



Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

MODELOS MATEMATICOS PARA
LA RESOLUCION DE TORRES
DE ABSORCION DE PLATOS

181

TESIS PROFESIONAL
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N

José Rodolfo García Rosas
Jesús Alberto Flores Delfín

MEXICO, D. F.

1976



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.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

LAB. TESIS 1976.
LIB. H.C.
FECHA _____
PROC. 191



QUINDIO.

PRESIDENTE, PROF. PABLO BARROETA GONZALEZ
VOCAL " ANTONIO FRIAS MENDOZA
SECRETARIO " RAFAEL MORONES ESCOBAR
1er. SUPLENTE " ALEJANDRO LOZADA CAÑIBE
2o. SUPLENTE " ANDONI GARRITZ RUIZ

Sitio donde se desarrolló el tema:

Facultad de Química y C.I.M.A.S.

Sustentantes:

José Rodolfo H. C. García Rosas

Jesús Alberto Flores Delfín

Asesor del tema:

Ing. Antonio Frías Mendoza

INDICE

	Pág.
I.- Introducción	1
II.- Generalidades	6
IIa. Métodos de Cálculo de Etapa por Etapa	6
IIb. Métodos de Grupo	7
IIc. Métodos de Aproximaciones Sucesivas	8
III.- Planteamiento de los Modelos	10
IIIa. Modelo de Horton-Franklin	10
IIIb. Modelos que emplean Matriz Tridiagonal	23
IIIb.1. Método del Punto de Burbuja	32
IIIb.2. Método de la Suma de Gastos	36
IV.- Resultados y Análisis	42
V.- Conclusiones y Recomendaciones	90
VI.- Bibliografía	93

I. INTRODUCCION

La absorción es la operación unitaria en la que uno o más componentes solubles de una mezcla gaseosa se disuelven en un líquido. Los componentes gaseosos al ser puestos en contacto con el líquido se disuelven en diferente proporción de acuerdo a su afinidad química. La absorción puede ser un fenómeno puramente físico o puede involucrar solución seguida de reacción química con uno o más constituyentes de la fase líquida. La operación inversa o desorción se emplea para transferir uno o más componentes volátiles de una mezcla líquida a un gas.

Por lo general, estas operaciones se usan para la recuperación de solutos. La separación de solutos entre sí requiere de las técnicas de fraccionamiento de destilación.

Los equipos utilizados en estas operaciones son fundamentalmente torres empacadas con un material sólido, torres de platos y torres de esparado. De estos los dos primeros son los más comunes. Al escoger entre ellos es importante tener en cuenta sus diferencias cualitativas¹⁰; entre las más importantes están:

1.- Las eficiencias en torres empacadas se basan en pruebas experimentales con cada tipo y tamaño de empaque. La efi-

ciencia varía no sólo con el tipo y tamaño de empaque sino también con los gastos, las propiedades del fluido, el diámetro de la columna, la presión de operación y en general con el grado de dispersión del líquido sobre la superficie disponible de empaque.

2.- Debido a la dificultad que se tiene en la dispersión del líquido en las torres empacadas el diseño de las torres de platos es más confiable y requiere un factor de seguridad menor cuando la relación de la masa velocidad del líquido a la masa velocidad del gas es baja.

3.- Las torres de platos pueden ser diseñadas para manejar un amplio rango de gastos de líquido sin inundamiento.

4.- Si la operación involucra líquidos que contengan sólidos dispersos se prefiere el uso de una torre de platos debido a que estos son más fáciles de limpiar.

5.- Las torres de platos se prefieren si se requiere enfriamiento entre las etapas para quitar el calor producido por reacción o solución debido a que se pueden instalar serpentines de enfriamiento en los platos, o bien, la línea de abastecimiento de líquido de plato a plato puede pasarse a través de un enfriador externo.

6.- El peso total de una torre de platos seca es generalmente menor que el de una torre empacada diseñada para el mismo propósito. Sin embargo, el peso de las torres incluyendo el líquido que manejan durante la operación es similar.

7.- Cuando se presentan grandes cambios de temperatura, como en operaciones de destilación, se prefieren las torres de

platos porque la expansión-contracción térmica de los componentes del equipo pueden dañar el empaque.

8.- Por lo general, la información para el diseño de torres de platos es más accesible y confiable que para torres empacadas.

9.- Las torres empacadas rara vez se diseñan con diámetros mayores de 4 pies y los diámetros de las torres de platos comerciales rara vez son menores de 2 pies.

10.- Se ha encontrado que las torres empacadas resultan más baratas y fáciles de construir que las de platos si se manejan fluidos altamente corrosivos.

11.- Se prefieren torres empacadas si los líquidos tienen una gran tendencia a formar espuma.

12.- La cantidad de líquido que contiene la columna en operación es menor en torres empacadas.

13.- La caída de presión a través de torres empacadas puede ser menor que la caída de presión a través de torres de platos diseñadas para el mismo propósito. Esta ventaja, junto con el hecho de que el empaque sirve para disminuir la posibilidad de que la pared de la torre se colapse hace a las torres empacadas particularmente deseables en operaciones a presiones menores que la atmosférica.

Aplicación de las torres de platos en la industria.- Un buen ejemplo es la recuperación de hidrocarburos valiosos de una mezcla gaseosa multicomponente por absorción seguida por desorción con vapor de agua del solvente enriquecido en la industria pe-

trolera. Un diagrama de flujo simplificado de este proceso se muestra a continuación. El sistema consiste de una torre de absorción, una de desorción y equipo auxiliar.

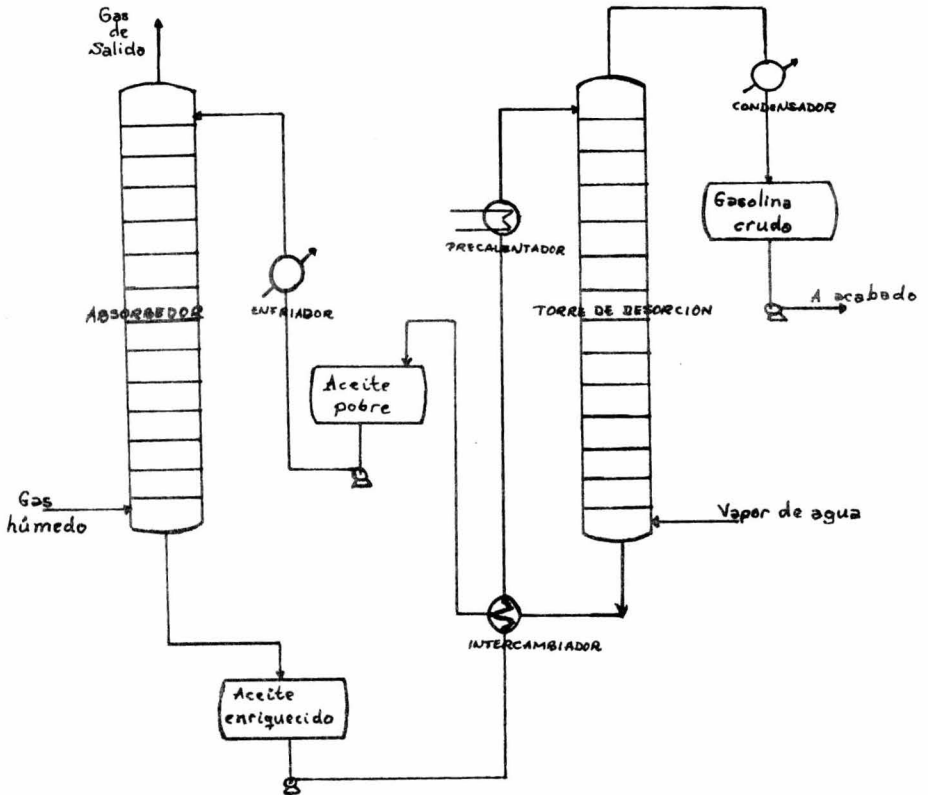


Diagrama de flujo de un sistema de absorción-desorción

Hay 3 partes principales a considerar en el diseño de una torre de absorción o desorción:

1.- Obtención de la información sobre las relaciones de equilibrio líquido-vapor del sistema para determinar la cantidad requerida de los componentes solubles del gas o la cantidad de gas necesaria para desorber la cantidad deseada de los componentes volátiles del líquido.

2.- Información sobre la capacidad de manejo de gastos de líquido y vapor del equipo que se considere para determinar el área transversal (o diámetro) y tamaño de la torre.

3.- Los datos de equilibrio y los balances de materia y energía se emplean en combinación con relaciones fundamentales características del proceso de absorción o desorción para calcular el número de etapas de equilibrio (platos teóricos).

4.- Información sobre las eficiencias de etapa que transforman el número de platos teóricos en número de platos reales.

En el presente trabajo se considerará fundamentalmente la parte 3.

II. GENERALIDADES

Los métodos más útiles para el cálculo de etapas teóricas de un proceso de separación multicomponente pueden dividirse en tres grandes grupos⁴:

- 1.- Métodos de cálculo de etapa por etapa
- 2.- Métodos de grupo
- 3.- Métodos de aproximaciones sucesivas

Cada uno de estos métodos tiene cierto grado de aplicación siendo más útiles para cierto tipo de problemas que para otros.

IIa. Métodos de cálculo de etapa por etapa

Los métodos de cálculo de etapa por etapa, como su nombre lo indica, se basan en fijar condiciones en una cierta etapa del proceso y después calcular secuencialmente las demás etapas por procedimientos repetitivos adecuados. Como es de esperarse, es la etapa final del proceso la que se fija ya que se conocen sus condiciones o pueden ser predecibles con suficiente certeza.

El procedimiento de cálculo continua a partir de este extremo a través de las demás etapas hasta la etapa inicial. Puede decirse que la utilidad del método se limita a aquellos problemas en que la composición y la cantidad de alguno de los productos pue

den ser predecibles con suficiente certeza. Debido a que es necesario determinar una composición del producto, los métodos de etapa por etapa son más útiles para problemas en los cuales las variables de separación han sido fijadas y para los cuales se desea conocer el número requerido de etapas bajo condiciones de flujo dadas. Este tipo de problemas se presenta en el diseño de procesos de múltiples etapas. El diagrama de McCabe-Thiele es una aplicación gráfica a un cálculo de etapa por etapa.

Los procedimientos de etapa por etapa han sido estudiados ampliamente y se reportan en detalle en la literatura⁴. Han sido desarrollados métodos gráficos y numéricos, pero ambos métodos consisten en usar alternativamente las relaciones de equilibrio y los balances de materia de una etapa a la otra.

IIb. Métodos de grupo

Los métodos de grupo evitan el procedimiento tedioso de cálculo de etapa por etapa por medio de un cálculo del número de etapas en una sección de la columna directamente a partir de información de las composiciones en los extremos de la sección o viceversa. Los métodos de grupo son útiles para el mismo tipo de problemas que los de etapa por etapa, pero sólo son exactos para un grupo reducido de problemas ya que el desarrollo de las ecuaciones solamente es posible bajo suposiciones limitantes concernientes a la idealidad del sistema y a la invariabilidad de los flujos. Encuentran su mayor utilidad en cálculos rápidos aproximados o en sistemas que requieren un número grande de etapas en donde los cálculos de etapa por etapa serían extrema-

damente tediosos.

IIC. Métodos de aproximaciones sucesivas

Métodos de aproximaciones sucesivas han sido desarrollados para la mayor parte de los problemas en los cuales el número de etapas en el proceso se ha fijado y el problema consiste en calcular la separación que se logrará. Estos métodos pueden dividirse convenientemente en 2 grupos: métodos de iteración y métodos de relajamiento. El procedimiento de cálculo de un método típico de iteración puede ser como sigue: se suponen las condiciones en cada etapa sobreespecificando al sistema y después se calculan las composiciones en cada etapa por medio de un conjunto de ecuaciones. Como las condiciones supuestas originalmente eran probablemente erróneas las composiciones calculadas serán erróneas por lo que un procedimiento de corrección se emplea para obtener a partir de las composiciones encontradas un conjunto de condiciones más exactas en cada etapa. La rapidez de convergencia hacia la respuesta correcta depende completamente de los métodos de corrección.

Los métodos de iteración se emplean también frecuentemente para problemas de diseño en donde el número de etapas puede determinarse por interpolación entre soluciones para distinto número de etapas. A menudo este enfoque es preferido a los métodos de etapa por etapa en un problema en donde la composición del producto no puede especificarse completamente.

Los métodos de relajamiento son en concepto aún más simples que los de iteración. Nuevamente, se suponen todas las

condiciones, temperaturas, composiciones y gastos de todas las etapas del proceso y después cada etapa se considera por separado. Se calculan los errores en los balances de masa y energía para cada etapa y nuevas estimaciones de los gastos y condiciones para cada etapa se hacen de tal manera de reducir o "relajar" los errores a cero. Cuando esto ha sido hecho para una etapa, el cálculo se hace en otra etapa hasta que todas las etapas han sido calculadas un número suficiente de veces de tal manera que los errores restantes sean aceptablemente pequeños y que pueda decirse que el cálculo ha convergido a una solución de estado estacionario.

Debido a la simplicidad de los métodos de iteración así como de los de relajamiento, estos son apropiados para la solución de problemas que involucran sistemas y procesos complicados. Requieren por lo general del uso de una computadora de alta velocidad debido al gran número de cálculos necesarios, pero a través de ellos cualquier problema puede ser resuelto.

Los métodos de aproximaciones sucesivas son también útiles para problemas complejos de separación de una sola etapa.

III. PLANEAMIENTO DE LOS MODELOS

IIIa. Modelo de Horton-Franklin

Los métodos de cálculo de etapa por etapa más favorecidos son aquellos que emplean el concepto de factores de absorción y desorción desarrollado por Kremser⁵ y posteriormente por Brown.¹² La suposición de gastos molares de líquido y vapor y factores de absorción constantes a través de la torre que se hace en la derivación de la ecuación de Kremser-Brown (1), conduce a serios errores en el cálculo de absorbedores comerciales en los cuales hay variación en los gastos de vapor y líquido de plato a plato o diferencias apreciables de temperatura;

$$N = \frac{\log \left[\frac{Y_{n+1}' - KX_0'}{Y_1' - KX_0'} \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{\log A} \quad A \neq 1$$

---(1)

$$N = \frac{Y_{n+1}' - Y_1'}{Y_1' - KX_0'} \quad A = 1$$

Donde N -número de platos totales

y para algún componente:

Y'_{Ni} -relación mol en el gas de alimentación

Y'_i -relación mol en el gas de salida

X'_i -relación mol en el líquido de alimentación

K -relación de equilibrio

A -factor de absorción = $\frac{L}{KV}$

Las limitaciones de esta ecuación, que son las propias de los métodos de grupo, pueden ser compensadas hasta cierto punto si se escoge un factor de absorción efectivo derivado de experiencias anteriores que conduzca a resultados satisfactorios. Otro punto de vista, es el tratamiento gráfico descrito por Sherwood¹¹.

Una ecuación totalmente general es la presentada por Horton y Franklin³ que involucra únicamente la suposición de equilibrio entre el gas y el líquido que salen de cada plato teórico.

Considérese la figura mostrada en la siguiente página, en donde:

V_k -gasto de vapor que sale del plato k (moles/tiempo)

L_k -gasto de líquido que sale del plato k "

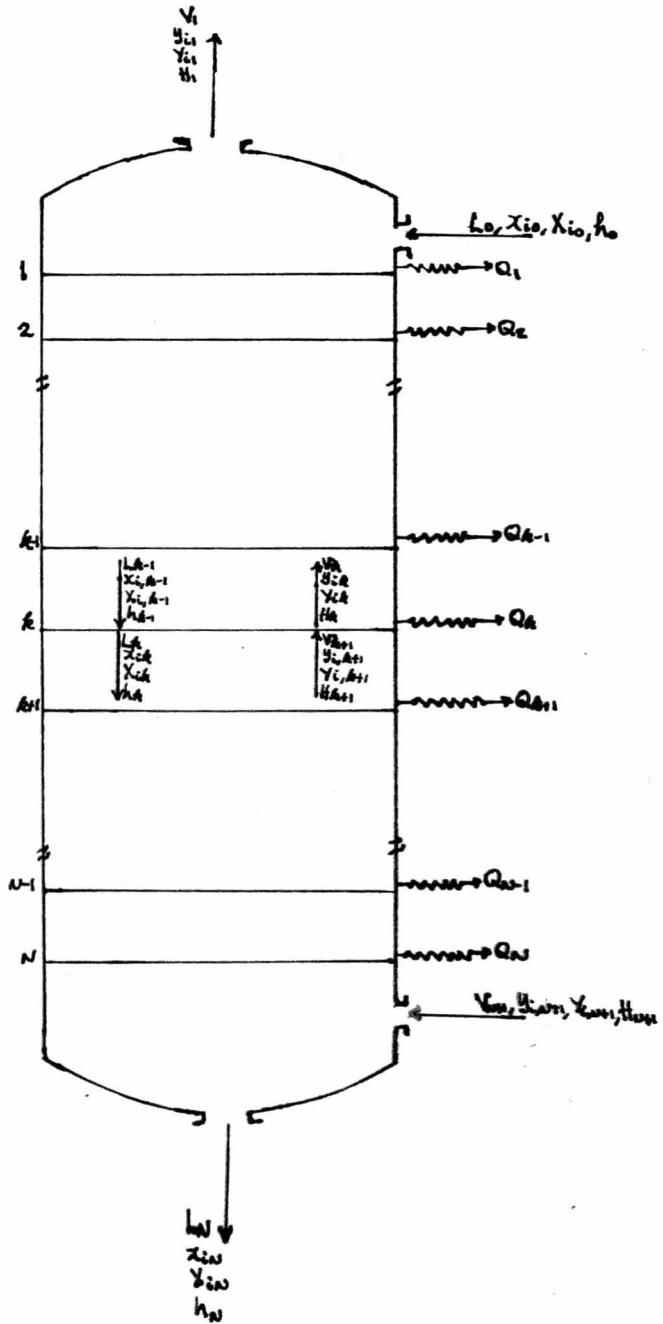
x_{ik} -fracción mol del componente i en L

y_{ik} -fracción mol del componente i en V

H_k -entalpía molar del vapor que sale del plato k

h_k -entalpía molar del líquido que sale del plato k

Q_k -carga térmica removida del plato k



$$X_{ik} = \frac{X_{ik} L_k}{L_o} \quad \text{-moles del componente i en el líquido del plato}$$

k por mol de líquido que entra al absorbedor

$$Y_{ik} = \frac{Y_{ik} V_k}{V_{N+1}} \quad \text{-moles del componente i en el vapor del plato}$$

k por mol de gas que entra al absorbedor

La ventaja de definir estas dos últimas variables proviene del hecho de que es posible que haya transferencia entre el gas y el líquido de todos los componentes por lo que puede no haber alguna substancia que pase a través de la columna a gasto constante en el gas o en el líquido, mientras que las alimentaciones representan un valor de referencia que no varía.

