de la temperatura y presión en el sistema. Cuando la mezcla de vapores y la solución líquida tienen un comportamiento ideal el valor de K real es igual al coeficiente de fugacidad del líquido puro. El coeficiente de fugacidad en la mezcla de vapor ϕ_i es casi siempre cercano a la unidad a bajas presiones o conforme la presión aumenta éste disminuye claramente para componentes pesados, sin embargo, para gases ligeros sólo cambia ligeramente.

El coeficiente de actividad en la solución líquida se aproxima a la unidad para componentes pre--

sentes en altas concentraciones en fase líquida.

Coefficiente de fugacidad del componente puro en el líquido.— Esta cantidad está en función de la presión reducida y de la temperatura reducida.

En condiciones donde los componentes no estén como líquidos puros de cantidad es hipotética, tales condiciones ocurren en mezclas. Esto pasa cuando la presión del sistema es menor que la presión del vapor del componente o cuando la temperatura está arriba de la temperatura crítica del componente. La presente correlación de los coeficientes de fugacidad abarca tales condiciones, así como también condiciones de baja temperatura reducida; esta ampliación en la correlación se obtuvo a través de cálculos de los datos experimentales de equilibrio vapor-líquido.

De la siguiente expresión $V_i^{(s)}$ está dado por

$$\log (V_i^{(s)}) = \log V_i^{(s)} + W \log V_i^{(s)} \quad (1, 2)$$

el primer término del lado derecho da el coeficiente de fugacidad de fluidos simples, con valor de cero para el factor acéntrico. El segundo término es en sí la correlación, de acuerdo a las propiedades del fluido real de las del fluido sim

ple. Las dos cantidades $V_i^{(0)}$ $V_i^{(1)}$ son sólo funciones de la presión reducida y de la temperatura reducida.

$$\log V^{(0)} = A_0 + A_1 T_r + A_2 T_r^2 + A_3 T_r^3 + A_4 T_r^4 + (A_5 + A_6 T_r + A_7 T_r^2) P_r + (A_8 + A_9 T_r) P_r - \log P_r \quad (I,3)$$

la cantidad $V^{(1)}$ está dada por:

$$\log V^{(1)} = -4.23893 + 8.65808 T_r - 1.2206 / T_r - 3.15224 T_r^3 - 0.025 (P_r - 0.6) \quad \dots (1,4)$$

En general deben de conocerse tres constantes para determinar los coeficientes de fugacidad del líquido $V^{(0)}$ estas son: la temperatura crítica, -- la presión crítica y el factor acéntrico W (Los coeficientes para 3 y 4 dan en la tabla 2 del programa).

Los coeficientes de actividad del componente i en la solución.

Las mezclas de hidrocarburos líquidas se consideran soluciones regulares en esta correlación, esto es, tienen entropías iguales a cero. Cualquier comportamiento no ideal se debe al calor de solu-

ción.

La siguiente ecuación se usa en el presente trabajo.

$$\ln \gamma_i = V_i (\delta_i - \bar{\delta})^2 / RT \quad (I,5)$$

En la ecuación (5) son necesarias dos constantes para cada componente, el parámetro de solubilidad δ_i y el volumen molar líquido V_i . La cantidad $\bar{\delta}$ es un valor promedio del parámetro de solubilidad de la solución, y está dada por:

$$\bar{\delta} = \frac{\sum_{i=1}^n \chi_i V_i \delta_i}{\sum_{i=1}^n \chi_i \delta_i}$$

(los valores para δ_i y V_i se dan en la tabla (1) del programa).

Coefficiente de fugacidad en la mezcla vapor. - El coeficiente de fugacidad se calcula a partir de la ecuación de estado de Redlich y Kwong. Esta ecuación usa dos constantes para cada componente, Z y h , directamente relacionadas con la temperatura y presión crítica. Las ecuaciones para obtenerlas son:

$$Z = \frac{1}{1-h} - \frac{A^2 h}{B(1+h)} ; \quad h = \frac{BP}{Z} \quad (I, 6)$$

con las cuales el coeficiente de fugacidad queda definido por

$$\ln \phi_i = (Z - 1) \frac{B_i}{B} - \ln (Z - B P) - \frac{A^2}{B} \left(2 \frac{A_i}{A} - \frac{B_i}{B} \right) \ln \left(1 + \frac{B P}{Z} \right) \quad (I, 7)$$

donde

$$A = \sum_{i=1}^m y_i A_i \quad ; \quad A_i = \left(0.4278 \frac{T_{c,i}^{2.5}}{P_{c,i} T^{2.5}} \right)^{0.5}$$

$$B = \sum_{i=1}^m x_i B_i \quad ; \quad B_i = 0.0867 \frac{T_{c,i}}{P_{c,i} T}$$

Z = Factor de compresibilidad.

h = Densidad.

Los datos necesarios para la correlación son: Los compuestos de la mezcla, sus temperaturas y presiones críticas, la presión y temperatura de operación, con estos datos de correlación en general trabaja de la siguiente forma: se supone una pareja de valores X y Y para todos los compuestos con la cual se calcula K , através de la correlación, con este valor calculado se calcula un flash para determinar los valores de X y Y si estos concuerdan con los supuestos, el valor de K es aceptable,

por lo tanto el método en sí implica tanteos.

Los métodos empíricos varían mucho en detalle pero, generalmente se basan en datos experimentales para obtener através de extrapolaciones de interpolaciones, datos para otras condiciones. Los valores de K que se obtienen son en general aceptables para algunos compuestos en particular, pero no intentan generalizar para otros compuestos.

Los valores obtenidos por este método se representan en gráficas o nomogramas donde la lectura de K se hace fácilmente. (ver figura 3).

CONDICIONES DE LA ALIMENTACION.(1).- Debido a que la composición de la mezcla de alimentación y el contenido de calor de la misma, son factores importantes en el diseño de una columna, se deben determinar los límites entre las fases para la alimentación con respecto a la temperatura y la presión así como también la entalpía. Los límites entre las fases se calculan a partir de la temperatura de rocío y de burbuja y daran un rango de presiones de operación. La entalpía de la alimentación puede ser calculada a partir de los datos obtenidos del sistema multicomponente en consideración.

La alimentación por lo tanto puede estar en tres formas: vapor, líquido y mezcla de los anteriores. Cuando la alimentación está en forma de vapor, el plato de alimentación será el plato n , si la relación de la composición de los claves en el equilibrio de la alimentación es mayor que la relación de los claves en el líquido en el plato $n-1$ y menor que la relación de composición de los claves en el plato $n-2$, esto es:

$$\left(\frac{\chi_{LK}}{\chi_{HK}} \right)_{n-1} \leq \left(\frac{\chi_{LK}^*}{\chi_{HK}^*} \right)_{F_v} \leq \left(\frac{\chi_{LK}}{\chi_{HK}} \right)_{n-2}$$

(I, 8)

Si la alimentación es una mezcla vapor-líquido y la relación de composición de los claves en la fase líquida de la alimentación es mayor que la relación de composición de los claves en el líquido en el plato n y menor que la misma relación, en el plato $n-1$, la alimentación se hará en el plato n .

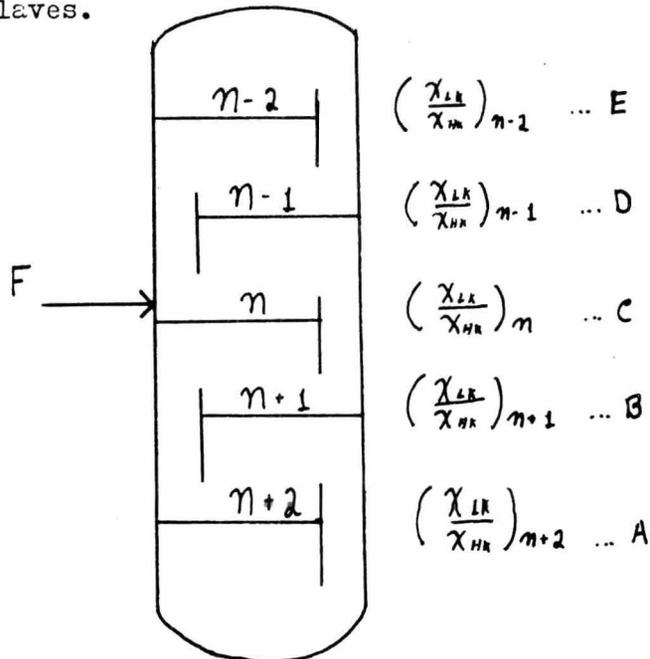
$$\left(\frac{\chi_{LK}}{\chi_{HK}} \right)_n \leq \left(\frac{\chi_{LK}}{\chi_{HK}} \right)_{F_{L-v}} \leq \left(\frac{\chi_{LK}}{\chi_{HK}} \right)_{n-1}$$

(I, 9)

Para una alimentación líquida, se alimentará en el plato n , cuando la relación de composición de los claves en la alimentación sea mayor que la relación de los claves en el plato n y menor que la misma relación en el plato $n+1$. (Ver diagrama).

$$\left(\frac{\chi_{LK}}{\chi_{HK}} \right)_m \ll \left(\frac{\chi_{LK}}{\chi_{HK}} \right)_{F_L} < \left(\frac{\chi_{LK}}{\chi_{HK}} \right)_{m+1} \quad (\text{I, 10})$$

Con estas aproximaciones se determina el plato de alimentación considerando al sistema multicomponente como binario y sólo considerando los componentes claves.



EJEMPLO:

Si la alimentación es líquida y la relación de — concentración está entre B y C, se alimenta en el plato n; si la alimentación es vapor-líquido y la relación está entre C y D, se alimenta en n; si — la alimentación es vapor y la relación está entre D y E, se alimenta en el plato n.

REFLUJO.— Una de las características más importan-
tes en destilación (tanto binaria como multicompo-
nente) es el reflujo; si éste se eliminara, no ha-
bría líquido que regresase a la etapa y por lo —
tanto, tampoco condensación del vapor que entra a
la misma. De esta manera el vapor no cambiaría —
de composición a través de las etapas. Es, por —
lo tanto, necesario introducir una corriente lí-
quida en la última etapa por la que pasa el vapor,
para extraer el calor latente contenido en éste.—
El reflujo se obtiene mediante la condensación to-
tal o parcial del vapor que sale regresando en —
forma líquida. Este puede ser un líquido en el —
punto de burbuja, producto de una condensación —
parcial del vapor y cuya composición será por lo-
tanto la composición en el equilibrio, o puede —
ser un líquido condensado abajo del punto de bur-

buja del líquido.

Es común en los procesos de destilación, especialmente en la industria del petróleo, tener un reflujo adicional líquido; esto se lleva a cabo extrayendo líquido de un plato en punto intermedio en la columna, enfriándolo, pasándolo por un combinador de calor y regresándolo a la columna a una temperatura abajo de su punto de burbuja.

La relación de la masa del líquido regresado al proceso y de la masa del producto (líquido y/o vapor) L/D es la relación de reflujo. La relación de masa de líquido que pasa de una etapa a la siguiente y la masa de vapor que pasa por la etapa es la relación de reflujo interno. Esto es L/V . La relación de reflujo debe ser fijada antes de efectuar los cálculos.

El reflujo mínimo para unas condiciones dadas se puede obtener por los siguientes métodos.

1.- Métodos gráficos.

2.- Métodos cortos o simplificados, que consideran simplificaciones basándose en las relaciones de composiciones de los componentes claves en la alimentación y en las zonas superiores, e inferiores con composición constante y las volatilidades re-

lativas de los componentes claves.

3.- Cálculos plato por plato, que implican balances de material y energía hasta que la composición del vapor o el líquido obtenida para etapas sucesivas, sea igual. Esto se lleva a cabo a través de tanteos y para los sistemas multicomponentes se hace muy tedioso, por lo cual es necesario el uso de computadoras digitales.

ETAPAS DE EQUILIBRIO.- La parte del equipo donde se lleva a cabo el contacto vapor-líquido es la etapa de contacto (plato o charola); una representación esquemática se observa en la figura 2. El vapor V_{n+1} que llega al plato n del plato $n+1$ y el líquido L_{n-1} que cae del plato $n-1$ al n , se ponen en contacto para formar el vapor V_n y el líquido L_n , próximos al equilibrio; si el equilibrio se alcanzara, la eficiencia de la etapa sería del 100%; sin embargo, esto es imposible prácticamente, para conseguirlo, sería necesaria una área infinita o un tiempo de contacto también infinito, debido a que entre más se aproxima el equilibrio, la transferencia de masa disminuye.

Se calculan las etapas de equilibrio, porque este número de etapas representa el número mínimo, ne-

cesario para llevar a cabo la separación deseada, considerando una eficiencia del 100% por etapa.

Analizando la operación, con respecto a las variables que intervienen en el cálculo del número de etapas, se tienen los siguientes factores: presión, temperatura, balances de materia, balances de entalpía, cantidad de calor administrada y extraída en el hervidor y en el condensador respectivamente, así como también el reflujo.

La relación entre el número de etapas y el reflujo se representa en la figura 4.

EFICIENCIAS. (4).- El número real de etapas o platos necesario para una columna fraccionadora, está relacionado con el número de etapas teóricas o de equilibrio por la eficiencia total de la columna, E que se obtiene a partir de la eficiencia-MURPHREE de plato E_{MV} o de punto E_p , el número real de platos se obtiene dividiendo el número de etapas en equilibrio por la eficiencia total o global. Por lo tanto, para obtener el número de etapas reales necesarias para una separación dada, es necesario tener conocimiento de la eficiencia global o de la eficiencia de plato. Los datos experimentales sobre las eficiencias determinadas -

en columnas similares, así como el diseño del plato, son de mucha utilidad y se usan siempre que estén a la mano. Cuando no existen estos datos es necesario predecir las eficiencias con relaciones empíricas o teóricas.

La eficiencia Murphree da la eficiencia de un solo plato, es una relación del cambio en composición que sufre el vapor, al pasar por el plato y el cambio que experimentaría si el vapor alcanzara el equilibrio, con el líquido.

La eficiencia Murphree puede aplicarse a todo el plato o a un punto sobre éste. La eficiencia Murphree para el plato n está dada por

$$E_{nv} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$$

donde y_n^* composición del vapor en equilibrio con el líquido L_n .

y_{n+1} composición real del vapor en el plato $n+1$.
(contando los platos de arriba hacia abajo).

y_n composición real del vapor en el plato n .

Para la eficiencia punto Murphree, en función de las composiciones del vapor, será:

$$E_p = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} = 1 - e^{N_{oc}}$$

donde y_n y y_{n+1} = a las composiciones del vapor en los puntos n y n+1 sobre el plato.

y_n^* a la composición del vapor en el equilibrio con el líquido en el punto dado. (ver figura 1). Las eficiencias anteriores también pueden expresarse en función de las composiciones del líquido. La eficiencia de punto Murphree, es una relación de las concentraciones sobre un pequeño elemento de área del plato, por lo cual la eficiencia de plato Murphree es un promedio de las eficiencias-punto.

La eficiencia de plato Murphree no es una eficiencia verdadera, puesto que relaciona las variaciones medias en composición de la fase gaseosa con el valor de equilibrio correspondiente no a la composición media del líquido en el plato, sino a la del líquido que lo abandona. La eficiencia verdadera es la de punto o local.

La relación entre la eficiencia plato y punto depende de las condiciones de flujo sobre el plato: 1.- En el caso de un líquido bien mezclado y con una concentración uniforme x_n en todas partes, tenemos:

$$E_{mv} = E_o.$$

2.- Líquido en flujo tapón sin mezclado y considerando que cada partícula permanece sobre el plato el mismo tiempo, en este caso:

$$E_{mv} = \frac{L}{m\theta} \left(e^{\frac{E_p m G}{L}} + L \right)$$

donde: $E_{mv} > E_p$

En el caso intermedio e introduciendo más términos, tenemos:

$$\frac{E_{mv}}{E_p} = \frac{1 - e^{-(\eta + P_e)}}{(\eta - P_e) \left[1 + (\eta + P_e)/\eta \right]} + \frac{e^\eta - 1}{\eta \left[1 + \eta / (\eta + P_e) \right]}$$

donde

$$\eta = \frac{P_e}{2} \left[\left(1 + \frac{4 m G E_{oc}}{L P_e} \right)^{0.5} - 1 \right]$$

$$P_e = \frac{Z}{8_e \theta_L}$$

m= fracción mol vapor/fracción mol líquido

G= velocidad molar superficial del gas

L= velocidad molar superficial del líquido

Z= longitud recorrida en el plato

δ_e = difusividad

θ_L = tiempo de residencia del líquido en el plato

La relación entre la eficiencia Murphree y la eficiencia total de la columna es:

$$E_{o\epsilon} = \frac{\ln [1 + E_{Mv} (\lambda - 1)]}{\ln \lambda}$$

donde $\lambda = m/L/V) = mV/L$, que es la relación de -
la pendiente de la curva de equilibrio y la línea
de operación si λ es igual a la unidad, entonces
 $E_{Mv} = E_{o\epsilon}$; pero rara vez es constante y por lo
tanto $E_{o\epsilon}$ también es función de λ .

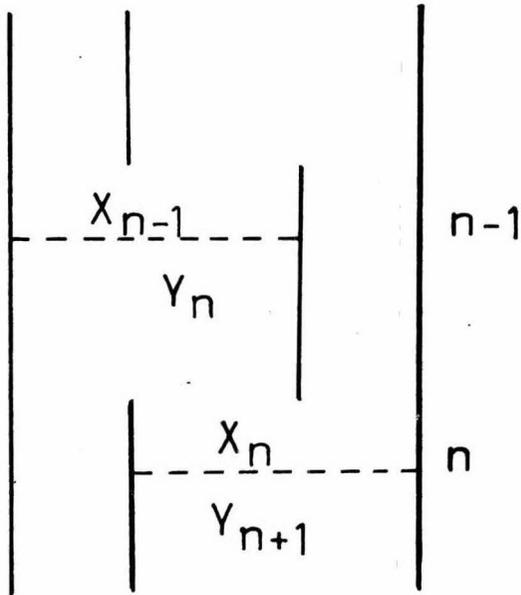


Fig. 1

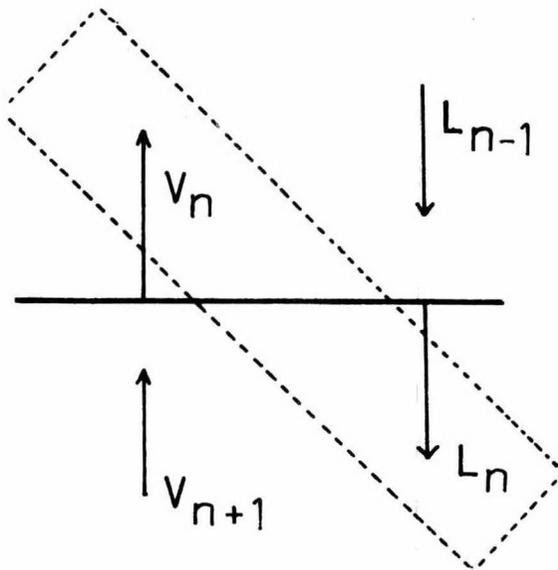


Fig. 2

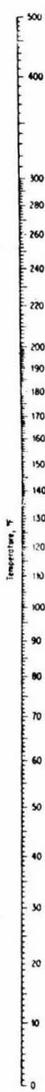
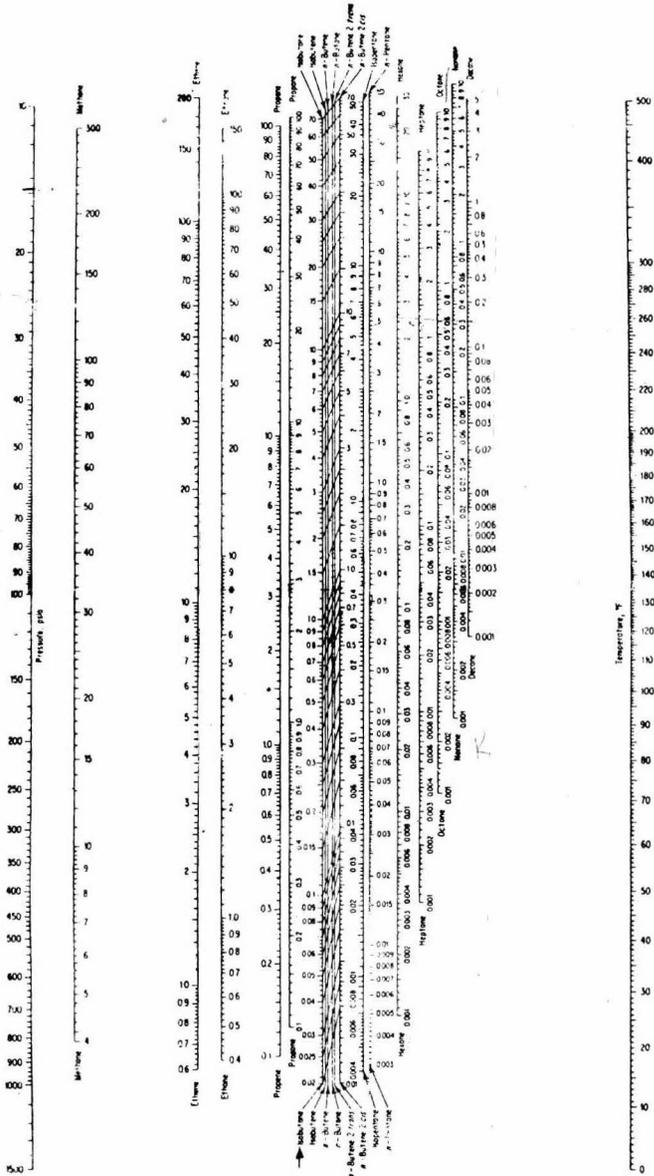


Fig. 3

FIGURE 2.41 Vapor-liquid equilibrium constants (light hydrocarbons). [From Hadden, *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, no. 7, 49-55 (1953). By permission of *Socony Mobil Oil Company, Inc.*]

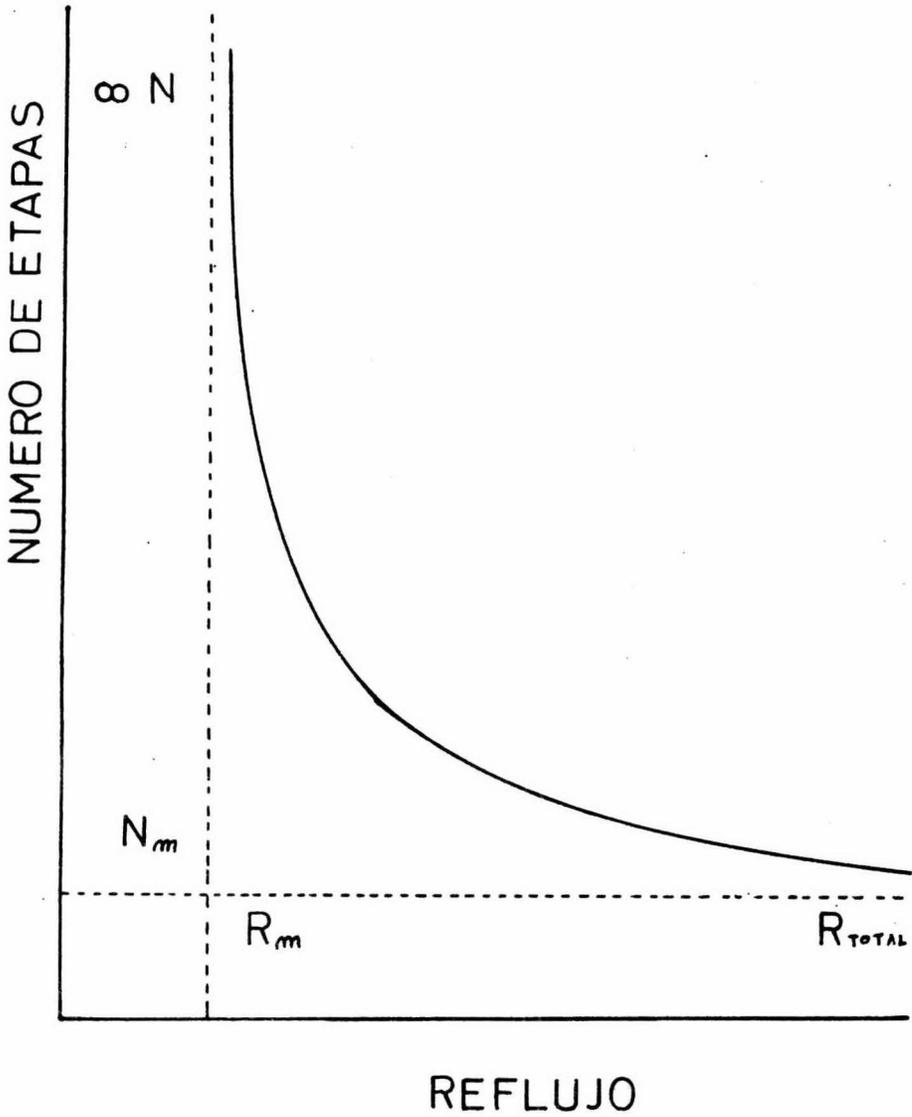


Fig. 4

CALCULO DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO VAPOR-LIQUIDO,
POR EL METODO DE CHAO SEADER

TABLA 1- CONSTANTES DE LOS COMPONENTES PUROS.

FACTOR ACENTRICO, PARAMETRO DE SOLUBILIDAD, VOLUMEN
MOLAR LIQUIDO, PESO MOLECULAR.

COMPONENTE	W	DEL	V	PM	
1	HIDROG	0.0000	3.25	31.00	1.01
2	METANO	0.0000	5.68	52.00	16.00
3	ETANO	0.1064	6.05	68.00	30.00
4	PROPAN	0.1538	6.40	84.00	44.09
5	IBUTAN	0.1825	6.73	105.50	58.12
6	NBUTAN	0.1953	6.73	101.40	58.12
7	IPENTA	0.2104	7.02	117.40	72.15
8	NPENTA	0.2387	7.02	116.10	72.15
9	NEOPEN	0.1950	7.02	123.30	72.15
10	HEXANO	0.2927	7.27	131.60	86.17
11	HEPTAN	0.3403	7.43	147.50	100.20
12	OCTANO	0.3992	7.55	163.50	114.22
13	NONANO	0.4439	7.65	179.60	128.25
14	DECANO	0.4869	7.72	196.00	142.28
15	UNDECA	0.5210	7.79	212.20	156.30
16	DODECA	0.5610	7.84	228.60	170.33
17	TRIDAC	0.6002	7.89	244.90	184.00
18	TETRAD	0.6399	7.92	261.30	198.00
19	PENTAD	0.6743	7.96	277.80	212.00
20	HEXADE	0.7078	7.99	294.10	226.43
21	HEPTAD	0.7327	8.03	310.40	240.00
22	ETILEN	0.0949	6.08	61.00	28.05
23	PROFIL	0.1451	6.43	79.00	42.08
24	IBUTEN	0.2085	6.76	95.30	56.10
25	CIS2BU	0.2575	6.76	91.20	56.10
26	TRAN2B	0.2230	6.76	93.80	56.10
27	IBUTEN	0.1975	6.76	95.40	56.10
28	13BUDI	0.2028	6.94	88.00	54.00
29	1PENTE	0.2198	7.05	110.40	70.00
30	CIS2PE	0.2060	7.05	107.80	70.00
31	TRAN2P	0.2090	7.05	109.00	70.00
32	2ME1BU	0.2000	7.05	108.70	71.00
33	3ME1BU	0.1490	7.06	112.80	71.00
34	2ME2BU	0.2120	7.05	106.70	71.00
35	1HEXEN	0.2463	7.40	125.80	84.00
36	CICLPE	0.2051	8.11	94.70	70.00
37	MECIPE	0.2346	7.85	113.10	74.00

38	CIHEXA	0.2032	8.20	108.70	84.00
39	MECIHE	0.2421	7.83	128.30	98.00
40	BENCEN	0.2130	9.16	89.40	78.11
41	TOLUEN	0.2591	8.92	106.80	92.13
42	OXILEN	0.2904	8.99	121.20	106.16
43	MXILEN	0.3045	8.82	123.50	106.16
44	PXILEN	0.2969	8.78	124.00	106.16
45	ETILBE	0.2936	8.79	123.10	106.16
46	??????	0.0000	0.00	0.00	0.00

TABLA 2- VALORES DE A, PARA EL CALCULO DEL COEFICIENTE DE FUGACIDAD.

	FLUIDOS SIMPLES	METANO	HIDROGENO
A(0)	5.757480	2.438400	1.967180
A(1)	-3.017610	-2.245500	1.029720
A(2)	-4.985000	-0.340840	-0.054009
A(3)	2.022990	0.002120	0.000528
A(4)	-0.026550	0.000000	0.000000
A(5)	0.028830	0.000000	0.000000
A(6)	0.266670	-0.036910	0.000000
A(7)	-0.311380	0.000000	0.000000
A(8)	0.000000	-0.002230	0.000000
A(9)	0.084270	0.104860	0.008585

II.- METODOS DE CALCULO TRADICIONALES.

REFLUJO TOTAL Y MÍNIMO NÚMERO DE PLATOS DE FENSLE.

(7).- Para mezclas binarias, los métodos gráficos son un medio efectivo para calcular el cambio en composición de plato en plato, que a su vez nos dará el número de platos teóricos para una separación dada.

Los datos necesarios se obtienen de las constantes de equilibrio vapor-líquido.

Para mezclas de más de dos componentes, o de mezclas en las cuales los compuestos no son fácilmente identificables, como en el caso del petróleo, los métodos empleados son los de riguroso cálculo plato por plato usando los datos de equilibrio y los balances de material.

Los métodos gráficos aplicados para sistemas multicomponentes usan el concepto de los componentes claves, que son los componentes entre los que se está haciendo la separación, para llevar a cabo cualquier separación significativa de mezclas complejas; obviamente se necesita un gran número de platos.

El cálculo del número de platos ideales necesarios cuando la alimentación está formada por muchos componentes, se hace imposible si se usan --

los métodos rigurosos, usando el concepto de componentes claves; el problema se hace relativamente fácil sin importar la complejidad de la mezcla. También con las siguientes consideraciones el trabajo se simplifica:

Las moles de líquido y las moles de vapor ascendentes en la columna, son constantes; la operación en la columna es constante y adiabática, no existe calor de mezcla en ningún componente; la ley de Raoult puede ser usada para determinar la relación de equilibrio vapor-líquido.

NÚMERO MÍNIMO DE PLATOS BAJO REFLUJO TOTAL.— En el diseño de una columna es importante conocer — por lo menos dos cosas: una, el mínimo número de platos para una separación deseada, sin extraer productos, esto es la condición de reflujo total. Otro punto importante es el reflujo mínimo con el cual se puede hacer la misma separación. Operando a reflujo mínimo en una separación dada, se emplea la mínima cantidad de calor, pero se hace necesaria una torre con un número infinito de platos.

DESARROLLO DE LAS ECUACIONES.— Considérense los componentes A y B, siendo éstos los componentes —

claves de una mezcla multicomponente; se desea tener un destilado con los componentes más volátiles que "A", así como también prácticamente todo el componente "A", y los componentes menos volátiles que "B" junto con todo el componente "B" como residuos.

Las relaciones entre las composiciones vapor y líquido para A y B se obtienen de la ley de Raoult:

$$y_A P_T = x_A p_A \quad \text{II, 1}$$

$$y_B P_T = x_B p_B \quad \text{II, 2}$$

De las cuales obtenemos:

$$\frac{y_A}{y_B} = \frac{p_A}{p_B} \frac{x_A}{x_B} \quad \text{II, 3}$$

puesto que $\alpha = p_A/p_B$ entonces

$$\frac{y_A}{y_B} = \alpha \frac{x_A}{x_B} \quad \text{II, 4}$$

Los balances de materia en cualquier plato sobre el de alimentación, nos dan:

$$y_{n,A} = x_{n+1,A} + x_{D,A} \quad \text{II, 5}$$

$$y_{n,B} = x_{n+1,B} + x_{D,B} \quad \text{II, 6}$$

donde $x_{D,A}$ y $x_{D,B}$ son los productos de A y B como destilado. Pero para reflujo total $x_{D,A}$ y $x_{D,B}$ son iguales a cero por lo tanto cinco entre seis nos dan

$$\frac{y_{n,A}}{y_{n,B}} = \frac{x_{n+1,A}}{x_{n+1,B}} \quad \text{II, 7}$$

de (II, 4)

$$\alpha \frac{x_{n,A}}{x_{n,B}} = \frac{x_{n+1,A}}{x_{n+1,B}} \quad \text{II, 8}$$

Desarrollando la ecuación para el plato n con respecto al primer plato, tenemos

$$\frac{x_{2,A}}{x_{2,B}} = \alpha \frac{x_{1,A}}{x_{1,B}} \quad \text{II, 9}$$

$$\frac{\chi_{3,A}}{\chi_{3,B}} = \alpha \frac{\chi_{2,A}}{\chi_{2,B}} \quad \text{II, 10}$$

$$\frac{\chi_{2,A}}{\chi_{2,B}} = \alpha^{-1} \frac{\chi_{3,A}}{\chi_{3,B}} \quad \text{II, 11}$$

$$\alpha^{-1} \frac{\chi_{3,A}}{\chi_{3,B}} = \alpha \frac{\chi_{1,A}}{\chi_{1,B}} \quad \text{II, 12}$$

$$\frac{\chi_{3,A}}{\chi_{3,B}} = \alpha^2 \frac{\chi_{1,A}}{\chi_{1,B}} \quad \text{II, 13}$$

para subíndice n tenemos

$$\frac{\chi_{n,A}}{\chi_{n,B}} = \alpha^{n-1} \frac{\chi_{1,A}}{\chi_{1,B}} \quad \text{II, 14}$$

Si se tiene la siguiente relación de concentraciones en la alimentación, $\chi_{F,A} / \chi_{F,B}$ tal que

$\chi_{F,A} / \chi_{F,B} = \chi_{1,A} / \chi_{1,B}$ y se desea tener un destilado con la siguiente relación de concentraciones $\chi_{D,A} / \chi_{D,B}$ tal que $\chi_{D,A} / \chi_{D,B} = \chi_{n,A} / \chi_{n,B}$ entonces, la ecuación - (II, 14) queda:

$$\frac{\chi_{D,A}}{\chi_{D,B}} = \alpha^{n-1} \cdot \frac{\chi_{F,A}}{\chi_{F,B}} \quad (\text{II, 14) Bis.}$$

Donde n significa el número de platos para obtener una relación de concentraciones $\chi_{m,A} / \chi_{m,B}$ esta ecuación da el mínimo número de platos requeridos, basándose en la suposición de que se opera a reflujo total y que las α 's no varían en todo el rango de temperatura.

Reflujo mínimo para una columna con altura infinita.- Es importante conocer la mínima relación de reflujo en el diseño de una torre, porque bajo esta condición de trabajo se administra la mínima cantidad de calor al sistema; pero para que el consumo de calor sea mínimo, es necesaria una torre de altura infinita. Puesto que no es práctico llevar al cabo una operación bajo estas condiciones, no es de gran interés determinar el comportamiento así como las eficiencias de un equipo bajo estas condiciones.

Las ecuaciones de sistemas binarios para obtener el reflujo mínimo son función de la composición del vapor y el líquido en la alimentación; esto es muy complicado para mezclas multicomponentes,-

debido a que la temperatura del plato de alimentación debe ser calculada. Esta dificultad puede ser salvada usando el concepto de componentes claves. Los balances de materia para los platos sobre la alimentación para los componentes A y B -- dan:

$$V y_{n,A} = L x_{n+1,A} + D x_{D,A} \quad \text{II, 15}$$

$$V y_{n,B} = L x_{n+1,B} + D x_{D,B} \quad \text{II, 16}$$

Estas ecuaciones muestran la relación entre el vapor que llega a un plato y la composición del líquido en el mismo plato. Si a un tiempo dado, la composición del líquido sobre el plato n es igual a la del plato n+1, entonces no habrá separación entre los componentes; también, si se reduce la relación de reflujo en la columna, la diferencia de composiciones entre el plato n y el n+1 también se reducirá, esto es, la composición en el plato n+1 se aproximará a la del plato n.

La condición ideal que con el reflujo mínimo debe alcanzarse, es obtener una composición en el plato n+1 igual a la del plato n.

Obtención de las ecuaciones:

Dividiendo (II, 15) por (II, 16):

$$\frac{\sqrt{\gamma_{n,A}}}{\sqrt{\gamma_{n,B}}} = \frac{L \chi_{n,A} + D \chi_{D,A}}{L \chi_{n,B} + D \chi_{D,B}} \quad (\text{II, 17})$$

De (II, 4) y arreglando términos

$$\alpha \frac{\chi_{n,A}}{\chi_{n,B}} = \frac{L \chi_{n,A} + D \chi_{D,A}}{L \chi_{n,B} + D \chi_{D,B}} \quad (\text{II, 18})$$

$$\frac{\alpha}{\chi_{n,B}} (L \chi_{n,B} + D \chi_{D,B}) = \frac{L \chi_{n,A} + D \chi_{D,A}}{\chi_{n,A}} \quad (\text{II, 19})$$

$$\alpha \left(\frac{L \chi_{n,B}}{\chi_{n,B}} + \frac{D \chi_{D,B}}{\chi_{n,B}} \right) = L \frac{\chi_{n,A}}{\chi_{n,B}} + \frac{D \chi_{D,A}}{\chi_{n,B}} \quad (\text{II, 20})$$

$$\alpha \left(L + D \frac{\chi_{D,B}}{\chi_{n,B}} \right) = L + D \frac{\chi_{D,A}}{\chi_{n,A}} \quad (\text{II, 21})$$

$$\alpha L + \alpha D \frac{\chi_{D,B}}{\chi_{n,B}} = L + D \frac{\chi_{D,A}}{\chi_{n,A}} \quad (\text{II, 22})$$

$$\alpha L - L = \frac{D \chi_{0,A}}{\chi_{n,A}} - \alpha D \frac{\chi_{D,B}}{\chi_{n,B}} \quad (\text{II, 23})$$

$$L(\alpha - 1) = D \left(\frac{\chi_{0,A}}{\chi_{n,A}} - \alpha \frac{\chi_{D,B}}{\chi_{n,B}} \right) \quad (\text{II, 24})$$

$$\left(\frac{L}{D} \right)_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left(\frac{\chi_{0,A}}{\chi_{n,A}} - \alpha \frac{\chi_{D,B}}{\chi_{n,B}} \right) \quad (\text{II, 25})$$

La ecuación (II, 25) da el mínimo reflujo para el plato n , pero el mínimo reflujo que realmente se necesita es el de la columna; si la alimentación se hace en el plato n el reflujo estará dado por:

$$\left(\frac{L}{D} \right)_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left(\frac{\chi_{0,A}}{\chi_{F,A}} - \alpha \frac{\chi_{D,B}}{\chi_{F,B}} \right) \quad (\text{II, 26})$$

donde

χ_F = concentración sobre el plato de --
alimentación.

La ecuación (II, 26) da el mínimo reflujo necesario para la separación de los componentes claves, A, B, cuando la composición molal de A y B se conocen tanto en la alimentación como en el destilado. Esta relación no necesita conocer la temperatura del líquido sobre el plato de alimentación.

REFLUJO MINIMO DE UNDERWOOD. (8).- El reflujo mínimo se define como el reflujo que se necesita tener, para obtener una separación dada en una columna con un número infinito de platos.

Para destilación multicomponente, la separación se lleva al cabo entre los componentes claves. - Cualquier separación de una alimentación, conocidas sus composiciones así como sus condiciones -- térmicas, está relacionada con una relación de reflujo y un solo conjunto de concentraciones límite en las zonas de composición constante, o sea - donde no hay cambio en la composición del líquido o del vapor de etapa a etapa.

Una columna para multicomponente opera a reflujo mínimo, cuando aparecen zonas de composición constante en la zona de rectificación y en la de agotamiento.

Si reduciendo el reflujo, la zona de composición-

constante desaparece en alguna sección, se cambia el plato de alimentación (sin cambiar la composición), para que desaparezca dicha zona y poder seguir reduciendo el reflujo hasta que cada sección tenga su zona de composición constante. Si cambiando de plato de alimentación no desaparece la zona de composición constante se cambia la composición de la alimentación. Hasta que dicha zona - desaparezca y así poder seguir reduciendo el reflujo hasta obtener el mínimo.

Las ecuaciones desarrolladas por Underwood, dan un medio para determinar el reflujo mínimo para una separación dada de dos componentes claves en una alimentación multicomponente. Las consideraciones que Underwood emplea son: el reflujo molar constante así como coeficientes de volatilidad constantes.

La relación entre los componentes líquidos entre dos platos adyacentes en la sección de rectificación puede expresarse en función de las volatilidades relativas y de la relación de reflujo, de la siguiente forma:

Un balance para el componente n en la parte superior de la columna es:

$$V_m y_m = L_{m+1} \chi_{m+1} + D \chi_0 \quad (\text{II, 27})$$

puesto que

$$\frac{L}{V} = \frac{R}{R+1} \quad (\text{II, 28})$$

y

$$\frac{D}{V} = \frac{1}{R+1} \quad (\text{II, 29})$$

sustituimos en (II, 27) y reorganizando queda:

$$y_m = \frac{R}{R+1} \chi_{m+1} + \frac{\chi_0}{R+1} \quad (\text{II, 30})$$

de (II, 4) para el plato n

$$(\alpha_{i-r})_m = \left(\frac{y_i \chi_r}{\chi_i y_r} \right)_m \quad (\text{II, 31})$$

$$y_m = \left(\alpha_{i-r} \frac{y_r}{\chi_r} \chi_i \right)_m = \left(\alpha_{i-r} K_r \chi_i \right)_m \quad (\text{II, 32})$$

$$\frac{y_{i-n}}{K_r} = (\alpha_{i-r} \chi_i)_n \quad (\text{II, 33})$$

en el punto de burbuja $\sum_{i=1}^m y = 1.0$

$$\sum_{i=1}^n \left(\frac{y_{i,n}}{K_r} \right) = \sum_{i=1}^m (\alpha_{i-r} \chi_i)_n \quad (\text{II, 34})$$

$$\left(\frac{1}{K_r} \right)_n = \sum_{i=1}^m (\alpha_{i-r} \chi_i)_n$$

tomando el inverso y multiplicando por $(\alpha_{i-r} \chi_i)_n$

$$K_r(\alpha_{i-r} \chi_i) = \frac{(\alpha_{i-r} \chi_i)_n}{\sum_{i=1}^m (\alpha_{i-r} \chi_i)_n} \quad (\text{II, 35})$$

$$\frac{y_r}{\chi_r} \frac{y_i \chi_r}{\chi_i y_r} \chi_i = y_i = \frac{(\alpha_{i-r} \chi_i)_n}{\sum_{i=1}^m (\alpha_{i-r} \chi_i)_n} \quad (\text{II, 36})$$

(II, 35) en (II, 30)

$$\frac{(\alpha_{i-r} \chi_i)_n}{\sum_{i=1}^m (\alpha_{i-r} \chi_i)_n} = \frac{R}{R+1} \chi_{n+1} + \frac{\chi_0}{R+1} \quad (\text{II, 37})$$

definimos a ϕ como

$$\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i \chi_{i,0}}{\alpha_i - \phi} = R + 1 = \frac{L}{D} + 1 \quad (\text{II, 38})$$

multiplicando (II, 37) por $\alpha(\alpha - \phi)$ queda:

$$\frac{\alpha^2 \chi_n}{\alpha - \phi} = \frac{R}{R+1} \frac{\alpha \chi_{n+1}}{\alpha - \phi} + \frac{1}{R+1} \frac{\alpha \chi_0}{\alpha - \phi} \quad (\text{II, 39})$$

$$\sum_{i=1}^m \alpha_i \chi_{i,n}$$

para cada componente existirá una ecuación (II, 39)

sumando para n componentes:

$$\frac{\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i^2 \chi_{i,n}}{\alpha_i - \phi}}{\sum_{i=1}^m \alpha_i \chi_{i,n}} = \frac{R}{R+1} \sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i \chi_{i,n+1}}{\alpha_i - \phi} +$$

$$+ \frac{1}{R+1} \sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i \chi_{i,0}}{\alpha_i - \phi} \quad (\text{II, 40})$$

sustituyendo (II, 38) en (II, 40)

$$\frac{\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i^2 \chi_{i,n}}{\alpha_i - \phi}}{\sum_{i=1}^m \alpha_i \chi_{i,n}} = \frac{R}{R+1} \sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i \chi_{i,n+1}}{\alpha_i - \phi} +$$

$$+ \left(\frac{1}{R+1} \right) R + 1 \quad (\text{II, 41})$$

$$\frac{\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i^2 \chi_{i,n}}{\alpha_i - \phi}}{\sum_{i=1}^m \alpha_i \chi_{i,n}} = \frac{R}{R+1} \sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i \chi_{i,n+1}}{\alpha_i - \phi} + 1 \quad (\text{II, 42})$$

$$\frac{\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i \chi_{i,n}}{\alpha_i - \phi}}{\sum_{i=1}^m \alpha_i \chi_{i,n}} = \frac{R}{R+1} \sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i \chi_{i,n+1}}{\alpha_i - \phi} +$$

$$+ \frac{\sum_{i=1}^m \alpha_i \chi_i}{\sum_{i=1}^m \alpha_i \chi_i} \quad (\text{II, 43})$$

reareglando (II, 43)

$$\left(\frac{1}{R/R+1} \right) \frac{\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i^2 \chi_{i,n}}{\alpha_i - \phi} - \sum_{i=1}^m \alpha_i \chi_i}{\sum_{i=1}^m \alpha_i \chi_{i,n}} =$$

$$= \sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i \chi_{i,n+1}}{\alpha_i - \phi} \quad (\text{II, 44})$$

desarrollando en numerador del lado izquierdo

$$\frac{\phi \sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i \chi_{i,n}}{\alpha_i - \phi}}{\frac{R}{R+1} \sum_{i=1}^m \alpha_i \chi_{i,n}} = \sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i \chi_{i,n+1}}{\alpha_i - \phi} \quad (\text{II, 45})$$

Si el reflujo mínimo se establece, entonces existe una zona de composición constante y los platos n , y $n+1$ tendrán composiciones de vapor y líquido idénticas, por lo tanto en (II, 45)

$$\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i \chi_{i,n}}{\alpha_i - \phi} = \sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i \chi_{i,n+1}}{\alpha_i - \phi} \quad (\text{II, 46})$$

y (II, 45) queda

$$\phi = \frac{R_m}{R_m + 1} \sum_{i=1}^m \alpha_i \chi_{i,n} \quad (\text{II, 47})$$

donde χ_i es la concentración del componente i en el líquido en la zona de composición constante, y R_m es la relación de reflujo mínimo. En (II, 37) consideramos $\chi_{i,n} = \chi_{i,n+1} = \chi_{i,F}$, cuando el reflujo mínimo se alcanza, nos queda:

$$\sum_{i=1}^m \alpha_i \chi_{i,F} = \frac{\alpha_i \chi_{i,F}}{\left(\frac{R_m}{R_m + 1}\right) \chi_{i,F} + \left(\frac{\chi_{i,D}}{R_m + 1}\right)} \quad (\text{II, 48})$$

de (II, 47)

$$\sum_{i=1}^m \alpha_i \chi_{i,F} = \phi \frac{R_m}{R_m + 1} \quad (\text{II, 49})$$

igualando (II, 48) y (II, 49)

$$\phi \frac{R_{m+1}}{R_m} = \frac{\alpha_i \chi_F}{\left(\frac{R_m}{R_{m+1}}\right) \chi_F + \frac{\chi_D}{R_{m+1}}} \quad (\text{II, 50})$$

resolviendo para el componente i , (II, 50) da:

$$\phi \frac{R_{m+1}}{R_m} = \frac{\alpha_i \chi_{i,F}}{\frac{R_m \chi_{i,F}}{R_{m+1}} + \frac{(\chi_{i,D})_m}{R_{m+1}}} \quad (\text{II, 51})$$

$$\phi \left(\frac{R_m \chi_{i,F}}{R_{m+1}} + \frac{(\chi_{i,D})_m}{R_{m+1}} \right) = \frac{R_m \chi_{i,D} \alpha_i}{R_{m+1}} \quad (\text{II, 52})$$

$$\phi \frac{R_m \chi_{i,F}}{R_{m+1}} + \phi \frac{(\chi_{i,D})_m}{R_{m+1}} = \frac{R_m \chi_{i,F} \alpha_i}{R_{m+1}} \quad (\text{II, 53})$$

$$\phi \frac{(\chi_{i,D})_m}{R_{m+1}} = \frac{R_m \chi_{i,F}}{R_{m+1}} \alpha_i - \phi \frac{R_m \chi_{i,F}}{R_{m+1}} \quad (\text{II, 54})$$

$$\phi \frac{(\chi_{i,D})_m}{R_{m+1}} = \frac{R_m \chi_{i,F}}{R_{m+1}} (\alpha_i - \phi) \quad (\text{II, 55})$$

rearrreglando y eliminando términos queda:

$$\chi_{i,F} = \frac{\phi (\chi_{i,D})_m}{R_m (\alpha_i - \phi)} \quad (\text{II, 56})$$

donde $(\chi_{i,D})_m$ indica la concentración de i en el destilado D a reflujo mínimo.

El número de soluciones para (II, 38) es igual al número de componentes, n .

También para la zona de agotamiento se define una función ψ como:

$$\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i \chi_{i,B}}{\alpha_i - \psi} = -R' = -\frac{V'}{B} \quad (\text{II, 57})$$

haciendo el mismo procedimiento de la zona de rectificación ψ queda definido como:

$$\psi = \frac{R'_m + 1}{R'_m} \sum_{i=1}^m \alpha_i \chi_{i,F} \quad (\text{II, 58})$$

por lo tanto:

$$\chi_{i,F} = \frac{\psi (\chi_{i,B})_{m}}{(R'_m + 1)(\alpha_i - \psi)}$$

(II, 59)

donde $R'_m = V'/B =$ relación en el hervidor.

Al igual que (II, 38), las soluciones para (II, 57) son iguales al número de componentes, cuando se opera al reflujo mínimo, la solución para (II, 38) es igual a la de (II, 57) por lo tanto $\phi = \psi = \theta$ sustituyendo, queda:

$$\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i (\chi_{i,B})_{m}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

(II, 60)

y

$$\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i (\chi_{i,B})_{m}}{\alpha_i - \theta} = -R'_m$$

(II, 61)

La solución de θ en (II, 60) o (II, 61) está entre la volatilidad del clave ligero y la del peso, esto es:

$$\alpha_{HK} < \theta < \alpha_{LK}$$

Multiplicando (II, 60) y (II, 61) por D y B respectivamente y sumando, queda:

$$D \sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i (\chi_{i,0})_m}{\alpha_i - \theta} = D (R_m + 1) \quad (\text{II, 62})$$

$$B \sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i (\chi_{i,0})_m}{\alpha_i - \theta} = -R_m^2 B \quad (\text{II, 63})$$

$$\begin{aligned} D \sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i (\chi_{i,0})_m}{\alpha_i - \theta} + B \sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i (\chi_{i,0})_m}{\alpha_i - \theta} &= \\ &= (R_m + 1) D - R_m^2 B \end{aligned} \quad (\text{II, 64})$$

$$\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i \chi_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = \frac{(R_m + 1) D - R_m D}{D + B} = \frac{V - V'}{F} \quad (\text{II, 65})$$

puesto que

$$1 - q = \frac{V - V'}{F} \quad (\text{II, 66})$$

entonces

$$\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i \chi_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (\text{II, 67})$$

La ecuación (II, 67) relacionada θ , con la composición de la alimentación y las condiciones térmicas. Determinando q , se calcula θ en (II, 67) y con este valor calculado, en (II, 60) se determina el R_m .

CORRELACION DE GILLILAND. (9).- El determinar el número de etapas mínimas y el reflujo mínimo de las condiciones límite para la destilación, pero son de poca importancia, a menos que a través de estas cantidades se obtenga el número de etapas teóricas y el reflujo de operación.

Muchos métodos aproximados se han hecho, pero en la mayoría de estos métodos la veracidad de los resultados es incierta, por lo que no son muy confiables. Por ejemplo, a relaciones de reflujo -- cercanos al mínimo, los resultados de estos métodos son muy erráticos y frecuentemente dan un número finito de platos, cuando un número infinito de platos podría ser el requerido, o viceversa. Gilliland presenta un método empírico graficando los resultados. La gráfica puede ser usada para determinar el número teórico de platos necesarios para una separación dada como una función de la relación de reflujo, teniendo la ventaja el méto-

do de que es muy exacto, aún a condiciones de reflujo cercanas al reflujo mínimo y al mínimo número de platos teóricos a reflujo total.

Uno de los métodos más comunes de representar los resultados de los cálculos en destilación, es graficar el número de platos teóricos vs. la relación de reflujo L/D (figura 4). Este tipo de gráficas, tiene la desventaja que a condiciones límite, de reflujo mínimo y mínimo número de etapas teóricas, la curva se hace asíntota, por lo que los resultados en los dos extremos se hacen inciertos.

Otro método, grafica el número de etapas teóricas vs. la relación de reflujo L/V ; esta gráfica tiene la ventaja que en el límite del número mínimo de etapas teóricas a reflujo total, L/V es igual a la unidad, a diferencia de L/D que es igual a infinito. (fig. 5).

En la (fig. 5) las condiciones límite son puntos bien definidos a diferencia de la (fig. 4), donde la curva se hace asíntótica.

Existe un gran número de combinaciones posibles para las coordenadas, pero la más empleada es

$$N - N_m / N + 1 \quad \text{para las ordenadas y}$$

$\left[\frac{L/D - (L/D)_m}{L/D + 1} \right]$ en las abscisas, donde N es el número de etapas teóricas necesarias para la separación con un reflujo igual a L/D (fig. 6).

PLATO DE ALIMENTACION DE KIRKBRIDE. (10).- La relación del número de platos sobre el plato de alimentación (incluyendo el condensador) y el número de platos abajo del plato de alimentación (incluyendo el hervidor) pueden ser calculados a partir de la ecuación (II, 68).

$$\log \frac{m}{p} = 0.206 \log \left[\frac{\beta}{D} \left(\frac{\chi_{HK,F}}{\chi_{LK,F}} \right) \left(\frac{\chi_{LK,B}}{\chi_{HK,D}} \right)^2 \right] \quad (\text{II, 68})$$

donde m = número de etapas teóricas sobre el plato de alimentación.

p = número de etapas teóricas abajo del plato de alimentación.

$$m + p = N - 1$$

N = número total de etapas.

La ecuación (II, 68) correlaciona datos obtenidos por Brown & Martin y Kirkbride, en fraccionadores para multicomponentes. Esta relación es empírica. Se desarrolló sobre la base, de que la relación de platos en la zona de rectificación y en la zo-

na de rectificación y en la zona de agotamiento - es una función de:

- a).- La fracción del componente clave pesado (en la alimentación), extraído en el destilado.
- b).- La fracción del componente clave ligero extraído en el residuo.
- c).- La concentración del componente clave pesado en el destilado, y
- d).- La concentración del componente clave ligero en el residuo.

La ecuación (II, 68), da buenos resultados para - los métodos cortos.