Balace de Materia alrededor del plato k:

$$L_{R-1} x_{i,R-1} + V_{R+1} y_{i,R+1} = L_R x_{ik} + V_R y_{ik} \quad \text{---(2)}$$

como

$$x_{i,R+1} = \frac{L_o X_{i,R+1}}{L_{R-1}} \quad ; \quad x_{ik} = \frac{L_o X_{ik}}{L_R}$$

$$y_{ik} = \frac{Y_{ik} V_{N+1}}{V_R} \quad ; \quad y_{i,R+1} = \frac{Y_{i,R+1} V_{N+1}}{V_{R+1}}$$

Sustituyendo en (2):

$$L_{R-1} \frac{L_o X_{i,R+1}}{L_{R-1}} + V_{R+1} \frac{Y_{i,R+1} V_{N+1}}{V_{R+1}} = L_R \frac{L_o X_{ik}}{L_R} + V_R \frac{Y_{ik} V_{N+1}}{V_R}$$

y agrupando:

$$L_o (X_{ik} - X_{i,R+1}) = V_{N+1} (Y_{i,R+1} - Y_{ik}) \quad \text{---(3)}$$

Si K_{ik} es la relación de equilibrio del componente i en

el plato k:

$$K_{ik} = \frac{Y_{ik}}{X_{ik}}$$

o bien

$$\frac{Y_{ik} V_{k+1}}{V_k} = K_{ik} \frac{X_{ik} L_0}{L_k} \quad \text{---(4)}$$

De forma similar para el plato k-1:

$$\frac{Y_{i,k-1} V_{k+1}}{V_{k-1}} = K_{i,k-1} \frac{X_{i,k-1} L_0}{L_{k-1}} \quad \text{---(5)}$$

Resolviendo las ecuaciones (4) y (5) para las X's:

$$X_{ik} = \frac{L_k}{L_0} \frac{V_{k+1}}{V_k} \frac{Y_{ik}}{K_{ik}} \quad ; \quad X_{i,k-1} = \frac{L_{k-1}}{L_0} \frac{V_{k+1}}{V_{k-1}} \frac{Y_{i,k-1}}{K_{i,k-1}}$$

y sustituyendo en (3) se tiene

$$\left(\frac{L_k}{V_k} \frac{Y_{ik}}{K_{ik}} - \frac{L_{k-1}}{V_{k-1}} \frac{Y_{i,k-1}}{K_{i,k-1}} \right) = (Y_{i,k+1} - Y_{ik})$$

$$Y_{ik} \left(\frac{L_k}{V_k K_{ik}} + 1 \right) = \frac{L_{k-1}}{V_{k-1} K_{i,k-1}} Y_{i,k-1} + Y_{i,k+1}$$

Despejando Y_{ik} :

$$Y_{ik} = \frac{Y_{i,k+1} + A_{i,k} Y_{i,k-1}}{1 + A_{ik}} \quad \text{---(6)}$$

donde $A_{ik} = \frac{L_k}{V_k K_{ik}}$ y $A_{i,k-1} = \frac{L_{k-1}}{V_{k-1} K_{i,k-1}}$ son

los factores de absorción del componente i en el plato k y k-1 respectivamente.

Para k = 1:

$$Y_{i1} = \frac{Y_{i2} + A_{i0} Y_{i0}}{1 + A_{i1}} \quad \text{---(7)}$$

de la ecuación (5)

$$Y_{i0} = \frac{K_{i0} X_{i0} \sqrt{v_0}}{\sqrt{v_{N+1}}} \quad \text{---(8)}$$

$$A_{i0} Y_{i0} = \frac{L_0 X_{i0}}{\sqrt{v_{N+1}}} \quad \text{---(9)}$$

sustituyendo (9) en la ecuación (6)

$$Y_{i1} = \frac{Y_{i2} + \frac{L_0 X_{i0}}{\sqrt{v_{N+1}}}}{1 + A_{i1}} \quad \text{---(10)}$$

Para $k = 2$ la ecuación (6) queda:

$$Y_{i2} = \frac{Y_{i3} + A_{i1} Y_{i1}}{1 + A_{i2}} \quad \text{---(11)}$$

sustituyendo Y_{i1} de la ecuación (10) en (11) y reorganizando

$$Y_{i2} = \frac{(A_{i1} + 1) Y_{i3} + A_{i1} L_0 X_{i0} / \sqrt{v_{N+1}}}{A_{i1} A_{i2} + A_{i2} + 1} \quad \text{---(12)}$$

De forma similar para $k = 3$:

$$Y_{i3} = \frac{(A_{i1} A_{i2} + A_{i1} + 1) Y_{i4} + A_{i1} A_{i2} L_0 X_{i0} / \sqrt{v_{N+1}}}{A_{i1} A_{i2} A_{i3} + A_{i2} A_{i3} + A_{i3} + 1} \quad \text{---(13)}$$

y para N platos

$$Y_{iN} = \frac{(A_{i1} A_{i2} A_{i3} \cdots A_{i,N-1} + A_{i2} A_{i3} \cdots A_{i,N-1} + \dots + A_{i,N-1} + 1) Y_{i,N+1} + A_{i1} A_{i2} \cdots A_{i,N-1} \frac{L_0 X_{i0}}{\sqrt{v_{N+1}}}}{A_{i1} A_{i2} A_{i3} \cdots A_{iN} + A_{i2} A_{i3} \cdots A_{iN} + \dots + A_{iN} + 1} \quad \text{---(14)}$$

Sin embargo, es más deseable tener la expresión para alguna de las corrientes de salida que para una corriente interna como lo es la corriente de vapor que sale del plato N , para ello hacemos un balance de materia del componente i alrededor de to-

do el absorbedor:

$$L_0 (X_{iN} - X_{i0}) = V_{N+1} (Y_{i,N+1} - Y_{i1}) \quad \text{--(15)}$$

y la ecuación (4) para $k = N$:

$$Y_{iN} = K_{iN} X_{iN} \frac{L_0}{L_N} \frac{V_N}{V_{N+1}} = \frac{L_0 X_{iN}}{A_{iN} V_{N+1}} \quad \text{--(16)}$$

Resolviendo:

de (15),
$$X_{iN} = \frac{V_{N+1} (Y_{i,N+1} - Y_{i1}) + L_0 X_{i0}}{L_0}$$

sustituyendo en (16),

$$Y_{iN} = \frac{V_{N+1} (Y_{i,N+1} - Y_{i1}) + L_0 X_{i0}}{A_{iN} V_{N+1}}$$

o bien

$$Y_{iN} = \frac{Y_{i,N+1} - Y_{i1}}{A_{iN}} + \frac{L_0 X_{i0}}{A_{iN} V_{N+1}} \quad \text{--(17)}$$

Igualando la ecuación (17) con la (14) y despejando obtenemos:

$$\frac{Y_{i,N+1} - Y_{i1}}{Y_{i,N+1}} = \frac{A_{i1} A_{i2} A_{i3} \dots A_{i,N-1} A_{iN} + A_{i2} A_{i3} \dots A_{iN} + \dots + A_{i,N-1} A_{iN} + A_{iN}}{A_{i1} A_{i2} A_{i3} \dots A_{iN} + A_{i2} A_{i3} \dots A_{iN} + \dots + A_{i,N-1} A_{iN} + A_{iN} + 1} \quad \text{--(18)}$$

$$- \frac{L_0 X_{i0}}{V_{N+1} Y_{i,N+1}} \left[\frac{A_{i2} A_{i3} A_{i4} \dots A_{iN} + A_{i3} A_{i4} \dots A_{iN} + \dots + A_{iN} + 1}{A_{i1} A_{i2} A_{i3} \dots A_{iN} + A_{i2} A_{i3} \dots A_{iN} + \dots + A_{iN} + 1} \right]$$

La ecuación (18) es una expresión para la absorción fraccional de cualquier componente, exacta ya que se basa sólo en los balances de materia y la condición de equilibrio que define un plato teórico.

La expresión correspondiente para desorción se obtiene de

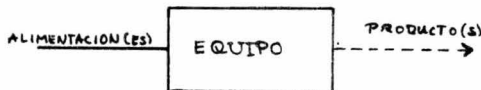
manera análoga:

$$\frac{X_{i0} - X_{iN}}{X_{i0}} = \frac{S_{i1}S_{i2} \cdots S_{iN} + S_{i1}S_{i2} \cdots S_{i,N-1} + \cdots + S_{i1}}{S_{i1}S_{i2} \cdots S_{iN} + S_{i1}S_{i2} \cdots S_{i,N-1} + \cdots + S_{i1} + 1} \quad \text{--(19)}$$

$$- \frac{V_{N+1} Y_{i,N+1}}{L_0 X_{i0}} \left[\frac{S_{i1}S_{i2} \cdots S_{i,N-1} + S_{i1}S_{i2} \cdots S_{i,N-2} + \cdots + S_{i1} + 1}{S_{i1}S_{i2} \cdots S_{iN} + S_{i1}S_{i2} \cdots S_{i,N-1} + \cdots + S_{i1} + 1} \right]$$

donde $S_{i,k} = \frac{1}{A_{i,k}}$ es el factor de desorción del componente i en el plato k.

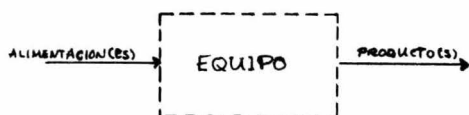
Para aplicar las ecuaciones (18) y (19) se requiere conocer la relación L_k/V_k para cada plato y la temperatura T_k de los platos (que en primera instancia determina la relación de equilibrio $K_{i,k}$) para calcular las $A_{i,k}$ o las $S_{i,k}$. Como se ve, el método está planteado para resolver problemas típicos de simulación, esto es, dadas las condiciones de las corrientes de alimentación y el número de platos, determinar las características de las corrientes de salida.



Simulación

El problema de diseño, que consistiría en determinar el número de platos necesarios para llevar a cabo la separación deseada a partir de la corriente de proceso alimentada, también se puede resolver si mediante algún método preliminar rápido de terminamos el número de platos aproximado y aplicando las ecua-

ciones del método calculamos las condiciones de salida y vemos si cumplen con las especificaciones de los productos deseados. En caso de que no, podemos disminuir o aumentar, dependiendo del caso, el número de platos y repetir el procedimiento hasta satisfacer los requerimientos de las corrientes de proceso de salida. Esto es, transformamos continuamente un problema de diseño en uno de simulación y viceversa.



Diseño

Procedimiento Computacional

1.- Dar un perfil de temperaturas T_k y de gastos de vapor V_k en cada plato. Una buena aproximación es suponer que la absorción fraccional es la misma en cada plato:

$$\frac{V_k}{V_{k+1}} \approx \left(\frac{V_1}{V_{N+1}} \right)^{1/N}$$

ó

$$V_k = V_{N+1} \left(\frac{V_1}{V_{N+1}} \right)^{\frac{N+1-k}{N}} \quad \text{--(20)}$$

Los gastos de líquido se determinan mediante un balance de materia de envolvente superior o inferior y balance alrededor de toda la torre:

Balance total de materia

$$L_0 + V_{N+1} = L_N + V_1 \quad \text{--(21)}$$

Del balance de envolvente inferior alrededor del plato $k+1$

$$L_k = L_N + V_{k+1} - V_{N+1} \quad \text{--(22)}$$

El perfil inicial de temperaturas se puede calcular aproximadamente haciendo la suposición de que los calores latentes y capacidades caloríficas molares son similares para todos los componentes y de que no hay calores de solución, entonces:

$$\frac{V_{N+1} - V_{k+1}}{V_{N+1} - V_1} \approx \frac{T_N - T_k}{T_N - T_0}$$

De donde

$$T_k \approx T_N - (T_N - T_0) \left(\frac{V_{N+1} - V_{k+1}}{V_{N+1} - V_1} \right) \quad \text{--(23)}$$

Similarmente, si se trata de desorción:

$$L_k \approx L_0 \left(\frac{L_N}{L_0} \right)^{k/N} \quad \text{--(24)}$$

y

$$T_k \approx T_0 - (T_0 - T_N) \left(\frac{L_0 - L_k}{L_0 - L_N} \right) \quad \text{--(25)}$$

2.- Calcular las constantes de equilibrio K_{ik} y los factores de absorción A_{ik} (o desorción S_{ik}) para cada componente en cada plato.

3.- Obtener de la ecuación (18) ó (19) la composición del producto, Y_{i1} ó X_{iN} , para todos los componentes.

4.- Recalcular V_k y mediante la ecuación (21) obtener L_k .

5.- Sabiendo que

$$A_{ik} = \frac{L_k}{K_{ik} V_k} = \frac{L_k}{(Y_{ik}/X_{ik}) V_k}$$

se puede despejar el gasto molar de cada componente en la fase

vapor en cada plato:

$$V_k y_{i,k} = (L_k x_{i,k}) / A_{i,k} \quad \text{--(26)}$$

Si hay V_s moles/unidad de tiempo de gas no absorbido (inerte), entonces

$$V_k = V_s + \sum_{i=1}^M \frac{L_k x_{i,k}}{A_{i,k}} \quad \text{--(27)}$$

en donde M es el número de componentes que se transfieren.

De un balance individual de materia de envolvente inferior alrededor del plato k se obtiene:

$$L_{k-1} x_{i,k-1} = L_N x_{i,N} + V_k y_{i,k} - V_{N+1} y_{i,N+1} \quad \text{--(28)}$$

Combinando las ecuaciones (27) y (28) y notando que

$$L_{k-1} = L_s + \sum_{i=1}^M [(L_{k-1})(x_{i,k-1})]$$

donde L_s es el gasto del líquido inerte, se pueden calcular nuevos perfiles de vapor y líquido, y por tanto, una nueva relación L_k / V_k para cada plato.

6.- Balance de energía total:

$$L_0 h_0 + V_{N+1} H_{N+1} = L_N h_N + V_1 H_1 + Q \quad \text{--(29)}$$

en donde $Q = \sum_{k=1}^N Q_k$ es el calor total suministrado (como en absorbedores con rehedidor) o removido de la columna (por ejemplo torres con enfriadores intermedios). De un balance de energía de envolvente inferior alrededor del plato k+1 se obtiene:

$$L_k h_k = L_N h_N + V_{k+1} H_{k+1} - V_{N+1} H_{N+1} + \sum_{k+1}^N Q_k \quad \text{--(30)}$$

La entalpía de cada una de las corrientes, líquida o vapor, es una función de la temperatura, de la presión y de la composición por tanto, dada la presión de operación de la columna (despreciando la caída de presión a través de ella), habiendo determinado

la composición de todas las corrientes y partiendo del perfil supuesto de temperaturas se pueden obtener las entalpías de vapor H_k en cada plato. Ahora bien, si las temperaturas supuestas son las correctas, debe cumplirse (de la ecuación (30)):

$$h_R = \frac{L_N h_N + V_{k+1} H_{k+1} - V_{N+1} H_{N+1} + \sum_{k=1}^N Q_k}{L_k}$$

que puede resolverse dadas las cargas térmicas Q_k de cada plato y utilizando los nuevos valores calculados de L_k y V_{k+1} . Las entalpías y gastos de alimentación son conocidas y de la ecuación (29) se puede conocer $L_N h_N$. Con base en lo dicho anteriormente:

$$h_R = h_R(T_k, x_{ik}, P)$$

para P y x_{ik} determinados: $h_R = h_R(T_k)$

Si h_R es una función biyectiva de $T_R \geq 0$, la función tiene inversa y podemos expresar: $T_R = T_R(h_R)$

A lo que se ha llegado, es a una función, explícita o implícita, que permite calcular un nuevo perfil de temperaturas a partir de la información obtenida hasta este punto. La condición de que h_R (h_k) sea biyectiva, realmente se puede reducir a un intervalo $T_A \leq T \leq T_B$, en donde T_A y T_B son límites prácticos de operación.

7.- Aplicar un método de convergencia que aproveche la información de los valores calculados de L_{ik} / V_{ik} y T_k para su poner los nuevos valores que serán utilizados en la secuencia de cálculo. Así, si j es la iteración;

método de sustitución directa: $\left(\frac{L_{ik}}{V_{ik}}\right)^{j+1} = \left(\frac{L_{ik}}{V_{ik}}\right)^j$ y $(T_k)^{j+1} = (T_k)^j$

(el valor supuesto de la iteración $j+1$ es el calculado en la iteración j). Este método es uno de los más simples, que puede ser empleado si la función de que se trate puede escribirse de la forma

$$\phi(x) = x$$

donde $\phi(x)$ es una función de x .

Con objeto de que el método de sustitución directa sea convergente es necesario que

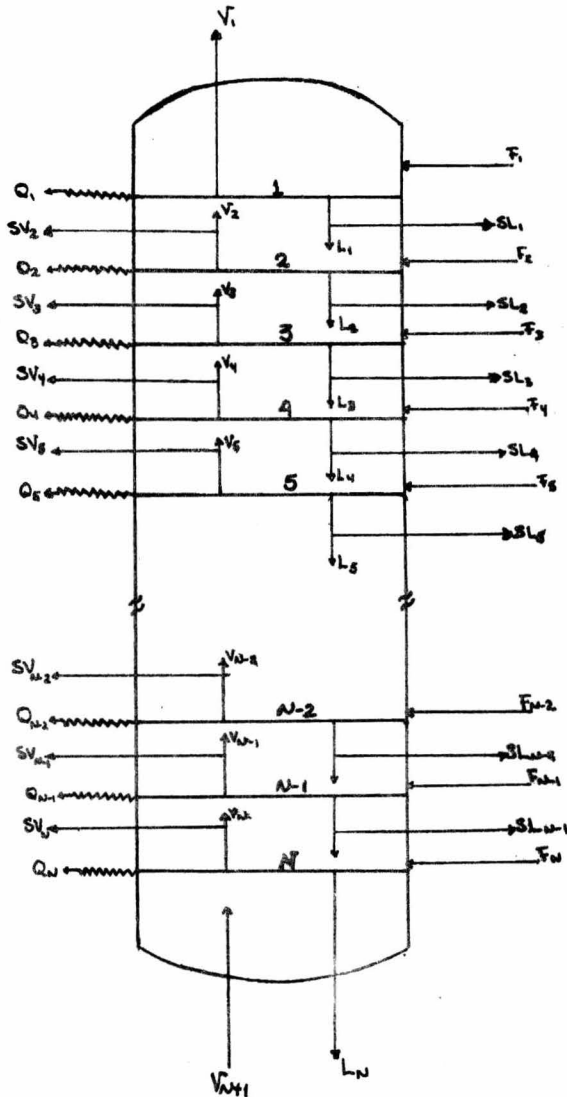
$$\left| \frac{d\phi(x)}{dx} \right| < 1 \quad \text{--(31)}$$

en la solución. El método convergirá más rápido en la vecindad de la solución en la medida en que la derivada de la expresión (31) sea más pequeña. Cuando la derivada es cercana a la unidad, se pueden usar procedimientos de aceleración de convergencia para sustitución directa; tal es el caso del procedimiento propuesto por Wegstein.⁶

IIIb. Modelos que emplean Matriz Tridiagonal

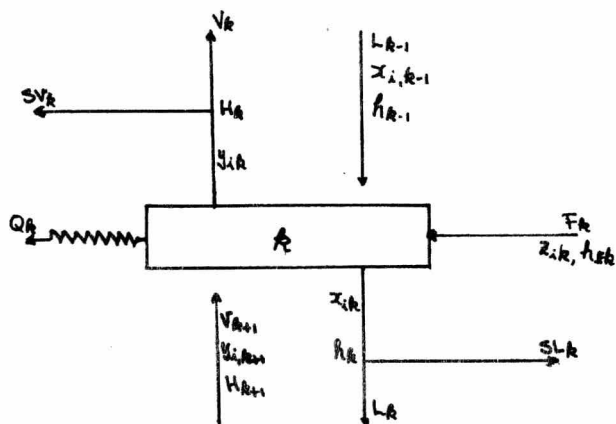
Pertenecientes a los métodos de aproximaciones sucesivas se tienen los modelos que emplean matriz tridiagonal.