EJEMPLO (aplicando los métodos cortos):

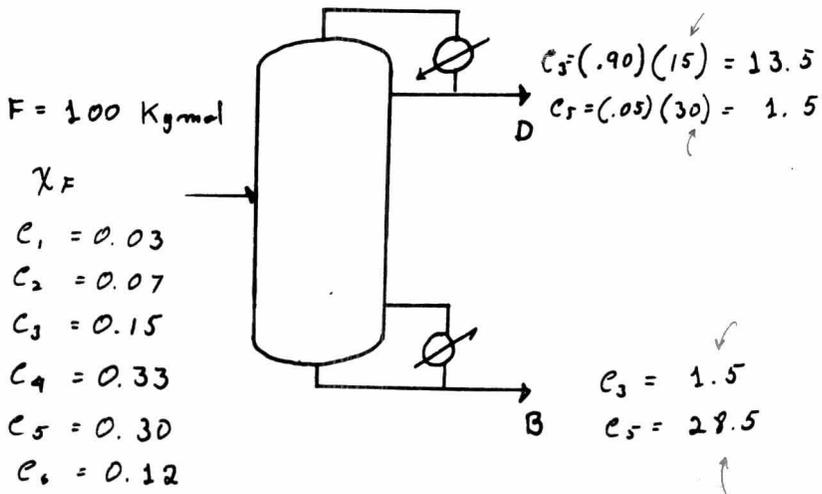
Se alimenta la siguiente mezcla a una columna de destilación a 180°F y 150 psia. y se quiere obtener, el 90% del propano y el 5% del pentano en el destilado.

	X_f
Metano	0.03
Etano	0.07
Propano	0.15
n-Butano	0.33
n-Pentano	0.3
n-Hexano	0.12

Estime el reflujo mínimo. Operando a un reflujo de 2.5 veces el mínimo obtener el número de etapas ideales de operación.

SOLUCION.

Base 100 kgmol.



Se calculan las condiciones de entrada de la alimentación, para determinar las fases.

	F_i	K_i^{150}	$K_i F_i$	F_i/K_i
c_1	3	21	63	0.14
c_2	7	5.9	41.3	1.18
c_3	15	2.56	38.4	5.85
c_4	33	1	33	33.0
c_5	30	0.42	12.6	71.42
c_6	12	0.19	2.28	63.15
	<u>100</u>		<u>190.58</u>	<u>174.74</u>

La temperatura de alimentación, esta entre la de burbuja y la de rocío, por lo tanto es una mezcla se procede a calcular las cantidades de vapor y líquido en la alimentación. (Flash isotermico)

Suponemos $V = 0.333$ $\frac{V}{L} = 0.5$ $\frac{L}{V} = 2$

	x_F	K	$1 + \frac{L}{VK}$	$\frac{x_F}{1 + \frac{L}{VK}}$
C_1	0.03	21	1.095	0.0273
C_2	0.07	5.9	1.338	0.0523
C_3	0.15	2.56	1.781	0.0842
C_4	0.33	1	3.	0.1111
C_5	0.30	0.42	5.761	0.0520
C_6	0.12	0.19	11.526	0.0104

$$V = 0.3373$$

$$\therefore q = \frac{L_F}{F} = 0.67$$

cheea

$$\frac{L}{V} = 2; \quad L = 2V$$

$$L = 2(0.3373) = 0.67$$

Los componentes claves: Propano clave ligero

Pentano clave pesado.

Se calcula el split para todos los componentes -- por el método de Fenske, con α de alimentación.

	K	α		K	α
C_1	21	50	C_4	1.0	2.08
C_2	5.9	14.04	C_5	0.42	1.0
C_3	2.56	6.09	C_6	0.19	0.45



$$\frac{\text{moles de } i \text{ en D}}{\text{moles de } i \text{ en B}} = \alpha^N \frac{\text{moles de } r \text{ en D}}{\text{moles de } r \text{ en B}}$$

$$\frac{13.5}{1.5} = 6.09^N \frac{1.5}{28.5}$$

$$\times 0.263$$

$N \log 6.09$

$$N = \frac{2.233}{0.7862} = 2.840$$

	D = $\frac{\alpha^N \left(\frac{\chi_{HK,D}}{\chi_{HK,B}} \right)}{\alpha^N \left(\frac{\chi_{HK,D}}{\chi_{HK,B}} \right) + 1}$ (F)	B	χ_D	χ_B
C ₁	2.999	0.001	0.075	0.0
C ₂	6.924	0.075	0.1732	0.0012
C ₃	13.492	1.508	0.3376	0.025
C ₄	12.642	20.358	0.3163	0.339
C ₅	3.899	26.10	0.0975	0.4347
C ₆	0.0065	11.993	0.0001	0.1997
	<u>39.96</u>	<u>60.04</u>		

Reflujo mínimo, método de Underwood.

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i \chi_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

$$\frac{50(.03)}{50 - \theta} + \frac{14.04(.07)}{14.04 - \theta} + \frac{6.09(.15)}{6.09 - \theta} + \frac{2.38(.33)}{2.38 - \theta} + \frac{1(.3)}{1 - \theta} + \frac{.45(.12)}{.45 - \theta} =$$

$$= 1 - 0.67 = 0.33$$

$$= 1 - q$$

	$\Theta = 1.5$	$\Theta = 1.4$	$\Theta = 1.42$	$\Theta = 1.415$
$1.5 / 50 - \Theta$	0.031	0.031	0.0308	0.03087
$.98 / 14.04 - \Theta$	0.08	0.08	0.077	0.0776
$.913 / 6.09 - \Theta$	0.199	0.199	0.1956	0.1952
$.785 / 2.38 - \Theta$	0.893	0.801	0.8186	0.8134
$0.3 / 1 - \Theta$	-0.6	-0.75	-0.7142	-0.7228
$0.054 / .45 - \Theta$	-0.05	-0.05	-0.055	-0.05595
	<u>0.553</u>	<u>0.306</u>	<u>0.3528</u>	<u>0.3383</u>

$\Theta = 1.415$

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i x_i}{\alpha_i - \Theta} = 1 + R_m$$

	Σ
C_1	0.0771
C_2	0.1925
C_3	0.4395
C_4	0.7792
C_5	-0.231
C_6	0.0
	<u>1.2543</u>

$$R_m = 1.2543 - 1 = 0.2543$$

$$R_{op} = R_m \times 2.5 = 0.63575$$

1-9

El cálculo de las etapas ideales, se lleva a cabo con la gráfica de Gilliland.

$$\left. \begin{array}{l} \frac{R - R_m}{R + 1} = \frac{.63575 - .2543}{1.6375} = .233 \end{array} \right\}$$

De la gráfica se obtiene el valor de 0.4 en la ordenada. ^{(Fig 7 (92))}

$$0.4 = \frac{N - N_m}{N + 1} = \frac{N - 2.84}{N + 1}$$

$$N = 5.4 \text{ etapas}$$

Se tomarán 6 platos ideales.

Plata de alimentación (método de Kirkbride).

$$\log \frac{m}{p} = 0.206 \log \left(\frac{\overset{B}{60.04}}{\underset{D}{39.96}} \cdot \frac{\overset{C_S}{.3}}{\underset{F}{.15}} \left(\frac{\overset{C_S}{X_B}}{\underset{D}{X_D}} \right)^2 \right)$$

$$= 0.206 \log 0.19756$$

$$\frac{m}{p} = 0.716 \quad ; \quad m + p = 6$$

$$m = 2.50$$

$$p = 3.50$$

$$2.50 + 3.50 = 6$$

La alimentación es en el tercer plato.

$$\frac{6}{2} = 3$$

MÉTODOS RIGUROSOS.-

Los métodos rigurosos se pueden clasificar en dos grupos, basándose en los datos y en la forma de hacer los cálculos.

El primer grupo considera conocidas la distribución de los componentes en el destilado y el residuo, el plato de alimentación, la relación de reflujo, y los cálculos se hacen plato por plato de la parte superior de la columna hacia el plato de alimentación y de la parte inferior de la columna hacia el plato de alimentación; cuando las relaciones de composición o las composiciones calculadas para las dos direcciones son próximas en la localización del plato de alimentación, el problema está resuelto. El otro método considera la relación de reflujo, número de platos., y la distribución de los componentes en los productos. Se supone un perfil de temperatura y partiendo de la composición de los productos se hacen los cálculos plato por plato para el número de etapas de la sección de rectificación y la de agotamiento.- Los cálculos se repiten hasta que la temperatura de cada plato alcanza la temperatura del punto de burbuja para el vapor y la del punto de rocío pa-

ra el líquido. Si el primer tanteo no converge, otro número de platos se considera así como otra relación de reflujo u otro perfil de temperatura y se repiten los cálculos.

En el primer grupo está el método de Lewis & Matheson, que a continuación se describe.

LEWIS & MATHESON. (ii).- El diseño de equipos para mezclas multicomponentes se resuelve, aplicando la ecuación de Hausbrand (II, 69), sucesivamente a todos los componentes que toman parte en la separación; sin embargo la multiplicidad de operaciones, hacen que esta técnica sea difícil para quien no esté familiarizado con estas ecuaciones. Lewis & Matheson proponen los siguientes pasos para atacar el problema.

Descripción: Los platos se cuentan a partir de la parte superior de la columna hacia abajo, designando con el subíndice n , a los platos arriba de la alimentación y por el subíndice m , los platos de la alimentación.

Considerando operación continua en la sección de rectificación, Hausbrand (II, 69), igual a la entrada y la salida para un componente dado sobre el plato n , de la siguiente manera:

$$y_m V = x_{m+1} L + x_d D \quad (\text{II}, 69)$$

El lado izquierdo de la ecuación es la cantidad total del componente que sube del plato n en la unidad de tiempo, el primer término del lado derecho es la cantidad total del componente que fluye como líquido hacia abajo del plato n , y el segundo término es la cantidad del componente en el -- destilado.

La cantidad $x_d D$, la determinan las condiciones del problema, las cantidades de vapor y líquido pueden calcularse, a partir de un balance de materia- (Flash isotérmico), suponiendo una temperatura. -- Usando la ecuación (II, 69) se calcula la composi- ción del vapor y_m a partir de la composición -- del líquido x_{n+1} en el plato inmediato superior, -- con y_m y la constante de equilibrio vapor líquido se determina la composición del líquido x_n , si -- $\sum_{i=1}^n x_i = 1$ la temperatura supuesta, es la correcta -- en el Flash isotérmico. Para el caso de algunas- separaciones, como para gasolina natural, el pro- ceso se simplifica debido a que los componentes -- de la mezcla siguen la ley de Raoult, al menos -- dentro de la exactitud del diseño, considerando u

na eficiencia del 100% por plato. La presión parcial para cualquier componente sobre el plato n , es igual a

$$\bar{p} = P_{v,n} \chi_n \quad (\text{II, 70})$$

y puesto que $\bar{p} = y_n P$ entonces en el equilibrio

$$y_n = \frac{\chi_n P_{v,n}}{P} \quad (\text{II, 71})$$

(II, 70) en (II, 68), da

$$\chi_n \frac{P_{v,n} V}{P} = \chi_{n+1} L + \chi_d D \quad (\text{II, 72})$$

de igual manera abajo del plato de alimentación - se tiene que

$$\chi_{m-1} L = \chi_m \frac{P_{v,m} V}{P} + \chi_b B \quad (\text{II, 73})$$

(II, 73) se obtiene de

$$L \chi_{m-1} = V y_m + \chi_b B \quad (\text{II, 74})$$

que es un balance de materia en la zona de agotamiento.

A partir de (II, 72) y (II, 73), se puede calcular el cambio en concentración de plato en plato en cualquier parte de la columna, si se conocen las condiciones en el condensador y el hervidor. Por lo tanto, se deben conocer la composición y cantidad de la alimentación, así como la temperatura y presión de ésta, la temperatura a la cual se obtiene el reflujo en el condensador, el punto en el cual se desea hacer la separación, la cantidad de componente de menor punto de ebullición -- que se desea en el destilado, así como la cantidad del componente de mayor punto de ebullición deseado en el residuo. Con estos datos a la mano, se procede de acuerdo a los siguientes pasos:

- 1.- Calcular la cantidad y composición exacta del destilado y el residuo.
- 2.- Determinar la presión que debe mantenerse en el condensador para producir el reflujo necesario en la operación de la columna; esta es la presión de operación de la columna.
- 3.- Considerar una relación de reflujo y calcular su composición, ésta será función del tipo de condensador.
- 4.- Calcular la composición del vapor en el pla-

to superior y a partir de éste, la composición y temperatura del líquido sobre el plato inmediato-inferior de la columna.

5.- Calcular la temperatura y composición del vapor que sube del plato inferior.

6.- Del balance de energía de la columna, determinar la variación del reflujo a través de la columna. Este se puede determinar por un balance del reflujo desde el fondo de la columna hasta el destilado, siendo éste lo suficientemente exacto como para determinar el cambio en el reflujo por grado que se incrementa la temperatura, excepto en el plato de alimentación donde el reflujo será incrementado con la alimentación.

7.- Usando la ecuación de Hausbrand, aplicada -- plato por plato, calcular la concentración y temperatura sobre los platos, haciendo los cálculos hacia abajo desde la parte superior y hacia arriba desde la parte inferior de la columna hasta la localización del plato de alimentación.

8.- Revisando los resultados de los pasos anteriores y conforme la temperatura de los platos se aproxime al acercarse al centro de la columna, uno estará en posibilidad de juzgar con razonable-

exactitud si la cantidad de reflujo considerada - para la operación de la columna es satisfactoria; si no se reajusta y se repiten del paso 3, al 6.

9.- Determinar la concentración sobre el plato - de alimentación del componente de mayor punto de ebullición que no se desee en el residuo en cantidades considerables, procediéndose después con el cálculo de las concentraciones hacia arriba hasta que la concentración del componente de menor punto de ebullición del residuo no aparezca en el -- destilado en cantidades a preciables. Si la concentración así calculada es próxima a la supuesta para empezar los cálculos hacia abajo, entonces - el problema está resuelto. Si no la concentra--- ción sobre el plato de alimentación debe ser reest timada y este último paso repetido. El número de platos así obtenidos, corregido por la eficiencia de la columna da el número de platos requeridos - bajo tales condiciones. (Ver ejemplo al final del capítulo).

THIELE & GEDDES. (12).- El método de Thiele & Ge ddes forma parte de los llamados métodos riguro-- sos de cálculo, al igual que los otros rigurosos- considera válida la Ley de Raoult, así como una e

ficiencia para todos los platos, sin embargo tiene varias ventajas sobre los otros métodos que -- son:

- 1.- Los cálculos son comparativamente más directos.
- 2.- No se requieren de simplificaciones posteriores.
- 3.- Se aplica a mezclas en las cuales existen componentes no identificados.
- 4.- Se puede aplicar a columnas de cualquier complejidad.

El método de Thiele & Geddes fija o da como conocidos, el número de platos teóricos, el calor administrado, y suponiendo un perfil de temperatura a lo largo de la columna, determina la composición de los productos, esto a su vez hace posible calcular las concentraciones de los componentes - en el vapor en equilibrio con el líquido cuando - la concentración de los componentes en el líquido es conocida o viceversa, dado que la Ley de Raoult se considera válida. Puesto que la composición - de los productos no se fija, sino que es calculada, puede parecer que los balances de materia no se usan; sin embargo, pueden ser usados para en--

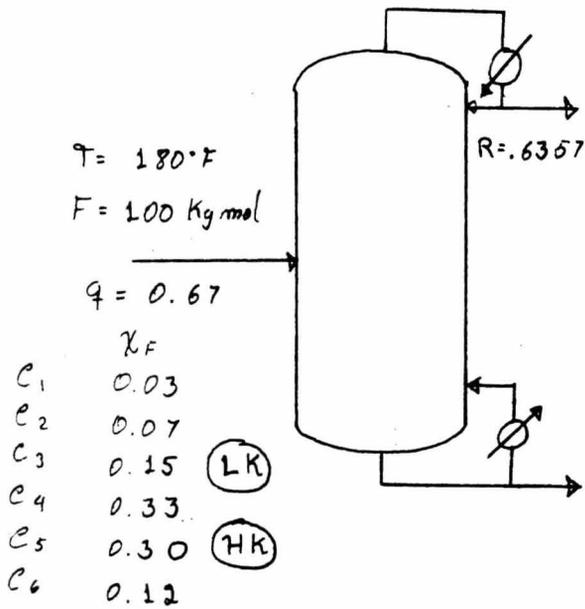
contrar las relaciones de concentración de los -- componentes en el destilado y en el residuo, y éstas combinadas con las concentraciones conocidas de la alimentación, nos dan la concentración de -- cada componente tanto en el líquido como en el vapor en cualquier posición de la columna.

La suma de las concentraciones de los componentes calculadas de esta manera, no necesariamente es igual a la unidad a menos que la temperatura sup--puesta para el plato sea la correcta. Las desviauciones que de la unidad se tiene cuando los cálcuulos se terminan hacen posible tomar una nueva temuperatura corregida para otro tanteo y así sucesiuvamente.

EJEMPLO: Resolver el problema de ejemplo, pro--- puesto en los métodos cortos con el método de Lewis & Matheson.

SOLUCION.

La composición de los componentes en el residuo -- y destilado, se obtuvo de los resultados en los -- métodos cortos, así como también, el reflujo de -- operación y el número de etapas ideales

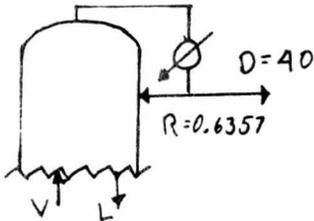


	x_D
c_1	0.075
c_2	0.1732
c_3	0.3376
c_4	0.3163
c_5	0.0975
c_6	0.0001

$B = 60 \text{ Kgmol}$
 $T_B = 227^\circ\text{F}$

	x_B
c_1	0.0
c_2	0.00124
c_3	0.02511
c_4	0.339
c_5	0.4397
c_6	0.1997

Balances de materia.



$$R = L/D$$

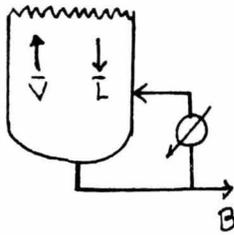
$$L = RD = 0.6357 \times 40$$

$$L = 25.428 \text{ Kgmol}$$

$$V = L + D = 25.428 + 40 = 65.428 \text{ Kgmol}$$

$$L/V = \frac{25.428}{65.428} = 0.3886$$

$$V/L = 2.573$$



$$B = 60 \text{ kg/mol}$$

$$q = 0.67$$

$$\bar{V} - V = F(q - 1) \quad ; \quad \bar{V} = F(q - 1) + V$$

$$\bar{V} = 100 (.67 - 1) + 65.428 = 32.428$$

$$\bar{L} = qF + L = .67 \cdot 100 + 25.428 = 92.428$$

$$\bar{L} / \bar{V} = \frac{92.428}{32.428} = 2.85 \quad ; \quad \frac{\bar{V}}{\bar{L}} = 0.3508$$

Para determinar el plato de alimentación se emplea la siguiente fórmula (4), que nos da la relación entre los componentes claves en la alimentación.

$$\begin{aligned} \frac{\chi_{LK}}{\chi_{HK}} &= \frac{\chi_{LK,F} - \chi_{LK,D} (1 - q) / (R + 1)}{\chi_{HK,F} - \chi_{HK,D} (1 - q) / (R + 1)} \\ &= \frac{.15 - .3376 (1 - .67) / 1.6357}{.3 - 0.0975 (1 - .67) / 1.6357} \\ &= 0.36134 \end{aligned}$$

Ecuaciones

$$x_i = y_i / K_i$$

$$v_{n+1} = l_n + d$$

$$l_i = L x_i$$

$$y_i = x_i K_i$$

$$\bar{l}_n = \bar{v}_{n+1} + b$$

$$\bar{v}_i = \bar{v} y_i$$

	$x_0 = y_1$	K_{127}	x_i	l_i	v_i
C ₁	0.075 = 0.075	19	0.0039	.0991	3.0991
C ₂	0.173 = .173	3.6	.048	1.22	8.14
C ₃	0.337 .337	1.83	.1849	4.688	18.188
C ₄	0.316 .316	0.67	.4651	11.82	24.47
C ₅	0.097 .097	0.26	.375	9.53	13.43
C ₆	0.0001 .0001	0.13	.00076	0.019	0.023
			<u>1.077</u>		<u>67.35</u>

	y_2	K_{175}	x_2	l_2	v_2
C ₁	0.046	21.8	.0021	0.053	3.053
C ₂	0.12	5.8	.02	0.5085	7.428
C ₃	0.27	2.43	.111	2.82	16.32
C ₄	0.3633	.95	.3824	9.73	22.38
C ₅	0.1999	.4	.4985	12.67	16.57
C ₆	0.0003	.2	.0015	0.038	0.042
			<u>1.016</u>		<u>65.79</u>

	y_3	K_{185}	x_3
C ₁	0.0464	23.2	0.00289
C ₂	.1129	6.	0.0182
C ₃	.248	2.64	0.0934
C ₄	.3401	1.05	0.323
C ₅	.2518	.16	0.5473
C ₆	.00064	.22	0.0029
			<u>0.9884</u>

Calculando el cociente de los componentes claves para determinar el plato de alimentación, tenemos:

$$\textcircled{1} \frac{\chi_{LK}}{\chi_{HK}} = \frac{.1844}{.375} = .4917$$

$$\textcircled{2} \frac{\chi_{LK}}{\chi_{HK}} = \frac{.111}{.498} = .2228$$

$$\textcircled{3} \frac{\chi_{LK}}{\chi_{HK}} = \frac{.0939}{.5473} = .1715$$

Duesto que la relación de los claves en la alimentación esta entre 1 y 2, el plato de alimentación sera el segundo. Con esto se procede al calculo de la zona de agotamiento.

	χ_B	b_i	K_i	y_{n+1}	v_{n+1}
c_1	0	0	13.1	0.0	0.0
c_2	0.00124	0.0749	7.34	0.0091	.295
c_3	0.0251	1.506	3.5	0.0878	2.847
c_4	0.339	20.34	1.54	0.522	16.927
c_5	0.43	26.082	0.7	0.3042	9.869
c_6	0.1997	11.90	0.36	0.07189	2.331

l_m	X_m	K_{210}	Y_m	V_m	l_{m-1}
0.	0	-	-	-	-
0.3694	.004	6.8	.0272	0.882	0.9564
4.3537	.0471	3.15	.1486	4.818	6.3254
37.2664	.4039	1.31	.5291	18.072	38.4121
35.9465	.3896	0.58	.2259	4.4754	35.557
14.3112	.1551	0.29	.044	1.5591	13.639
			<u>0.9748</u>		<u>94.78</u>

X_{m-1}	K_{200}	Y_{m-1}	V_{m-1}	l_{m-2}
0	-	-	-	-
0.01	6.6	0.066	2.14	2.21
0.0667	3.05	0.2043	6.625	8.1316
0.4052	1.25	0.5065	16.424	36.7647
0.3751	0.55	0.2063	6.6898	32.771
0.1428	0.27	0.0385	1.250	13.23
$\frac{X_{LK}}{X_{HK}} = .3778$		<u>1.021</u>		<u>93.10</u>

X_{m-2}	K_{190}	Y_{m-2}	V_{m-2}	l_{m-3}
-	-	-	-	-
0.02373	6.2	.1471	4.77	4.844
0.08734	2.74	.2393	7.76	9.2666
0.3948	1.1	.4343	14.083	34.423
0.3513	0.47	.1651	5.3538	31.435
0.1421	0.23	0.0326	1.057	13.03
		<u>1.018</u>		<u>92.99</u>
$\frac{X_{LK}}{X_{HK}} = .2486$				

χ_{m-3}	K_{180}	y_{m-3}	v_{m-3}	l_{m-4}	χ_{n-4}
.05208	5.9	.3072	9.961	10.03	.1049
.09964	2.56	.2550	8.2714	9.778	.1022
.37014	1.	.3701	12.002	32.342	.3380
.33801	0.42	.1414	4.585	30.607	.3205
.1401	0.19	.0268	0.8690	12.849	.1343
		<u>1.0744</u>		<u>95.6732</u>	

$$\frac{\chi_{Lk}}{\chi_{Hk}} = 0.32$$

Con esta relación se puede suponer que el siguiente plato, sera el de la alimentación. Con las composiciones en el plato de alimentación, calculadas partiendo de arriba y de abajo de la columna se obtienen las nuevas composiciones para el segundo tanteo.

$\chi_{F,D}$	$\chi_{F,O}$	$\chi_{F,O} - \chi_{F,B}$	$\frac{\chi_{F,D}}{d_i}$	$\frac{\chi_{F,O}}{b_i}$
0.0039	0.0	0.0039	0.0013	0
0.048	0.1049	-0.0569	0.0069	1.4
0.1844	0.1022	0.0822	0.0136	0.0678
0.4651	0.338	0.1271	0.0367	0.0166
0.375	0.3205	0.0545	0.0961	0.0122
0.00076	0.1343	-0.13354	1.9	0.0112



QUIMICA

	$\frac{\chi_{F,D}}{d_i} + \frac{\chi_{F,B}}{b_i}$	Δd_i	d_i	b_i
c_1	0.0013	-3.	3	0
c_2	1.4069	0.04044	6.9604	0.03396
c_3	0.814	-0.1009	13.3991	1.6075
c_4	0.0533	-2.384	10.266	22.724
c_5	0.10843	-0.5026	3.3974	26.5846
c_6	1.9112	0.069	0.073	11.911
			<u>37.0959</u>	<u>62.860</u>

Cuando la diferencia entre las composiciones calculadas a partir de arriba y abajo es igual a cero o próxima a este, los resultados son los correctos.

Con las nuevas composiciones se procedió al segundo tanteo, en el cual se obtuvieron los siguientes resultados.

$\chi_{F,D}$	$\chi_{F,B}$	$\chi_{F,D} - \chi_{F,B}$	$\chi_{F,D}/d_i$	$\chi_{F,B}/b_i$
0.0024	0.0	0.0024	0.0008	0
0.0229	0.0304	0.008	0.00329	0.9098
0.1241	0.0943	0.02972	0.00916	0.05871
0.359	0.3900	-0.03108	0.03496	0.01716
0.5092	0.34392	0.16527	0.149874	0.01293
0.0382	0.19068	-0.10248	0.52328	0.01181

$\frac{\chi_{F,D}}{d_i} + \frac{\chi_{R,B}}{b_i}$	Δd_i	d_i	b_i	χ_{d_i}	χ_{b_i}
0.0008	-3.0	3	0	0.0823	0
0.91318	-0.00876	6.951	0.0427	0.3908	0.00067
0.067974	-0.43722	12.961	2.044	0.3558	0.0321
0.05213	0.5961	10.862	22.127	0.2982	0.3482
0.162811	-1.01513	2.382	27.599	0.0654	0.4344
0.535074	0.191516	0.264	11.719	0.0072	0.1844
				<u>1.00</u>	<u>1.00</u>

Con las composiciones anteriores para el tercer tanteo, se obtuvo una diferencia entre las composiciones en el plato de alimentación dentro de -- los límites permisibles, los resultados obtenidos se muestran en el siguiente cuadro:

	χ_1	χ_2	χ_3
e_1	0.0043	0.0025	0.002
e_2	0.0398	0.02338	0.0199
e_3	0.1951	0.1232	0.0942
e_4	0.455	0.39319	0.2984
e_5	0.2599	0.3741	0.39
e_6	0.0529	0.1445	0.27

	χ_4	χ_5	χ_6
C_1	0.0	0.0	0.0
C_2	0.0088	0.0043	0.00191
C_3	0.09089	0.0756	0.05603
C_4	0.39350	0.40262	0.39986
C_5	0.36583	0.37454	0.39339
C_6	0.14090	0.14282	0.14883

Número de platos = 6.

Plato de alimentación = 3.

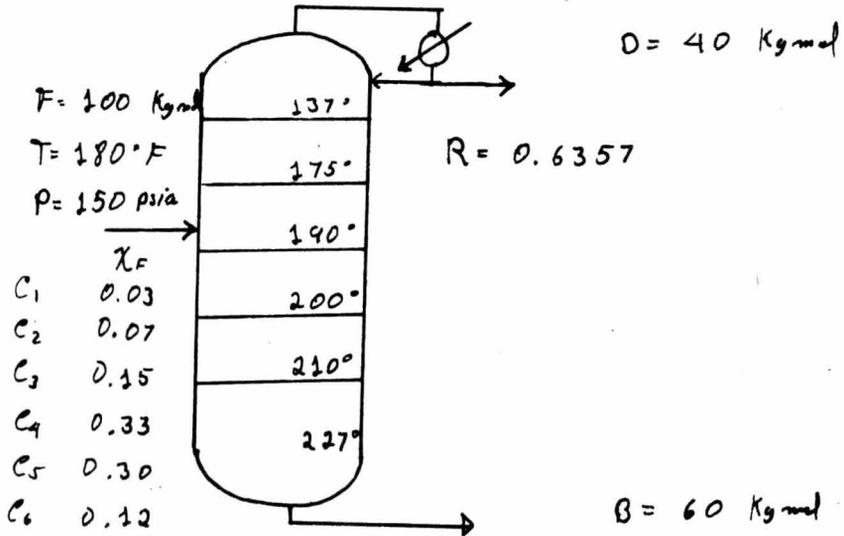
Reflujo = 0.6357

Destilado = 36.42 , Residuo = 63.58

EJEMPLO: resolver el problema de ejemplo, propuesto en los métodos cortos con el método de Thiele & Geddes.

SOLUCION.

Para el primer tanteo se considera el perfil de temperatura del primer tanteo con el método de -- Lewis & Matheson, el reflujo de operación y el numero de platos sera el obtenido en los métodos -- cortos.



$$L = 25.428 \text{ Kg/mol} \quad \bar{L} = 92.428 \text{ Kg/mol}$$

$$V = 65.428 \text{ Kg/mol} \quad \bar{V} = 32.428 \text{ Kg/mol}$$

$$L/V = 0.3886$$

$$V/\bar{L} = 2.576$$

$$\bar{L}/\bar{V} = 2.85$$

$$\bar{V}/L = 0.3508$$

Ecuaciones:

$$\frac{v_{i,m+1}}{d_i} = \frac{l_{i,m}}{d_i} + 1 \quad ; \quad \frac{l_{m,i}}{d_i} = \frac{L}{VK} \frac{v_{i,m}}{d_i}$$

$$\frac{\bar{v}_{i,p}}{b_i} = \frac{\bar{V}}{L} K_{i,p} \frac{\bar{l}_{i,p}}{b_i} \quad ; \quad \frac{\bar{l}_{i,p-1}}{b_i} = \frac{\bar{v}_{i,p}}{b_i} + 1$$

$$\frac{d_i}{b_i} = \frac{v_{i,F} / b_i}{v_{i,F} / d_i}$$

$$F \chi_i = d_i + b_i$$

$$F \chi_i = d_i + b_i$$

$$\frac{F \chi_i}{d_i} = \frac{d_i}{d_i} + \frac{b_i}{d_i}$$

$$\frac{F \chi_i}{b_i} = \frac{d_i}{b_i} + \frac{b_i}{b_i}$$

$$\frac{F \chi_i}{d_i} = 1 + \frac{b_i}{d_i}$$

$$\frac{F \chi_i}{b_i} = \frac{d_i}{b_i} + 1$$

$$d_i = \frac{F \chi_i}{1 + b_i/d_i}$$

$$b_i = \frac{F \chi_i}{d_i/b_i + 1}$$

$$D = \sum_{i=1}^n d_i$$

$$B = \sum_{i=1}^n b_i$$

	$v_{i,1}/d_i$	$K_{i,17}$	l_i/d_i	$v_{i,2}/d_i$	$K_{i,15}$	l_i/y_k
c_1	1	19.0	0.0204	1.0204	21.8	0.0178
c_2	1	3.6	0.1079	1.1079	5.8	.067
c_3	1	1.83	0.2123	1.2123	2.43	.1599
c_4	1	0.68	0.5714	1.5714	0.95	.409
c_5	1	0.26	1.4946	2.4946	0.4	.9715
c_6	1	0.13	2.489	3.489	0.2	1.943

l_2/d_i	v_3/d_i
0.0181	1.0181
.0742	1.0742
.1938	1.1938
.6427	1.6427
2.4235	3.4235
6.779	7.779

\bar{l}_c/b_i	K_{227}	\bar{v}_i/b_i	\bar{l}_{5i}/b_i	K_{210}	\bar{v}_{3i}/b_i
e_1 1.	23.1	8.103	9.103	22.57	72.0735
e_2 1.	7.34	2.574	3.574	6.8	8.5255
e_3 1.	3.5	1.2278	2.2278	3.15	2.4617
e_4 1.	1.54	0.5402	1.5402	1.31	0.7077
e_5 1.	0.7	0.2465	1.2465	0.58	0.2534
e_6 1.	0.36	0.1262	1.1262	0.29	0.1145

\bar{l}_{c1}/b_i	K_{100}	\bar{v}_i/b_i	\bar{l}_{3i}/b_i	K_{190}
73.0735	22.0	563.96	564.96	21.49
9.5255	6.2	20.7175	21.7175	6.17
3.4617	2.74	3.3273	4.3273	2.75
1.7077	1.10	0.6589	1.6589	1.09
1.2534	0.47	0.2066	1.2066	0.468
1.1145	0.23	0.0899	1.0899	0.217

v_F/b_i	d_i/b_i	F_i
4259.05	4183.08	3.0
47.00	43.75	7.0
4.1745	3.496	15.0
0.4048	0.2464	33.0
0.1980	0.05783	30.0
0.08312	0.0106	12.0

d_i	b_i	χ_d	χ_b
2.9992	.00071	.1006	0.00001
6.8435	.1564	.2297	.00222
11.663	3.3362	.3915	.04752
6.5237	26.476	.2189	.37713
1.640	28.3599	.0550	.40396
<u>0.1258</u>	<u>11.879</u>	<u>.0042</u>	<u>.16913</u>
29.79	70.2033	0.999	0.999

Como se puede observar los valores del destilado y residuo son diferentes de los supuestos, por lo que el perfil de temperatura supuesto es incorrecto.

Los pasos a seguir para determinar un nuevo perfil de temperatura, son los siguientes:

Se calcula la composición en cada plato multipli-

candose por la volatilidad relativa, el inverso - de la sumatoria de los productos anteriores sera el nuevo valor de la constante de equilibrio para el clave pesado.

EJEMPLO:

Calcular el nuevo perfil de temperatura, para el segundo tanteo del problema anterior.

$(l_{i,1}/d_i) d_i$	$x_{i,1}$	α_i	$x_{i,2} \alpha_i$	$(l_{i,2}/d_i) d_i$
0.0611	0.0062	73.07	0.4530	0.0544
0.7384	0.0751	13.84	1.0393	0.5077
2.476	0.2518	7.03	1.7701	2.2602
3.727	0.3791	2.61	0.9894	4.1927
2.4511	0.2493	1.0	0.2493	3.9745
<u>0.3761</u>	<u>0.0382</u>	0.5	<u>0.0191</u>	<u>0.8527</u>
9.829	1.0		4.5202	11.8425

$$K = \frac{1}{4.52} = 0.2212$$

$x_{i,2}$	α_i	$\alpha_i x_{i,2}$	$(l_{i,2}/b_i) b_i$
0.0045	54.5	.2452	.405
0.0428	14.5	.6206	3.3956
0.1908	6.075	1.1591	14.4367
0.3540	2.375	.8407	28.0359
0.3356	1.	.3356	34.219
0.0720	0.5	.036	<u>12.941</u>
		<u>3.2373</u>	93.4334

$$K = \frac{1}{3.2373} = 0.3088$$

χ_{3i}	α_i	$\chi_{3,i} \alpha_i$	$(a_i/b_i) b_i$	$\chi_{4,i}$	α_i
.0043	45.91	.1974	.0523	.0004	46.8
.0363	13.18	.4784	1.4897	.0139	13.19
.1545	5.876	.9078	11.5489	.1078	5.82
.30	2.329	.6987	45.213	.4222	2.34
.3662	1.	.3662	35.5482	.3319	1.0
.1385	0.4645	<u>.0643</u>	<u>13.2335</u>	<u>.1235</u>	0.48
		2.7128	107.083	<u>.999</u>	

$$K = \frac{1}{2.7128} = 0.3686$$

$\chi_{3,i} \alpha_i$	$(a_i/b_i) b_i$	χ_i	α_i	$\chi_{5,i} \alpha_i$
.0187	.00652	.00006	38.91	0.0025
.1834	.5589	.0057	11.72	0.0668
.6284	7.4323	.0762	5.43	0.4138
.9881	40.7783	.4183	2.25	0.9447
.3319	35.3222	.3623	1.0	0.3623
<u>.0604</u>	<u>13.3724</u>	<u>.1371</u>	0.5	<u>0.0685</u>
2.210	97.4709			1.8586

$$K = \frac{1}{1.8586} = 0.538$$

$(l_i/b_i)b_i$	$X_{i,6}$	α_i	$X_{i,6} \alpha_i$
.000717	.0001	33	0.0033
.1569	.00222	10.485	0.0232
3.3362	.04752	5.0	0.2376
26.476	.37713	2.2	0.8296
28.359	.40396	1.	0.4039
11.874	.16913	0.519	0.0869
<u>70.2033</u>			<u>1.5845</u>

$$K = \frac{1}{1.5845} = 0.631$$

			$T_{\text{PLATO}} \text{ } ^\circ\text{F}$
K_1	=	0.2212	→ 128.0
K_2	=	0.3088	→ 153.0
K_3	=	0.3686	→ 168.0
K_4	=	0.4524	→ 187.0
K_5	=	0.5380	→ 203.0
K_6	=	0.6310	→ 219.0

Con este nuevo perfil de temperatura se repiten todos los calculos, hasta que las cantidades de los productos calculadas, sean iguales a las su-
 puestas, si el split obtenido no es el deseado, se supone otro número de platos empezando nueva-
 mente todos los tanteos.

Número de platos.

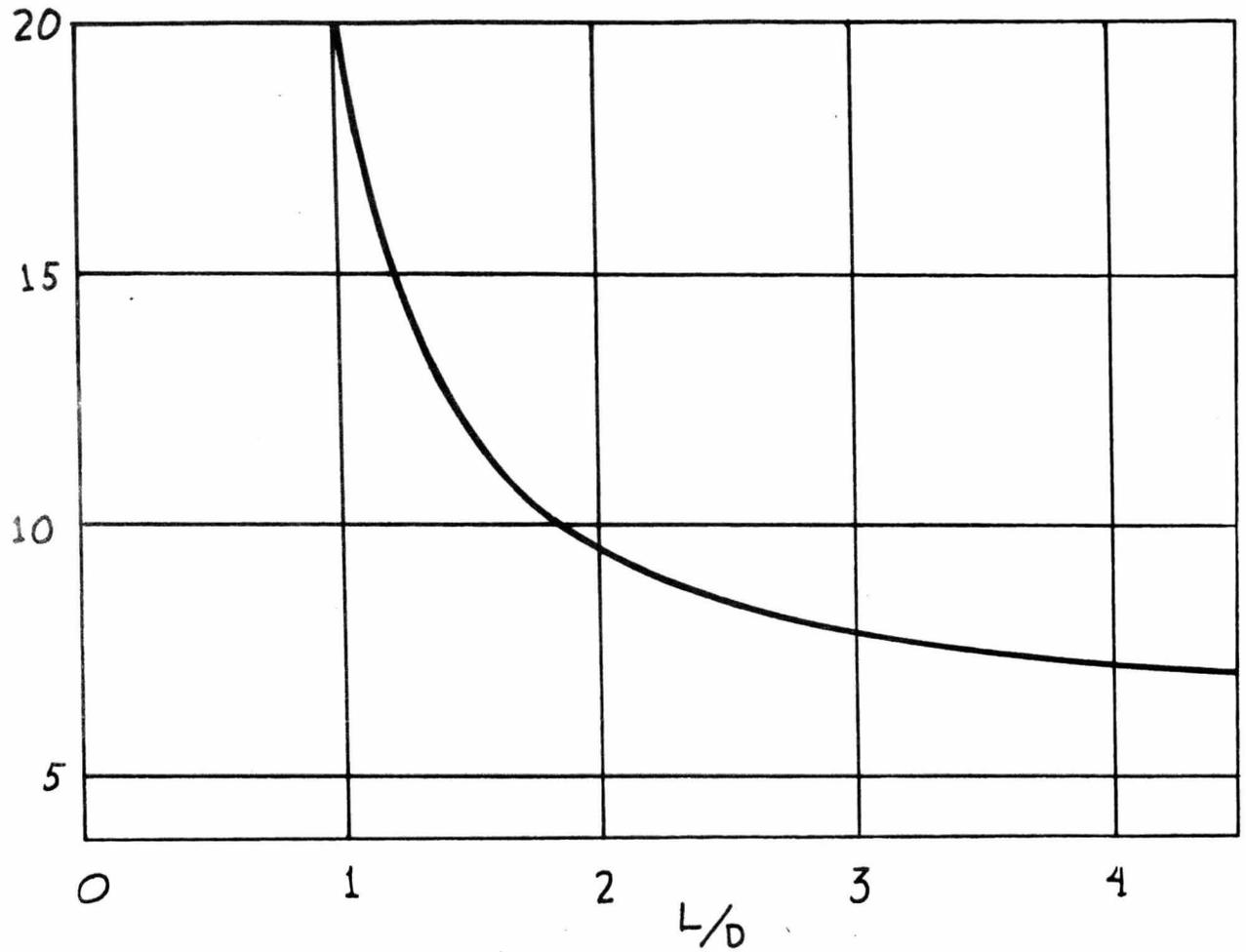
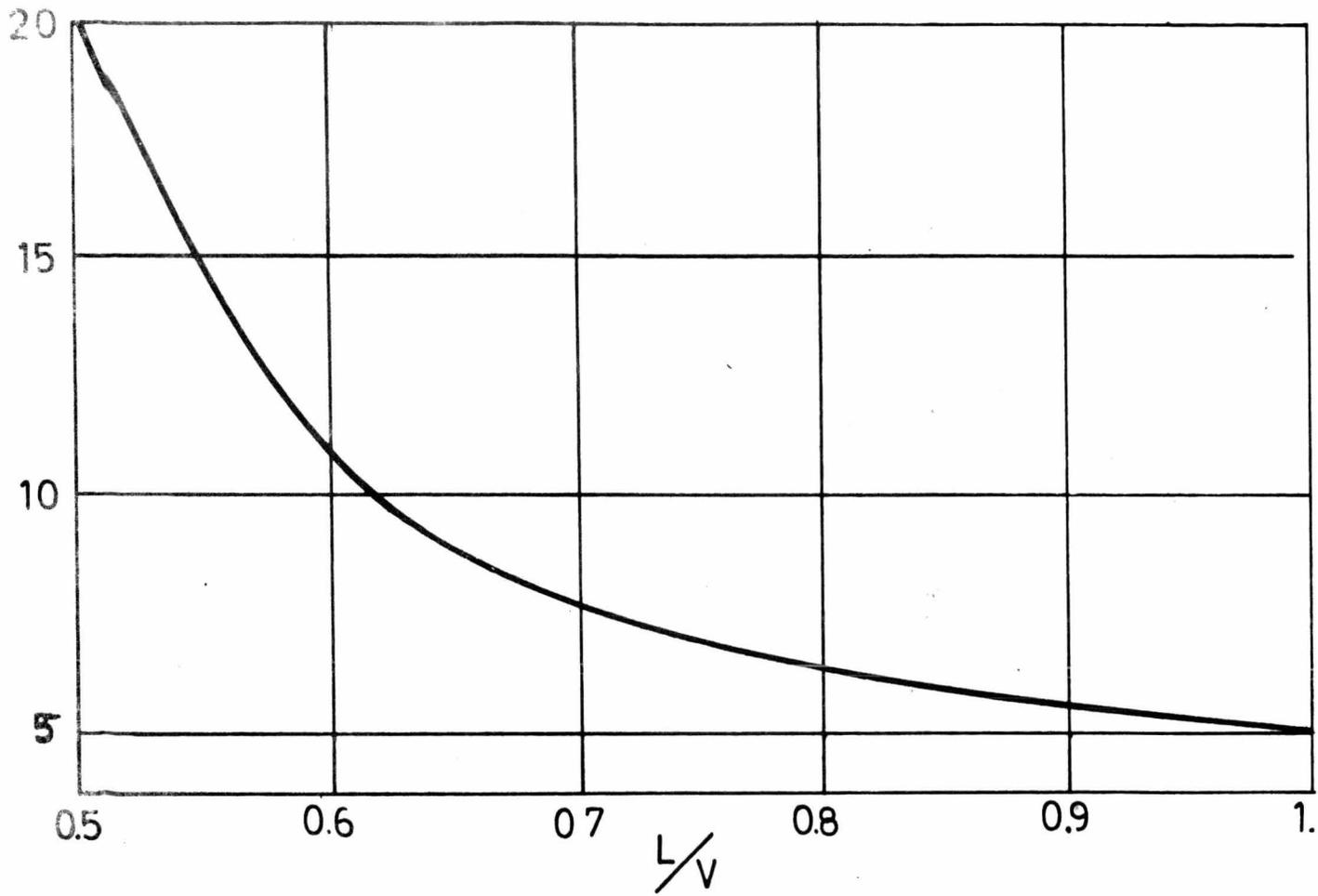


Fig. 5

Número de platos.

Fig. 6



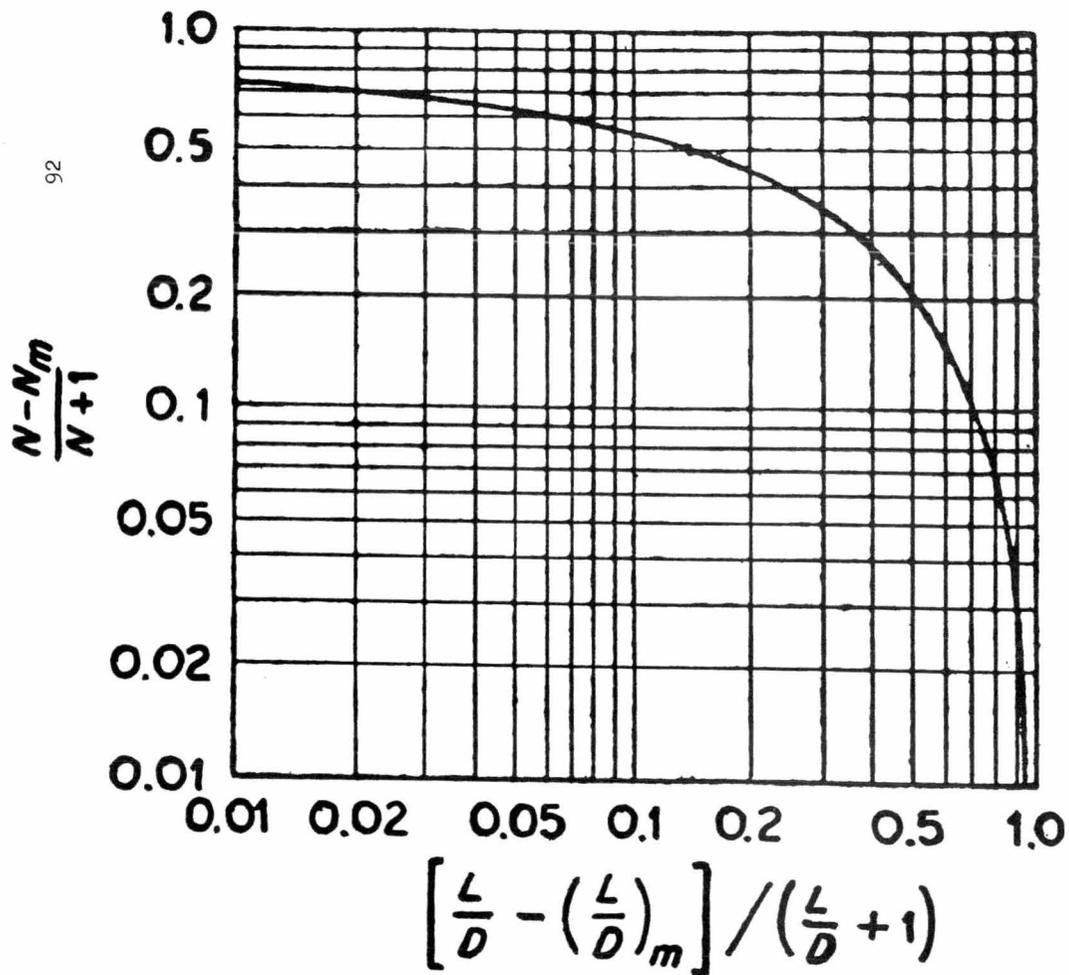


FIG. 7

III.- METODO DEL EQUIVALENTE BINARIO.

INTRODUCCION.- Los métodos gráficos para vez son usados en cálculos de destilación multicomponente, por considerárseles de poca precisión; sin embargo pueden ser tan precisos como se desea, siendo estos más simples y fáciles que las soluciones -- analíticas con la misma exactitud, exceptuando posiblemente en el diseño de columnas con pocas etapas en equilibrio, pero prácticamente en problemas ingenieriles casi nunca se presentan.

En los métodos gráficos el sistema multicomponente se reduce a un sistema binario equivalente, y el número de etapas con el reflujo requerido se determinan empleando un diagrama McCABE & THIELE.

SPLIT ENTRE LOS COMPONENTES NO CLAVES.- En el capítulo anterior se obtuvo la ecuación de Fenske - (II, 14), puesto que $\alpha_{n+1} = \alpha_d$ y multiplicando el lado izquierdo por D/D y el lado derecho por B/B, la ecuación puede reescribirse como:

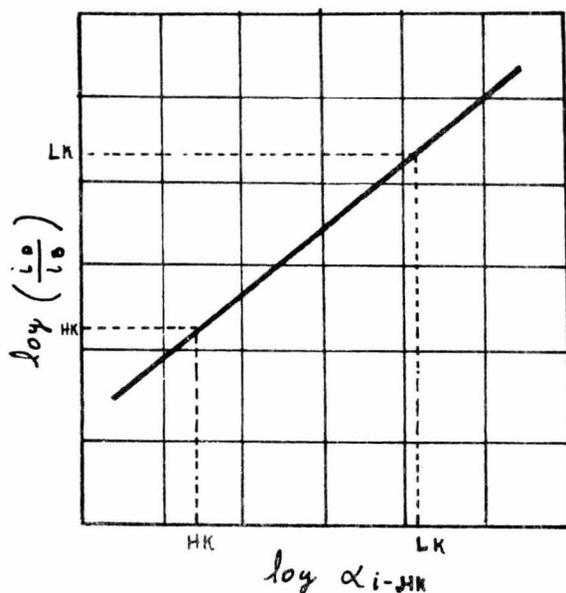
$$\delta \quad \frac{d_A}{d_B} = \alpha^N \frac{b_A}{b_B} \quad (\text{III, 1})$$

$$d_A/b_A = \alpha_{A-B}^N d_B/b_B$$

fijando d_0/b_0 como constante y tomando logaritmos en ambos lados tenemos:

$$\ln \frac{d_n}{b_n} = N \ln \alpha_{n-0} + \text{cte.} \quad (\text{III, 2})$$

que es la ecuación de una línea recta en una gráfica log-log, esto se observa a reflujos total, -- con variaciones despreciables para otras relaciones de reflujos. Habiendo especificado d/b para los componentes claves, los puntos pueden ser graficados en una gráfica $\ln(d/b)$ vs. $\ln \alpha$. La línea recta que pasa por estos puntos puede extenderse y ser usada para determinar la relación d/b para los otros componentes. De esta manera se determina el "split" entre los no componentes.



EQUIVALENTE BINARIO DEL SISTEMA MULTICOMPONENTE.-

Determinación de los claves efectivos.- La principal dificultad en el cálculo de equipos para destilación multicomponente, tanto en soluciones analíticas como gráficas es la selección de los "claves", anteriormente se definió a los claves como un solo componente, pero también puede ser un grupo de componentes, es decir componentes que tengan sus puntos de ebullición muy cercanos. En algunos o más componentes de puntos de ebullición próximos; por ejemplo en el caso de la gasolina, donde el propano y el propileno forman el clave ligero y los dos butanos con varios butanos forman el clave pesado.

Una definición cualitativa de componentes claves y no claves da un criterio para diferenciales: Un componente que tiende a un flujo límite o constante se define como un no clave, uno que no se aproxima a su flujo límite se clasifica como un clave. Sin embargo esta definición no se cumple en todos los casos, algunos componentes pueden estar entre los claves y los no claves, éstos pueden tender a sus flujos límite pero no lo suficientemente rápido para considerarlos en un flujo constante. (fig.

8).

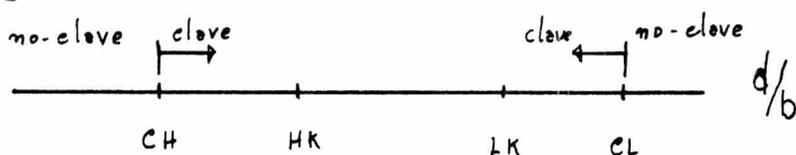
Para poder clasificar los componentes entre claves y no claves es necesario introducir un nuevo concepto, el de valor crítico de (d/b) .

Estos valores se definen por las siguientes ecuaciones.

$$\ln(d/b)_{CL} = \ln(d/b)_{LK} + 0.7 \left[\ln(d/b)_{LK} - \ln(d/b)_{HK} \right] \quad (\text{III}, 3)$$

$$\ln(d/b)_{CH} = \ln(d/b)_{HK} - 0.7 \left[\ln(d/b)_{LK} - \ln(d/b)_{HK} \right] \quad (\text{III}, 4)$$

Cuando la relación (d/b) , de algún componente sea menor que $(d/b)_{CL}$, éste desaparece como componente y sus cantidades de alimentación, destilado y residuo, se suma respectivamente al del clave ligero efectivo, cualquier componente pesado cuya relación (d/b) es mayor que $(d/b)_{CH}$, desaparece como componente y es incluido en el clave pesado efectivo, en la forma ya mencionada para el clave ligero efectivo.



Cada componente que no cumpla el requisito anterior, se divide en dos porciones, una de las cuales es incluida en el clave efectivo y la otra es tratada como un componente no clave; el procedimiento para dividir estos componentes es el siguiente:

1.- Para todos los componentes más ligeros que los claves se determina b , (de la gráfica $\ln(d/b)$ vs. \ln), y se multiplica por $(d/b)CL$, al producto se le considera como la "porción clave", del componente, con una volatilidad relativa que corresponde a $(d/b)CL$.

2.- Para todos los componentes más pesados que los claves se determina d , (igual que en el paso uno) y se divide por $(d/b)CH$ obteniéndose así la porción clave, la volatilidad relativa que corresponde a $(d/b)CH$ se le asigna a tal porción clave.

3.- La volatilidad relativa de la porción no clave para cada componente se calcula con la siguiente ecuación:

$$\alpha_{nk} = (\alpha_T F_T - \alpha_K F_K) / F_{nk} \quad (\text{III, 5})$$

donde los subíndices son:

nk = no clave

t = total

k = clave

Las relaciones anteriores, no dan un criterio para seleccionar los componentes o grupos de componentes de las que estarán constituidas por "porciones claves".

Las ecuaciones 3 y 4 (de III) son relaciones empíricas desarrolladas por Hengstebeck (4), apegándose bastante a la realidad para casos de sistemas multicomponentes.