Para el desarrollo de estos métodos considérense las siguientes figuras:



en donde

- N -número de etapas de equilibrio
- F_k -alimentación externa al k -ésimo plato, moles/tiempo
- L_k -gasto de líquido que llega al plato $k - 1$ proveniente del plato k , moles/tiempo
- SL_k -salida lateral de líquido que proviene del k -ésimo plato, moles/tiempo
- V_k -gasto de vapor que llega al plato $k - 1$ proveniente del k -ésimo plato, moles/tiempo
- SV_k -salida lateral de vapor proveniente del k -ésimo plato, moles/tiempo
- Q_A -carga térmica removida del k -ésimo plato, BTU/tiempo
- M -número de componentes presentes en la etapa
- x_{ik} -fracción mol en la fase líquida del componente i en el plato k
- y_{ik} -fracción mol en la fase vapor del componente i en el plato k
- z_{ik} -fracción mol en la alimentación al k -ésimo plato del componente i
- H_k -entalpía molar del vapor que sale del plato k
- h_k -entalpía molar del líquido que sale del plato k
- h_{Fk} -entalpía molar de la alimentación al plato k



k-ésima etapa de equilibrio

Existen cuatro conjuntos de ecuaciones que deben ser satisfechas en el cálculo riguroso de etapas teóricas de equilibrio. Estos son:

Conjunto M -ecuaciones de balance de materia

Conjunto E -ecuaciones de equilibrio

Conjunto S -ecuaciones de sumatorias de fracciones mol

Conjunto H -ecuaciones de balance de energía

Se tienen distintas maneras de expresar las ecuaciones

dependiendo de qué variables se escojan como independientes y de la manera de formular los balances de materia y energía. Formulando los balances de materia y energía alrededor de cada etapa y escogiendo como variables independientes las fracciones mol de los componentes en la fase líquida en cada etapa, x_{ik} , los gastos de vapor correspondientes a cada etapa, V_k , y las temperaturas en cada etapa, T_k , las ecuaciones quedan planteadas de la siguiente manera:

Conjunto M

$$M_{ik}(x_{ik}, V_k, T_k) = V_{k+1} y_{i,k+1} + L_{k-1} x_{i,k-1} + F_k z_{ik} - (V_k + SV_k) y_{i,k} - (L_k + SL_k) x_{ik} = 0 \quad --(33)$$

Conjunto E

$$E_k(x_{ik}, V_k, T_k) = y_{ik} - K_{ik} x_{ik} = 0 \quad --(34)$$

Conjunto S

$$S_k(x_{ik}, V_k, T_k) = \sum_{i=1}^M y_{ik} - 1.0 = 0 \quad --(35)$$

o' bien

$$S_k(x_{ik}, V_k, T_k) = \sum_{i=1}^M x_{ik} - 1.0 = 0 \quad --(36)$$

Conjunto H

$$H_k(x_{ik}, V_k, T_k) = V_{k+1} H_{k+1} + F_k h_{k+1} + L_{k-1} h_{k-1} - (V_k + SV_k) H_k - (L_k + SL_k) h_k - Q_k = 0 \quad --(37)$$

Los gastos de líquido, L_k , pueden ser expresados en términos de los gastos de vapor, V_k , por medio de un balance de envolvente desde la primera etapa hasta la k-ésima etapa de que se trate:

$$L_k = \sum_{j=1}^k F_j + V_{k+1} - \sum_{j=2}^k SV_j - \sum_{j=1}^k SL_j - V_1 \quad --(38)$$

en donde

$$A_2 = (F_1 + V_2 - SL_1 - V_1) \quad \text{---(40.1)}$$

$$A_k = \left[\sum_{j=1}^{k-1} F_j + V_k - \sum_{j=2}^{k-1} SV_j - \sum_{j=1}^{k-1} SL_j \right] \quad 2 < k \leq N \quad \text{---(40.2)}$$

$$B_i = [-V_i K_{i1} - (F_1 + V_2 - V_1)] \quad \text{---(40.3)}$$

$$B_k = \left[-(V_k + SV_k) K_{ik} - \left(\sum_{j=1}^k F_j + V_{k+1} - \sum_{j=2}^k SV_j - \sum_{j=1}^{k-1} SL_j - V_i \right) \right] \quad 2 < k \leq N \quad \text{---(40.4)}$$

$$C_k = (V_{k+1} K_{i, k+1}) \quad 1 \leq k < N \quad \text{---(40.5)}$$

$$D_k = -F_k Z_{ik} \quad 1 \leq k \leq N \quad \text{---(40.6)}$$

La matriz tiene forma tridiagonal.

Combinando la ecuación (37) con la (38), obtenemos

$$H_k(x_{ik}, V_k, T_k) = V_{k+1} H_{k+1} + F_k h_{Fk} + \left(\sum_{j=1}^{k-1} F_j + V_k - \sum_{j=2}^{k-1} SV_j - \sum_{j=1}^{k-1} SL_j - V_i \right) h_{k-1} \\ - (V_k + SV_k) H_k - \left(\sum_{j=1}^k F_j + V_{k+1} - \sum_{j=2}^k SV_j - \sum_{j=1}^{k-1} SL_j - V_i \right) h_k - Q_k = 0 \quad \text{----(41)}$$

Resumiendo, si se tienen N etapas de equilibrio y M componentes, entonces por cada componente se tiene una matriz tridiagonal formada a partir de N ecuaciones y una contribución de $N \times M$ ecuaciones de balance de materia. Además se tienen N ecuaciones de sumatorias de fracciones mol de la forma de la ecuación (35) y N ecuaciones de balance de energía de la forma de la ecuación (41). En total hay $N \times M + N + N = N(M+2)$ ecuaciones.

Las variables independientes seleccionadas al principio del desarrollo de las ecuaciones fueron:

$N \times M$ fracciones mol de los componentes en la fase líquida en cada etapa, x_{ik}

N gastos de vapor en cada etapa, V_k

N temperaturas en cada etapa, T_k

Sumándolas, se ve que se tienen $N(M+2)$ variables independientes

en las $N(M+2)$ ecuaciones obtenidas anteriormente y por lo tanto el sistema de ecuaciones es consistente y tiene solución única.

El análisis de la torre de absorción por medio del modelo que se ha planteado, consiste en encontrar un conjunto de composiciones x_{ik} , gastos de vapor V_k , y temperaturas T_k , que satisfagan todas las ecuaciones del modelo. Debido a la naturaleza no lineal de las ecuaciones se hacen necesarios procedimientos iterativos para poder resolverlas.

Se requiere contar con la información necesaria para que el problema de resolución de la torre esté completamente determinado y sea posible la aplicación del modelo para la obtención del conjunto de valores x_{ik} , V_k , y T_k . Esta información está constituida por un número fijo de variables independientes que deben especificarse con anticipación. La determinación de este número de variables o grados de libertad que determinan completamente el problema de diseño puede hacerse por medio de la regla de descripción que explica King⁴.

Para torres de absorción, normalmente se especifican las composiciones, las condiciones y los gastos de todas las alimentaciones; el número de etapas o platos; la presión de la columna; los gastos y localización de las salidas laterales y las cargas térmicas de los enfriadores intermedios. En el caso de absorbedores con rehervidores la información especificada incluiría la carga térmica del rehervidor y de los calentadores laterales. Pueden realizarse sustituciones de las especificaciones mencionadas. Por ejemplo, para absorbedores con rehervidor

la cantidad de producto del domo puede especificarse en lugar de la carga térmica del rehervidor.

Para poder resolver la matriz $[M]$ de balances de materia, se necesita que todos los coeficientes A, B, C y D sean constantes, lo cual significa definir una transformación lineal tal que asocie a cada vector $\{x_{ik}\}$ un único vector $\{D_k\}$. Esto se logra especificando las variables agrupadas en estos coeficientes. Las relaciones de equilibrio de los diversos componentes en cada etapa, K_{ik} , están incluidas dentro de los coeficientes B y C por lo que se hace necesario suponer las temperaturas en cada etapa, T_k , y que las relaciones sean sólo función de ellas. Debe hacerse también una suposición de los gastos de vapor en cada plato, V_k , y las siguientes variables deben ser dato o especificarse:

Gastos de alimentación F_k y sus respectivas composiciones z_{ik}

Salidas laterales de vapor SV_k

Salidas laterales de líquido SL_k

Hecho lo anterior, se procede a agrupar al vector $\{D_k\}$ dentro de la matriz $[M]$ dando por resultado,

$$\begin{bmatrix}
 B_1 & C_1 & & & & & D_1 \\
 A_2 & B_2 & C_2 & & & & D_2 \\
 & \dots & \dots & \dots & & & \vdots \\
 & & A_k & B_k & C_k & & D_k \\
 & & & \dots & \dots & \dots & \vdots \\
 & & & & A_{N-1} & B_{N-1} & C_{N-1} & D_{N-1} \\
 & & & & & A_N & B_N & C_N & D_N
 \end{bmatrix}
 \quad 1 \leq i \leq M$$

--(42)

La solución de la matriz aumentada (42) para la obtención del vector de composiciones $\{x_{ik}\}$ puede realizarse fácilmente por medio de un algoritmo derivado del método de eliminación de Gauss. En este algoritmo, dos cantidades auxiliares p y q , se calculan primeramente como sigue:

$$p_1 = c_1/b_1, \quad q_1 = d_1/b_1$$

$$p_k = c_k / (b_k - a_k p_{k-1}) \quad 2 \leq k \leq N-1$$

$$q_k = (d_k - a_k q_{k-1}) / (b_k - a_k p_{k-1}) \quad 2 \leq k \leq N$$

A continuación, los valores del vector de composiciones $\{x_{ik}\}$ se calculan evaluando primero el último término x_{iN} y después disminuyendo el índice k hasta alcanzar el término x_{i1} :

$$x_{iN} = q_N$$

$$x_{ik} = q_k - p_k x_{i,k+1} \quad 1 \leq k \leq N-1$$

Se hace notar que en el desarrollo realizado se han fijado el número de etapas, los gastos y composiciones de las alimentaciones y las salidas laterales de vapor y líquido, pero no se han especificado variables de composición de cualquiera de los productos. Por lo tanto, se trata de un análisis de la operación de la columna más que de un análisis de diseño. Para problemas de diseño con un número desconocido de etapas y variables de separación fijas será necesario interpolar entre los diferentes casos para obtener soluciones.

En el análisis de operación de la columna propuesto, se han establecido como primeros pasos la suposición de los perfiles de gastos de vapor y temperaturas de las etapas y la resolución de las matrices tridiagonales de los diversos componentes. Los conjuntos de composiciones x_{ik} , gastos de vapor V_k y temperaturas T_k de que se dispone en este nivel del cálculo, han

tratado de cumplir las ecuaciones del conjunto M de la forma (33) y del conjunto E de la forma (34). Falta aún verificar que los valores supuestos y los calculados son los que cumplen las ecuaciones del conjunto S de la forma (35) ó (36) y del conjunto H de la forma (37). De no ser así, hará falta volver a suponer otros perfiles de gastos de vapor y temperaturas hasta que los valores supuestos sean lo suficientemente cercanos a los calculados.

A continuación se propondrán dos procedimientos para la solución completa del conjunto de ecuaciones. Ambos utilizan la técnica de la matriz tridiagonal y son el Método del Punto de Burbuja y el Método de la Suma de Gastos.¹

IIIb.1 Método del Punto de Burbuja

Una vez que se han calculado las fracciones mol de los componentes en la fase líquida en cada etapa, x_{ik} , por medio de la resolución de M matrices tridiagonales, las ecuaciones de sumatorias de fracciones mol del conjunto S pueden expresarse como

$$S_k(x_{ik}, T_k) = \sum_{i=1}^M K_{ik} x_{ik} - 1 = 0, \quad 1 \leq k \leq N \quad \text{---(43)}$$

Si las relaciones de equilibrio de los componentes en las diversas etapas pueden expresarse como función sólo de la temperatura de la forma

$$K_{ik} = a_{1i} + a_{2i} T_k + a_{3i} T_k^2 + a_{4i} T_k^3, \quad 1 \leq i \leq M \quad \text{---(44)}$$

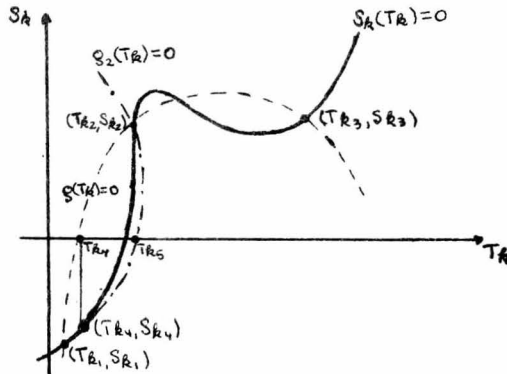
entonces la ecuación de sumatoria de fracciones mol es función

de la temperatura unicamente, esto es

$$S_R(T_R) = \sum_{i=1}^n \left(\sum_{j=1}^4 a_{ji} T_R^{j-1} \right) x_{iR} - 1.0 = 0 \quad , \quad 1 \leq R \leq N \quad \text{--- (45)}$$

Para la solución de esta ecuación varios investigadores han utilizado el método iterativo de Newton-Raphson y el método de la falsa posición. En el presente trabajo se utiliza el método de Muller.^{B,15}

El método de Muller es en cierto modo una generalización del método de la falsa posición. Se basa en encontrar como primer paso dos valores de la temperatura que produzcan valores positivos de la función y un valor que produzca un valor negativo de la función. Como se muestra en la siguiente figura, una curva cuadrática $g_2(T_R) = 0$ se ajusta a través de los puntos (T_{R1}, S_{R1}) , (T_{R2}, S_{R2}) y (T_{R3}, S_{R3}) . La raíz, T_{R4} , de esta ecuación cuadrática se toma como primera aproximación de la raíz de la ecuación $S_R(T_R) = 0$. Para obtener una raíz más exacta se evalúa el punto $S_{R4} = S_R(T_{R4})$. El punto (T_{R3}, S_{R3}) es sustituido por (T_{R4}, S_{R4}) y se repite el proceso hasta que $S_{Rj} = S_R(T_{Rj}) \leq \epsilon$ en donde ϵ es una tolerancia predeterminada.



La fórmula iterativa de Muller puede derivarse de varias formas. Para una ecuación general $S_k(T_k) = f(z) = 0$, la fórmula que es fácilmente adaptable a computadoras digitales viene dada como sigue. Empezando con los valores iniciales de z_1 , z_2 , z_3 , una sucesión de valores iterativos, z_4 , z_5 , ..., z_j , se obtiene a partir de

$$z_j = z_{j-1} + (z_{j-1} - z_{j-2}) d_j \quad j \geq 4 \quad \text{---(46)}$$

$$d_j = \frac{-2f(z_{j-1})(1+d_{j-1})}{b \pm \sqrt{b^2 - 4f(z_{j-1})d_{j-1}(1+d_{j-1})}c} \quad \text{---(47)}$$

$$d_3 = (z_3 - z_2) / (z_2 - z_1)$$

$$b = f(z_{j-3})d_{j-1}^2 - f(z_{j-2})(1+d_{j-1})^2 + f(z_{j-1})(1+2d_{j-1}) \quad \text{---(48)}$$

$$c = f(z_{j-3})d_{j-1} - f(z_{j-2})(1+d_{j-1}) + f(z_{j-1}) \quad \text{---(49)}$$

Las temperaturas en cada plato, T_k , encontradas por el método de Muller son las que cumplen con las ecuaciones de suma toria de fracciones mol del conjunto S y debe ocurrir que sean lo suficientemente cercanas a las supuestas inicialmente. El nuevo conjunto de temperaturas es empleado para calcular las en talpías de los gastos de líquido y vapor en las etapas y permiten la obtención de valores de gastos de vapor V_k que satisfagan las ecuaciones de balance de energía del conjunto H de la forma (41). Las entalpías de las corrientes internas de líquido y vapor pueden ser calculadas ya sea usando el enfoque de so lución ideal o por medio de ecuaciones generalizadas como las

de Yen.¹⁴ Las entalpías de las corrientes de alimentación y las cargas térmicas de los enfriadores o calentadores intermedios están especificadas. Si se emplea el enfoque de solución ideal las entalpías de las corrientes internas de vapor y líquido vienen dadas respectivamente por:

$$H_R = \sum_{i=1}^M y_{ik} (b_{1i} + b_{2i} T_R + b_{3i} T_R^2 + b_{4i} T_R^3) \quad , \quad 1 \leq R \leq N \quad --(50)$$

$$h_R = \sum_{i=1}^M x_{ik} (c_{1i} + c_{2i} T_R + c_{3i} T_R^2 + c_{4i} T_R^3) \quad , \quad 1 \leq R \leq N \quad --(51)$$

Procedimiento Computacional

Paso 1. Asumir un perfil inicial de gastos de vapor, $(V_R)_1$, y un perfil de temperaturas, $(T_R)_1$, de las diversas etapas (el segundo subíndice se refiere al número de la iteración).

Paso 2. Calcular las relaciones de equilibrio de los componentes en las diversas etapas, K_{ik} , y evaluar los elementos A, B, C y D de las M matrices tridiagonales por medio de las ecuaciones (40.1) a (40.6).

Paso 3. Obtener las fracciones mol en la fase líquida de los componentes en cada etapa, x_{ik} , resolviendo una matriz tri-diagonal por cada componente. Normalizar las fracciones mol en la fase líquida.

Paso 4. Sustituir los valores calculados de relaciones de equilibrio, K_{ik} , y fracciones mol, x_{ik} , en la ecuación (45) de sumatoria de fracciones mol. Resolver las N sumatorias de fracciones mol por el método de Muller para obtener nuevos valores de temperaturas, $(T_R)_j$, en las etapas.

Paso 5. Empleando las nuevas temperaturas, calcular las

entalpías de las corrientes internas de líquido y vapor por medio de las ecuaciones (50) y (51) o con las ecuaciones generalizadas

Paso 6. Resolver la ecuación (41) de balance de energía en cada etapa para tener un nuevo perfil de gastos de vapor $(V_k)_j$.

Paso 7. Repetir los pasos 2 a 6 hasta que

$$\sum_{j=1}^N [(\tau_k)_j - (\tau_k)_{j-1}]^2 \leq \epsilon_\tau$$

donde ϵ_τ es una cierta tolerancia.

IIIb.2 Método de la Suma de Gastos

En este método, la determinación de las fracciones mol x_{ik} de la fase líquida en cada etapa se realiza también por medio de la resolución de las matrices tridiagonales de los componentes. Las fracciones mol y_{ik} de la fase de vapor se obtienen directamente a partir de las fracciones mol x_{ik} sin haberlas normalizado previamente. Si para una etapa el gasto molar de vapor $(V_k)_i$, supuesto inicialmente se multiplica por la fracción mol y_{ik} del componente i , entonces se obtiene como resultado el gasto parcial molar del componente en cuestión. Los gastos parciales molares así obtenidos se suman en cada plato para determinar un perfil nuevo de gastos de vapor V_k . Este perfil de gastos de vapor constituye una mejor aproximación a los valores verdaderos que el perfil supuesto inicialmente. La suma de los gastos parciales molares es equivalente a multiplicar el gasto de vapor V_k por la sumatoria de las fracciones mol $\sum_{i=1}^M y_{ik}$ para obtener un nuevo gasto de vapor con el cual proseguir los cálculos.

Se recordará que la ecuación de balance de energía del

conjunto H había quedado expresada como

$$H_k(x_{ik}, V_k, T_k) = V_{k+1} H_{k+1} + F_k h_{Fk} + \left(\sum_{j=1}^{k-1} F_j + V_k - \sum_{j=2}^{k-1} S V_j - \sum_{j=1}^{k-1} S h_j - V_1 \right) h_{k-1} \\ - (V_k + S V_k) H_k - \left(\sum_{j=1}^k F_j + V_{k+1} - \sum_{j=2}^k S V_j - \sum_{j=1}^{k-1} S h_j - V_1 \right) h_k - Q_k = 0 \quad \text{---(41)}$$

A este nivel del cálculo se tratan de encontrar nuevos valores de las temperaturas T_k en cada plato a partir de las variables calculadas x_{ik} y V_k que al ser dato se convierten en constantes. La ecuación (41) quedará entonces como una función sólo de T_k , $k = 1, 2, \dots, N$

$$\phi_k = H(T_k) = V_{k+1} H_{k+1} + F_k h_{Fk} + E_k h_{k-1} - (V_k + S V_k) H_k - R_k h_k - Q_k \quad \text{---(52)}$$

donde E_k y R_k representan a las correspondientes expresiones sustituidas. La ecuación (52) será diferente de cero, a no ser que las temperaturas supuestas inicialmente sean correctas.

Sea ϕ_k una función continua, derivable respecto a cada una de las temperaturas T_k ($k = 1, 2, \dots, N$), entonces la $d\phi_k$ puede expresarse como:

$$d\phi_k = \left(\frac{\partial \phi_k}{\partial T_1} \right) dT_1 + \left(\frac{\partial \phi_k}{\partial T_2} \right) dT_2 + \dots + \left(\frac{\partial \phi_k}{\partial T_{k-1}} \right) dT_{k-1} \\ + \left(\frac{\partial \phi_k}{\partial T_k} \right) dT_k + \left(\frac{\partial \phi_k}{\partial T_{k+1}} \right) dT_{k+1} + \dots + \left(\frac{\partial \phi_k}{\partial T_N} \right) dT_N$$

Para el primer plato, todas las derivadas son cero excepto $\left(\frac{\partial \phi_1}{\partial T_1} \right)$ y $\left(\frac{\partial \phi_1}{\partial T_2} \right)$. Para el último plato sólo

$\left(\frac{\partial \phi_N}{\partial T_{N-1}} \right)$ y $\left(\frac{\partial \phi_N}{\partial T_N} \right)$ son diferentes de cero. Para cual-

$$\frac{\partial \phi_1}{\partial T_1} = -v_1 \left(\frac{\partial H_1}{\partial T_1} \right) - (F_1 + v_2 - v_1) \left(\frac{\partial h_1}{\partial T_1} \right) \quad --(54.1)$$

$$\frac{\partial \phi_1}{\partial T_2} = v_2 \left(\frac{\partial H_2}{\partial T_2} \right) \quad --(54.2)$$

$$\frac{\partial \phi_k}{\partial T_{k-1}} = \left(\sum_{j=1}^{k-1} F_j + v_k - \sum_{j=2}^{k-1} s v_j - \sum_{j=1}^{k-1} s l_j - v_1 \right) \left(\frac{\partial h_{k-1}}{\partial T_{k-1}} \right) \quad --(54.3)$$

$$\frac{\partial \phi_k}{\partial T_k} = - (v_k + s v_k) \left(\frac{\partial H_k}{\partial T_k} \right) - \left(\sum_{j=1}^k F_j + v_{k+1} - \sum_{j=2}^k s v_j - \sum_{j=1}^{k-1} s l_j - v_1 \right) \left(\frac{\partial h_k}{\partial T_k} \right) \quad --(54.4)$$

$$\frac{\partial \phi_k}{\partial T_{k+1}} = v_{k+1} \left(\frac{\partial H_{k+1}}{\partial T_{k+1}} \right) \quad --(54.5)$$

$$\frac{\partial \phi_N}{\partial T_{N-1}} = \left(\sum_{j=1}^{N-1} F_j + v_N - \sum_{j=2}^{N-1} s v_j - \sum_{j=1}^{N-1} s l_j - v_1 \right) \left(\frac{\partial h_{N-1}}{\partial T_{N-1}} \right) \quad --(54.6)$$

$$\frac{\partial \phi_N}{\partial T_N} = - (v_N + s v_N) \left(\frac{\partial H_N}{\partial T_N} \right) - \left(\sum_{j=1}^N F_j + v_{N+1} - \sum_{j=2}^N s v_j - \sum_{j=1}^{N-1} s l_j - v_1 \right) \left(\frac{\partial h_N}{\partial T_N} \right) \quad --(54.7)$$

Los términos $(\partial H/\partial T)$ y $(\partial h/\partial T)$ son, de hecho, las capacidades caloríficas molares de las corrientes de vapor y líquido a la temperatura T .

$[D\phi] \{T_k\} = \{-\phi_k\}$ constituye un conjunto de ecuaciones lineales que pueden resolverse simultáneamente para obtener los valores de ΔT_k aprovechando la ventaja de que la matriz $[D\phi]$ es tridiagonal. Cada incremento de temperatura

ΔT calculado de esta manera, se suma a la temperatura del plato supuesta anteriormente para obtener un nuevo perfil de temperaturas T_k .

Procedimiento Computacional

Paso 1. Asumir un perfil inicial de gastos de vapor, $(V_k)_i$, y un perfil de temperaturas, $(T_k)_i$, de las diversas etapas (El segundo subíndice se refiere al número de la iteración).

Paso 2. Calcular las relaciones de equilibrio K_{ik} , de los componentes en las diversas etapas y evaluar los elementos A, B, C y D de las matrices tridiagonales, una por cada componente, por medio de las ecuaciones (40.1) a (40.6).

Paso 3. Obtener las fracciones mol x_{ik} , de los componentes en la fase líquida por medio de la resolución de las M matrices tridiagonales.

Paso 4. Utilizar los valores calculados de relaciones de equilibrio, K_{ik} , y las fracciones mol x_{ik} , sin normalizar, para evaluar las fracciones mol en la fase vapor, y_{ik} , de los distintos componentes. Emplear las fracciones mol y_{ik} para obtener un nuevo perfil de gastos de vapor, multiplicando la sumatoria de fracciones mol en cada plato por el gasto de vapor supuesto en la iteración anterior.

Paso 5. Evaluar cada una de las ecuaciones de balance de energía de plato, ecuación (52), y sus derivadas parciales con respecto a la temperatura por medio de las ecuaciones (54.1) a (54.7).

Paso 6. Resolver el sistema $[D\Phi]\{\Delta T_k\} = \{-\phi_k\}$,

usando el algoritmo derivado del método de eliminación de Gauss, para obtener el vector de incrementos de temperatura $\{\Delta T_k\}$. Sumar el respectivo incremento de temperatura ΔT_k a la temperatura del plato supuesta en la iteración anterior para obtener un nuevo perfil de temperaturas T_k .

Paso 7. Repetir los pasos 2 a 6 hasta que

$$\sum_{k=1}^N (\Delta T_k)^2 \leq \epsilon_T$$

en donde ϵ_T es una cierta tolerancia.

IV. ANALISIS Y RESULTADOS

En la aplicación de los modelos presentados haciendo uso de la computadora digital es conveniente tener correlaciones generales para el cálculo de las relaciones de equilibrio líquido vapor y para el cálculo de las entalpías del líquido y del vapor.

Para mezclas de hidrocarburos una correlación general del equilibrio líquido-vapor es la propuesta por Chao y Seader.² En ella la relación de equilibrio K_i del componente i se calcula por una combinación de tres cantidades termodinámicas rigurosamente definidas:

$$K_i \equiv \frac{y_i}{x_i} \equiv \gamma_i^o \frac{\gamma_i}{\phi_i} \quad \text{---(55)}$$

γ_i^o -coeficiente de fugacidad en la fase líquida del componente i puro a las condiciones del sistema

Esta cantidad es una propiedad termodinámica bien definida bajo condiciones en las que el componente existe realmente como líquido. De esta forma, puede calcularse de correlaciones generalizadas en términos de temperatura y presión reducida. En condiciones donde el componente no existe como líquido puro, la cantidad γ^o se vuelve hipotética. Tales condiciones pueden ocurrir en mezclas y se presentan cuando la presión del sistema

es menor que la presión de vapor del componente o cuando la temperatura se encuentra por encima de la temperatura crítica del componente. La correlación del coeficiente de fugacidad en la fase líquida se ha extendido a tales condiciones, así como a condiciones de temperaturas reducidas bajas:

$$\log v^o = \log v^{(o)} + \omega \log v^{(1)} \quad \text{---(56)}$$

El primer término del lado derecho da el coeficiente de fugacidad de fluidos simples caracterizados por un valor de cero del factor acéntrico ω . El segundo término tiene una función de corrección que toma en cuenta la desviación de las propiedades de los fluidos reales de aquellas de los fluidos simples.

Las dos cantidades $v^{(o)}$ y $v^{(1)}$ dependen sólo de la temperatura reducida T_r y de la presión reducida P_r y se han aproximado por las funciones

$$\log v^{(o)} = A_0 + A_1/T_r + A_2 T_r + A_3 T_r^2 + A_4 T_r^3 + (A_5 + A_6 T_r + A_7 T_r^2) P_r + (A_8 + A_9 T_r) P_r^2 - \log P_r \quad \text{---(57)}$$

$$\log v^{(1)} = -4.23893 + 8.6580 T_r - 1.22060 / T_r - 3.15224 T_r^3 - 0.025 (P_r - 0.6) \quad \text{---(58)}$$

γ_i -coeficiente de actividad del componente i en la solución líquida

Las soluciones líquidas de hidrocarburos se consideran soluciones regulares en esta correlación. Las soluciones regulares se caracterizan porque su entropía en exceso es cero. La expresión propuesta es

$$\ln \gamma_i = \frac{V_i (\delta_i - \bar{\delta})^2}{RT} \quad \text{---(59)}$$

donde δ_i es el parámetro de solubilidad; V_i , el volumen molar del líquido y la cantidad $\bar{\delta}$ presenta un valor promedio del pará

metro de solubilidad para la solución

$$\bar{v} = \frac{\sum_i x_i v_i \delta_i}{\sum_i x_i v_i} \quad \text{---(60)}$$

ϕ_i -coeficiente de fugacidad del componente i en la mezcla en la fase vapor

A partir de la ecuación de estado de Redlich-Kwong

$$z = \frac{1}{1-h} - \frac{A^2}{B} \frac{h}{1+h} \quad ; \quad h = \frac{BP}{z} \quad \text{---(61)}$$

se deriva la expresión para el coeficiente de fugacidad en términos del factor de compresibilidad z:

$$\ln \phi_i = (z-1) \frac{B_i}{B} - \ln(z-BP) - \frac{A^2}{B} \left[2 \frac{A_i}{A} - \frac{B_i}{B} \right] \ln \left(1 + \frac{BP}{z} \right) \quad \text{---(62)}$$

$$A = \sum_i y_i A_i$$

$$A_i = (0.4278 \frac{T_{r_i}^{2.5}}{P_{c_i}})^{0.5}$$

$$B = \sum_i y_i B_i$$

$$B_i = 0.0867 \frac{T_{r_i}}{P_{c_i}}$$

Al aplicar la correlación, es útil entender el significado relativo de los tres factores v° , γ y ϕ bajo condiciones diversas.

El coeficiente de fugacidad del líquido puro v° , es el que en primera instancia refleja los efectos de la identidad del componente, de la temperatura y de la presión. Su valor es idéntico al valor de K real cuando la mezcla en fase vapor se comporta como gas ideal y la solución líquida se comporta también como ideal.

El coeficiente de fugacidad de la mezcla en fase vapor, ϕ , es siempre cercano a la unidad a presiones suficientemente bajas. A medida que la presión aumenta, ϕ disminuye marcadamente para

componentes pesados; sin embargo para gases ligeros generalmente sólo cambia ligeramente.

El coeficiente de actividad en la solución líquida se acerca a la unidad para el componente presente en altas concentraciones en la fase líquida.

El cálculo de entalpías se puede hacer a través de ecuaciones generalizadas como las de Yen-Alexander¹⁴. Para hidrocarburos se pueden emplear los datos presentados por Maxwell⁷, para lo cual es conveniente ajustar ecuaciones a las curvas que permita tener expresiones analíticas de la entalpía en función de la temperatura y de la presión en un rango dado de operación. Estos datos pueden aplicarse a mezclas de hidrocarburos ligeros bajo las siguientes suposiciones:

1. Las entalpías de los componentes individuales de una mezcla son aditivas en la fase líquida, esto es, el contenido calorífico molar de la mezcla es igual a la suma de los productos del contenido calorífico molar de los componentes por su fracción mol
2. Las entalpías de los componentes individuales son aditivas en la fase vapor a bajas presiones (0-1 atm)
3. El cambio de entalpía del vapor con la presión a temperatura constante es el mismo para una mezcla que para un componente puro que tenga el mismo peso molecular de la mezcla.

Para entalpías de gases en solución por arriba de la temperatura crítica se hace la suposición de que el gas en solución a cualquier temperatura tendría la misma densidad y entalpía parcial que el componente puro a una presión correspondiente a una

extrapolación de su curva de presión de vapor por arriba del punto crítico. Obviamente, esto es sólo una aproximación dado que tanto una curva de presión de vapor como una solución líquida ideal carece de sentido en esta región.

Ejemplo 1. Un gas de composición 70% mol CH_4 , 15% C_2H_6 , 10% $n\text{-C}_3\text{H}_8$ y 5% $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$, a 75°F , 2 atm, va a ser lavado en un absorbedor de platos adiabático con un líquido que contiene 1% mol $n\text{-C}_3\text{H}_8$, 99% aceite hidrocarburo no volátil, a 75°F , usando R moles de líquido/mol de gas que entra. La presión en la columna se fija en 2 atm y se desea recuperar un mínimo del 70% del C_3H_8 del gas alimentado.

Mediante un método de grupo se calcula que el número aproximado de etapas teóricas necesarias para este propósito es de tres. Aplicando los modelos propuestos, se requiere conocer las características de las corrientes de salida. Para esto, se propone usar la correlación de Chao-Seader en el cálculo de las relaciones de equilibrio con la suposición de que tanto el coeficiente de actividad en la solución líquida como el coeficiente de fugacidad en la mezcla en fase vapor de los componentes es muy cercano a la unidad ya que se trata de mezclas de hidrocarburos de series homólogas a presión y temperatura moderadas. Para el cálculo de entalpías se disponen de datos de capacidades caloríficas medias y calores latentes a la temperatura base.

Método de Horton-Franklin

Base: 1 lb mol de gas alimentado/unidad de tiempo

$R = 3.5$ lb mol de líquido alimentado/lb mol de gas alimentado

Suposiciones iniciales:

Gasto de vapor a la salida 0.845 lb mol/U.T.

Temperatura de salida del líquido 78.5° F

Mediante las ecuaciones (20) y (23) se determina el perfil inicial de gastos de vapor y el de temperaturas respectivamente:

plato	gasto de vapor (lb mol/U.T.)	temperatura (° F)
1	0.845	76.1
2	0.894	77.3
3	0.945	78.5

Resultados finales:

Componente	corrientes de salida	
	gas (lb mol/U.T.)	líquido (lb mol/U.T.)
CH ₄	0.6598	0.0402
C ₂ H ₆	0.1062	0.0438
n-C ₃ H ₈	0.0227	0.0773
n-C ₄ H ₁₀	0.0095	0.0762
aceite	-	3.465
gasto total	0.7983	3.7024

Recuperación de n-C₃H₈ : 77.3%

plato	gasto de vapor (lb mol/U.T.)	gasto de líquido (lb mol/U.T.)	temperatura (° F)
1	0.7983	3.6132	76.67
2	0.9109	3.6531	77.68
3	0.9507	3.7024	78.75

Número de iteraciones: 2

$$\sum_{k=1}^3 (T_j - T_{j-1})_k^2 = 0.12$$

Tiempo de computadora: 5.6 seg

Método de Punto de Burbuja (Matriz Tridiagonal)

El Método del Punto de Burbuja aplicado a la resolución de problemas de absorción, presenta en la práctica dos limitaciones. Se ha visto que para que el método converja, es necesario especificar la cantidad de producto del domo, quedando como variable a determinar el gasto del líquido de alimentación. Debido a la gran sensibilidad del método a los cambios de temperatura (a veces una variación de centésimas de grado en la temperatura su- puesta ocasiona un cambio del orden de unidades en la tempera- tura calculada), se hace necesario utilizar técnicas de control de cambio de temperatura. Así, un factor de peso WT, se emplea para la gran mayoría de los problemas de cálculo de absorbedo- res. Este factor de peso se usa de la siguiente manera:

Si j es la iteración, $T_{j+1} = T_j + WT(T_{bp} - T_j)$

en donde T_{bp} es la temperatura de burbuja calculada mediante el método de Muller.

Base: 1 lb mol de gas alimentado/U.T.

Suposiciones iniciales:

plato	gasto de vapor (lb mol/U.T.)	temperatura (°F)
1	0.800 (especificación)	77.0
2	0.840	77.5
3	0.860	78.5

Resultados finales:

R 3.435 lb mol líquido alimentado/lb mol de gas alimentado

corrientes de salida

Componente	gas (lb mol/U.T.)	líquido (lb mol/U.T.)
CH ₄	0.660	0.0390
C ₂ H ₆	0.107	0.0430
n-C ₃ H ₈	0.024	0.0760
n-C ₄ H ₁₀	0.009	0.0748
aceite	-	3.4007
gasto total	0.800	3.6350

Recuperación de n-C₃H₈ : 76.0%

plato	gasto de vapor (lb mol/U.T.)	gasto de líquido (lb mol/U.T.)	temperatura (°F)
1	0.800	3.542	76.981
2	0.907	3.586	77.480
3	0.951	3.635	78.484

Factor de peso WT: 0.001

Número de iteraciones: 7

$$\sum_{k=1}^3 (\tau_j - \tau_{j-1})^2 = 1.54$$

Tiempo de computadora: 8.6 seg

El factor de peso de control de temperaturas, WT, de 0.001, es el que hace posible la convergencia del método, aunque esta sea relativamente lenta en comparación con la del método de Horton-Franklin.

Ejemplo 2. Se desea conocer en qué porcentaje se mejora la recuperación de n-propano además de las características de las corrientes de salida, para las condiciones del ejemplo 1, al elevar a 6 y 8 el número de platos teóricos de la columna.

Torre de absorción con 6 platos

Método de Horton-Franklin

Base: 1 lb mol de gas alimentado/U.T.

R 3.5 lb mol de líquido alimentado/lb mol de gas alimentado

Suposiciones iniciales:

Gasto de vapor a la salida: 0.845 lb mol/U.T.

Temperatura de salida del líquido: 78.5 ° F

Perfil inicial calculado en forma aproximada (ecs. (20) y (23))

plato	gasto de vapor (lb mol/U.T.)	temperatura (° F)
1	0.845	75.5
2	0.869	76.1
3	0.894	76.7
4	0.919	77.3
5	0.945	77.9
6	0.972	78.5

Resultados finales:

Corrientes de salida

Componente	Gas (lb mol/U.T.)	Líquido (lb mol/U.T.)
CH ₄	0.6610	0.0390
C ₂ H ₆	0.1071	0.0429
n-C ₃ H ₈	0.0129	0.0871
n-C ₄ H ₁₀	0.0087	0.0763
aceite	-	3.4650
gasto total	0.7897	3.7103

Recuperación de $n-C_3H_8$: 87.1%

plato	gasto de vapor (lb mol/U.T.)	gasto de líquido (lb mol/U.T.)	temperatura (°F)
1	0.7897	3.5995	76.37
2	0.8891	3.6214	76.95
3	0.9111	3.6384	77.36
4	0.9281	3.6547	77.74
5	0.9444	3.6747	78.23
6	0.9643	3.7103	78.99

Número de iteraciones: 2

$$\sum_{k=1}^6 (T_j - T_{j-1})_k^2 = 0.24$$

Tiempo de computadora: 6.0 seg

Método del Punto de Burbuja (Matriz Tridiagonal)

Base: 1 lb mol de gas alimentado/U.T.