Flujos Internos de los no claves.- Un balance de materia en la etapa n de la sección de rectificación nos da:

$$\delta \quad V y_n = L x_{n+1} + D x_d$$

$$v_{i,n} = l_{i,n+1} + d_i$$

de (I, 1)

$$y_{i,n} = K_{i,n} x_{i,n}$$

por lo tanto

$$\frac{V}{L} y_{i,n} = K_{i,n} \frac{V}{L} x_{i,n} \quad (\text{III, 6})$$

$$V y_{i,n} = K_{i,n} \frac{V}{L} L x_{i,n} \quad (\text{III, 7})$$

$$v_{i,m} = K_{i,m} \frac{V}{L} l_{i,m} \quad (\text{III, 8})$$

si los flujos de los no claves son desconocidos, tendremos

$$\underline{v}_i = v_{i,m} = l_{i,m+1} + d_i \quad (\text{III, 9})$$

$$\underline{l}_i = l_{i,m} = l_{i,m+1} \quad (\text{III, 10})$$

$$\therefore v_{i,m} = l_{i,m} + d_i \quad (\text{III, 11})$$

y sustituyendo

$$K_{i,m} \frac{V}{L} l_{i,m} = l_{i,m} + d_i \quad (\text{III, 12})$$

dividiendo por $l_{i,m}$

$$K_{i,m} \frac{V}{L} = 1 + \frac{d_i}{l_{i,m}} \quad (\text{III, 13})$$

rearrreglando

$$K_{i,m} = \frac{L}{V} \left(1 + \frac{d_i}{l_{i,m}} \right) = \frac{L}{V} \left(1 + \frac{d_i}{\underline{l}_i} \right) \quad (\text{III, 14})$$

puesto que d/\underline{l}_i para el clave pesado es pequeño - entonces

$$K_{HK} = L/V \quad (\text{III, 15})$$

lo mismo se puede demostrar para el clave ligero-
en la sección de agotamiento

$$K_{LK} = \bar{L} / \bar{V} \quad (\text{III, 16})$$

aplicando las ecuaciones de la sección de rectifi-
cación para cualquier componente ligero no clave.

$$l_{i,m} = \underline{l}_i = \frac{d_i}{K_i \frac{V}{L} - 1} \quad (\text{III, 17})$$

puesto que $\frac{V}{L} = \frac{1}{K_{HK}}$

$$\underline{l} = \frac{d_i}{\frac{K_i}{K_{HK}} - 1} = \frac{d_i}{\alpha_{i,r} - 1} = \frac{F_i}{\alpha_{i,r} - 1} \quad (\text{III, 18})$$

considerando que el clave pesado efectivo es el -
componente de referencia. También

$$\underline{v}_i = \underline{l}_i + f_i \quad (\text{III, 19})$$

lo mismo aplicado para componentes pesados no cla-
ves en la sección de agotamiento, nos da:

$$\bar{v}_i \approx \frac{\alpha_{i,r} f_i}{\alpha_{LK,r} - \alpha_{i,r}} \quad (\text{III, 20})$$

y

$$\bar{l}_i \approx \bar{v}_i + f_i \quad (\text{III, 21})$$

la sumatoria de \underline{l}_i y \underline{v}_i , nos da el flujo total no-
clave del líquido y el vapor en la zona de recti-

ficación y $\sum_{i=1}^m \bar{l}_i$, $\sum_{i=1}^m \bar{v}_i$ el flujo total no - clave en la zona de agotamiento.

Los gastos de los claves efectivos se calculan -- con las siguientes ecuaciones (17).

$$L_e = L - \sum_{i=1}^m l_i \quad (\text{III, 22})$$

$$V_e = V - \sum_{i=1}^m v_i \quad (\text{III, 23})$$

$$\bar{L}_e = \bar{L} - \sum_{i=1}^m \bar{l}_i \quad (\text{III, 24})$$

$$\bar{V}_e = \bar{V} - \sum_{i=1}^m \bar{v}_i \quad (\text{III, 25})$$

El subíndice e indica que son equivalentes, siendo estos los empleados en el sistema binario equivalente.

Línea q.- Se define a q como la cantidad de calor requerida para convertir una mol de alimentación en sus condiciones térmicas a vapor saturado, dividida por su calor molar latente, por lo tanto para un sistema binario con calor molar constante la vaporización se define por la ecuación:

$$q = \frac{\bar{L} - L}{F} \quad (\text{III, 26})$$

La correspondiente ecuación para un sistema binario efectivo que represente al sistema multicomponente es:

$$q = \frac{\bar{L} - \sum_{i=1}^m \bar{l}_i - (L - \sum_{i=1}^m l_i)}{F_e}$$

$$q = \frac{\bar{L} - L + \sum_{i=1}^n \bar{d}_i - \sum_{i=1}^n d_i}{F_e} \quad (\text{III, 27})$$

en la cual F_e representa el gasto de los claves combinados en la alimentación. Con calores molares de vaporización constantes a través de la columna $\bar{L} - L = F_e$, que son las moles de la alimentación que entran a la columna en forma líquida. - Por lo tanto (III, 27), queda:

$$q = \frac{F_e + \sum_{i=1}^n \bar{d}_i - \sum_{i=1}^n d_i}{F_e} \quad (\text{III, 28})$$

La pendiente de la línea q está dada por:

$$q / q - 1$$

partiendo del punto formado por χ_f y la línea de 45° .

REFLUJO MÍNIMO DEL SISTEMA MULTICOMPONENTE.- Las ecuaciones (III, 22 a 25) también pueden ser empleadas para determinar el reflujo del sistema multicomponente, esto es:

$$R = \frac{L}{D} = \frac{L_e + \sum_{i=1}^n d_i}{D_e + \sum d_{\text{no-claves}}} \quad (\text{III, 29})$$

con (III, 18), (III, 33) y empleando el destilado total se determina el reflujo de operación para el sistema multicomponente.

METODO DE MCCABE & THIELE. (15).- En este método

para propósito de simplificación y poderse llevar a cabo se hacen las siguientes consideraciones:

1.- El número de moles de vapor que asciende por la columna es constante sólo cambia en el plato de alimentación.

2.- La alimentación entra a la columna a una temperatura igual a la del líquido que está en el plato de alimentación.

3.- La composición del destilado es la misma que la del vapor del plato superior.

Las ecuaciones aplicadas para el método de McCABE & THIELE son la (II, 69) y (II, 74) que se aplican también en la Lewis & Matheson, junto con la constante de equilibrio (I, 1).

Para simplificar, manejando (II, 69), tendremos:

$$y_{m+1} = \frac{L}{L+D} x_m + \frac{D}{L+D} x_D$$

si

$$A = \frac{L}{L+D} \quad ; \quad C = \frac{D}{L+D} x_D$$

entonces

$$y_{m+1} = A x_m + C \quad \text{(III, 30)}$$

y con (II, 74)

$$x_{m-1} = \frac{\bar{L}-B}{\bar{L}} y_m + \frac{B}{\bar{L}} x_0$$

$$\bar{L} = F_2 + L \quad ; \quad B = F - D$$

$$\bar{L} - B = L + D \quad (\text{III, 31})$$

(III, 4) en (II, 74) da;

si

$$\chi_{m-1} = \frac{L+D}{L+F} y_m + \frac{F-D}{L+F} \chi_s$$

entonces

$$\bar{A} = \frac{L-D}{L+F} \quad \bar{C} = \frac{F-D}{L+F} \chi_s$$

$$\chi_{m-1} = \bar{A} y_m + \bar{C} \quad (\text{III, 32})$$

Procedimiento.- Se grafica la curva de equilibrio en una gráfica x contra y , puesto que el condensador usado es simple y y_1 , que es la concentración de vapor del plato superior es igual a x_p , la composición del producto es por lo tanto conocida. - De aquí que la composición del líquido en el plato superior, x_1 pueda ser leída de la curva de equilibrio puesto que ésta, está representada por la abscisa del punto sobre la curva que tiene ordenada y_1 .

Los coeficientes A y C de la ecuación (III, 30), - se calculan con X_d y L . Si la ecuación se escribe como

$$y_2 = A x_1 + C$$

y si se conocen los valores de A , C y K , se puede calcular el valor Y_2 que es la composición del vapor que sale del plato 2 con Y_2 , X_2 se substituye en la ecuación $Y_3 = AX_2 + C$ determinándose Y_3 .

El proceso se repite plato por plato, hasta cruzar la línea de alimentación cuya pendiente es función de las condiciones técnicas de la alimentación. Los mismos pasos se repiten para la zona de agotamiento, empleando la ecuación (II, 5) y la constante de equilibrio del sistema binario.

RESUMEN.- De lo anterior se puede deducir que son dos los elementos necesarios para el McCABE & THIELE: Un balance de materia para cada plato y la constante de equilibrio. Por lo tanto si para los balances de materia el sistema multicomponente se puede reducir a un binario y si se puede usar una constante de equilibrio representativa del multicomponente el sistema se puede resolver por el método gráfico para mezclas binarias de McCABE & THIELE.

Como ya se indicó al principio de este capítulo usando el concepto de clave efectivo, el problema de los balances de materia del sistema multicompo-

nente, queda resuelto, restando únicamente obtener una constante de equilibrio representativa del sistema.

El método para obtener una volatilidad relativa representativa del sistema se describe en los siguientes pasos:

1.- En la gráfica $\log (d/b)$ vs. $\log \alpha$ se entra en el valor $\log (d/b)$, de los productos equivalentes, leyéndose los valores de $\log \alpha$, para el ligero y para el pesado.

2.- La volatilidad relativa representativa se obtiene dividiendo la volatilidad relativa del clave ligero entre la del clave pesado.

Para obtener la curva de equilibrio X vs Y se emplea la siguiente ecuación:

$$y = \frac{\alpha \chi}{1 + (\alpha - 1) \chi} \quad (\text{III, 33})$$

donde α es la volatilidad relativa representativa. La curva de equilibrio obtenida por el método anterior es representativa del sistema multicomponente en un sistema binario, por lo tanto puesto que se tienen dos "componentes" claves, sus cantidades y composiciones en el destilado y en el residuo, y la curva de equilibrio "representativa"

se puede determinar el número de etapas ideales a un reflujo dado, aplicando el método de MCCABE & THIELE.

Resumiendo en pasos el método binario equivalente del multicomponente, tendremos:

- 1.- Calcular el split entre los no claves, (de la gráfica $\log d/b$ vs. $\log q$).
- 2.- Determinar los valores críticos de $\log (d/b)$ para el clave ligero y clave pesado.
- 3.- Obtener los claves efectivos.
- 4.- Calcular las composiciones de: alimentación, destilado y residuo equivalentes; y el de q .
- 5.- Calcular el valor de $\log q$ (para obtener la curva de equilibrio).
- 6.- Con los resultados de los dos últimos pasos, se procede con el método de MCCABE & THIELE, para obtener el número de etapas en equilibrio a un reflujo dado.
- 7.- Calcular el valor del reflujo, al cual debe operar la columna multicomponente.

EjemPlo:

Resolver el problema planteado en el libro de Van Winkle, aplicando el método propuesto, con los siguientes datos:

	F_i	K_i	D	B
i-C ₄	6	2.15		
n-C ₄	17	1.70	16.15	0.85
i-C ₅	32	0.835	1.6	30.40
n-C ₅	45	0.70		

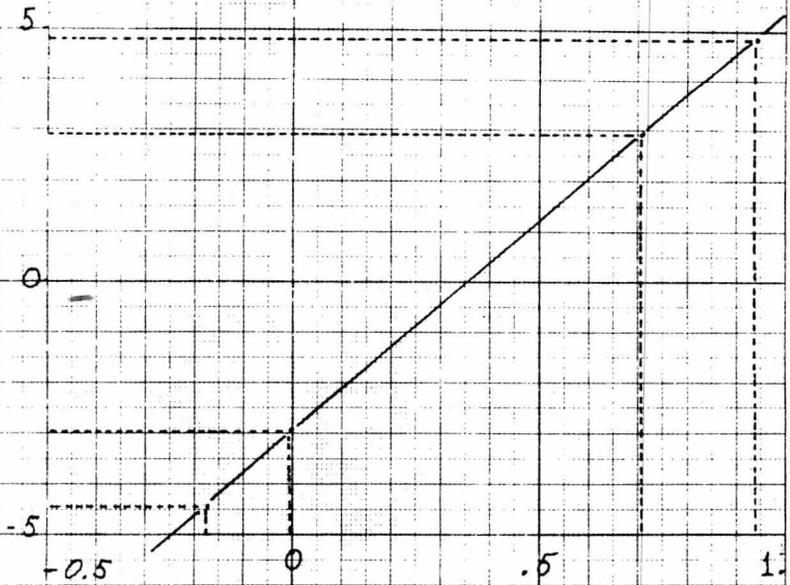
1.- Cálculo del "split" entre los componentes no claves (gráfica $\log \alpha$ vs $\log (d/b)$).

	$\ln \alpha$	$\ln (d/b)$	d_i	b_i
i-C ₄	0.9454	4.8919	5.95	0.05
n-C ₄	0.7105	2.9444	16.15	0.85
i-C ₅	0.0	-2.9444	1.6	30.40
n-C ₅	-0.1767	-4.4093	0.5	44.5

2.- Cálculo de los valores críticos.

$$\begin{aligned} \ln (d/b)_{el} &= 2.9444 + 0.7(2.9444 - [-2.9444]) \\ &= 7.0666 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln (d/b)_{eH} &= -2.9444 - 0.7(2.9444 - [-2.9444]) \\ &= -7.0666 \end{aligned}$$



3.- Determinar las porciones claves. Comparando - los valores de $\ln(d/b)$, con los valores críticos se observa que todos los componentes están dentro del intervalo de los valores críticos, por lo cual, el clave efectivo ligero estará formado por el componente clave y los componentes más ligeros a este, y el clave efectivo pesado, estará formado por el componente clave pesado y los más pesados (en este caso en particular, los claves efectivos estarán formados por dos componentes).

	d_i	b_i
c_1	5.95	0.05
c_2	<u>16.15</u>	<u>0.85</u>
	22.10	0.90

	b_i	d_i
c_3	30.40	1.6
c_4	<u>44.5</u>	<u>0.5</u>
	74.90	2.1

$$\left(\frac{d}{b}\right)_{CEH} = 24.55 ; \left(\frac{d}{b}\right)_{CEH} = 0.028$$

4.- Cálculo de la composición de los productos -- equivalentes.

$$\chi_d = \frac{d_{cl}}{d_{cl} + d_{ch}} = 0.9117$$

$$\chi_b = \frac{b_{cl}}{b_{cl} + b_{ch}} = 0.0118$$

$$\chi_F = \frac{f_{cl}}{f_{cl} + f_{ch}} = 0.23$$

$$q = \frac{100 - 0.0 - 0.0}{100} = 1.$$

5.- Calcular el valor de α . Con los nuevos valores de (d/b) para los dos claves efectivos, se obtiene su volatilidad relativa (de la gráfica \ln vs \ln (d/b) dando los siguientes resultados:

$$\alpha_{cl} = 2.10$$

$$\alpha_{ch} = 0.929$$

La volatilidad relativa efectiva, es el cociente de los valores anteriores, con lo que se tiene:

$$\alpha_E = \frac{2.10}{0.929} = 2.26$$

La curva de equilibrio se obtiene con la siguiente ecuación:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

Con los resultados de los resultados anteriores se procede con el método de McCabe & THIELE, para determinar el número de etapas en equilibrio a un reflujo dado.

Del diagrama se lee y_m para obtener R_m .

La pendiente de la línea q estará dada por:

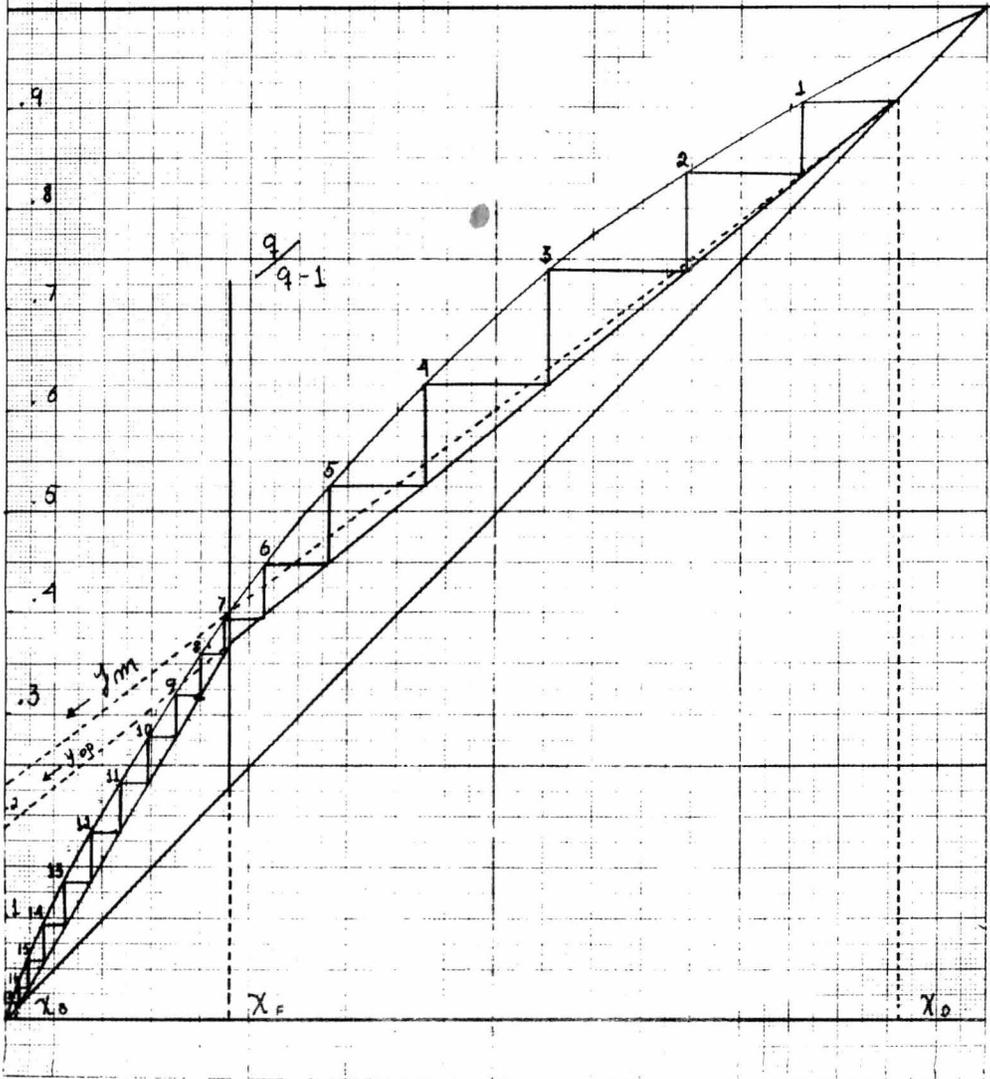
$$\frac{q}{q-1} = \frac{1}{1-1} = \infty$$

$$y_m = \frac{x_0}{R_m + 1} \quad \therefore \quad R_m = \frac{x_0}{y_m} - 1$$

$$R_m = \frac{0.9117}{0.23} - 1 = 2.96$$

$$R_{op} = R_m \times \text{cte} = 2.96 \times 1.3 = 3.853$$

$$y_{op} = \frac{0.9117}{3.853 + 1.0} = 0.1878$$



Con todos los elementos necesarios para el método de McCABE & THIELE, se procede a determinar el número de etapas ideales, dando los siguientes resultados:

Número de platos = 17.

Plato de alimentación = 7.

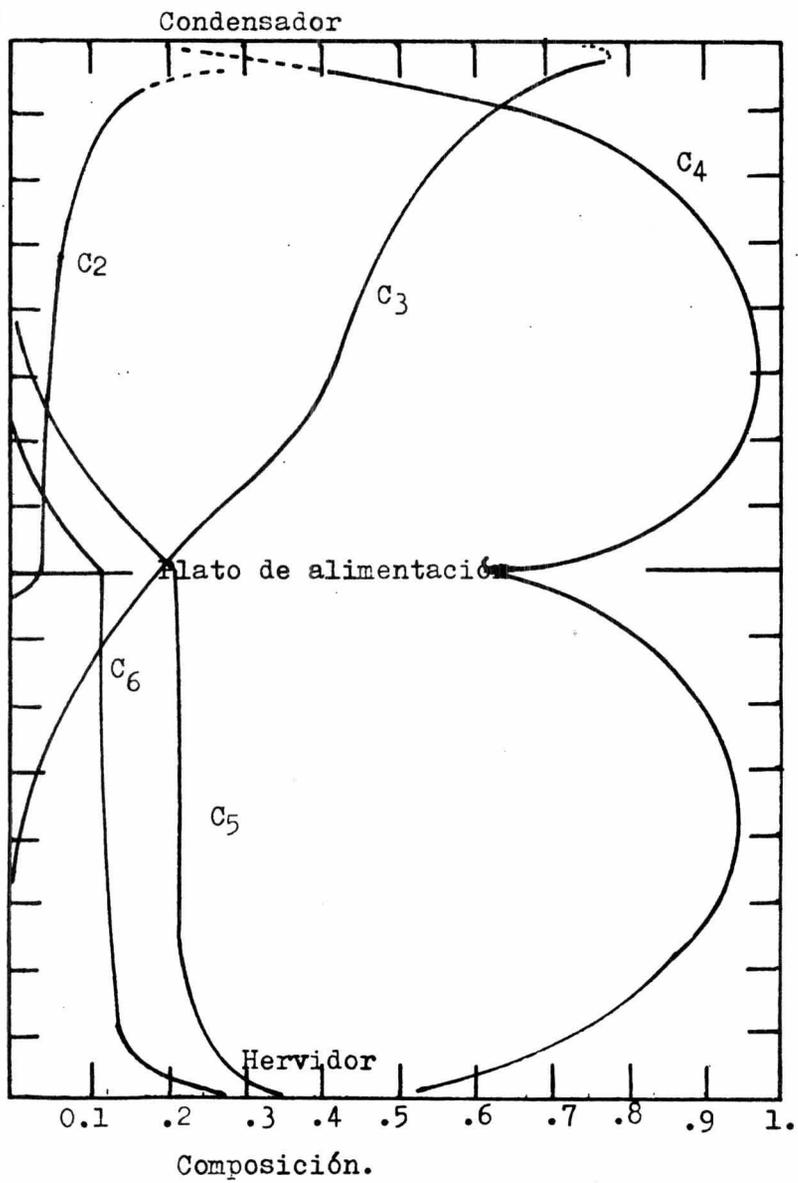


Fig. 8

IV.- APLICACION DEL METODO DEL EQUIVALENTE BINARIO.

DESCRIPCION.- El método empleado en el capítulo anterior para resolver problemas de destilación multicomponente, también se puede emplear analíticamente, es decir empleando las ecuaciones, esto es, una ventaja porque de esta forma se obtienen resultados más exactos.

En el presente capítulo el método propuesto, se empleó para aplicarse a través de computadoras, con lo que además de exactitud, se redujo el tiempo de cálculo.

Se elaboró un programa que efectuara todos los cálculos descritos en el capítulo anterior. Los cuales se pueden agrupar en tres grandes grupos. El primero, efectúa el cálculo de la constante de equilibrio (siendo este optativo).

El segundo, "reduce" el sistema multicomponente a un sistema equivalente binario.

El último grupo, toma los resultados del segundo grupo y efectúa el cálculo de las etapas en equilibrio, empleando el método gráfico de McCABE & THIELE.

Este último grupo se elaboró de tal manera que efectuara dos tipos de cálculo, los cálculos de un LEWIS & MATHESON, que son los que se siguen en el

método gráfico de McCABE & THIELE, y también unos cálculos equivalentes a un THIELE & GEDDES, en los cuales se obtuviera como resultado el número de platos para una separación dada, esto se basa en el método gráfico de McCABE & THIELE.

El programa trabaja en base a subrutinas debido a que muchos de los cálculos son repetitivos como los tanteos para encontrar el valor de K en el método de Chao & Seader y el escalonamiento en el método de McCABE & THIELE.

Una de las principales dificultades que se tuvo que vencer, en la aplicación del método a través de una computadora, fue la de resolver el método gráfico de McCABE & THIELE, de tal manera que conservara sus características gráficas, es decir -- que trabajara con los elementos del método gráfico: la curva de equilibrio, la línea q, la línea de operación de rectificación y la de agotamiento. Los elementos anteriores son representativos de un sistema multicomponente a un binario equivalente como se mostró en el capítulo anterior.

De los elementos mencionados el que más problemas planteó fue la línea q, debido a que la "q" debería ser también equivalente binaria, el problema-

se salvó efectuando un flash isotérmico de la alimentación equivalente binaria, deteniéndose las cantidades de vapor y líquido en la alimentación, siendo ésta última la empleada para detener la -- "línea q".

Los otros elementos se obtuvieron aplicando las ecuaciones para los componentes equivalentes binarios.

El reflujo mínimo se obtiene también gráficamente, es decir, determinando la ordenada al origen de la línea de operación para la zona de rectificación y despejando su valor, modificándolo con el del reflujo de operación para fijar la intersección de la línea mencionada, con la línea "q", una vez fijadas las líneas de operación se procede al escalonamiento.

El escalonamiento se hace de la misma forma que en el método gráfico; empezando con el valor de la composición del ligero en el destilado, se encuentra la intersección de su proyección sobre el eje de las "y", en la curva de equilibrio, y la proyección de este punto de intersección sobre el eje de la "x", hasta que cruce con la línea de operación, repitiéndose este paso, primero hasta --

que cruce el punto de la composición de alimentación donde el valor de la línea de operación cambia y por último hasta cruzar el valor de la composición del ligero en el residuo.

Una de las principales ventajas que tiene el método propuesto, es la de que a través de él se obtienen elementos que se aplican no sólo al binario equivalente, sino también al sistema multicomponente, como por ejemplo el número de platos. - Uno de los resultados obtenidos por el binario equivalente que tiene que recalcularse para ser aplicado en el sistema multicomponente, es el reflujo mínimo, debido a que el obtenido para el binario trabaja con los flujos equivalentes que no son representativos del sistema multicomponente. Uno de los últimos cambios que se le hicieron al programa fue para poderlo emplear en la determinación de la separación que puede hacerse en una torre ya existente, esto se pudo efectuar debido a la gran velocidad de cálculo de las computadoras, porque la determinación de la separación se lleva a cabo, tanteando con diferentes "split" y haciendo todos los cálculos indicados anteriormente hasta que el número de platos calculados por el método

do es igual al número de platos propuestos.

OPERACION DEL PROGRAMA.- El programa básicamente efectúa los siguientes pasos:

- 1.- Calcular la separación entre los componentes- no claves (método de Hengstebeck).
- 2.- Calcula los valores $\log (d/b)$ críticos, para los claves.
- 3.- Determina las porciones claves efectivas.
- 4.- Obtiene la curva de equilibrio.
- 5.- Determina el reflujo mínimo equivalente binario, y el número de etapas en equilibrio. (método de McCabe & Thiele).
- 6.- Calcula el reflujo mínimo multicomponente.

El programa tiene posibilidad de ser manejado de dos formas, una para obtener el número de platos- necesarios en un split dado y la otra dar la separación que puede efectuarse con una columna existente, es decir fijando el número de platos..

Para las dos formas mencionadas el programa tiene tres opciones para obtener el valor de .

El programa tiene tres opciones para obtener los- valores de .

- 1.- Calcular los valores de K (método de CHAO & - BRADY, sólo para hidrógeno y componentes del pe-

tróleo.

2.- Leer los valores de K .

3.- Leer los valores de .

LOS DATOS NECESARIOS EN LA OPCION 1 SON: (ver capítulo I, d).

a).- Número de componentes, números de los claves, (numerando a los componentes en orden descendiente a su volatilidad relativa).

b).- Reflujo de operación (veces el reflujo mínimo).

c).- Para cada componente: grados API, composición en la alimentación, temperatura crítica y presión crítica.

d).- Cantidad deseada del pesado en: destilado y residuo.

e).- Cantidad deseada del ligero en: destilado y residuo.

PARA LA OPCION 2 LOS DATOS NECESARIOS SON:

a).- Número de componentes, números de los claves.

b).- Reflujo de operación.

c).- Valores de K .

d).- Nombre de los componentes.

e).- Composición de la alimentación.

d).- Cantidad deseada del pesado en destilado y -

residuo.

g).- Cantidad deseada del ligero en destilado y -
residuo.

PARA LA OPCION 3:

a).- Número de componentes, números de los cla---
ves.

b).- Reflujo de operación.

c).- Nombres de los componentes.

d).- Composición de la alimentación.

e).- Valores de .

f).- Cantidad deseada del pesado en destilado y -
residuo.

g).- Cantidad deseada del ligero en destilado y -
residuo.

Con los anteriores datos el programa da los si---
guientes resultados:

a).- Cantidad de cada componente en el destilado-
y el residuo.

b).- Los valores de $\log (d/b)$ críticos.

c).- Para el equivalente binario:

1.- Volatilidades relativas.

2.- Alimentaciones.

3.- Destilado.

4.- Residuo.

- 5.- La curva de equilibrio K vs Y .
- 6.- Valor de q .
- 7.- Composición del ligero en el líquido en cada plato.
- 8.- Reflujo mínimo.
- 9.- Reflujo de Operación.
- d).- Número de etapas en equilibrio.
- e).- Plato de alimentación.
- f).- Reflujo de operación para el sistema multicomponente.

Además, en la opción 1, los valores calculados de K .

COMPARACIONES.- Para determinar la validez de los resultados obtenidos por el método propuesto, se tomaron problemas resueltos en la literatura (1,5, 18, 19), resolviéndose con el programa ya descrito, los resultados obtenidos son bastante próximos a los de la literatura.

El primer problema se tomó del libro de Van Winkle (1), se trabajó con la opción 2 del programa, los resultados obtenidos se comparan en el siguiente cuadro.

Dato	Cortos	Sorel	Lewis & Ma.	Thiele & Gedd.	Propuesto
D	0.2429	0.2441	0.2431	0.2431	24.2460
i-C ₄	0.2450	0.2451	0.2461	0.2461	0.2456
C ₄	0.6650	0.6625	0.6677	0.6673	0.6673
i-C ₅	0.0659	0.0637	0.0607	0.0594	0.0660
C ₅	0.0242	0.0284	0.0260	0.0257	0.0223
B	0.7571	0.7559	0.7569	0.7569	75.7537
i-C ₄	0.0006	0.0002	0.0002	0.0002	0.0006
C ₄	0.0112	0.0109	0.0101	0.0103	0.0112
l-C ₅	0.4022	0.4027	0.4035	0.4037	0.4013
C ₅	0.5860	0.5861	0.5862	0.5863	0.5869
L/D	3.65	3.70	3.70	3.70	5.73
No. de platos	16.5	19	18	18	17
Plato de alim.	6.9	6	6	6	8

El segundo problema se tomó del libro de Smith -- (5), éste problema a diferencia del primer cálculo el "split" obtenido en una torre existente, el programa trabajo en la opción 1.

	Dato	Propuesto	Smith
X_D	C_3	.1106	.102
X_D	$i-C_4$.3296	.296
X_D	$n-C_4$.5090	.481
X_D	$l-C_5$.0354	.070
X_D	$n-C_5$.0157	.051
X_B	C_3	.000	.0
X_B	$i-C_4$.0023	.01
X_B	$n-C_4$.0365	.029
X_B	$i-C_5$.3357	.325
X_B	$n-C_5$.6256	.636
No.de platos		11	11
Plato de aliment.		6	6
R		2.578	2.578

El tercer problema se tomó del libro de Holland - (18), se trabajó con la opción 1 del programa, -- los resultados obtenidos se comparan en el siguiente cuadro:

	Dato	Holland	Propuesto
X_D	C_3	0.1021	0.1107
X_D	$i-C_4$	0.2997	0.3295
X_D	$n-C_4$	0.4720	0.5094
X_D	$i-C_5$	0.0727	0.0354
X_D	$n-C_5$	0.0533	0.0149
X_B	C_3	0.00005	0.0000
X_B	$i-C_4$	0.00647	0.0022
X_B	$n-C_4$	0.0371	0.0365
X_B	$i-C_5$	0.3219	0.3355
X_B	$n-C_5$	0.6343	0.6259
D		48.94	45.149
B		51.06	54.851
R		2.58	2.58
No. de platos		11	11
Plato de aliment.		6	6

El cuarto problema resuelto se tomó del libro de Ludwid (19), el programa trabajó con la opción 3, los resultados obtenidos se comparan en los siguientes cuadros:

	Dato	Ludwid	Propuesto
X_D	A	0.9994	0.9988
X_D	B	0.0005	0.0011
X_D	C	0.0001	0.0001
X_D	D	0.00	0.00
X_D	E	0.00	0.00
X_B	A	0.01	0.01
X_B	B	0.101	0.1002
X_B	C	0.66	0.6603
X_B	D	0.114	0.1139
X_B	E	0.114	0.1157

Dato	Ackerd & Wade	Propuesto	Underwood
No. de platos	21	17	17
Plato de aliment.	11	11	10
R	3	3	4

V.- CONCLUSIONES.

Con los resultados obtenidos por el método propuesto, se puede observar que son muy próximos a los resultados que se obtienen por otros métodos que implican tediosos cálculos.

El método tiene una ventaja sobre los otros métodos, no implica tanteos, por lo que el cálculo es directo, reduciéndose de esta manera considerablemente el tiempo de cálculo.

Si se desea un cálculo rápido, para la determinación de una torre de destilación multicomponente, el método propuesto demostró ser un medio muy eficaz debido a que el tiempo de cálculo no excede de una hora (efectuándose los cálculos a mano).

En los cálculos de destilación, uno de los factores que más influencia tiene, es la eficiencia, corrigiendo algunas veces el resultado obtenido hasta en un 50%, con lo que se hace evidente que si el valor de la eficiencia, no es determinado con la misma exactitud que la empleada para determinar el número de platos, el cálculo de estos, no es de gran importancia, en lo que a exactitud se refiere; ahora bien, los métodos para determinar dicho factor de eficiencia, no son del todo confiables, recurriéndose muchas veces a valores-

empíricos para este factor, perdiéndose la exactitud aplicada en la determinación de etapas ideales. Uno de los objetivos de este trabajo, es el de — plantear un método de fácil asimilación, para encarar los problemas en destilación multicomponente a nivel académico, puesto que el método propuesto, emplea los conceptos básicos de la destilación binaria y bien puede ser una secuencia lógica para cubrir esta importante operación unitaria, a nivel industrial.

A P E N D I C E .

```

C      /
C
C      0000
C      0000
C      *****
C      *****
C      0000
C      EL PROGRAMA PUEDE TRABAJAR DOS OPCIONES GENERALES DE CALCULO:
C      0- PARA OBTENER NUMERO DE PLATOS A UN SPLIT DADO.
C      0000
C      2- DETERMINAR EL SPLIT QUE SE OBTIENE PARA UN NUMERO DE PLATOS
C      DADOS.
C      0000
C      EL PROGRAMA TIENE TRES OPCIONES DE CALCULO:PARA ALFA.
C      0000
C      1- CALCULAR LOS VALORES DE K (METOD) DE CHAO SEADER)
C      0000
C      2- LEER LOS VALORES DE K.
C      0000
C      3- LEER LOS VALORES DE ALFA.
C      0000
C      EN LA OPCION 1 PUEDE CALCULAR:
C      A) LA TEMPERATURA DE BURBUJA
C      0000
C      B) LA TEMPERATURA DE RUCIO
C      0000
C      C) LA PRESION DE BURBUJA.
C      0000
C      D) LA PRESION DE RUCIO.
C      0000
C      E) FLASH ISOTERMICO.
C      0000
C      DATOS QUE DEBEN ALIMENTARSE
C      0000
C      1- TIPO DE OPCION( CALCULO DE ALFA ).
C      0000
C      TIPO DE OPCION( CALCULO GENERAL ).
C      0000
C      2- NUMERO DE COMPONENTES, NUMERO DEL PESADO, NUMERO DEL LIGERO.
C      0000
C      3- REFLUJO DE OPERACION (VECES REFLUJO MINIMO).
C      0000
C      0000
C      DATOS QUE DEBEN ALIMENTARSE PARA LA OPCION 1:
C      0000
C      TEMPERATURA Y PRESION.
C      0000
C      NUMERO DEL COMPONENTE, GRADOS API, COMPOSICION EN LA ALIMENTACION,
C      0000
C      TEMPRATURA CRITICA Y PRESION CRITICA PARA CADA COMPONENTE.
C      0000
C      TIPO DE CALCULO DESEADO.
C      0000
C      CANTIDADES DEL PESADO EN: DESTILADO Y RESIDUO,CANTIDADES DEL LIGERO
C      0000
C      EN : DESTILADO Y RESIDUO.
C      0000
C
C      FONDOS
C      0000
C      PARA LA OPCION 2:
C      0000
C      NOMBRES DE LOS COMPONENTES.
C      0000
C      CONSTANTES DE EQUILIBRIO.
C      0000
C      ALIMENTACIONES.
C      0000
C      CANTIDADES DEL PESADO EN: DESTILADO Y RESIDUO,CANTIDADES DEL LIGERO
C      0000
C      EN : DESTILADO Y RESIDUO.
C      0000
C      0000
C      PARA LA OPCION 3 :
C      0000
C      NOMBRES DE LOS COMPONENTES.
C      0000
C      NUMERO DE COMPONENTES,NUMERO DEL PESADO,NUMERO DEL LIGERO
C      0000
C      NOMBRES DE LOS COMPONENTES
C      0000
C      ALIMENTACIONES,VOLATILIDADES,CANTIDADES DEL PESADO EN:
C      0000
C      DESTILADO Y RESIDUO,CANTIDADES DEL LIGERO EN: DESTILA-
C      0000
C      DO Y RESIDUO
C      0000
C      0000
C      SIGNIFICADO DE LAS VARIABLES USADAS: IFORMA = TIPO DE OPCION, (ALFA)
C      0000
C      NAME.PROBLE = NOMBRE DEL PROBLEMA,NTIPO=TIPO DE OPCION GRAL.
C      0000
C      NCOMP= NO COMPONENTES, NNL=NUMERO DEL LIGERO Y PESADO, VRM=REF MIN
C      0000
C      LVM=FACTOR ACENTRICO,DEL,DEL=PARAMETRO DE SOLUBILIDAD,LV,V=VOLUMEN
C      0000
C      Molar LIQUIDO, LPM,PM=PEMO MOLECULAR, COM=NOMBRE DE LOS COMPONENTES
C      0000
C      AA=CONSTANTES DEL COEFICIENTE DE FUGACIDAD, I=SUBINDICE, P=PRE-
C      0000
C      SION, T=TEMPERATURA, APA=GRADOS API, XL=COMP. LIQUIDO, XV=COMP.VAPOR
C      0000
C      XF=COMP.ALIMENTACION, SG=SPECIFIC GRAVITY, VC=VOLUMEN CRITICO, ITCAL
C      0000
C      TIPO DE CALCULO EN OPCION 1,Z=CANT.ALIMENTACION, L=CANT.LIQUIDA, VV=
C      0000
C      CANTIDAD VAPOR, PC=PRESION CRITICA, TC=TEMP.CRITICA, EQK=CTE.EQUIL.
C      0000
    
```

```

C RY=VOLATILITAT RELATI A DEFICIT. DESTILAB: J=CONT.RESIDUJ, FRAC=FRA J000
C CUIH VAPORIZATA SA=VALOR SA=14 CALOROS DE K, G=VALOR NU CAL.DE K J000
C PAI=ALP PAI CAL.DE K J000
C J000
C***** J000

```

```

F
FILE 1=DATOSCHAMSEA, UNITE=DISK, RECORD=14 J000
FILE 6=DESCRIBE, UNITE=PRINTER J000
DIMENSION I(50), LDEL(50), LV(50), LPH(50), API(50), EwK(50) J000
1, VV(50), TC(50), XL(50), XV(50), XF(50), VK(50), RE(50), J000
2 XLL(50), XVV(50), Z(50), L(50), XVI(50) J000
3, COM(50), RV(50), I(20), B(20), F(50) J000
REAL LPHDEL, LV, LPH, I, J, L J000
COMMON TC(50), PC(20), VC(50), V(50), AVH(50), BV(50), CVH(50), PH(50) J000
1, DEL(50), SG(50), AA(3,10), IJ(50), H(20), X(21), Y(21) J000
READ(5,56) IFORMA J000

READ(5,98) NA, ME, PROBLE1, RESI, VER, EJE1 J000
WRITE(6,99) NA, ME, PROD, LEM, RESI, VER, EJEH J000
READ(5,57) MTIPD, WRITE(6,34) IFORMA J000
IF(MTIPD.EQ.1) WRITE(6,7) J000
READ(5,57) NCOMP, NI, NL J000
READ(5,93) Q, VR J000
READ(5,60) RLR, VR, ALA, VA J000
IF(IFORMA.EQ.1) GO TO 201 J000
IF(IFORMA.EQ.2) GO TO 202 J000
GO TO 204 J000
201 WRITE(6,45) J000
DO 100 I = 1,46,2 J000
J = I + 1 J000
100 READ(1,2) (LV(I), LDEL(I), LV(J), LPH(I), LPH(J), LDEL(J), LV(J), LPH(J) J000
1) J000
DO 103 I = 1,45 J000
103 READ(1,5) COM(I) J000
DO 1414 I = 1,46 J000
1414 WRITE(6,12) (I, COM(I), L(I), LDEL(I), LV(I), LPH(I)) J000
WRITE(6,46) J000
DO 104 I = 1,10,2 J000
K = I + 1 J000
104 READ(1,4) (AA(1,I), AA(2,I), AA(3,I), AA(1,K), AA(2,K), AA(3,K)) J000
DO 1104 I = 1,10 J000
1104 WRITE(6,15) (I-1, AA(1,I), AA(2,I), AA(3,I)) J000
WRITE(6,55) J000
C PARA LEER NO COMP. CDLU MA 11-12, TEMP. 13-27, PRESIO 33-42 J000
READ(5,1) NCOMP, T, P J000
WRITE(6,41) NCOMP, T, P J000
DO 102 I = 1, NCOMP J000
READ(5,3) INDI, API(INDI), XI(INDI), XV(INDI), XF(INDI) J000
1 TC(INDI), PC(INDI) J000
WRITE(6,43) INDI, CVH(INDI), API(INDI), XL(INDI), XV(INDI), J000
1 XF(INDI) J000
II = I + 1 J000
SG(I) = 141.5 / (API(I) + 131.5) J000
VC(I) = (21.75 + TC(I)) / PC(I) J000
VI = PH(I) / (0.9997 + SG(I)) J000
AVH(I) = VI / (5.7 + 1610.07 / TC(I)) J000
BVH(I) = 0.0 J000
CVH(I) = 0.0 J000

```

```

V (T) = 1 V ( T )
DEL (T) = L*VL ( I )
W(I) = LW( T )
PM(T) = LP*V ( T )
102 I = IT
IK = 1.
READ (5,12) ITCAL
WRITE (6,1) ITCAL
WRITE (6,55)
PA = P ; TA = T
C
C LLAMA A LA SUBROUTINA PARA CALCULAR LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO Y EL
C FLASH DEL SISTEMA MULTICOMPONENTE
CALL IRYR ( IA, PA, Z, L, VV, XV, FRAC, XL, XV, XF, NCOMP, ITCAL,
I EQK )
WRITE (6,27)
DO 1515 I = 1, NCOMP
II = I ; T = IND(I)
1515 WRITE (6,29) ( I, XL(I), XV(I), EQK(I) )
1515 I = II
DO 110 I = 1, NCOMP
II = I ; T = IND(I)
600 WRITE (6,23) I, CCI(I), API(I), XL(I), XV(I), XF(I)
WRITE (6,22) Z(I), L(I), VV(I)
110 I = IT
DO 199 I = 1, NCOMP
EQK(I) = EQK(IND(I))
COM(I) = COM( IND(I) )
199 Z(I) = Z(IND(I))
GO TO 203
202 READ (5,58) ( EQK(I), I = 1, NCOMP )
READ(5,70) ( COM(I), I = 1, NCOMP )
READ(5,69) ( Z(I), I = 1, NCOMP )
203 DO 105 I = 1, NCOMP
105 RV(I) = EQK(I) / EQK(NH)
READ (5,69) ( D(NH), D(NH), D(NL), B(NL) )
GO TO 205
204 READ(5,70) ( COM(I), I = 1, NCOMP )
READ(5,69) ( C(I), I = 1, NCOMP ), ( RV(I), I = 1, NCOMP ), D(NH), B(NH), D(NL),
1 B(NL)
205 CONTINUE
IF ( IFORMA .EQ. 1 ) GO TO 221
DO 1002 I = 1, NCOMP
1002 XF(I) = Z(I) / 100.0
221 CONTINUE
IF ( NTIOP .EQ. 0 ) GO TO 210
DO 208 I = 1, NCOMP
RE(T) = RV(T)
208 F(I) = Z(T)
READ ( 5,57 ) PLATJS
WRITE (6,7) PLATJS
DO 206 SPLIT = 0.5, 0.99, 0.02
J(NL) = SPLIT * Z(NL) ; B(NL) = Z(NL) - D(NL)
B(NH) = SPLIT * Z(NH) ; D(NH) = Z(NH) - B(NH)
WRITE (6,55)
WRITE (6,55)
WRITE (6,26) SPLIT
210 CONTINUE
IF ( D .NE. 0.0 ) GO TO 219
222 CONTINUE

```

```

C   CHECA SI EXISTE EL FLUJO EN LA RESOLA MULTICOMPONENTE          J001
  SJFLA = 1.0 ; SJFLB = 0.0          J001
  DO 220 I = 1, NCOMP                J001
    SJFLA = SJFLA + (Z(I) / EQ(I))    J001
220 SJFLB = SJFLB + (Z(I) / EQ(I))    J001
    IF ( SJFLA .LT. 100.0 ) GO TO 210 J001
    IF ( SJFLB .LT. 100.0 ) GO TO 217 J001
    GO TO 213                          J001

C   SI LA ALIMENTACION ESTA ABAJO DEL PUNTO DE BURBUJA, SE PASA EL  J001
C   MANDO A 3, SI LA ALIMENTACION ESTA ARRIBA DEL PUNTO DE BUJIO, EL MAND  J001
C   SE PASA A 2, SI HAY FLESA SE VA A 4, DONDE A 0 SE LE ASIGNA UN  J001
C   VALOR DE EFICIENCIA.          J001
216 WRITE (6,90) I, J = 1.0 ; GO TO 219 J001
217 WRITE (6,90) I, J = 0.0 ; GO TO 219 J001
218 Q = 0.5                          J001
    IF (IFORMA .EQ. 1) GO TO 213       J001
    IF (IFORMA .EQ. 2) OR (IFORMA .EQ. 3) GO TO 214 J001
213 SFE = 0.0 ; LIQ = 0.0 ; VAP = 0.0 J001
    DO 219 I = 1, NCOMP                J001
    SFE = SFE + Z(I) ; VAP = VAP + Z(I) J001
212 LIQ = LIQ + L(I)                  J001
    GO TO 215                          J001
214 CALL NEUTRO ( NL,API, EQK, XF, FEL, NCOMP ) J001
    LIQ = ( LIQ - FEL ) + 100.         J001
215 CONTINUE                          J001
219 CONTINUE                          J001
    CALL ESCABE ( NCOMP, N4,NL,COMP,VR, EQK,OB,BO,VRM,Z,CON,LIQ, J002
1   ZLR,VR,ALAP,AX )                 J002
    IF ( NTPIN .EQ. 0 ) GO TO 207       J002
    IF ( CON .LT. PLATOS ) GO TO 112   J002
    IF ( CON .EQ. PLATOS ) GO TO 207   J002
    WRITE (6,9) I, GO TO 207           J002
112 CONTINUE                          J002
    DO 209 I = 1, NCOMP                J002
    RV(I) = RF(I)                      J002
209 Z(I) = F(I)                       J002
206 CONTINUE                          J002
    WRITE (6,6)                        J002
    WRITE (6,5) PLATOS, SPLIT          J002
207 CONTINUE                          J002
1   FORMAT (10X,12,4(5X,F10.5),3X)     J002
2   FORMAT ( 9(2X,F 9.4) )             J002
3   FORMAT ( 3X, 15,2X,F7.2, 3(2X,F5.3),2(2X,F10.5) ) J002
4   FORMAT ( 1X,9F9.6,7X )            J002
5   FORMAT (10(2X,A6) )                J002
6   FORMAT ( ///,10X," NO HAY CONVERGENCIA CON LOS SPLIT PARA LA TORRE J002
1 " )                                  J002
7   FORMAT ( ///,10X," SE VA HA CALCULAR EL SPLIT. " , /// ) J002
8   FORMAT(///,10X," EN ESTA TORRE NO SE PUEDE HACER EL SPLIT INDICADO J002
1 " )                                  J002
9   FORMAT (5X,12,2(10X,F10.5), 10X,F10.6 ) J002
12  FORMAT (10X,12,4X,A6,5X,F6.4,3(4X,F6.2) ) J002
15  FORMAT (10X,"A("I1")",5X,3(5X,F9.6) ) J002
18  FORMAT ( 10Y," TEMPERATURA DE PUNTO DE ROCIO = " ,F9.4,/) J002
19  FORMAT (10X," TEMPERATURA DE PUNTO DE BURBUJA = " ,F9.4, /) J002
20  FORMAT ( "***** 5X " , F10.5 )    J002
22  FORMAT (5X,"F",9Y,"L",9X,"", // , 0(2X,F8.4) ) J002
41  FORMAT ( ///,5X,"NUMERO DE COMPONENTES = " ,I2,5X,"TEMPERATURA = " J002
1 ,F9.4, / ,5X,"PRESION = " ,F10.4,/// ) J002
43  FORMAT ( ///,5X,"COMPONENTE NUMERO " ,I5,2X,A6,5X,"API GRAVITY = " J002

```

```

1,F7.3,/,5Y,"XL = ",F5.3,5X,"XV = ",F5.3,"   XF = ",F5.3,///)      0002
45 FORMAT (////,10X,"CALCULO DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO VAPOR=LIQ 0002
10100,/,10,"POR EL METODO DE CHAU SEAJEN",////,5X,"TABLA 1- CON 0002
ESTANTES DE LOS COMPUESTOS Puros.",///,10X,"FACTOR ECCENTRICO PARA 0002
METRO DE SOLUBILIDAD/VOLUNE",/,10X,"MOLAR LIQUIDO PESO MOLECULAR. 0002
4",///,15X,"COMPONENTE",4X,"I",9X,"DEL",7X,"V",10X,"P",///)      0002
45 FORMAT (////,5X,"T BLA 2- VALORES DE A PARA EL CALCULO DEL COEFIC 0002
IENTE DE FUGACIDAD).",///,20X,"FLUIDOS SIMPLES",5X,"RETARD", 6X,"HI 0002
DROGENO",///)      0002
49 FORMAT ( "****",I2,5X,3(0X,F12.5),"****" )      0002
55 FORMAT ( 141 )      0002
56 FORMAT ( 104, I1 )      0002
57 FORMAT ( 3(15, I2))      0002
58 FORMAT ( 10F8.0 )      0002
69 FORMAT ( 9F10.1 )      0002
70 FORMAT ( 104 )      0002
83 FORMAT ( 2(10, F12.5 ) )      0002
84 FORMAT(//,10X," TIPO DE OPCION = ", I2,///)      0002
95 FORMAT (//,10X,"EL SPLIT QUE SE PUEDE OBTENER EN UNA TORRE DE ", 0002
113," PLATOS ES = " , F 10.6,///)      0002
86 FORMAT( //,10X," SPLIT = " , F7.4 ,///)      0002
87 FORMAT ( //,10X,"I",14X,"XL",19X,"XV",18X,"K",///)      0002
88 FORMAT ( 84X )      0002
89 FORMAT(//,10X,"LA ALIMENTACION ESTA ABAJO DEL PUNTO DE BURBUJA",//) 0002
90 FORMAT (//,10X,"LA ALIMENTACION ESTA ARRIBA DEL PUNTO DE RUCIO",//) 0002
STOP      0002
END      0002
F
F

```



```

      CHM1 = 1.0 - FRAC(I)
      DEN1 = FRAC * (FRAC(I) + EA-1.) + 1.0
      IF ( IAGUA .LE. 1 ) GO TO 1017
      IF ( S1MVA .GT. 7A ) DEN1 = FRAC * ( FRAC(I) - 1.0 ) + 1.0
1017  TEMX = YE (C) / DEN1
      IF ( ABS( TEMX - XLST ) - ( 0.001 * TEMX ) ) 1030,1030,1020
1020  ICHK = 2
1030  XLST = TEMX
      TEMY = XI (C) + FRAC(I)
      IF ( ABS( TEMY - XLST (I) ) - ( 0.001 * TEMY ) ) 1050,1050,1040
1040  ICHK = 2
1050  XVL(I) = TEMY
      SUM1 = S1M1 + TEMX
      SUMV1 = S1M1 + TEMY
      TEMX = TEMX * CHM1
      SUMA = S1M1 + TEMX
      DEN = FRAC(I) + EA - 1.0
      IF ( IAGUA .LE. 1 ) GO TO 1055
      IF ( S1MVA .GT. 7A ) DEN = FRAC(I) - 1
1055  CONTINUE
      I = II
1060  SUMR = S1M1 + TEMX + DEN / DEN1
      SUMA = S1M1 + YA
      GO TO ( 1090, 1070 ) , IFLGA
1070  GO TO ( 1080, 1100 ) , ICHK
1080  IF ( ABS(SUM1-1.) .LT. 0.05 .AND. ABS(SUMV1+YA-1.0) .LT. 0.05 ) GO TO
1 1290
1090  IK = 2
1100  GO TO ( 1110, 1150, 1190 ) , ITYPE
1110  GO TO ( 1120, 1130 ) , IFLGA
1120  IFLGA = 2
      SLST = SUMA
      TLST = FA
      TA = TA + 1.01
      GO TO 1250
1130  TZ = TA
      IF ( SLST - SUMA ) 1140, 1280, 1140
1140  CONTINUE
      IF ( YA .GT. SL .AND. ABS(SUMA) .LE. 0.001 ) GO TO 1290
      TA = TA - ( TLST - TA ) / ( SLST - SUMA ) * SUMA
      IF ( TA .LT. 0.50 ) PA = ( TZ + 250.0 ) * 0.5
      TLST = TZ
      SLST = SUMA
      GO TO 1250
1150  GO TO ( 1160, 1170 ) , IFLGA
1160  IFLGA = 2 ; SLST = SUMA ; PLST = ALG(PA) ; PA = PA * 1.01
      GO TO 1250
1170  PZ = ALG(PA)
      IF ( SLST - SUMA ) 1180, 1280, 1180
1180  CONTINUE
      IF ( YA .GT. SL .AND. SUMA .LE. 0.001 ) GO TO 1290
      PA = EXP ( 0.2 - ( PLST - PZ ) / ( SLST - SUMA ) * SUMA )
      PLST = 0.7 ; SLST = SUMA ; GO TO 1250
1190  IFLGA = 2
      FR = FRAC + SUMA / SUMR
      IF ( FR ) 1200, 1210, 1200
1200  IF ( FR - 1. ) 1210, 1210, 1240
1210  FRAC = FR ; GO TO 1250
1220  FR = FRAC / 2.0
      IF ( TEST .EQ. 11 ) FRAC = 0.1

```

1230	IF (ITEXT .GT. 10) GO TO 1290	0003
	TEXT = TEXT + 1	0003
	GO TO 1210	0003
1240	FR = (FRAC + 1.) / 2.0	0003
	IF (TEXT .EQ. 11) FRAC = 1.0	0003
	GO TO 1230	0003
1250	DO 1260 I = 1, NHC	0003
	II = I ; I = IND (I)	0003
	XL(I) = XI (I) / SUM	0003
	XV(I) = XV1 (I) / SUMV1	0003
	I = II	0003
1260	CONTINUE	0003
1270	CONTINUE	0003
1280	IF (XA .LE. SL) PRINT 1000	0003
1290	IF (FRAC .EQ. 1.0) GO TO 1310	0003
	IF (FRAC .EQ. 0.0) GO TO 1320	0003
	IF (XA .LE. 0.0) XA = 0.0	0003
	SL4 = FSM * (1. - FRAC) - XA	0003
	GO 1300 I = 1, NHC	0003
	II = I ; I = IND (I)	0003
	L(I) = SL4 + XL(I)	0003
	IF (XA .GT. SL) L(I) = 0.0	0003
	VV(I) = FSM + FRAC + XV1(I)	0003
	IF (XA .GT. SL) VV (I) = Z (I)	0003
	I = II	0003
1300	CONTINUE	0003
	IF (IABUA .NE. 1) GO TO 1350	0003
	L(NHC) = XA	0003
	VV(NHC) = YA + SUMV	0003
	XV1 (NHC) = YA	0003
	XL (NHC) = 1.0	0003
	GO TO 1350	0003
1310	DO 1315 I = 1, NCOMP	0003
	II = I ; I = IND (I)	0003
	XL(I) = 0.0 ; L(I) = 0.0	0003
	XV1 (I) = XV (I)	0003
	VV(I) = Z (I)	0003
	I = II	0003
1315	CONTINUE	0003
	GO TO 1350	0003
1320	DO 1325 I = 1, NCOMP	0003
	II = I ; I = IND (I)	0003
	VV(I) = 0.0 ; XV1 (I) = VV (I)	0003
	L(I) = Z (I)	0003
	XL(I) = XV (I)	0003
1325	I = II	0003
1350	TA = T1 - 159.7	0003
	WRITE (5, /) FRAC	0003
1000	FORMAT (5, /) " NO HAY CONVERGENCIA EN EL EQUILIBRIO "	0003
	RETURN	0003
	END	0003