Suposiciones iniciales:

plato	gasto de vapor (lb mol/U.T.)	temperatura (°F)
1	0.800 (especificación)	77.0
2	0.850	77.5
3	0.870	78.0
4	0.890	78.5
5	0.910	79.0
6	0.920	79.5

Resultados finales:

R = 3.455 lb mol líquido alimentado/lb mol de gas alimentado

Componente	corrientes de salida	
	gas (lb mol/U.T.)	líquido (lb mol/U.T.)
CH ₄	0.6620	0.0380
C ₂ H ₆	0.1090	0.0410
n-C ₃ H ₈	0.0149	0.0850
n-C ₄ H ₁₀	0.0095	0.0750
aceite	-	3.4200
gasto total	0.8000	3.6550

Recuperación de n-C₃H₈ : 85.%

plato	gasto de vapor (lb mol/U.T.)	gasto de líquido (lb mol/U.T.)	temperatura (°F)
1	0.800	3.548	76.924
2	0.893	3.569	77.430
3	0.914	3.583	77.939
4	0.928	3.596	78.434
5	0.941	3.615	78.925
6	0.960	3.655	79.396

Factor de peso WT: 0.01

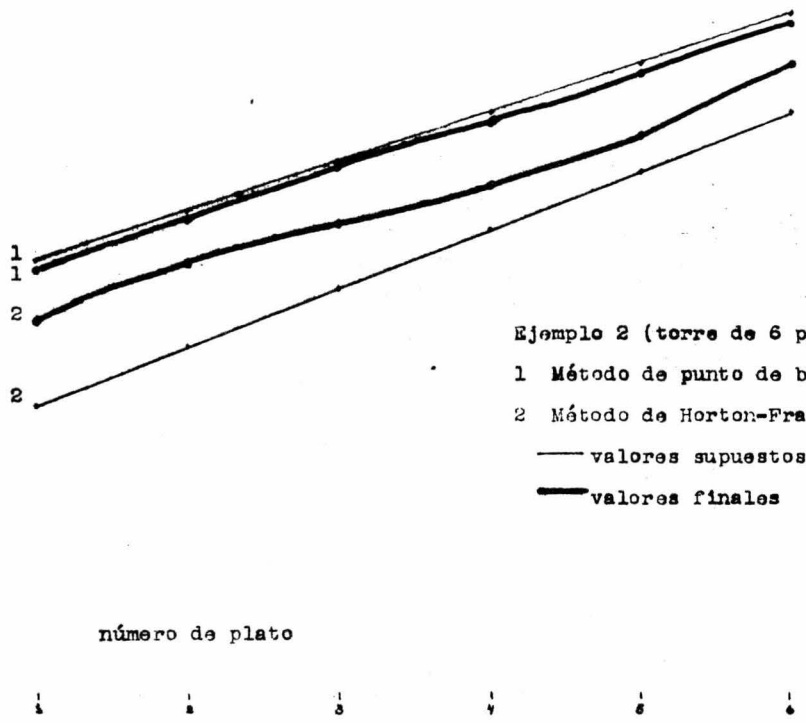
Número de iteraciones: 6

$$\sum_{k=1}^6 (T_j - T_{j-1})_k = 0.64$$

Tiempo de computadora: 8.5 seg

80 -

temperatura °F



Ejemplo 2 (torre de 6 platos)

- 1 Método de punto de burbuja
- 2 Método de Horton-Franklin

— valores supuestos

— valores finales

número de plato

75

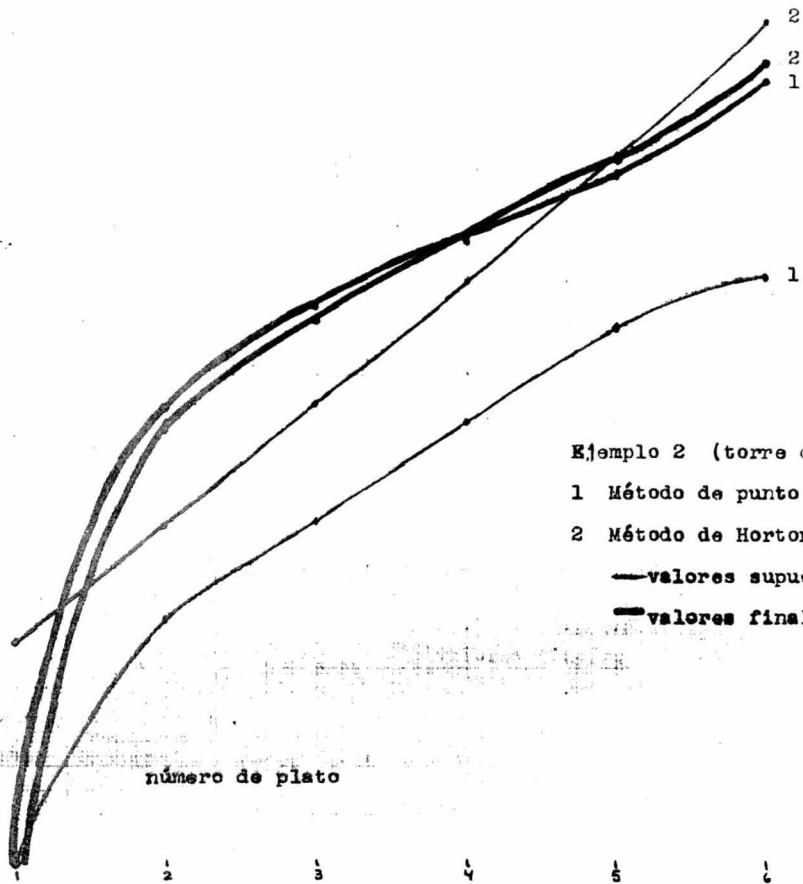
1.00

0.90

0.80

gasto de vapor moles/unidad de tiempo

número de plato



Ejemplo 2 (torre de 6 platos)

1 Método de punto de burbuja

2 Método de Horton-Franklin

—valores supuestos

- - -valores finales

Torre de absorción con 8 platos

Método de Horton-Franklin

Base: 1 lb mol de gas alimentado/U.T.

R = 3.5 lb mol líquido alimentado/lb mol de gas alimentado

Suposiciones iniciales:

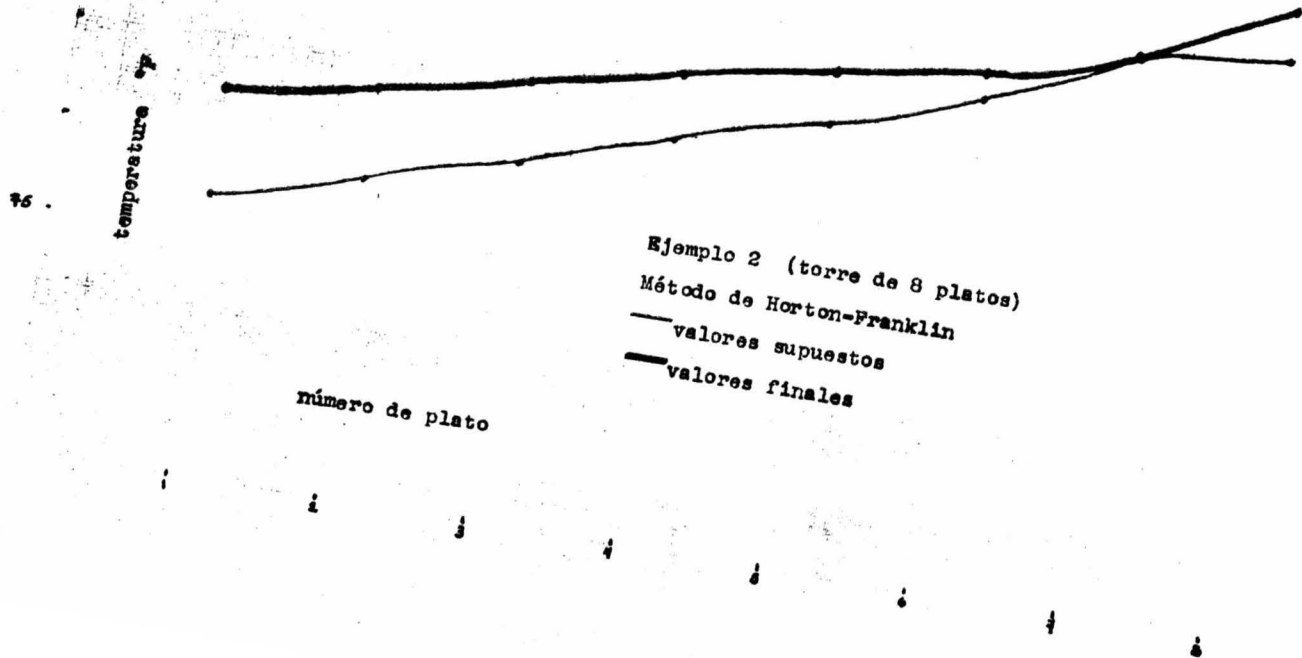
plato	gasto de vapor (lb mol/U.T.)	temperatura (°F)
1	0.845	75.4
2	0.863	75.8
3	0.881	76.2
4	0.900	76.7
5	0.919	77.1
6	0.939	77.6
7	0.959	78.3
8	0.979	78.5

Resultados finales:

corrientes de salida

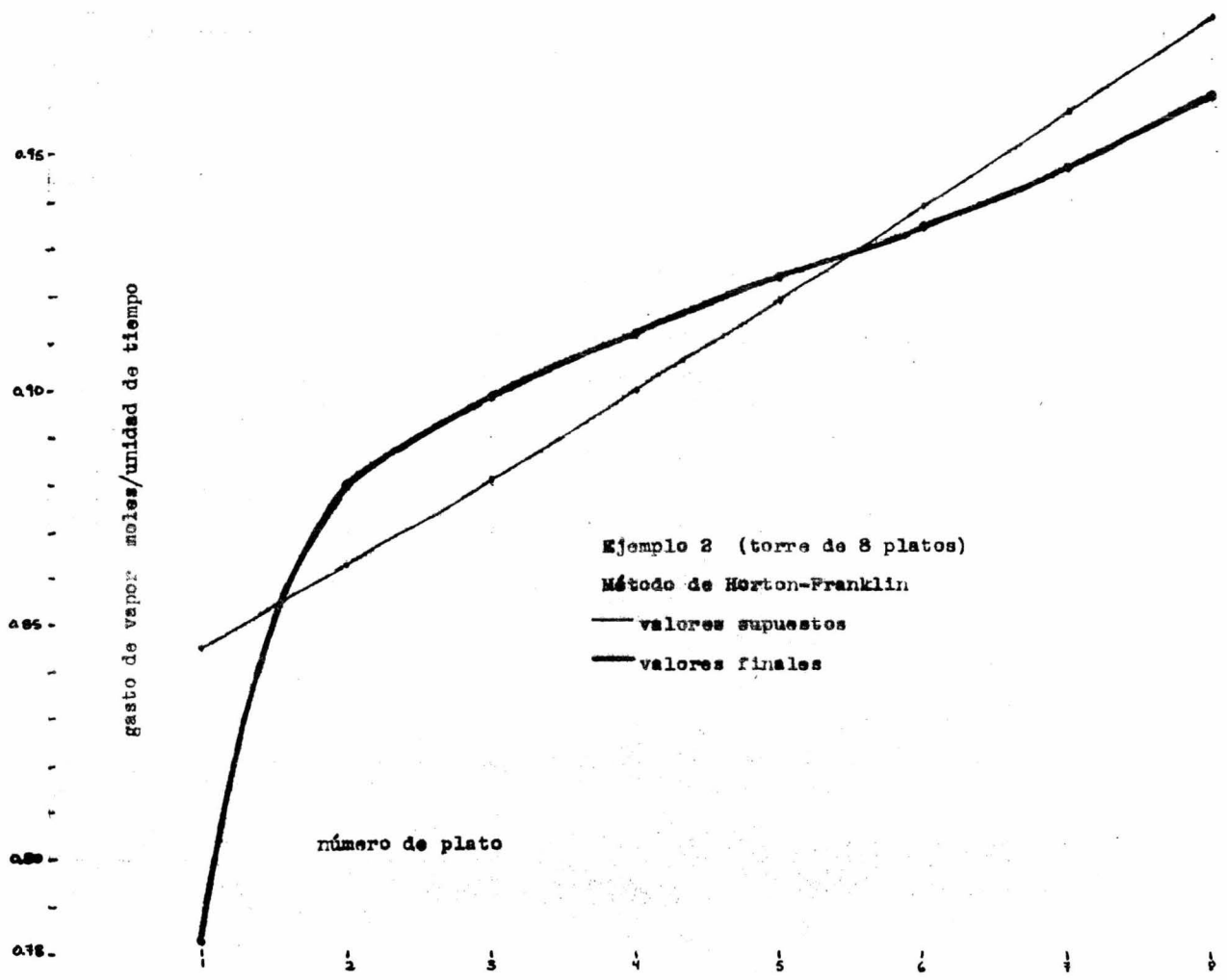
Componente	gas (lb mol/U.T.)	líquido (lb mol/U.T.)
CH ₄	0.6576	0.0397
C ₂ H ₆	0.1067	0.0434
n-C ₃ H ₈	0.0097	0.0903
n-C ₄ H ₁₀	0.0086	0.0764
aceite	-	3.4650
gasto total	0.7826	3.7148

Recuperación de n-C₃H₈ : 90.3%



Ejemplo 2 (torre de 8 platos)
Método de Horton-Franklin
— valores supuestos
— valores finales

número de plato



plato	gasto de vapor (lb mol/U.T.)	gasto de líquido (lb mol/U.T.)	temperatura (°F)
1	0.7826	3.5949	76.47
2	0.8801	3.6134	76.76
3	0.8986	3.6268	77.09
4	0.9121	3.6385	77.37
5	0.9237	3.6497	77.64
6	0.9349	3.6614	77.92
7	0.9467	3.6771	78.33
8	0.9623	3.7148	79.02

Número de iteraciones: 3

$$\sum_{k=1}^8 (T_j - T_{j-1})^2 = 0.32$$

Tiempo de computadora: 7.6 seg

Ejemplo 3. Para las condiciones del ejemplo 1, a la torre de 8 platos se le pondrá un enfriador en el 8° plato, capaz de remover una carga térmica del orden de 1000 btu/U.T. . Para ver en qué medida se mejora la recuperación, se aplica el modelo de Horton-Franklin.

Base: 1 lb mol de gas alimentado/U.T.

R = 3.5 lb mol de líquido alimentado/lb mol de gas alimentado

Suposiciones iniciales:

plato	gasto de vapor (lb mol/U.T.)	temperatura (°F)
1	0.800	75.1
2	0.823	75.0
3	0.846	74.9
4	0.870	74.85
5	0.894	74.8
6	0.920	74.75
7	0.946	74.7
8	0.972	74.6

80-

Ejemplo 3 (torre de 8 platos)

Método de Horton-Franklin

— valores supuestos

— valores finales

temperatura °F

76 -

número de plato



0.75 -
-
-
-
-
0.70 -
-
-
-
-
0.65 -
-
-
-
-
0.60 -
-
-
0.55 -
-
-
0.50 -
-
0.45 -

gasto de vapor moles/unidad de tiempo

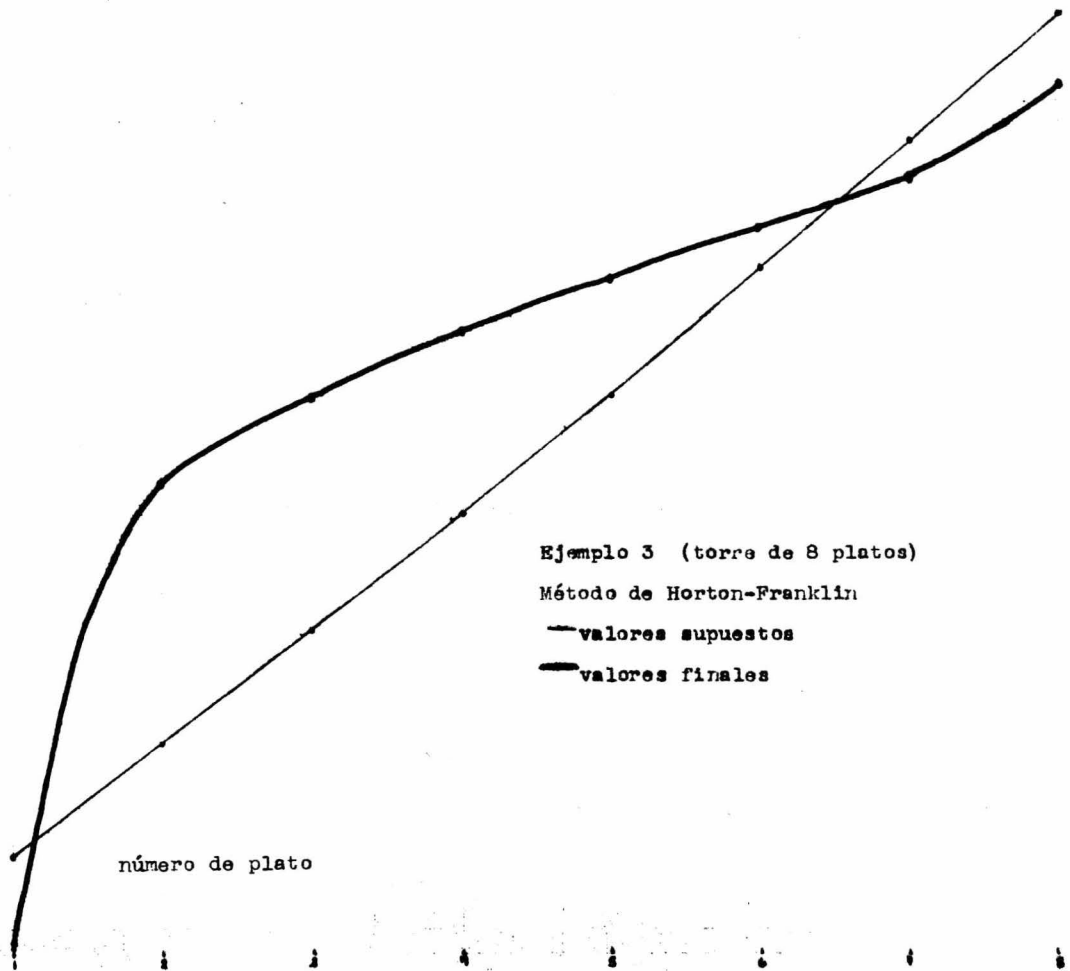
número de plato

Ejemplo 3 (torre de 8 platos)

Método de Horton-Franklin

— valores supuestos

— valores finales



Resultados finales:

corrientes de salida

Componente	gas (lb mol/U.T.)	líquido (lb mol/U.T.)
CH ₄	0.6582	0.0404
C ₂ H ₆	0.1053	0.0446
n-C ₃ H ₈	0.0090	0.0910
n-C ₄ H ₁₀	0.0086	0.0765
aceite	-	3.4650
gasto total	0.7811	3.7175

Recuperación de n-C₃H₈ : 91.% (la recuperación de n-C₃H₈ sólo aumentó ligeramente a cambio de contaminar al líquido de salida con más CH₄ y C₂H₆)

plato	gasto de vapor (lb mol/U.T.)	gasto de líquido (lb mol/U.T.)	temperatura (°F)
1	0.7811	3.5945	76.24
2	0.8770	3.6116	76.70
3	0.8941	3.6241	76.99
4	0.9066	3.6350	77.24
5	0.9175	3.6454	77.5
6	0.9279	3.6561	77.78
7	0.9385	3.6753	78.20
8	0.9578	3.7175	75.99

Número de iteraciones: 2

$$\sum_{k=1}^8 (T_j - T_{j-1})^2 = 0.32$$

Tiempo de computadora: 7.2 seg

Ejemplo 4. Método de la Suma de gastos (Matriz Tridiagonal)

Número de platos de la columna de absorción: 8

Presión de operación: 2 atm

Datos de relaciones de equilibrio: Correlaciones de Chao-Seader, considerando $\phi_i \approx 1$ y $\gamma_i \approx 1$.

Datos de entalpía: Ecuaciones ajustadas a las curvas de Maxwell para cada componente. Se consideran mezclas ideales por tratarse de hidrocarburos de una serie homóloga.

Datos de Alimentación

Temperatura de entrada del gas a la columna: 40°F

Temperatura de entrada del líquido a la columna: 40°F

Componente	gas de alimentación (lb mol/U.T.)	líquido de alimentación (lb mol/U.T.)
CH ₄	60.0	0.0
C ₂ H ₆	10.0	0.0
n-C ₃ H ₈	10.0	0.0
n-C ₄ H ₁₀	9.0	2.0
n-C ₆ H ₁₂	6.0	0.0
n-C ₈ H ₁₄	5.0	0.0
aceite	-	198.0
gasto total	100.0	200.0

Suposiciones iniciales:

plato	gasto de vapor (lb mol/U.T.)	temperatura (°F)
1	80.0	41.0
2	85.0	42.0
3	87.0	43.0
4	89.0	44.0
5	91.0	45.0
6	92.0	46.0
7	93.0	47.0
8	94.0	48.0

Resultados finales:

Componente	corrientes de salida	
	gas (lb mol/U.T.)	líquido (lb mol/U.T.)
CH ₄	57.360	2.640
C ₂ H ₆	7.390	2.610
n-C ₃ H ₈	0.762	9.238
n-C ₄ H ₁₀	0.403	10.597
n-C ₅ H ₁₂	0.001	5.998
n-C ₆ H ₁₄	0.001	4.999
aceite	-	198.000
gasto total	65.92	234.082

plato	gasto de vapor (lb mol/U.T.)	gasto de líquido (lb mol/U.T.)	temperatura (°F)
1	65.986	206.447	41.321
2	72.433	208.031	41.931
3	74.016	209.308	42.473
4	75.294	210.592	43.031
5	76.577	212.000	43.662
6	77.986	213.820	44.565
7	79.806	217.362	46.815
8	83.348	234.014	56.112

(El aumento brusco de temperatura en el último plato se puede explicar en base a que es en ese plato donde se realiza la mayor parte de la absorción de los hidrocarburos de mayor peso molecular, que tienen un calor latente mayor que los demás, el cual ceden a las corrientes que salen en equilibrio del plato. Así, aproximadamente el 98% del n-C₆H₁₄ y el 75% del n-C₅H₁₂ son absorbidos en el último plato)

Número de iteraciones: 3

$$\sum_{k=1}^3 (T_j - T_{j-1})^2 = 0.014$$

Factor de peso W_1 : 1.0

Tiempo de computadora: 8.1 seg

Ejemplo 5. Para las condiciones del ejemplo 4, supóngase que se desea obtener una corriente de gas bastante más pura en metano, para lo cual se propone adicionar un enfriador capaz de remover una carga térmica hasta de 1000 000. Btu/U.T. .