F


```

SUBROUTINE PHIC (IX,XX,XI,PHI,ICOMP) 0004
DIMENSION NY(50),NRK(50),BRK(50),PHI(50) 0004
D1100H TC(50),PC(50),V(50),AVH(50),BYH(50),CVI(50),PH(50) 0004
I = 1, NPL(50),SG(50),AA(3,10),IND(50),Y(50),X(21),Y(21) 0004
CALL REIKM (IX,XY,XX,ICOMP,AUA,AMIX,BHIX,ARK,BRK,XY) 0004
DO 1 I = 1,ICOMP 0004
II = I + 1 = IND (I) 0004
CB = BRK (I) / BHIX 0004
CAB = 2.0 * ARK (I) / AMIX = CB 0004
PHI (I) = (Y / 1.0) * CB = ALU (XX - BHIX * PX) - CAB * AOB * 4 LOG (1.0 + BHIX * PX / XX) 0004
I = II 0004
1 CONTINUE 0004
RETURN 0004
END 0004

```

SUBROUTINE SOLPM (L,ICOMP , DMX)	0004
DIMENSION VL(50)	0004
COMMON VC(50),PC(20),VC(50),V(50),AVH(50),BVM(50),CVH(50),PH(50)	0004
, DEL(50), SG(50),AA(3,10), INO(50), X(50), X(21), Y(21)	0004
T = 298.15	0004
SX = 0.0	0004
SY = 0.0	0004
DO 10 I = 1, ICOMP	0004
II = I / T = INO(I)	0004
SZ = VL(I) * V(II)	0004
SX = SX + S7	0004
SY = SY + DEL(I) * SZ	0004
I = II	0004
10 CONTINUE	0004
DMX = SY / SX	0004
RETURN	0004
END	0004

```

FUNCTIO T REDUC (T10)                                J004
C LES FONCTIONS TREDUC PERMETTENT CALCULER LA TEMP. Y PRESION REDUCIDAS. J005
COMMON /T(50),P(50),V(50),V(50),AVM(50),BY(50),CVM(50),PH(50) J005
1 DEL (50), S(50),A(3,10), I(50), H(50), X(21), Y(21) J005
TREDUC = T / T(1) J005
RETURN J005
END J005

```

```
FUNCTION PREDUC (P,I) 0005
COMMON TC(50),PC(50),VC(50),V(50),AVH(50),BVH(50),CVH(50),PH(50) 0005
1 , DEL (50), SG(50),AA(3,10), IND(50), A(50), X(21), Y(21) 0005
PREDUC = P / PC(I) 0005
RETURN 0005
END 0005
```


	SUBROUTINE SLOPE (X1, Y1, X2, Y2)	0005
C	LA SUBRUTINA SLOPE Y LECTURA SIGUIENTE, LA INTERSECCION CON LA LINEA	0005
C	DE OPERACION Y LA DE EQUILIBRIO RESPECTIVAMENTE	0005
	Y = (M1 + (Y2 - Y1) / (X2 - X1)) * X1	0005
	RETURN	0005
	END	0005

```

SUBROUTINE ITER ( YY, YFL, ALPHA )
COMMON T(50), PC(50), VC(50), V(50), BV(50), BV1(50), CV1(50), P1(50)
1 DEL (50), SG(50), HA(3,10), I1(50), H(50), X(21), Y(21)
YFL = 1. - VY / ( ( YY * ALPHA ) - Y - ALPHA )
RETURN
END
0005
0005
0005
0005
0005

```



```

31 PRINT 76 , COMP (I) , DBL(I)
C CALCULO DEL CLAVE EFECTIVO LLERRE
IF (C1 = EQ. 1.) GO TO 39
DO 38 T = 1 , 1
IF (F1 = DBL(I)) = EXP (DBL(I)) 42,43,44
30 C = n(T) * EXP (DBL(I))
PRINT 81 , EXP (DBL(I)) , D(I) , COMP (I) , C
D(NL) = D(NL) + C
F(NL) = F(NL) + C
RV(T) = (RV(T) * F(I) + RWK * C) / (F(I) - C)
F(I) = F(T) - C
D(T) = D(T) - C
GO TO 38
41 F(NL) = F(NL) + F(I)
D(NL) = D(NL) + D(I)
B(NL) = B(NL) + B(I)
F(I) = 0.0
D(I) = 0.0
B(I) = 0.0
33 CONTINUE
C CALCULO DEL CLAVE EFECTIVO DESAND
DO 42 T = 1 , N
IF (EXP (DBL(I)) = EXP (DBL(I)) 43,43,44
43 C = n(T) / EXP (DBL(I))
PRINT 81 , EXP (DBL(I)) , D(I) , COMP (I) , C
B(NH) = B(NH) + C
F(NH) = F(NH) + C
RV(I) = (RV(I) * F(I) + RWK * C) / (F(I) - C)
F(I) = F(T) - C
B(T) = B(T) - C
GO TO 42
44 F(NH) = F(NH) + F(I)
D(NH) = D(NH) + D(I)
B(NH) = B(NH) + B(I)
F(I) = 0.0
D(I) = 0.0
B(I) = 0.0
42 CONTINUE
RV(NL) = EXP (CALOG (D(NL) / B(NL)) - Z) / SL
RV(NH) = EXP (CALOG (D(NH) / B(NH)) - Z) / SL
PRINT 76 , COMP(I) , RV(I) , F(I) , D(I) , B(I) , I = 1 , N
C CALCULO PARA COMPONENTES ENTRE LAS CLAVES
IF (C1 = EQ. 1.) GO TO 101
DO 102 I = NL + 1 , NH - 1
AAA = DBL(I) - DBL(I)
BB = DBL(T) - DBL(I)
CC = AAA + BB
SDA = D(T) + AAA / CC
D(NL) = D(NL) + SDA
SDB = D(I) - SDA
D(NH) = D(NH) + SDB
SBA = F(I) * AAA / CC
R(NL) = R(NL) + SBA
SBB = B(I) - SBA
R(NH) = R(NH) + SBB
SFA = F(I) + AAA / CC
SFR = F(T) - SFA
F(NL) = F(NL) + SFA
RV(NH) = EXP (CALOG (D(NH) / B(NH)) - Z) / SL
RV(NL) = EXP (CALOG (D(NL) / B(NL)) - Z) / SL

```



```

      IF ( Q .EQ. 0.5 ) GO TO 1113
      QEQ = ( LTA + CLP - CL ) / FFQ ; Q = QEQ
1113 WRITE (6,97) Q
C  EPIEZA (METODE DE MAREE THIELF)
117 IF ( Q .EQ. 1.0 ) GO TO 112
      SQ = Q / ( Q - 1.0 )
      ORDE = 1 / ( Q - 1.0 )
      DO 103 (X = 0.0 , 1.0 , 0.00005)
      ECUA = ( SQ * XX - ORDE ) - ( ALPHA * XX / ( 1.0 + ( ALPHA - 1.0 ) * XX ) )
      IF ( ECUA .LE. 0.01 .AND. ECUA .GT. 0.0 ) GO TO 104
103 CONTINUE
      PRINT *
104 YY = SQ * XX - ORDE
      GO TO 113
112 XX = XF ; ORDE = 0.0 ; YY = ALPHA * XX / ( 1.0 + ( ALPHA - 1.0 ) * XX )
113 CONTINUE
      SR = ( XQ - YY ) / ( XQ - XX )
      YREC = YD - ( SR * YD )
      RM = ( XQ - YREC ) / YREC
      LEQ = R1 + YEQ ; LRM = LEQ + CL
      REOMUL = ( LRM / DIST ) * VRM
      LMUL = REOMUL * DIST ; LFQ = LMUL - CL
      ROP = LEQ / ORDE
      YOP = YD / ( ROP + 1.0 )
      SOR = ( XQ - YOP ) / XQ
      IF ( Q .EQ. 1.0 ) GO TO 114
      DO 105 (I = 0.001 , 1.00 , 0.00005)
      ECUA = ( SOR * XI + YOP ) - ( SQ * XI - ORDE )
      IF ( ECUA .LE. 0.01 .AND. ECUA .GT. 0.0 ) GO TO 106
105 CONTINUE
      PRINT *
106 YI = SOR * XI + YOP
      GO TO 115
114 XI = XF ; YI = SOR * XI + YOP
115 CONTINUE
      SDA = ( YI - XQ ) / ( XI - XQ )
122 CONTINUE
      CON = 0.0
      SM = SOR
      XS = XQ
      YCAL = XQ
      WRITE (6,95) XQ
107 CALL INTER ( YCAL , XRE , ALPHA )
      CON = CON + 1.0
      XPLA ( CON ) = XRE
      WRITE (6,96) YCAL , XRE , CON
      IF ( XRE .LE. XQ ) GO TO 108
      IF ( XRE .GT. XI ) GO TO 109
      IF ( SM .EQ. SOR ) PLA = CON
      SM = SOR ; XS = XQ
109 CALL SLRPF ( XRE , YCAL , S1 , XS )
      GO TO 107
108 CONTINUE
      WRITE (6,90)
      WRITE (6,92)
      DO 118 I = 1, CON
118 WRITE (6,91) I * XPLA ( I )
      PRINT * , SM , ROP , CON , PLA , XRE
      WRITE (6,98) VRM , REOMUL
115 CONTINUE

```

```

58 FORMAT (1D10.5) J008
70 FORMAT (14I,18X,"EQUIVALENTE BINARIO DE UN MULTICOMPONENTE",//// J008
1 2X,"CALCULO PARA EL EQUIVALENTE BINARIO",////,7X,"DATOS DE ENTR J008
2ADA Y PLATEOS DESARROLLADOS",////,7X,"EL NUMERO DE COMPONENTES ES " ,I3 J008
3,/,7X,"EL COMPORTE DE LA CLAVE PESADA ES "A6,/,7X,"EL COMPONENTE C J008
4LA DE LA CLAVE ES " ,/,7X,"LOS COMPONENTES",5X,"ALPHACI)",3X,"FCI J008
10",1X,"(1)",11,"(1)",3(1)",////) J008
71 FORMAT (2X,45,4(5X,F10.5),////) J008
72 FORMAT (////,7X,"VALORES LITERARIOS",////,7X,"COMP.",9X,"LN AL", J008
1 9X,"(1)",11X,"(1)",////,(7X,A5,4X,F10.5,3X,E12.5,3X,E12.5)) J008
73 FORMAT (7X,45,4X,F10.5) J008
74 FORMAT (7X,45,4X,F10.5,3X,E12.5,3X,E12.5) J008
75 FORMAT (////,7X,"LIGERO CRITICO) = "F10.5,/,7X,"LN(D/B) J008
1 PESADO CRITICO) = "F10.5) J008
76 FORMAT (14I,9X,"CALCULO DEL EQUIVALENTE BINARIO",////,7X,"COMP" J008
1,7X,"(1)",11X,"(1)",11X,"(1)",11X,"(1)",////,(7X,A6,4X,F10.5,
23X,F12.5,3X,E12.5,3X,E12.5)) J008
77 FORMAT (////,7X,"ALFA FRACCION MOL FLUJOS CONSTANTES DE LOS NO-C J008
11AVES, FACTOS PRODUCTIVOS",////,7X,"ALPHA="F10.5,5X,"XF="F10.5,5X, J008
2"XO=" " ,/,F10.5,5X,"XB=" " ,F10.5,/,7X,"CV="F10.3,5X,"CL=" " , J008
3F 9.3,4X,"CP=" " ,/,9.3, 4X,"CLP=" "F 9.3,/,7X,"DIST=" "F 9.3, J008
4X,"RRT=" " ,/,7.3,4X,"DEQ=" " ,F 7.3, 4X,"BEQ=" " ,F 7.3) J008
78 FORMAT (////,7X,"CURVA DE EQUILIBRIO",////, 13X,"X",14X,"Y", 14X," J008
1X",14X," "v",////,(7X,4(F10.5,5X))) J008
79 FORMAT (////,10X,"L (D/B) DEL "A6, " = " , F 15.7, / ) J008
80 FORMAT (////, 2X,"(D/B)CL="F10.6, " B=" "F 9.7, " LA PORCION CLAV J008
1E DEL "A6" ES "F 9.7,////) J008
81 FORMAT (////, 5X,"(D/B)CL="F10.7, " B=" "F 9.7, " LA PORCION CLAV J008
1E DEL "A6" ES "F 9.7,////) J008
82 FORMAT (/,10X,"NO HAY CONVERGENCIA",////) J008
84 FORMAT(//,5X,"REFLUJO MINIMO = " , F10.5," REFLUJO DE OPERACION J008
1 = " ,F10.7,/,10X," NUMERO DE PLATOS = "I3," PLATO DE ALIMENTACION J008
2 = " ,I3,/,10X," PLATO X = " , F 10.7, / ) J008
85 FORMAT (//,10X," INICIO EN X = X0 = " , F10.7, / ) J008
86 FORMAT (//,10X," COMO LA LINEA DE OPERACION DE "F10.7," LA I J008
1NTERSECCION EN LA " ,/,10X,"CURVA DE EQUILIBRIO ES "F10.7,/,10X,"PL J008
2ATO NUMERO "I3, / ) J008
87 FORMAT (/,10X," NUMERO DEL PLATO DE ALIMENTACION, " , I3, / ) J008
88 FORMAT (/,10X,"EL REFLUJO PARA LA COLUMNA MULTICOMPONENTE TRABAJAN J008
1DO A " ,/,10X,F5.2," VECES EL REFLUJO MINIMO ES " ,F8.3, / ) J008
89 FORMAT (/,10X," EMPIEZAN TODOS LOS CALCULOS DEL MCCABE THIELE", J008
1/,/,10X," CON LA O EQUIVALENTE = " , F10.6, / ) J008
90 FORMAT (14I) J008
91 FORMAT (10X,I3,5X,F9.5) J008
92 FORMAT (20X," RESULTADOS DEL MCCABE THIELE",/,3X,"PLATO",3X,"COMP J008
1SICION DEL LIQUIDO EFECTIVO EN EL LIQUIDO",////) J008
93 FORMAT (//,10X,"COMPOSICION DEL DESTILADO",////) J008
94 FORMAT (//,10X,"COMPOSICION DEL RESIDUO", / ) J008
RETURN J008
END J008
F
F

```

SUBROUTINE ECHIFF (NL, I, EJK, XF, FEL, I)	J000
DIMENSION EJK (20) , XF (20)	J001
Y0 = 0.001 ; TOL = 0.005 ; TOLI = 0.005 ; AX = 0.0005	J002
1 X1 = (X) / AX	J003
CALL ECHIFF (XF , EJK , X0 , Y0 , NL , I , I)	J004
IF (ABS (Y0) = TOL) 3 , 3 , 2	J005
2 CALL ECHIFF (XF , EJK , X1 , Y1 , NL , I , I) ; DER = (Y1 - Y0) / AX	J006
X0 = ((Y1 - Y0) / DER) + X0 ; GOTO 1	J007
3 CONTINUE	J008
FEL = ABS (X)	J009
RETURN	J010
END	J011

```
SUBROUTINE SCIFLA (NF, ENK, X, EC, NL, NH, ICOMP)
  DIMENSION ENK(20), NI(20), AA(20)
  EC = 0.0
  DO 1 I = 1, ICOMP
1 EC = EC + ((FC(I)*(ENK(I)-1.)/(CX*(ENK(I)-1.))+1.0))
  RETURN
END
```

```
0008
0008
0008
0008
0008
0008
```

	SUBROUTINE FRACDOL (CMM, P, ICOMP)	J000
C	ESTA SUBRUTINA CALCULA LA FRACCION MOL DE LOS PRODUCTOS	J000
	DE DIMENSION P(20), X (20) , DIM (20)	0000
	SY = 0.0	J000
	DO 1 T = 1 , ICOMP	0000
1	SX = SX + P(T)	0000
	DO 2 I = 1 , ICOMP	0000
	X(I) = P(I) / SX	0000
2	WRITE (5,10) I , X(I), X (I)	0000
10	FORMAT ('10X,I2.5', ' LA COMPOSICION DEL " , A6, " ES " F6.4)	J000
	RETURN	0000
	END	J000
		F

PROBLEMA DEL VAN WINKLE.

TIPO DE OPCION= 2

LA ALIMENTACION ESTA ABAJO DEL PUNTO DE BURBUJA

EQUIVALENTE BINARIO DE UN MULTICOMPONENTE

CALCULO PARA EL EQUIVALENTE BINARIO

DATOS DE ENTRADA Y SPLITS DESEADOS

EL NUMERO DE COMPONENTES ES 4
 EL COMPONENTE CLAVE PESADO ES IPENTA
 EL COMPONENTE CLAVE LIGERO ES NBUTAN

COMPONENTES	ALPHA(I)	F(I)	D(I)	B(I)
IBUTAN	2.57400	6.00000		
NBUTAN	2.03500	17.00000	16.15000	0.85000
IPENTA	1.00000	32.00000	1.60000	30.40000
NPENTA	0.83800	45.00000		

CALCULOS INTERMEDIOS

COMP.	LN AL	B(I)	D(I)
IBUTAN	0.94546	.44706E-01	.59553E+01
NBUTAN	0.71050	.85000E+00	.16150E+02
IPENTA	0.00000	.30400E+02	.16000E+01
NPENTA	-0.17674	.44459E+02	.54078E+00

COMPOSICION DEL DESTILADO

- 1 LA COMPOSICION DEL IBUTAN ES 0.2456
- 2 LA COMPOSICION DEL IBUTAN ES 0.6661
- 3 LA COMPOSICION DEL IPENTA ES 0.0660
- 4 LA COMPOSICION DEL IPENTA ES 0.0223

COMPOSICION DEL RESIDUO

- 1 LA COMPOSICION DEL IBUTAN ES 0.0006
- 2 LA COMPOSICION DEL IBUTAN ES 0.0112
- 3 LA COMPOSICION DEL IPENTA ES 0.4013
- 4 LA COMPOSICION DEL IPENTA ES 0.5669

LN(G/B) LIGERO CRITICO = 7.06665
LN(G/B) PESADO CRITICO = -7.06665

LN(G/B) DEL IBUTAN = 4.6919268

LN(G/B) DEL IBUTAN = 2.9444390

LN(G/B) DEL IPENTA = -2.9444390

LN(G/B) DEL IPENTA = -4.4093085

CALCULOS DEL EQUIVALENTE BINARIO

CMMP	ALPHA(I)	F(I)	D(I)	B(I)
IBUTAN	2.57400	0.	0.	0.
NBUTAN	2.10052	.23000E+02	.22105E+02	.89471E+00
IPENTA	0.92905	.77000E+02	.21400E+01	.74859E+02
NPENTA	0.83800	0.	0.	0.

ALPHA, FRACCION MOL, FLUJOS CONSTANTES DE LOS NO-CLAVES, GASTOS PRODUCTO

ALPHA =	2.26094	XF =	0.23000	XD =	0.91171	XB =	0.011E
CV =	0.000	CL =	0.000	CVPE =	0.000	CLP =	0.000
DIST =	24.246	BOT =	75.754	DEG =	24.246	BER =	75.754

CURVA DE EQUILIBRIO

X	Y	X	Y
0.00000	1.05000	0.05000	0.10634
0.10000	0.20078	0.15000	0.28520
0.20000	0.36112	0.25000	0.42976
0.30000	0.49212	0.35000	0.54903
0.40000	0.60116	0.45000	0.64911
0.50000	0.69334	0.55000	0.73428
0.60000	0.77228	0.65000	0.80765
0.70000	0.84065	0.75000	0.87151
0.80000	0.90044	0.85000	0.92760
0.90000	0.95316	0.95000	0.97725
1.00000	1.00000		

EMPIEZAN TODOS LOS CALCULOS DEL MCCABE THIELE

CON LA Q EQUIVALENTE = 0.394814

INICIO EN X = XD = 0.9117060

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.9117060 LA INTERSECCION EN LA CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.8203715 PLATO NUMERO 1

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.8339199 LA INTERSECCION EN LA CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.6895224 PLATO NUMERO 2

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.7224810 LA INTERSECCION EN LA CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.5351972 PLATO NUMERO 3

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0,5910484 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,3899604
PLATO NUMERO 4

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0,4673560 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,2795808
PLATO NUMERO 5

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0,3753501 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,2085560
PLATO NUMERO 6

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0,3128611 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,1676245
PLATO NUMERO 7

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0,2780013 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,1455203
PLATO NUMERO 8

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0,2438990 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,1248589
PLATO NUMERO 9

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0,2080357 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,1040898
PLATO NUMERO 10

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0,1719854 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,0841385
PLATO NUMERO 11

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0,1373547 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,0657910
PLATO NUMERO 12

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0,1055078 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,0495831
PLATO NUMERO 13

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0,0773747 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,0357657
PLATO NUMERO 14

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0,0533910 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,0243393
PLATO NUMERO 15

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.0335574 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.0151253
PLATO NUMERO 16

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.0175641 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.0078453
PLATO NUMERO 17

RESULTADOS DEL ACCABE TRIELE
PLATO COMPOSICION DEL LIGERO EFECTIVO EN EL LIGERO

1	0,82037
2	0,68952
3	0,53520
4	0,38996
5	0,27958
6	0,20856
7	0,16762
8	0,14552
9	0,12486
10	0,10409
11	0,08414
12	0,06579
13	0,04958
14	0,03577
15	0,02434
16	0,01513
17	0,00785

REFLUJO MINIMO = 4,41637 REFLUJO DE OPERACION = 5,7412840
NUMERO DE PLATOS = 17 PLATO DE ALIMENTACION = 8
ULTIMO X = 0,0078453

EL REFLUJO PARA LA COLUMNA MULTICOMPONENTE TRABAJANDO A
1,30 VECES EL REFLUJO MINIMO ES 5,737

PROBLEMA DEL SMITH,

TIPO DE OPCION= 1

SE VA HA CALCULAR EL SPLIT .

CALCULO DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO VAPOR-LIQUIDO,
POR EL METODO DE CHAO SEADER

TABLA 1- CONSTANTES DE LOS COMPONENTES PUROS,

FACTOR ACENTRICO, PARAMETRO DE SOLUBILIDAD, VOLUMEN
MOLAR LIQUIDO, PESO MOLECULAR.

	COMPONENTE	W	DEL	V	PM
1	HIDROG	0,0000	3,25	31,00	1,01
2	METANO	0,0000	5,68	52,00	16,00
3	ETANO	0,1064	6,05	68,00	30,00
4	PROPAN	0,1538	6,40	84,00	44,09
5	IBUTAN	0,1825	6,73	105,50	58,12
6	NBUTAN	0,1953	6,73	101,40	58,12
7	IPENTA	0,2104	7,02	117,40	72,15
8	NPENTA	0,2387	7,02	116,10	72,15
9	NEOPEN	0,1950	7,02	123,30	72,15
10	HEXANO	0,2927	7,27	131,60	86,17
11	HEPTAN	0,3403	7,43	147,50	100,20
12	OCTANO	0,3992	7,55	163,50	114,22
13	NONANO	0,4439	7,65	179,60	128,25
14	DECANO	0,4869	7,72	196,00	142,28
15	UNDECA	0,5210	7,79	212,20	156,30
16	DODECA	0,5610	7,84	228,60	170,33
17	TRIDAC	0,6002	7,89	244,90	184,00
18	TETRAD	0,6399	7,92	261,30	198,00
19	PENTAD	0,6743	7,96	277,80	212,00
20	HEXADE	0,7078	7,99	294,10	226,43
21	HEPTAD	0,7327	8,03	310,40	240,00
22	EYLEN	0,0949	6,08	61,00	28,05
23	PROFIL	0,1451	6,43	79,00	42,08
24	IBUTEN	0,2085	6,76	95,30	56,10

25	CIS2BU	0,2575	6,76	91,20	56,10
26	TRAN2B	0,2230	6,76	93,80	56,10
27	IBUTEN	0,1975	6,76	95,40	56,10
28	13BUDI	0,2028	6,94	88,00	54,00
29	1PENTE	0,2198	7,05	110,40	70,00
30	CIS2PE	0,2060	7,05	107,80	70,00
31	TRAN2P	0,2090	7,05	109,00	70,00
32	2ME1BU	0,2000	7,05	108,70	71,00
33	3ME1BU	0,1490	7,06	112,80	71,00
34	2ME2BU	0,2120	7,05	106,70	71,00
35	1HEXEN	0,2463	7,40	125,80	84,00
36	1CICLPE	0,2051	8,11	94,70	70,00
37	MECIPE	0,2346	7,85	113,10	74,00
38	CIHEXA	0,2032	8,20	108,70	84,00
39	MECIHE	0,2421	7,83	128,30	98,00
40	BENCEN	0,2130	9,16	89,40	78,11
41	TOLUEN	0,2591	8,92	106,80	92,13
42	OXILEN	0,2904	8,99	121,20	106,16
43	MXILEN	0,3045	8,82	123,50	106,16
44	PXILEN	0,2969	8,78	124,00	106,16
45	ETILBE	0,2936	8,79	123,10	106,16
46	??????	0,0000	0,00	0,00	0,00

TABLA 2- VALORES DE A, PARA EL CALCULO DEL COEFICIENTE DE FUGACIDAD.