Aplicando el modelo de la Suma de Gastos (Matriz Tridiagonal) y partiendo de las mismas suposiciones, se obtiene:

Resultados finales:

Carga térmica del enfriador del plato 8 : 1,000 000. Btu/U.T.

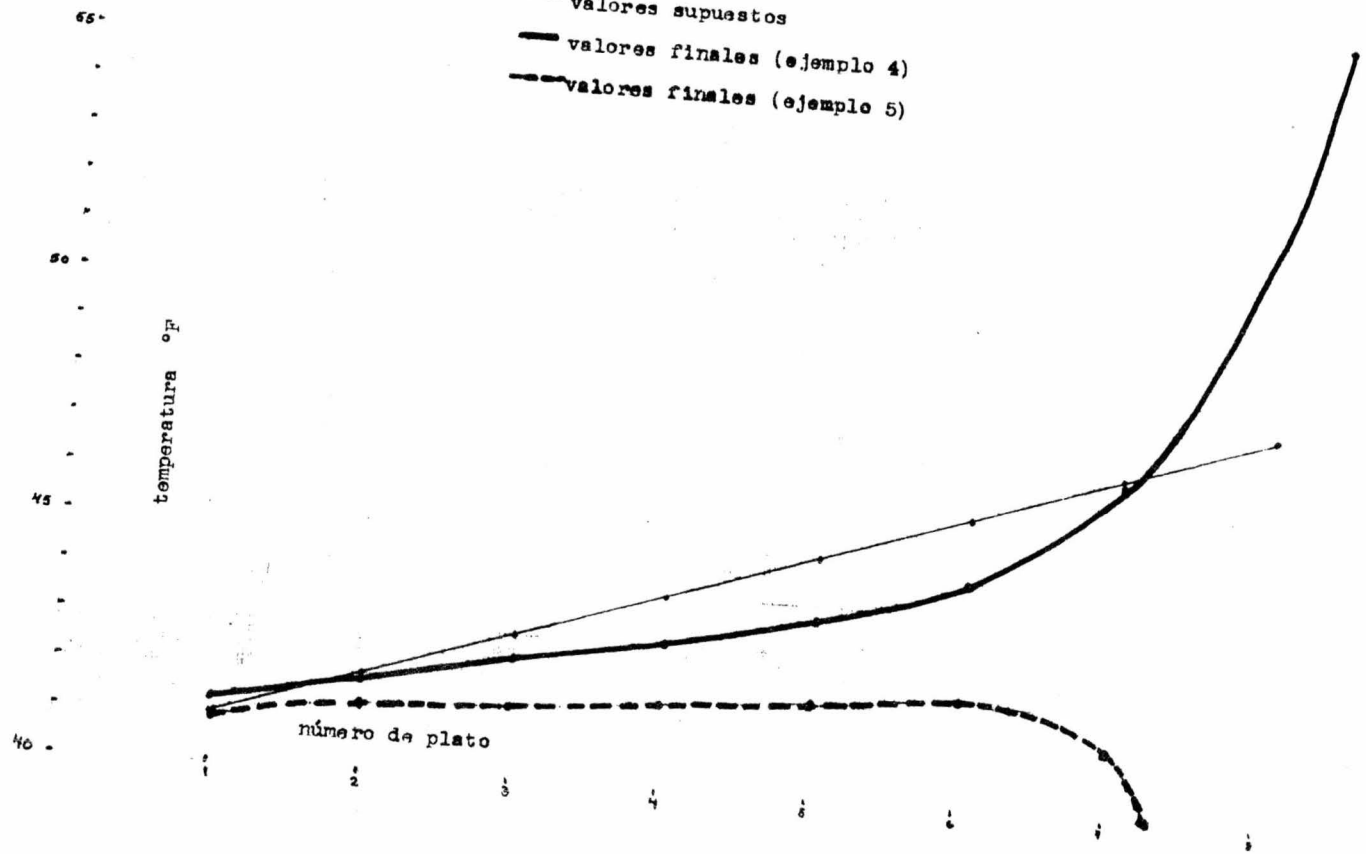
Componente	corrientes de salida	
	gas (lb mol/U.T.)	líquido (lb mol/U.T.)
CH_4	56.13	3.870
C_2H_6	5.69	4.310
n- C_3H_8	0.256	9.744
n- C_4H_{10}	0.410	10.590
n- C_6H_{12}	0.002	5.998
n- C_6H_{14}	0.001	4.999
aceite	-	198.00
gasto total	.63.	237.00

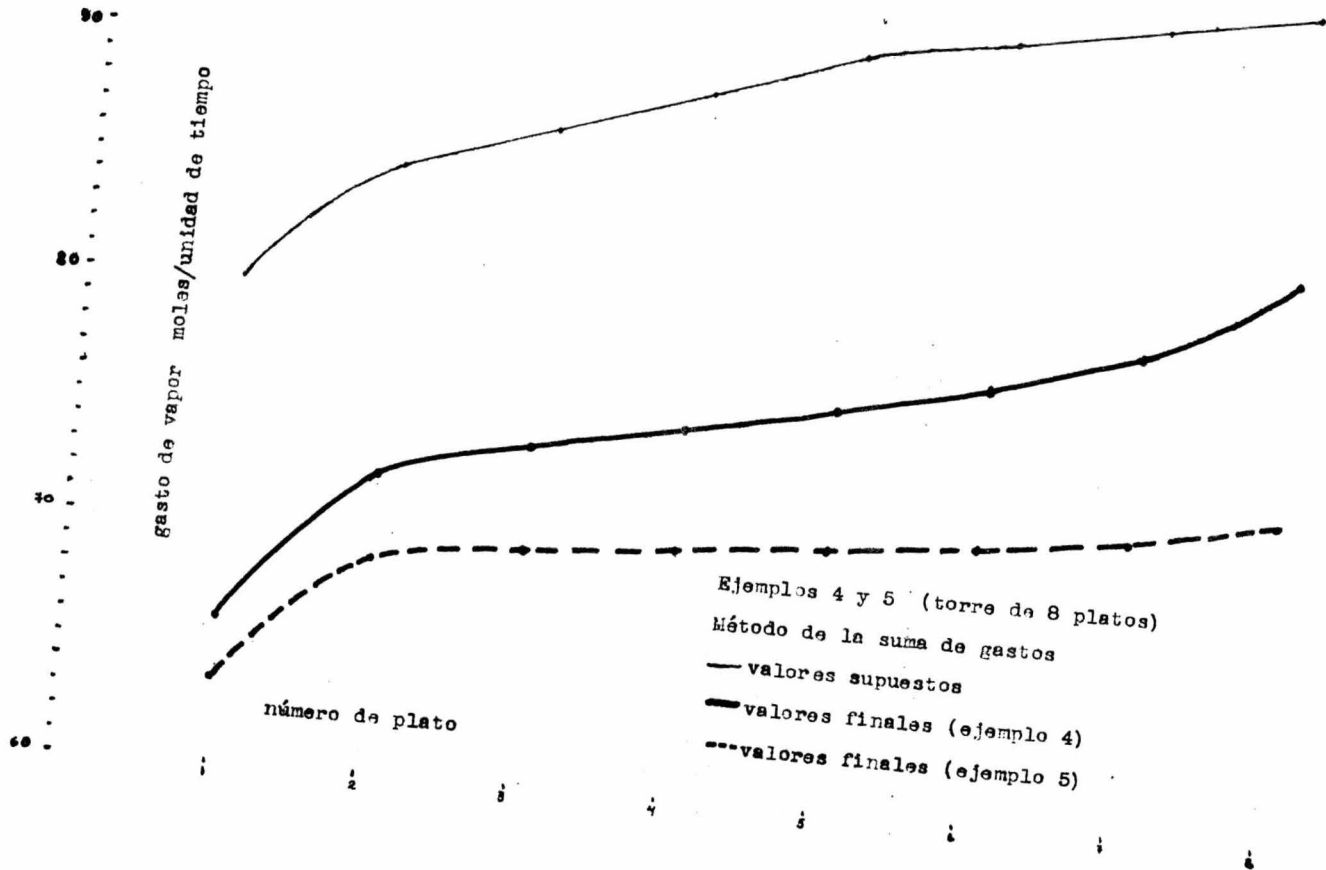
El gas sale con un 89% en metano.

Ejemplos 4 y 5 (terre de 8 platos)

Método de la suma de gastos

- valores supuestos
- valores finales (ejemplo 4)
- - - valores finales (ejemplo 5)





plateo	gasto de vapor (lb mol/U.F.)	gasto de líquido (lb mol/U.F.)	temperatura (° F)
1	63.45	205.40	40.965
2	68.85	206.26	41.288
3	69.71	206.83	41.539
4	70.28	207.37	41.783
5	70.82	207.94	42.041
6	71.39	208.60	42.307
7	72.05	209.88	41.501
8	73.33	236.55	4.226

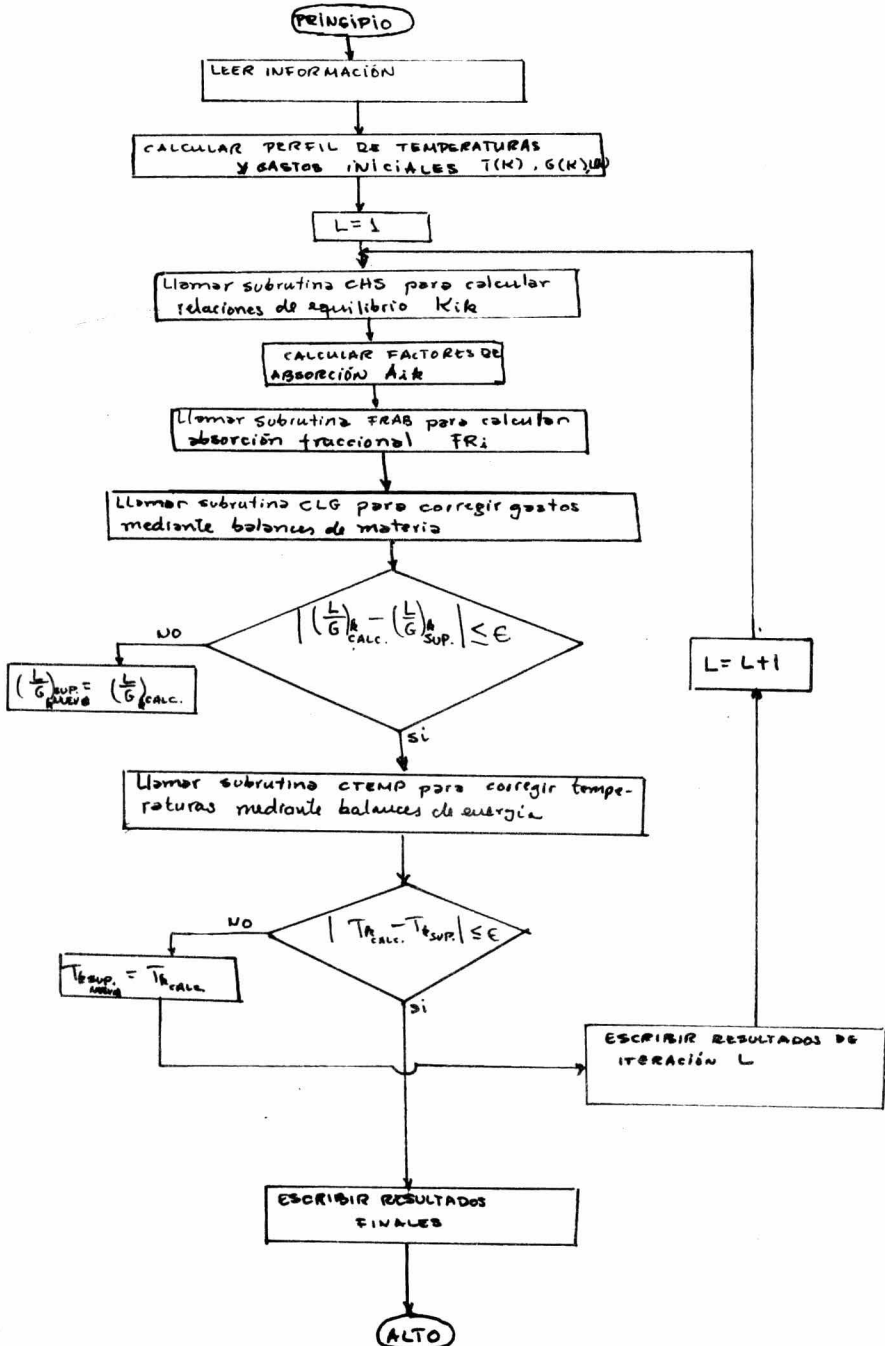
Número de iteraciones: 3

$$\sum_{k=1}^8 (T_j - T_{j-1})^2_k = 0.242$$

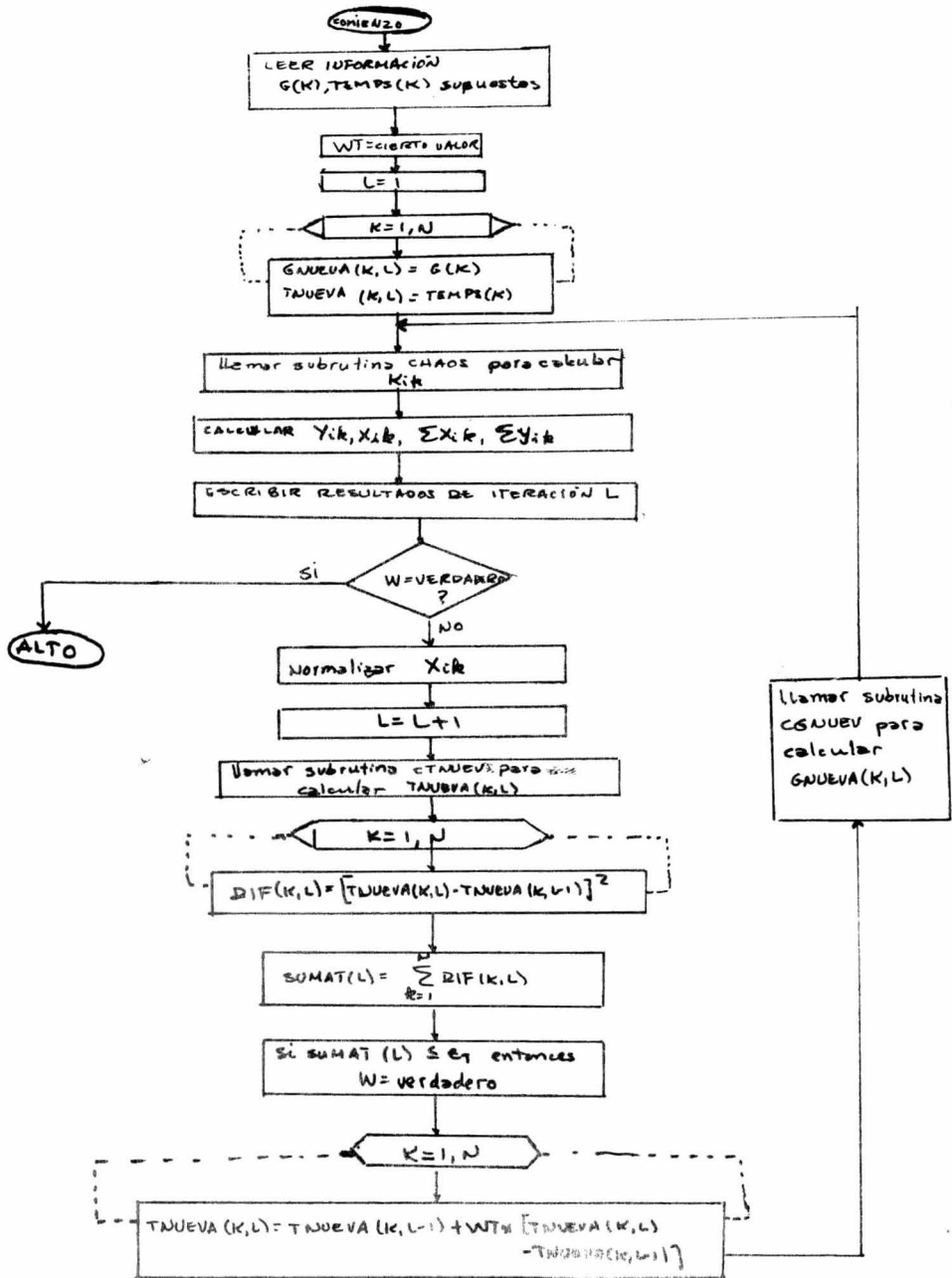
Tiempo de computadora: 8.32 seg

En las siguientes páginas se presentan los diagramas de flujo, las codificaciones y los listados de resultados de los ejemplos previamente descritos.

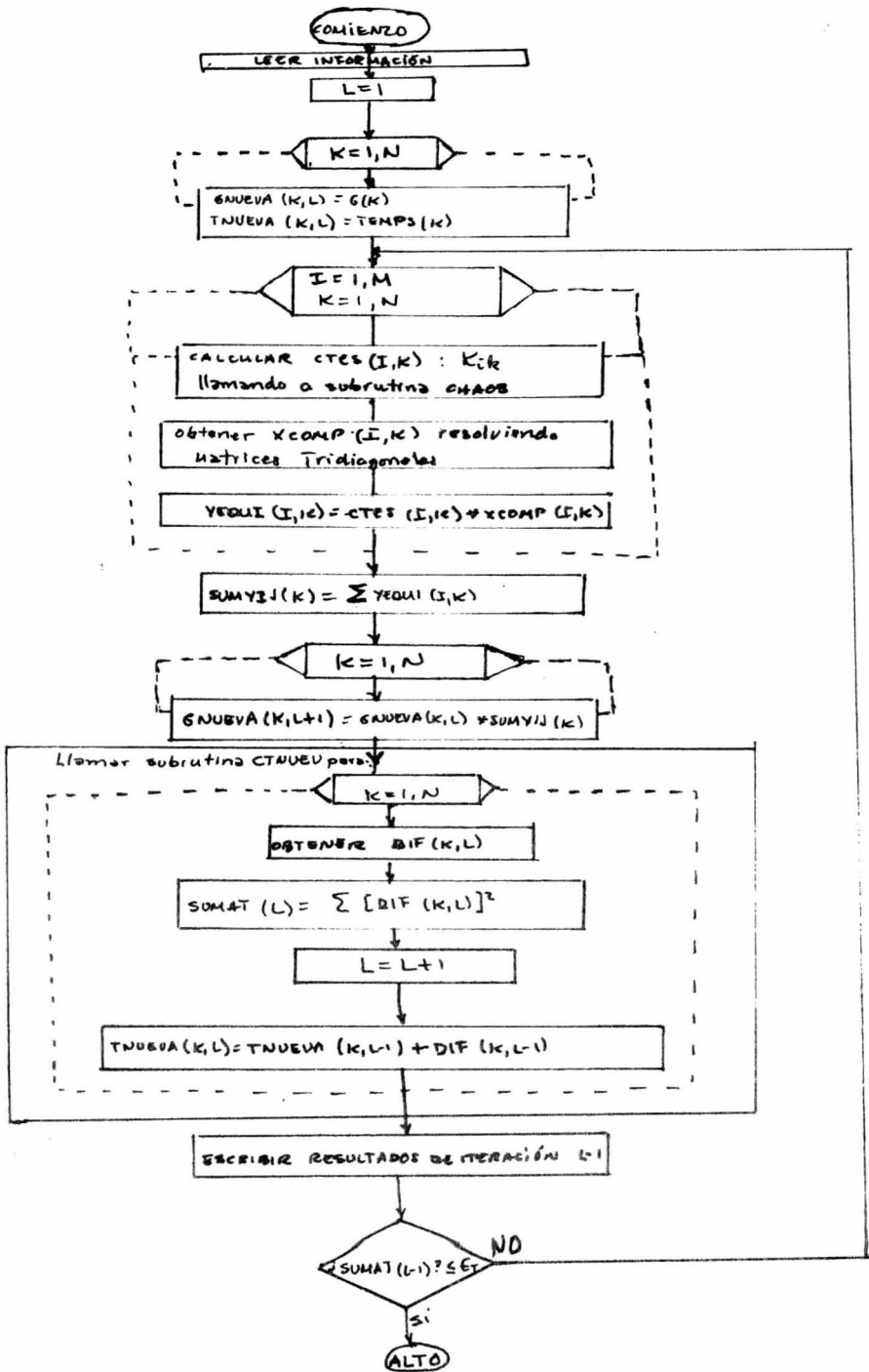
HORTON - FRANKLIN



MATRIZ TRIDIAGONAL (PUNTO-DEBURBUJA)



MATRIZ TRIDIAGONAL (SUMA DE GASTOS)



HORTON-FRANKLIN

HEAD(5,20)NP,ICOMP,P

```

20 FORMAT(2I5,F5.2)
   REAL L,LO,LX,LNP,K,LS
   DIMENSION G(20),I(20),T(20),XFL(20),X(20),YHP1(20),X0(20),FP(20),
1A(20,20),Y(20,20),QV(20,20),LY(20,20),B(20),YF(20,20),XE(20,20)
   DIMENSION A0(20),A1(20),A2(20),A3(20),A4(20),A5(20),A6(20),A7(20),
1A8(20),A9(20),TCP(20),PCR(20),V(20)
   DIMENSION CP(20),CPL(20),QV(20),YS(20),XS(20),D(20)
   COMMON /GJAR/P,A0,A1,A2,A3,A4,A5,A6,A7,A8,A9,TCP,PCR,W
   COMMON /GFR/YE,YE,YE,YS,XS
   COMMON /GCT/CGS,CLS,CP,CPL,QV,Tr,Q,QT
   READ(5,4)(B(I),I=1,TCMP),B1,BL1
   READ(5,2)G(1),G(NP+1),GS,LU,LS
   READ(5,2)T(1),T(NP),TNP,TU,TR
   READ(5,3)(X0(I),YHP1(I),I=1,ICOMP)
2  FORMAT(8F10.3)
3  FORMAT(16F5.3)
4  FORMAT(8A10)
   WRITE(6,21)BI,BL1

21 FORMAT(10X,"COMPONENTE INERTE GAS",A10,"/",30X,"LIQUIDO :",A
*10,/)
   WRITE(6,22)(I,B(I),I=1,ICOMP)
22 FORMAT(10X,"COMPONENTE",7X,I3,8X,"I",A10)
   WRITE(6,23)P
23 FORMAT(//,10X,"PRESTON DE OPERACION :",F5.2,2X,"ATM",//)
   WRITE(6,24)
24 FORMAT(42X,"GAS",22X,"LIQUIDO",/)
   WRITE(6,25)G(NP+1),L0
25 FORMAT(10X,"GASTO A LA ENTRADA",8X,F10.3,2X,"LB MOL/UT",7X,F10.3,2X
*,"LB MOL/UT",/)
   WRITE(6,26)TNP,T0
26 FORMAT(10X,"TEMP A LA ENTRADA",9X,F10.3,2X,"F",14X,F10.3,2X,"F",/
1)
   YSE=GS/G(NP+1)
   XSE=LS/L0
   WRITE(6,27)YSE,XSE
27 FORMAT(10X,"COMPOSICION",10X,"INERTE",F10.3,17X,F10.3)
   WRITE(6,28)(I,YHP1(I),X0(I),I=1,ICOMP)
28 FORMAT(34X,I3,F10.3,17X,F10.3)
   M=1
   DO 5 N=1,NP
   G(N)=G(NP+1)*(G(1)/G(NP+1))**((NP+1-N)/NP)
5  CONTINUE
   L(NP)=L0+G(NP+1)-G(1)
   DO 6 N=1,NP
   L(N)=L(NP)+G(N+1)-G(NP+1)
   REL(N)=L(N)/G(N)
6  T(N)=T(NP)-(T(NP)-T0)*((G(NP+1)-G(N+1))/(G(NP+1)-G(1)))
7  G1=GS
   LNP=LS
   DO 10 I=1,ICOMP
   DO 8 N=1,NP
   CALL CHS(T,N,NP,I,ICOMP,P,M)
8  A(I,N)=REL(N)/K(I)
   CALL FRAB(NP,I,A,LO,X0,G,YHP1,FR)

```

```

Y(I,1)=YNP1(I)*(1-FR(I))
GY(I,1)=G(NP+1)*Y(I,1)
LX(I,NP)=Y0(I)*L0+(YNP1(I)-Y(I,1))*G(NP+1)
G1=G1+GY(I,1)
10 LNP=LNP+LX(I,NP)
15 CALL CLG(YNP1,GY,I,ICOMP,N,NP,L,Y,A,G,L,GS,LS,REL) 460
16 CALL CTEMP(T,GS,TNP1,LS,T0,I,ICOMP,N,NP,GY,YNP1,L0,X0,LX,G,M,840)
NC=N-2
WRITE(6,30)HC
30 FORMAT(//,40X,"ITERACION",14//)
31 WRITE(6,32)
32 FORMAT(//,23X,"TEMPERATURA",5X,"GASTO VAPOR",5X,"GASTO LIQUIDO",5X
1,"FRACCION MOL FASE VAPOR",5X,"FRACCION MOL FASE LIQUIDA",7,27X,"
*F",12X,"LB MOL/UT",9X,"LB MOL/UT",/)
LD 33 N=1,NP
WRITE(6,34)N,T(N),G(N),L,NP
WRITE(6,35)YS(N),XS(N)
33 WRITE(6,36)(I,YE(I,N),XE(I,N),I=1,ICOMP)
IF(N)17,18,17
34 FORMAT(//,5X,"PLATO",I3,10X,F8.2,8X,F9.4,7X,F11.4,7X,/)
35 FORMAT(9X,"COMPONENTE INERTE",56X,F7.5,23X,F7.5)
36 FORMAT(20X,I3,58X,F7.5,23X,F7.5)
17 IF(M-21)7,7,18
40 H=0
WRITE(6,41)
41 FORMAT(//,40X,"RESULTADOS FINALES",//)
GO TO 31
18 STOP
END

```

```

SUBROUTINE CMS(T,N,MP,I,ICOMP,P,M)
REAL K
IC=ICOMP
DIMENSION A0(20),A1(20),A2(20),A3(20),A4(20),A5(20),A6(20),A7(20),
1A8(20),A9(20),TCR(20),TR(20),PCR(20),PR(20),DPNL(20),UNL(20),
10HL(20),FCL(20),K(20),WC(20),T(20)
COMMON /GUAR/K,A0,A1,A2,A3,A4,A5,A6,A7,A8,A9,TCR,PCR,W
IF(N=N1)GO TO 4
READ(5,2)(A0(J),A1(J),A2(J),A3(J),A4(J),A5(J),A6(J),A7(J),J=1,IC)
READ(5,3)(A8(J),A9(J),TCR(J),PCR(J),W(J),J=1,IC)
2 FORMAT(8F10.5)
3 FORMAT(2F10.5,2F20.3,2F20.4)
H=2
4 TH=T(N)+460.
TR(I)=TH/TCR(I)
PR(I)=P/PCR(I)
SA=A0(I)+A1(I)/TR(I)+A2(I)*TR(I)+A3(I)*TR(I)**2.+A4(I)*TR(I)**3.
SSA=(A5(I)+A6(I)*TR(I)+A7(I)*TR(I)**2.)*PR(I)
SAA=(A8(I)+A9(I)*TR(I))*PR(I)**2.-ALOG10(PR(I))
DPNL(I)=SA+SSA+SAA
S1=-4.73893+9.65808*TR(I)-1.22040/TR(I)
S2=-3.15224*TR(I)**3.-0.025*(PR(I)-0.6)
UNL(I)=S1+S2
DNL(I)=DPNL(I)+H(I)*UNL(I)
FCL(I)=10.**DNL(I)
K(I)=FCL(I)
RETURN
END

```

```

SUBROUTINE FRAB(NP,I,A,L0,X0,G,YNP1,FR)
REAL L0
DIMENSION FR(20),A(20,20),G(20),X0(20),YNP1(20)
N=NP
AM=A(I,M)
AS=A(I,M)
1 AU=A(I,M-1)
AH=A^M*AU
AS=AS+AM
IF(M.LE.2)GO TO 3
IF(M.NE.3)GO TO 2
AA=AS
2 H=M-1
GO TO 1
3 AB=AS
X0=X0(I)
YNP1=YNP1(I)
FR(I)=AR/(AB+1.0)-(L0*X0)/(G(NP+1)*YNP1)*(AA/(AB+1))
RETURN
END

```



```

SUBROUTINE CLG(YNP1,GY,I,ICOMP,N,NP,LX,A,G,LS,REL)
REAL L,LS,LX
DIMENSION GY(20,20),LX(20,20),A(20,20),G(20),L(20),RELC(20),REL(20)
I),YNP1(20),YE(20,20),XE(20,20),YS(20),XS(20)
COMMON /GFR/YE,XE,YS,XS
I=NP
22 G(N)=GS
L(N)=LS
DO 1 I=1,ICOMP
GY(I,N)=LX(I,N)/A(I,N)
G(N)=G(N)+GY(I,N)
IF(N.EQ.1)GO TO 1
12 LX(I,N+1)=LX(I,NP)+GY(I,N)*G(NP+1)+YNP1(I)
1 L(N)=L(N)+LX(I,N)
RELC(N)=L(N)/G(N)
RAB=ABS(RELC(N)-REL(N))
IF(RAB.LE.0.1)GO TO 2
REL(N)=RELC(N)
2 CONTINUE
N=N-1
IF(N.GE.1)GO TO 22
DO 7 N=1,NP
YS(N)=GS/G(N)
XS(N)=LS/L(N)
DO 6 I=1,ICOMP
YE(I,N)=GY(I,N)/G(N)
6 XE(I,N)=LX(I,N)/L(N)
7 CONTINUE
RETURN
END

```

```

SUBROUTINE CTEMP(T,GS,TMP1,LS,TB,I,ICOMP,N,NP,QY,YNP1,L0,X0,LX,G,H
1,*)
  REAL LS,LY,L0
  DIMENSION HGS(20),HLS(20),I(20),QA1(20),HG(20),HL(20),HGY(20,20),
1HGYNP1(20),CP(20),QV(20),HLX0(20),CPL(20),QA2(20,20),TC(20),GY(20,
120),YNP1(20),G(20),V0(20),LY(20,20),Q(20)
  COMMON /CCT/CGS,CLS,CP,CPL,QV,TR,Q,QT
  IF(N.NE.2)GO TO 22
  READ(5,21)CGS,CLS
21 FORMAT(2F10.3)
  READ(5,2)(CP(I),CPL(I),I=1,TC(N))
2  FORMAT(10F8.3)
  READ(5,3)(QV(I),I=1,ICOMP)
  READ(5,3)(Q(N),I=1,NP)
3  FORMAT(10F8.1)
  QT=0.0
  DO 25 N=1,NP
25  QT=QT+Q(N)
22  HGNP1S=CGS*(TNP1-TB)*GS
  HLOS=CLS*(TC-TB)*LS
  HGNP1=HGNP1S
  HLO=HLOS
  DO 6 N=1,NP
  *  HGS(N)=CGS*(T(N)-TB)*GS
  HLS(N)=CLS*(T(N)-TB)*LS
  JA1(N)=CLS*LS
  HG(N)=HGS(N)
  HL(N)=HLS(N)
  DO 5 I=1,ICOMP
  HGY(I,N)=(CP(I)*(T(N)-TB)+QV(I))*GY(I,N)
  HG(N)=HG(N)+HGY(I,N)
  IF(N.NE.1)GO TO 4
  HGYNP1(I)=(CP(I)*(TNP1-TB)+QV(I))*YNP1(I)+G(NP+1)
  HGNP1=HGNP1+HGYNP1(I)
  HLX0(I)=CPL(I)*(TC-TB)*V0(I)*L0
  HLO=HLOS+HLX0(I)
4  DA2(I,N)=CPL(I)*LX(I,N)
15  DA1(N)=QA1(N)+DA2(I,N)
5  CONTINUE
6  CONTINUE
  HL(NP)=HLO+HGNP1-HG(1)-QT
  T1=T(1)
  N=NP
  QS=0.0
7  TC(N)=HL(N)/QA1(N)+TB
  TAB=ABS(TC(N)-T(N))
  IF(TAB.LE.0.2)GO TO 9
  T(N)=TC(N)
8  IF(N.LE.1)GO TO 9
  N=N-1
  QS=QS+Q(N+1)
  HL(N)=HL(NP)+H0(N+1)-HGY1+QS
  GO TO 7
9  TAB=ABS(T(1)-T1)
  IF(TAB.LE.0.2)GO TO 10
  N=N+1
  RETURN
10 RETURN 1
  STOP
END

```

Ejemplo 3 (Horton-Franklin)

COMPONENTE	INERTE	GAS	LIQUIDO	AC HID
COMPONENTE 1	1	1	1	METANO
COMPONENTE 2	2	1	1	ETANO
COMPONENTE 3	3	1	1	PROP
COMPONENTE 4	4	1	1	N BUT

PRESSION DE OPERACION 2.00 ATM

	GAS	LIQUIDO
GASTO A LA ENTRADA	1.000 LB MOL/UT	3.500 LB MOL/UT
TEMP A LA ENTRADA	75.000 °F	75.000 °F
COMPOSICION		
	INERTE	0.000
1	0.700	0.000
2	0.150	0.000
3	0.100	0.000
4	0.050	0.010

- TERCERA TERMINA DE ENFRIADOR PLATO 00BYUT33 1000.0

ITERACION 1

	TEMPERATURA °F	GASTO VAPOR LB MOL/UT	GASTO LIQUIDO LB MOL/UT	FRACCION MOL FASE VAPOR	FRACCION MOL FASE LIQUIDA
PLATO 1	76.24	0.7837	3.5855		
COMPONENTE INERTE				0.00000	0.96638
1				0.88273	0.01132
2				0.13506	0.00946
3				0.00276	0.00249
4				0.01145	0.00981
PLATO 2	76.73	0.8695	3.6080		
COMPONENTE INERTE				0.00000	0.96618
1				0.88735	0.01197
2				0.14132	0.01245
3				0.02078	0.00593
4				0.01654	0.00981
PLATO 3	76.99	0.8929	3.6227		
COMPONENTE INERTE				0.00000	0.95647
1				0.78842	0.01177
2				0.16887	0.01312
3				0.03223	0.00680
4				0.01049	0.00983
PLATO 4	77.27	0.9060	3.6346		
COMPONENTE INERTE				0.00000	0.95339
1				0.77576	0.01195
2				0.16918	0.01311
3				0.03447	0.01211
4				0.01059	0.00990
PLATO 5	77.57	0.9183	3.6465		
COMPONENTE INERTE				0.00000	0.95023
1				0.76495	0.01132
2				0.16711	0.01198
3				0.03711	0.01547
4				0.01085	0.01010
PLATO 6	77.73	0.9304	3.6597		
COMPONENTE INERTE				0.00000	0.94681
1				0.75047	0.01110
2				0.16423	0.01258
3				0.03677	0.01874
4				0.01159	0.01073
PLATO 7	77.23	0.9435	3.6701		
COMPONENTE INERTE				0.00000	0.94205
1				0.73327	0.01087
2				0.16028	0.01226
3				0.03177	0.02190
4				0.01204	0.01292
PLATO 8	75.99	0.9621	3.7161		
COMPONENTE INERTE				0.00000	0.93244
1				0.72826	0.01058
2				0.15685	0.01186
3				0.03927	0.02404
4				0.02235	0.02046

RESULTADOS FINALES

	TEMPERATURA °F	GASTO VAPOR LB MOL/UT	GASTO LIQUIDO LB MOL/UT	FRACCION MOL FASE VAPOR	FRACCION MOL FASE LIQUIDA
PLATO 1	76.24	0.7811	3.5945		
COMPONENTE INERTE				0.00000	0.96598
1				0.88281	0.01281
2				0.13686	0.01036
3				0.01156	0.00910
				0.01096	0.01096
PLATO 2	76.73	0.8770	3.6116		
COMPONENTE INERTE				0.00000	0.95981
1				0.88339	0.01192
2				0.14253	0.01243
3				0.02302	0.00615
4				0.01106	0.01009
PLATO 3	76.99	0.8941	3.6241		
COMPONENTE INERTE				0.00000	0.95600
1				0.78486	0.01165
2				0.16802	0.01201
3				0.03497	0.00931
4				0.01117	0.01014
PLATO 4	77.24	0.9060	3.6350		
COMPONENTE INERTE				0.00000	0.95322
1				0.77456	0.01121
2				0.16741	0.01206
3				0.03716	0.01246
4				0.01137	0.01023
PLATO 5	77.57	0.9175	3.6484		
COMPONENTE INERTE				0.00000	0.95051
1				0.76405	0.01118
2				0.16503	0.01230
3				0.03927	0.01549
4				0.01171	0.01043
PLATO 6	77.73	0.9279	3.6561		
COMPONENTE INERTE				0.00000	0.94874
1				0.75475	0.01095
2				0.16249	0.01205
3				0.03759	0.01827
4				0.01248	0.01096
PLATO 7	77.23	0.9365	3.6753		
COMPONENTE INERTE				0.00000	0.94278
1				0.74541	0.01101
2				0.15920	0.01201
3				0.03678	0.02120
4				0.01146	0.01301
PLATO 8	75.99	0.9570	3.7175		
COMPONENTE INERTE				0.00000	0.93907
1				0.73086	0.01088
2				0.15627	0.01217
3				0.03677	0.02447
4				0.02230	0.02096

MATRIZ TRIDIAGONAL(PUNTO DE BURBUJA)

```

DIMENSION COMLE(20), COMGE(20), CPG(20), CPL(20), CLATFN(20)
DIMENSION TCRTI(20), PCRTI(20), COEF(20,20), FACENT(20), G(20)
DIMENSION GNUEVA(20), TEMPS(20), TNUEVA(20,20), CTES(20,20)
DIMENSION XCOMP(20,20), DIF(20,20), SUMXIJ(20), SUMYIJ(20), TOLIO(
*20), YEQ(20,20), SUMAT(20), CONST(20,20)
DIMENSION A(20,20), B(20,20), C(20,20), D(20,20), PJ(20,20), QJ(20
*,20), XCOMTQ(20), YEQUJ(20,20), TYEQUI(20)
LOGICAL W
COMMON L, M, N, PRE, FLE, FGE, COMLE, COMGE, TEG, TEL, THASE, CPG,
*CPL, CLATEN, TCRTI, PCRTI, COEF, FACENT, G, GNUEVA, TNUEVA, CTES
*, XCOMP, SUMXIJ, SUMYIJ
COMMON/GUARD/TOLIO
READ(5,90)M,N,PRE,FLE,FGE,TEG,TEL,THASE
90 FORMAT(2I2,6F8.2)
READ(5,91)(COMLE(I), I= 1,M)
91 FORMAT(10F8.5)
READ(5,92)(COMGE(I), I= 1,M)
92 FORMAT(10F8.5)
READ(5,93)(CPG(I), I= 1,M)
93 FORMAT(10F8.2)
READ(5,94)(CPL(I), I= 1,M)
94 FORMAT(10F8.2)
READ(5,95)(CLATEN(I), I= 1,M)
95 FORMAT(10F8.2)
READ(5,96)(TCRTI(I), I= 1,M)
96 FORMAT(10F8.2)
READ(5,97)(PCRTI(I), I= 1,M)
97 FORMAT(10F8.2)
DO 98 I = 1,M
98 READ (5,99)(COEF(I,J), J = 1,10)
99 FORMAT(10F8.5)
READ(5,88)(FACENT(I), I = 1,M)
88 FORMAT(10F8.5)
READ(5,101)(G(K), K= 1,N)
101 FORMAT(10F8.4)
READ(5,102)(TEMPS(K), K= 1,N)
102 FORMAT(10F8.2)
CALL ENTALI(HLE,HGE)
WT=.09
L = 1
GNUEVA(N+1) = FGE
DO 103 K = 1,N
GNUEVA(K) = G(K)
TNUEVA(K,L) = TEMPS(K)
103 CONTINUE
DO 16 K = 1,N
TOLIO(K) = FLE + GNUEVA(K+1)-GNUEVA(1)
16 CONTINUE
106 DO 21 K = 1,N
DO 21 I = 1,M-1
CALL CHAOS(TNUEVA(K,L), I, CONST(I,K))
CTES(I,K) = CONST(I,K)
21 CONTINUE
GNUEVA(N+1) = FGE
DO 20 I = 1,M
DO 22 K = 2,N