	FLUIDOS SIMPLES	METANO	HIDROGENO
A(0)	5,757480	2,438400	1,967180
A(1)	-3,017610	-2,245500	1,029720
A(2)	-4,985000	-0,340840	-0,054009
A(3)	2,022990	0,002120	0,000528
A(4)	-0,026550	0,000000	0,000000
A(5)	0,028830	0,000000	0,000000
A(6)	0,266670	-0,036910	0,000000
A(7)	-0,311380	0,000000	0,000000
A(8)	0,000000	-0,002230	0,000000
A(9)	0,084270	0,104860	0,008585

NUMERO DE COMPONENTES = 5 TEMPERATURA = 0,0000
PRESION = 120,0000

COMPONENTE NUMERO 4 PROPAN API GRAVITY = 213,620
XL = 0,000 XV = 0,000 XF = 0,050

COMPONENTE NUMERO 5 IBUTAN API GRAVITY = 169,000
XL = 0,000 XV = 0,000 XF = 0,150

COMPONENTE NUMERO 6 NBUAN API GRAVITY = 140,610
XL = 0,000 XV = 0,000 XF = 0,250

COMPONENTE NUMERO 7 IPENTA API GRAVITY = 96,740
XL = 0,000 XV = 0,000 XF = 0,200

COMPONENTE NUMERO 8 NPENTA API GRAVITY = 116,740
XL = 0,000 XV = 0,000 XF = 0,350

2,

0,0,

I	XL	XV	K
4	0,05000	0,14434	2,886842
5	0,15000	0,23578	1,571862
6	0,25000	0,29599	1,183966
7	0,20000	0,13108	0,655405
8	0,35000	0,19281	0,550875

COMPONENTE NUMERO 4 PROPAN API GRAVITY = 213,620
XL = 0,050 XV = 0,144 XF = 0,050

F L V
5,0000 5,0000 0,0000

COMPONENTE NUMERO 5 IBUTAN API GRAVITY = 169,000
XL = 0,150 XV = 0,236 XF = 0,150

F L V
15,0000 15,0000 0,0000

COMPONENTE NUMERO 6 NBTAN API GRAVITY = 140,610
XL = 0,250 XV = 0,296 XF = 0,250

F L V
25,0000 25,0000 0,0000

COMPONENTE NUMERO 7 IPENTA API GRAVITY = 96,740
XL = 0,200 XV = 0,131 XF = 0,200

F L V
20,0000 20,0000 0,0000

COMPONENTE NUMERO 8 NPENTA API GRAVITY = 116,740
XL = 0,350 XV = 0,193 XF = 0,350

F L V

35,0000 35,0000 0,0000

1,0,

SPLIT = 0,9200

EQUIVALENTE BINARIO DE UN MULTICOMPONENTE

CALCULOS PARA EL EQUIVALENTE BINARIO

DATOS DE ENTRADA Y SPLITS DESEADOS

EL NUMERO DE COMPONENTES ES 5
 EL COMPONENTE CLAVE PESADO ES IPENTA
 EL COMPONENTE CLAVE LIGERO ES NBUTAN

COMPONENTES	ALPHA(I)	F(I)	D(I)	B(I)
PROPAN	4,40467	5,00000		
IBUTAN	2,39831	15,00000		
NBUTAN	1,80646	25,00000	21,00000	2,00000
IPENTA	1,00000	20,00000	1,60000	18,40000
NPENTA	0,84851	35,00000		

CALCULOS INTERMEDIOS

COMP.	LN AL	B(I)	D(I)
PROPAN	1,48267	,27603E+03	,49997E+01
IBUTAN	0,87476	,12450E+00	,14875E+02
NBUTAN	0,59137	,20000E+01	,23000E+02
IPENTA	0,00000	,18400E+02	,18000E+01
NPENTA	-0,17375	,34290E+02	,70991E+00

COMPOSICION DEL DESTILADO

1 LA COMPOSICION DEL PROPAN ES 0.1106
2 LA COMPOSICION DEL IBUTAN ES 0.3292
3 LA COMPOSICION DEL NBUTAN ES 0.5090
4 LA COMPOSICION DEL IPENTA ES 0.0354
5 LA COMPOSICION DEL NPENTA ES 0.0157

COMPOSICION DEL RESIDUO

1 LA COMPOSICION DEL PROPAN ES 0.0000
2 LA COMPOSICION DEL IBUTAN ES 0.0023
3 LA COMPOSICION DEL NBUTAN ES 0.0365
4 LA COMPOSICION DEL IPENTA ES 0.3357
5 LA COMPOSICION DEL NPENTA ES 0.6256

LN(D/B) LIGERO CRITICO = 5.86163
LN(D/B) PESADO CRITICO = -5.86163

LN(D/B) DEL PROPAN = 9.8043765

LN(D/B) DEL IBUTAN = 4.7831408

LN(D/B) DEL NBUTAN = 2.4423470

LN(D/B) DEL IPENTA = -2.4423470

LN(D/B) DEL NPENTA = -3.8774716

(D/B)CL = 351.297304 B = 0.0002760 LA PORCION CLAVE DEL PROPAN ES 0.0969693

CALCULOS DEL EQUIVALENTE BINARIO

CMMP	ALPHA(I)	F(I)	D(I)	B(I)
PROPAN	4.43773	.49030E+01	.49028E+01	.27603E-03
IBUTAN	2.39831	0.	0.	0.
NBUTAN	1.90553	.40097E+02	.37972E+02	.21245E+01
IPENTA	0.92043	.55000E+02	.23099E+01	.52690E+02
NPENTA	0.84051	0.	0.	0.

ALPHA, FRACCION MOL, FLUJOS CONSTANTES DE LOS NO-CLAVES, GASTOS PRODUCTO

ALPHA =	2.07026	XF =	0.42164	XD =	0.94266	XH =	0.03876
CV =	6.329	CL =	1.426	CVP =	0.000	CLP =	0.000
DIST =	45.185	BOT =	54.815	DEQ =	40.282	BEQ =	54.815

CURVA DE EQUILIBRIO

X	Y	X	Y
0.00000	1.05000	0.05000	0.09826
0.10000	0.18701	0.15000	0.26758
0.20000	0.34105	0.25000	0.40831
0.30000	0.47013	0.35000	0.52713
0.40000	0.57986	0.45000	0.62878
0.50000	0.67429	0.55000	0.71674
0.60000	0.75642	0.65000	0.79359
0.70000	0.82849	0.75000	0.86132
0.80000	0.89225	0.85000	0.92145
0.90000	0.94906	0.95000	0.97521
1.00000	1.00000		

EMPIEZAN TODOS LOS CALCULOS DEL MCCABE THIELE

CON LA Q EQUIVALENTE = 0.201415

INICIO EN X = XD = 0.9426570

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.9426570 LA INTERSECCION EN LA CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.8881496
PLATO NUMERO 1

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.8948790 LA INTERSECCION EN LA CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.8043808
PLATO NUMERO 2

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.8214522 LA INTERSECCION EN LA CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.6896629
PLATO NUMERO 3

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,5550861 PLATO NUMERO 4	0,7208972	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,4231235 PLATO NUMERO 5	0,6029351	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,3146158 PLATO NUMERO 6	0,4872644	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,2247013 PLATO NUMERO 7	0,3750054	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,1485872 PLATO NUMERO 8	0,2654072	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,0915569 PLATO NUMERO 9	0,1726305	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,0526126 PLATO NUMERO 10	0,1031154	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0,0276747 PLATO NUMERO 11	0,0556456	LA INTERSECCION EN LA

RESULTADOS DEL MCCABE THIELE
PLATO COMPOSICION DEL LIGERO EFECTIVO EN EL LIQUIDO

1	0,88815
2	0,80438
3	0,68966
4	0,55509
5	0,42312
6	0,31462
7	0,22470
8	0,14859
9	0,09156
10	0,05261
11	0,02767

REFLUJO MINIMO * 2,75590 REFLUJO DE OPERACION = 7,0998788
NUMERO DE PLATOS = 11 PLATO DE ALIMENTACION = 6
ULTIMO X = 0,0276747

EL REFLUJO PARA LA COLUMNA MULTICOMPONENTE TRABAJANDO A
2,88 VECES EL REFLUJO MINIMO ES 6,393

PROBLEMA DEL MOLLAND .

TIPO DE OPCION= 1

CALCULO DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO VAPOR-LIQUIDO,
POR EL METODO DE CHAO SEADER.

TABLA 1- CONSTANTES DE LOS COMPONENTES Puros.

FACTOR ACENTRICO, PARAMETRO DE SOLUBILIDAD, VOLUMEN
MOLAR LIQUIDO, PESO MOLECULAR.

	COMPONENTE	W	DEL	V	PM
1	HIDROG	0.0000	3.25	31.00	1.01
2	METANO	0.0000	5.68	22.00	16.00
3	EIANO	0.1064	6.05	68.00	30.00
4	PROPAN	0.1538	6.40	84.00	44.09
5	IBUTAN	0.1825	6.73	105.50	58.12
6	NBUTAN	0.1953	6.73	101.40	58.12
7	IPENTA	0.2104	7.02	117.40	72.15
8	NPENTA	0.2387	7.02	116.10	72.15
9	NEOPEN	0.1950	7.02	123.30	72.15
10	HEXANO	0.2927	7.27	131.60	86.17
11	HEPTAN	0.3403	7.43	147.50	100.20
12	OCTANO	0.3992	7.55	163.50	114.22
13	NOVANO	0.4439	7.65	179.60	128.25
14	DECANO	0.4869	7.72	196.00	142.28
15	UNDECA	0.5210	7.79	212.20	156.30
16	DUDECA	0.5610	7.84	228.60	170.33
17	TRIDAC	0.6002	7.89	244.90	184.00
18	TETRAD	0.6399	7.92	261.30	198.00
19	PENTAD	0.6743	7.96	277.80	212.00
20	HEXADE	0.7078	7.99	294.10	226.43
21	HEPTAD	0.7327	8.03	310.40	240.00
22	ETILEN	0.0949	6.08	61.00	28.05
23	PROPII	0.1451	6.43	79.00	42.08
24	IBUTEN	0.2085	6.76	95.30	56.10
25	CIS2BU	0.2575	6.76	91.20	56.10
26	TRAN2B	0.2230	6.76	93.80	56.10
27	IBUTEN	0.1975	6.76	95.40	56.10
28	ISBUDI	0.2028	6.94	88.00	54.00
29	IPENTE	0.2198	7.05	100.40	70.00
30	CIS2PE	0.2060	7.05	107.80	70.00

31	TANNO	0.1000	7.00	109.00	70.00
32	TALETA	0.1000	7.00	109.70	71.00
33	TALETA	0.1000	7.00	110.80	71.00
34	TALETA	0.2100	7.00	100.70	71.00
35	TALETA	0.2000	7.00	120.80	84.00
36	CICLOPE	0.1000	7.11	94.70	70.00
37	MECIPPE	0.1000	7.15	113.10	74.00
38	CICLOPE	0.2000	7.20	100.70	84.00
39	MECIPPE	0.2000	7.23	123.30	90.00
40	RECOFF	0.2100	7.16	89.40	70.11
41	TALUEN	0.1000	7.00	100.00	92.13
42	TALUEN	0.2000	7.00	121.20	100.16
43	TALUEN	0.3000	7.00	120.00	100.13
44	TALUEN	0.2000	7.70	124.00	100.16
45	ETILBE	0.2000	7.79	123.10	100.16
46	??????	0.0000	7.00	7.00	0.00

TABLA 2- VALORES DE AYUDA PARA EL CALCULO DEL COEFICIENTE DE FUGACIDAD.

	FLUIDOS SIMPLES	METANO	HIDROGENO
A(0)	5.727480	2.438400	1.967130
A(1)	-3.017610	-2.245500	1.029720
A(2)	-4.905000	-0.340840	-0.054009
A(3)	2.022990	0.002120	0.000528
A(4)	-0.020550	0.000000	0.000000
A(5)	0.028830	0.000000	0.000000
A(6)	0.266670	-0.036910	0.000000
A(7)	-0.311380	0.000000	0.000000
A(8)	0.000000	-0.002230	0.000000
A(9)	0.084270	0.104060	0.008585

NUMERO DE COMPONENTES = 5 TEMPERATURA = 170.0000
PRESION = 120.0000

COMPONENTE NUMERO 4 PPOMAN API GRAVITY = 213.620
XL = 0.000 XV = 0.000 XF== 0.050

COMPONENTE NUMERO 5 IHUTAN API GRAVITY = 169.000
XL = 0.000 XV = 0.000 XF== 0.150

COMPONENTE NUMERO 6 NBUTAN API GRAVITY = 104.330
XL = 0.000 XV = 0.000 XF== 0.250

COMPONENTE NUMERO 7 IPENTA API GRAVITY = 96.740
XL = 0.000 XV = 0.000 XF== 0.200

COMPONENTE NUMERO 8 NPENTA API GRAVITY = 116.700
XL = 0.000 XV = 0.000 XF== 0.350

U.02

L	XL	XV	K
4	0.05000	0.15067	2.488747
5	0.15000	0.23963	1.318646
6	0.25000	0.29631	0.975170
7	0.20000	0.12790	0.527862
8	0.35000	0.18546	0.437192

COMPONENTE NUMERO 4 PROPAN API GRAVITY = 213.620
XL = 0.050 XV = 0.121 XF = 0.050

F L V
5.0000 5.0000 0.0000

COMPONENTE NUMERO 5 IBUTAN API GRAVITY = 169.000
XL = 0.150 XV = 0.240 XF = 0.150

F L V
15.0000 15.0000 0.0000

COMPONENTE NUMERO 6 NBUTAN API GRAVITY = 104.330
XL = 0.250 XV = 0.290 XF = 0.250

F L V
25.0000 25.0000 0.0000

COMPONENTE NUMERO 7 IPENTA API GRAVITY = 96.740
XL = 0.200 XV = 0.140 XF = 0.200

F L V
20.0000 20.0000 0.0000

COMPONENTE NUMERO 3 NENTA API GRAVITY = 116.700
XL = 0.350 XV = 0.105 XF = 0.350

F	L	V
35.0000	35.0000	0.0000

EQUIVALENTE BINARIO DE UN MULTICOMPONENTE

CALCULOS PARA EL EQUIVALENTE BINARIO

DATOS DE ENTRADA Y SPLITTS DESEADOS

EL NUMERO DE COMPONENTES ES 5
 EL COMPONENTE CLAVE PESADO ES 3=LUD.
 EL COMPONENTE CLAVE LIGERO ES A=LUD.

COMPONENTES	ALPHA(I)	F(I)	D(I)	B(I)
A=LUD.	2.00000	45.60000		
A=LUD.	2.00000	45.60000	45.10000	0.54900
B=LUD.	1.00000	5.55000	0.05000	5.50000
C=LUD.	0.73200	36.25000		
D=LUD.	0.63400	6.25000		
E=LUD.	0.38000	6.35000		

CALCULOS INTERMEDIOS

COMP.	LN AL	B(I)	D(I)
A=LUD.	0.69315	.54841E+00	.45052E+02
A=LUD.	0.69315	.54841E+00	.45052E+02
B=LUD.	0.00000	.55000E+01	.50000E-01
C=LUD.	-0.31197	.36245E+02	.54616E-02
D=LUD.	-0.45571	.62499E+01	.14244E-03
E=LUD.	-0.96758	.63500E+01	.17342E-06

COMPOSICION DEL RESIDUO 1

- 1 LA COMPOSICION DEL PROPAN ES 0.1107
- 2 LA COMPOSICION DEL IBUTAN ES 0.3295
- 3 LA COMPOSICION DEL IBUTAN ES 0.5094
- 4 LA COMPOSICION DEL IPENTA ES 0.0354
- 5 LA COMPOSICION DEL IPENTA ES 0.0149

COMPOSICION DEL RESIDUO

- 1 LA COMPOSICION DEL PROPAN ES 0.0000
- 2 LA COMPOSICION DEL IBUTAN ES 0.0022
- 3 LA COMPOSICION DEL IBUTAN ES 0.0365
- 4 LA COMPOSICION DEL IPENTA ES 0.0355
- 5 LA COMPOSICION DEL IPENTA ES 0.0259

LN(O/R) LIBRO CRITICO = 5.96163
 LN(O/B) PESAO CRITICO = -5.86163

LN(O/R) DEL PROPAN = 2.0373041

LN(O/R) DEL IBUTAN = 4.1075016

LN(O/R) DEL IBUTAN = 2.4423470

LN(O/R) DEL IPENTA = -2.4423470

LN(O/R) DEL IPENTA = -3.0347423

LN(O/B)CL = 351.297304 3 = 0.0002671 LA PORCION CLAVE DEL PROPAN ES 0.0913285

CALCULOS DEL EQUIVALENTE (CONT.)

CAMP	ALPHA(I)	F(I)	G(I)	H(I)
A=LUD.	2.00000	.45600E+02	.45052E+02	.54841E+00
B=LUD.	0.85447	.40041E+02	.55604E-01	.48006E+02
C=LUD.	0.73200	0.	0.	0.
D=LUD.	0.63400	0.	0.	0.
E=LUD.	0.37950	.53348E+01	.17342E-06	.63303E+01

ALPHA, FRACTION MOL. FLUJOS CONSTANTES DE LOS NO-CLAVES, GASTOS PRODUCTO

ALPHA =	0.33948	XF =	0.48636	XD =	0.99877	XR =	0.011
CV =	90.103	VL =	45.052	CVP =	1.228	CLP =	7.566
DIST =	45.107	DT =	54.893	DEQ =	45.107	BEQ =	48.524

CURVA DE EQUILIBRIO

Y	Y	X	Y
0.00000	1.00000	0.05000	0.10963
0.10000	0.20631	0.15000	0.29221
0.20000	0.36903	0.25000	0.43915
0.30000	0.50066	0.35000	0.55747
0.40000	0.60932	0.45000	0.65684
0.50000	0.70055	0.55000	0.74089
0.60000	0.77823	0.65000	0.81290
0.70000	0.84517	0.75000	0.87529
0.80000	0.90346	0.85000	0.92986
0.90000	0.95466	0.95000	0.97300
1.00000	1.00000		

EMPEZAN TODOS LOS CALCULOS DEL MCCABE THIELE

CON LA α EQUIVALENTE = 0.240069

INICIO EN X = XD = 0.9987673

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.9987673 LA INTERSECCION EN LA CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.9971209
PLATA NÚMERO 1

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.9972672 LA INTERSECCION EN LA CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.9936230
PLATA NÚMERO 2

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.9940709 LA INTERSECCION EN LA CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.9862383
PLATA NÚMERO 3

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.7090215 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.5329812
PLATO NUMERO 4

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.5862269 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.3781832
PLATO NUMERO 5

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.4689098 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.2919461
PLATO NUMERO 6

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.3505152 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.2012974
PLATO NUMERO 7

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.2389036 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.1276471
PLATO NUMERO 8

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.1484677 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.0752923
PLATO NUMERO 9

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.0837594 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.0409433
PLATO NUMERO 10

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.0414671 LA INTERSECCION EN LA
CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.0198027
PLATO NUMERO 11

RESULTADOS DEL ACCADE THIELE
PLATO COMPOSICION DEL LIQUIDO EFECTIVO EN EL LIQUIDO

1	0.85647
2	0.79729
3	0.67476
4	0.53293
5	0.39818
6	0.29195
7	0.20130
8	0.12785
9	0.07529
10	0.04094
11	0.01980

REFLUJO MINIMO = 2.00121 REFLUJO DE OPERACION = 6.7111197
NUMERO DE PLATOS = 11 PLATO DE ALIMENTACION = 8
ULTIMO X = 0.0198027

EL REFLUJO PARA LA COLUMNA MULTICOMPONENTE TRABAJANDO A
2.58 VECES EL REFLUJO MINIMO ES 6.000

EN ESTA TORRE NO SE PUEDE HACER EL SPLIT INDICADO

PROBLEMA DEL LONIS.

TIPD DE DECION= 2

EQUIVALENTE BINARIO DE UN MULTICOMPONENTE

CALCULOS PARA EL EQUIVALENTE BINARIO

DATOS DE ENTRADA Y SUPUESTOS DESEADOS

EL NUMERO DE COMPONENTES ES 5
 EL COMPONENTE CLAVE PESADO ES IPENTA
 EL COMPONENTE CLAVE LIGERO ES NBUTAN

COMPONENTES	ALPHACI)	F(I)	D(I)	B(I)
PROPAN	4.71477	5.00000		
IBUTAN	2.49829	15.00000		
NBUTAN	1.85308	25.00000	23.00000	2.00000
IPENTA	1.00000	20.00000	1.60000	18.40000
NPENTA	0.82823	35.00000		

CALCULOS INTERMEDIOS

COMP.	LN AL	B(I)	D(I)
PROPAN	1.55070	.26709E+03	.49997E+01
IBUTAN	0.91553	.12153E+00	.14878E+02
NBUTAN	0.61685	.20000E+01	.23000E+02
IPENTA	0.00000	.13400E+02	.16000E+01
NPENTA	-0.18845	.34329E+02	.67115E+00

COMPOSICION DEL DESTILADO

- 1 LA COMPOSICION DEL A-LUD. ES 0.9988
- 2 LA COMPOSICION DEL B-LUD. ES 0.0011
- 3 LA COMPOSICION DEL C-LUD. ES 0.0001
- 4 LA COMPOSICION DEL D-LUD. ES 0.0000
- 5 LA COMPOSICION DEL E-LUD. ES 0.0000

COMPOSICION DEL RESIDUO

- 1 LA COMPOSICION DEL A-LUD. ES 0.9100
- 2 LA COMPOSICION DEL B-LUD. ES 0.1002
- 3 LA COMPOSICION DEL C-LUD. ES 0.6603
- 4 LA COMPOSICION DEL D-LUD. ES 0.1139
- 5 LA COMPOSICION DEL E-LUD. ES 0.1157

LN(η/ρ) LIGERO CRITICO = 10.78485
 LN(η/ρ) PESADO CRITICO = -11.07679

LN(η/ρ) DEL A-LUD. = 4.4085391

LN(η/ρ) DEL B-LUD. = -4.7004804

LN(η/ρ) DEL C-LUD. = -8.8003083

LN(η/ρ) DEL D-LUD. = -10.0891620

LN(η/ρ) DEL E-LUD. = -17.4160218

(U/B)CH = 0.0000155 DE 0.0000000 LA PORCION CLAVE DEL E-LUD. ES 0.0112120

CALCULOS DEL EQUIVALENTE BINARIO

UNIP	ALPHA(I)	F(I)	J(I)	B(I)
PARIPAN	4.75036	.47062E+01	.47059E+01	.26702E+03
IBUTAN	2.49309	0.	0.	0.
IBUTAN	1.95955	.40094E+02	.37972E+02	.21215E+01
IMENTA	0.91510	.55000E+02	.22712E+01	.52729E+02
IMENTA	0.82823	0.	0.	0.

ALPHA, FRACCION MOL, FLUJOS CONSTANTES DE LOS NO-CLAVES, GASTOS PRODUCTO

ALPHA =	2.14134	AF =	0.42162	AD =	0.94356	XB =	0.03868
CV =	6.214	CL ^a =	1.308	CVP =	0.000	CLP =	0.000
DIST =	45.149	BUT =	54.851	DEU =	40.243	BEQ =	54.850

CURVA DE EQUILIBRIO

X	I	X	Y
0.00000	1.00000	0.05000	0.10129
0.10000	0.19220	0.15000	0.27425
0.20000	0.34868	0.25000	0.41649
0.30000	0.47855	0.35000	0.53554
0.40000	0.58806	0.45000	0.63663
0.50000	0.68166	0.55000	0.72354
0.60000	0.76258	0.65000	0.79907
0.70000	0.83323	0.75000	0.86230
0.80000	0.89546	0.85000	0.92386
0.90000	0.95067	0.95000	0.97601
1.00000	1.00000		

EMPLEAN TODOS LOS CALCULOS DEL MODELO THIELE

CON LA α EQUIVALENTE = 0.230544

INICIO EN X = X0 = 0.9435646

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.9435646 LA INTERSECCION EN LA CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.8864659
PLATA NUMERO 1

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.8938706 LA INTERSECCION EN LA CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.772948
PLATA NUMERO 2

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE 0.8162635 LA INTERSECCION EN LA CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.6747625
PLATA NUMERO 3

CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.2709514 PLATO NUMERO 4	0.9873291	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.4396531 PLATO NUMERO 5	0.9732018	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.4797511 PLATO NUMERO 5	0.9447996	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.7759062 PLATO NUMERO 7	0.8901129	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.6241734 PLATO NUMERO 9	0.7953088	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.4499375 PLATO NUMERO 9	0.6567861	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.2975378 PLATO NUMERO 10	0.4977194	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.1752892 PLATO NUMERO 11	0.3321076	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.0938790 PLATO NUMERO 12	0.1950949	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.0471979 PLATO NUMERO 13	0.1038527	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.0226977 PLATO NUMERO 14	0.0515339	LA INTERSECCION EN LA
CON X EN LA LINEA DE OPERACION DE CURVA DE EQUILIBRIO ES 0.0104345 PLATO NUMERO 15	0.0240748	LA INTERSECCION EN LA

RESULTADOS DEL CÁLCULO TIENE
 PLATO COMPOSICIÓN DEL LIQUIDO EFECTIVO EN EL LIQUIDO

1	0.99712
2	0.99352
3	0.98624
4	0.97085
5	0.93965
6	0.87975
7	0.77521
8	0.62417
9	0.44994
10	0.29754
11	0.17529
12	0.09388
13	0.04720
14	0.02270
15	0.01043

REFLUJO MÍNIMO = 2.85068 REFLUJO DE OPERACIÓN = 10.4061324
 NÚMERO DE PLATOS = 15 PLATO DE ALIMENTACIÓN = 10
 ÚLTIMO γ = 0.014345

EL REFLUJO PARA LA COLUMNA MULTICOMPONENTE TRABAJANDO A
 3.00 VEZES EL REFLUJO MÍNIMO ES 11.506

N O M E N C L A T U R A

q = cantidad definida por (III, 26).

R = reflujo.

R = constante general de los gases.

T = temperatura.

T_r = temperatura reducida.

T_e = temperatura crítica.

$v_i = V y_i$.

$\bar{v}_i = \bar{V} y_i$.

\underline{v} = cantidad definida por (III, 9).

$\bar{\underline{v}}$ = cantidad definida por (III, 20).

V = vapor total en la zona de rectificación.

\bar{V} = vapor total en la zona de agotamiento.

W = factor acéntrico.

x_i = composición del componente i en el líquido.

y_i = composición del componente i en el vapor.

Z = factor de compresibilidad.

α = volatilidad relativa.

γ = coeficiente de fugacidad en el vapor.

$\bar{\gamma}$ = coeficiente de fugacidad en el líquido.

ϕ = coeficiente de actividad.

SUBINDICES.

A, B = componentes A y B respectivamente.

b = residuo.

CH = crítico pesado.

$A, B =$ constantes para el cálculo de ϕ .

$A_0 A_1 \dots A_9 =$ constantes para el cálculo de ψ .

$b_i =$ cantidad en el residuo del componente i .

$B =$ residuo total.

$d_i =$ cantidad en el destilado del componente i .

$D =$ destilado total.

$E_{MV} =$ eficiencia Murphree de plato.

$F =$ alimentación total.

$h =$ densidad para la ecuación de Redlich & Kwong.

$K =$ constante de equilibrio.

$$l_i = L X_i$$

$$\bar{l}_i = \bar{L} X_i$$

$l =$ cantidad definida por (III, 10).

$\bar{l} =$ cantidad definida por (III, 21).

$L =$ líquido total en la zona de rectificación.

$\bar{L} =$ líquido total en la zona de agotamiento.

$m =$ número de platos en la zona de rectificación.

$N =$ número de platos totales.

$p =$ número de platos en la zona de agotamiento.

$p_i =$ presión parcial del componente i .

$P =$ presión total.

$P_{vi} =$ presión de vapor del componente i .

$P_r =$ presión reducida.

$P_e =$ presión crítica.

CL = crítico ligero.

CEH = clave pesado equivalente.

CEL = clave ligero equivalente.

d = destilado.

e = equivalente.

f = alimentación.

HK = clave pesado.

i = componente i.

LK = clave ligero.

m = min = mínimo.

n = plato n.

LK = clave ligero

T = total.

B I G L I O G R A F I A .

1. M. Van Winkle. Distillation. McGraw-Hill. 1967
2. W. S. Norman. Absorption, Distillation and Cooling Towers. Longmans. 1961.
3. C. J. King. Separation Processes. McGraw-Hill. 1971.
4. R. E. Treybal. Mass Transfer Operations. McGraw-Hill. 1955.
5. B. D. Smith. Design of Equilibrium Stage Processes. McGraw-Hill. 1963.
6. K. C. Chao & J. D. Seader. A.I.Ch.E. Journal. 7:598 (1961).
7. M. R. Fenske. Industrial & Engineering Chemistry. 24:484 (1932).
8. A. J. V. Underwood. Trans. Institute Chemical-Engineers. 10:112 (1932).
9. E. R. Gilliland. Industrial & Engineering Chemistry. 32:1220 (1940).
10. C. G. Kirkbridge. Petroleum Refiner. 32:321 -- (1944).
11. W. K. Lewis & G. L. Matheson. Industrial & Engineering Chemistry. 24:494 (1932).
12. E. W. Thiele & R. L. Geddes. Industrial & Engineering Chemistry. 25:289 (1933).

13. Hadden. S. T. Chemical Engineering Progress.-
7:49 (1953).
14. R. J. Hengstebeck. Chemical Engineering. Ja--
nuary: 13 (1969).
15. W. L. McCabe & E. W. Thiele. Industrial & En-
gineering Chemistry. 17:605 (1925).
16. R. J. Hengstebeck. Distillation. Reinhold. --
Chemical Engineering Series. (1961).
17. F. J. Jenny. A.I.Ch.E. Trans. 35:635 (1939).
18. C. D. Holland. Multicomponent. Distillation.-
Prentice-Hall. (1963).
19. E. E. Ludwig. Applied Process Design for Che-
mical and Petrochemical Plants. Gulf Publi---
shing.