```

```

A(I,K) = GNUEVA(K) + FLE-GNUEVA(1)
22 CONTINUE
DO 23 K = 1,N
H(I,K) = -GNUEVA(K+1)-FLE + GNUEVA(1)-GNUEVA(K)*CTES(I,K)
23 CONTINUE
DO 24 K = 1,N-1
C(I,K) = GNUEVA(K+1)*CTES(I,K+1)
24 CONTINUE
D(I,1) = -FLE*COMIE(I)
D(I,N) = -FGE*COMGE(I)
20 CONTINUE
DO 26 I = 1,M
PJ(I,1) = C(I,1)/B(I,1)
QJ(I,1) = D(I,1)/B(I,1)
DO 27 J = 2,N-1
PJ(I,J) = (C(I,J)/(B(I,J)-A(I,J))+PJ(I,J-1))
27 CONTINUE
DO 28 J = 2,N
QJ(I,J) = (D(I,J)-A(I,J)*QJ(I,J-1))/(B(I,J)-A(I,J)*PJ(I,J-1))
28 CONTINUE
XCOMP(I,N) = QJ(I,N)
K = N
35 K = K-1
XCOMP(I,K) = QJ(I,K)-PJ(I,K)*XCOMP(I,K+1)
IF(K .GT. 1)GO TO 35
26 CONTINUE
DO 30 K = 1,N
DO 31 I = 1,M
XCOMTD(K) = XCOMTD(K) + XCOMP(I,K)
31 CONTINUE
SUMXIJK(K) = XCOMTD(K)
XCOMTD(K) = 0.0
30 CONTINUE
DO 303 K = 1,N
DO 304 I = 1,M
YEQUI(I,K) = CTES(I,K)*XCOMP(I,K)
TYEQUI(K) = TYEQUI(K) + YEQUI(I,K)
304 CONTINUE
SUMYIJK(K) = TYEQUI(K)
TYEQUI(K) = 0.0
303 CONTINUE
WRITE(6,15)
15 FORMAT(1H0, 2X, "PLATO", 3X, "TEMP.", 4X, "DIF.TEMP.", 4X, "VAPOR"
*, 3X, "LIQUIDO", 18X, "COMPOSICION X(I,K)", 20X, "Y(I,K)", 3X, "S
*UMA", 2(/), 55X, "C1", 8X, "C2", 8X, "C3", 8X, "C4", 6X, "ACEITE",
*7X, "C3", 5X, "X(I,K)", 5X, "Y(I,K)", 4(/))
WRITE(6,111)
111 FORMAT(1H0, 56X, "ITERACION NUMERO",I2, 2(/))
DO 112 K = 1,N
WRITE(6,113)K, TMUEVA(K,L), DIF(K,L), GNUEVA(K), TOLIQ(K), XCOMP(1
*,K), XCOMP(2,K), XCOMP(3,K), XCOMP(4,K), XCOMP(5,K), YEQUI(1,K), S
*UMXIJK(K),SUMYIJK(K)
113 FORMAT(1H0, 5X, I2, 3X, F7.3, 2X, F9.4, 3X, F7.3, 3X, F7.3, 4X, F7
*.5, 5(3X, F7.5), 4X, F7.5, 2X, F7.5, /)
112 CONTINUE
IF(L .LE. 1)GO TO 13
WRITE(6,114)SUMAT(L)
114 FORHAT(1H0, 2X, "TOT DIF.TEMP. = ", F11.5, 2(/))
13 WRITE(6,14)FLE

```

```

14 FORMAT(1H0, 5X, "ALIMENTACION DE LIQUIDO", 2X, F8.3, 2X, "MOLES/U.T
*.", 5(/))
IF(W) GO TO 105
SUMAT(L) = 0.0
DO 40 K = 1,N
DO 40 I = 1,K
XCOMP(I,K) = XCOMP(I,K)/SUMXIJ(K)
40 CONTINUE
CALL CTNUEV
DO 104 K = 1,N
DIF(K,L) = (TNUEVA(K,L)-TNUEVA(K,L-1))*2
SUMAT(L) = SUMAT(L) + DIF(K,L)
104 CONTINUE
IF(SUMAT(L).LE.13.)(WT=.001)
IF(SUMAT(L).LE.5.0)H=-.TRUE.
DO 41 K = 1,N
TNUEVA(K,L)=TNUEVA(K,L-1)+WT*(TNUEVA(K,L)-TNUEVA(K,L-1))
41 CONTINUE
CALL CGNUEV
GO TO 106
105 CALL EXIT
END

```

```

SUBROUTINE ENTALI(HLE,HGE)
DIMENSION COMLE(20), COMGE(20), CPG(20), CPL(20), CLATEN(20)
DIMENSION PCRITI(20), PCRITI(20), COEF(20,20), FACENT(20), G(20)
DIMENSION GNUEVA(20), TEMPS(20), TNUOVA(20,20), CTES(20,20)
DIMENSION XCOMP(20,20), TOLIQ(20)
COMMON L, N, M, PRE, FLE, FGE, COMLE, COMGE, TEG, TEL, TBASE, CPG,
* CPL, CLATEN, PCRITI, PCRITI, COEF, FACENT, G, GNUEVA, TNUOVA, CTES
*, XCOMP, SUMXIJ, SUMYIJ
COMMON/GUARD/TOLIQ
DO 10 I = 1,M
  ENTAL = COMLE(I)*CPL(I)*(TEL-TBASE)
  ENTOL = ENTOL + ENTAL
10 CONTINUE
  HLE = ENTOL
  DO 11 I = 1,M
    ENTAG = COMGE(I)*(CPG(I)*(TEG-TBASE) + CLATEN(I))
    ENTOG = ENTOG + ENTAG
11 CONTINUE
  HGE = ENTOG
  RETURN
  END

```

```

SUBROUTINE CHAOS(TE, I, CONST)
DIMENSION COMLE(20), COMGE(20), TCRITI(20), PCRTI(20), COEF(20,20)
DIMENSION FACENT(20), G(20), GRUEVA(20,40), TEIPS(20)
DIMENSION INUEVA(20,40), CTES(20,20), XCOMP(20,20), DIF(20,40)
DIMENSION SUMXIJ(20), SUMYIJ(20), TELIC(20,40), YEQ(20,20)
COMMON L, M, PRE, FLE, FGE, COMLE, COMGE, TEG, TEL, TCRIT, PCR
*ITI, COEF, FACENT, GRUEVA, INUEVA, CTES, XCOMP, SUMXIJ, SUMYIJ
PARA = COEF(1,1)-4.23493*FACENT(I) + (COEF(1,6)*PRE)/PCRTI(I)
** (COEF(1,6)*PRE*PRE)/(PCRTI(I)**2)
PARC = ALUG10(PRE/PCRTI(I))
PAROS = 0.025*((PRE/PCRTI(I))-0.6)
PARTA = PARA-PARC-PAROS
PARTE = (COEF(1,2)-1.2206*FACENT(I))*TCRITI(I)/TE
PARTI = (COEF(1,3) + 8.65808*FACENT(I)+(COEF(1,7)*PRE)/PCRTI(I) +
*(COEF(1,10)*PRE**2)/(PCRTI(I)**2))*TE/TCRITI(I)
PARTO = (COEF(1,4) + (COEF(1,8)*PRE)/PCRTI(I))*TE**2/(TCRITI(I)
1**2)
PARTU = (COEF(1,5)-3.1522*FACENT(I))*TE**3/(TCRITI(I)**3)
TOTPA = PARTA + PARTE + PARTI + PARTO + PARTU
CONST = 10.0**TOTPA
RETURN
END

```



```

SUBROUTINE CTNUEV
DIMENSION COMLE(20), COMGE(20), CPG(20), CPL(20), CLATEN(20)
DIMENSION TCRTI(20), PCRTI(20), COEF(20,20), FACENT(20), G(20)
DIMENSION GNUEVA(20), TEMPS(20), TNUOVA(20,20), CTFS(20,20)
DIMENSION XCOMP(20,20), CONST(20,20), Y(20), RAIZ(20,20)
DIMENSION FUNC(20,20), D(20), TOLIQ(20)
COMMON L, M, P, PPE, FLE, FGE, COMLF, COMGE, TEG, TEL, TBASE, CPG,
* CPL, CLATEN, TCRTI, PCRTI, COEF, FACENT, G, GNUEVA, TNUOVA, CTFS
* XCOMP, SUMXIJ, SUMYIJ
COMMON/GUARD/TOLIQ
L = L + 1
DO 30 K= 1,N
TNUOVA(K,L) = TNUOVA(K,L-1)
37 DO 31 I = 1,M-1
CALL CHAOS(TNUOVA(K,L), I, CONST(I,K))
Y(I) = CONST(I,K)*XCOMP(I,K)
YTOT = YTOT + Y(I)
31 CONTINUE
SUMK = YTOT -1.0
YTOT = 0.0
IF(SUMK)32,33,34
32 GO TO 35
33 GO TO 30
34 TNUOVA(K,L) = TNUOVA(K,L) - 10.0
GO TO 37
35 J = 1
RAIZ(J,K) = TNUOVA(K,L)
FUNC(J,K) = SUMK
42 TNUOVA(K,L) = TNUOVA(K,L) + 10.0
DO 38 I = 1,M-1
CALL CHAOS(TNUOVA(K,L), I, CONST(I,K))
Y(I) = CONST(I,K)*XCOMP(I,K)
YTOT = YTOT + Y(I)
38 CONTINUE
SUMK = YTOT -1.0
YTOT = 0.0
IF(SUMK)39,40,41
39 GO TO 42
40 GO TO 30
41 J = J + 1
MUN = 1
RAIZ(J,K) = TNUOVA(K,L)
FUNC(J,K) = SUMK
IF(J.LT.3)GO TO 42
J = 4
59 D(3) = (RAIZ(3,K)-RAIZ(2,K))/(RAIZ(2,K)-RAIZ(1,K))
B = FUNC(J-3,K)*(D(J-1)**2)-FUNC(J-2,K)*((1.0+D(J-1))**2) +
*FUNC(J-1,K)*(1.0 +2.0*D(J-1))
C = FUNC(J-3,K)*D(J-1)-FUNC(J-2,K)*(1.0 +D(J-1)) + FUNC(J-1,K)
DNUM = -2.0*FUNC(J-1,K)*(1.0 +D(J-1))
DRAIZ = SQRT(B**2-4.0*FUNC(J-1,K)*D(J-1)*(1.0 + D(J-1))*C)
DENUM = B + DRAIZ
DENONS = B - DRAIZ
DUND = DNUM/DENUND
DDOS = DNUM/DENONS
RAIUND = RAIZ(J-1,K) + (RAIZ(J-1,K)-RAIZ(J-2,K))*DUND
RAIDNS = RAIZ(J-1,K)+(RAIZ(J-1,K)-RAIZ(J-2,K))*DDOS
IF(RAIUND)50,50,51
50 IF(RAIDNS)52,52,54

```

```

51 RAIZ(J,K) = RAICND
   D(J) = DUTD
   GO TO 56
52 WRITE(6,53)
53 FORMAT(1H0,5X, "AMBAS TEMPERATURAS SON ILOGICAS")
54 RAIZ(J,K) = RAIDGS
   D(J) = DDOS
56 TNUEVA(K,L) = RAIZ(J,K)
   DO 57 I = 1,K-1
   CALL CHAOS(TNUEVA(K,L), I, CONST(I,K))
   Y(I) = CONST(I,K)*XCOMP(I,K)
   YTOT = YTGT + Y(I)
57 CONTINUE
   SUMK = YTOT -1.0
   YTOT = 0.0
   FUNC(J,K) = SUMK
   IF(ABS(SUMK) .LT. 1.E-2 .OR. MUN .GT. 30)GO TO 30
   J = J + 1
   MUN = MUN + 1
   GO TO 59
30 CONTINUE
12 RETURN
END

```

```

SUBROUTINE CGNUEV
DIMENSION CUMLE(20), COMGE(20), CPG(20), CPL(20), CLATEN(20)
DIMENSION TCRITI(20), PCRTI(20), COEF(20,20), FACFNT(20), G(20)
DIMENSION GNUEVA(20), TEMPS(20), TNUEVA(20,20), CTES(20,20)
DIMENSION XCOMP(20,20), YEQ(20,20), HL(20), HG(20), YETOT(20)
DIMENSION SUMYIJ(20), TOLIQ(20), CONST(20,20)
COMMON L, N, M, PRE, FLE, FGE, COMLE, CUMGE, TEG, TEL, TBASE, CPG,
* CPL, CLATEN, TCRITI, PCRTI, COEF, FACFNT, G, GNUEVA, TNUEVA, CTES
*, XCOMP, SUMXIJ, SUMYIJ
COMMON/GUARD/TOLIQ
DO 60 K = 1,N
DO 60 I = 1,M
CALL CHAOS(TNUEVA(K,L), I, CONST(I,K))
YEQ(I,K) = CONST(I,K)*XCOMP(I,K)
60 CONTINUE
CALL ENTALI(HLE,HGE)
HG(N+1) = HGE
DO 61 K = 1,N
DO 62 I = 1,M
ENTAI = XCOMP(I,K)*CPL(I)*(TNUEVA(K,L)-TBASE)
ENTOL = ENTOL + ENTAI
62 CONTINUE
HL(K) = ENTOL
ENTOL = 0.0
DO 63 I = 1,M
ENTAG = YEQ(I,K)*(CPG(I)*(TNUEVA(K,L)-TBASE) + CLATEN(I))
ENTOG = ENTOG + ENTAG
63 CONTINUE
HG(K) = ENTOG
ENTOG = 0.0
61 CONTINUE
FNU = GNUEVA(1)*(HG(1)-HL(N)) + GNUEVA(N+1)*(HL(N)-HG(N+1))
CALL ENTALI(HLE,HGE)
FDE = HLE-HL(N)
FLE = FNU/FDE
DO 64 K = 2,N
CALL ENTALI(HLE,HGE)
GNUM = (FLE-GNUEVA(1))*HL(K-1) + GNUEVA(1)*HG(1)-FLE*HLE
GDEK = HG(K)-HL(K-1)
GNUEVA(K) = GNUM/GDEK
64 CONTINUE
DO 67 K = 1,N
CALL ENTALI(HLE,HGE)
TOLA = FLE*HLE + GNUEVA(K+1)*HG(K+1) - GNUEVA(1)*HG(1)
TOLE = HL(K)
TOLIQ(K) = TOLA/TOLE
67 CONTINUE
RETURN
END

```

Ejemplo 2 (Punto de burbuja)

PLATO	TEMP.	DIF. TEMP.	VAPOR	LIQUIDO	COMPOSICION X(T,K)				ACEITE	Y(T,K)	SUMA	
					C1	C2	C3	C4			C3	X(T,K)
ITERACION NUMERO 1												
1	537.000	0.0000	0.800	1.850	0.01223	0.01176	0.01495	0.01058	0.96324	0.05741	1.01277	1.07509
2	537.500	0.0000	0.850	1.670	0.01188	0.01291	0.02241	0.01151	0.95294	0.08658	1.01165	1.09847
3	538.000	0.0000	0.870	1.890	0.01157	0.01276	0.02597	0.01313	0.94286	0.10096	1.00629	1.09410
4	538.500	0.0000	0.890	1.910	0.01129	0.01242	0.02729	0.01594	0.93298	0.10675	0.99992	1.08086
5	539.000	0.0000	0.910	1.920	0.01101	0.01205	0.02738	0.02080	0.92813	0.10775	0.99937	1.06584
6	539.500	0.0000	0.920	2.000	0.01087	0.01182	0.02703	0.02920	0.89100	0.10706	0.96997	1.06390
ALIMENTACION DE LIQUIDO			1.800 MOLES/U.T.									

CENTRO DE SERVICIOS DE COMPUTACION

PLATO	TEMP.	DIF. TEMP.	VAPOR	LIQUIDO	COMPOSICION X(T,K)				ACEITE	Y(T,K)	SUMA	
					C1	C2	C3	C4			C3	X(T,K)
ITERACION NUMERO 2												
1	536.886	126.2760	0.800	3.348	0.01203	0.01053	0.00653	0.01013	0.94807	0.02505	0.98729	1.01067
2	537.354	214.3911	0.942	3.382	0.01081	0.01168	0.01154	0.01028	0.93847	0.04451	0.98279	0.96389
3	537.856	212.4263	0.976	3.393	0.01036	0.01154	0.01560	0.01062	0.93540	0.06052	0.98352	0.94912
4	538.366	180.2666	0.987	3.395	0.01020	0.01134	0.01893	0.01153	0.93493	0.07191	0.98692	0.95190
5	538.890	121.7534	0.989	3.422	0.01016	0.01121	0.02169	0.01413	0.92755	0.08525	0.98473	0.96374
6	539.345	241.1650	1.016	3.406	0.00937	0.01086	0.02347	0.02142	0.93187	0.09279	0.99749	0.95697
TOT DIF. TEMP. =			1096.29044									
ALIMENTACION DE LIQUIDO			3.296 MOLES/U.T.									

PLATO	TEMP.	DIF. TEMP.	VAPOR	LIQUIDO	COMPOSICION X(T,K)				ACEITE	Y(T,K)	SUMA	
					C1	C2	C3	C4			C3	X(T,K)
ITERACION NUMERO 3												
1	536.841	22.1737	0.800	3.992	0.01185	0.00957	0.00320	0.01007	0.96554	0.01227	1.00024	0.97296
2	537.391	13.9643	0.899	4.005	0.01129	0.01168	0.00852	0.01014	0.96257	0.02514	1.00215	0.97700
3	537.921	44.7450	0.911	4.015	0.01108	0.01210	0.01015	0.01031	0.96018	0.03942	1.00382	0.98572
4	538.432	44.0802	0.921	4.031	0.01093	0.01207	0.01405	0.01085	0.95630	0.05490	1.00420	0.99317
5	538.920	15.0731	0.937	4.042	0.01071	0.01181	0.01802	0.01275	0.95362	0.07088	1.00692	0.99497
6	539.418	51.4463	0.949	4.094	0.01055	0.01155	0.02203	0.01952	0.94163	0.08716	1.00528	1.00666
TOT DIF. TEMP. =			193.48253									
ALIMENTACION DE LIQUIDO			3.894 MOLES/U.T.									

PLATO	TEMP.	DIF. TEMP.	VAPOR	LIQUIDO	COMPOSICION X(I,K)				ACEITE	Y(I,K)	SUMA	
					C1	C2	C3	C4			X(I,K)	Y(I,K)
ITERACION NUMERO 4												
1	536.899	38.3003	0.800	3.476	0.01195	0.01010	0.00882	0.01009	0.96764	0.01847	1.00459	0.99303
2	537.442	25.9646	0.879	3.494	0.01154	0.01212	0.00929	0.01019	0.96251	0.03587	1.00565	1.01181
3	537.957	12.6513	0.897	3.508	0.01126	0.01241	0.01355	0.01045	0.95843	0.05266	1.00609	1.01577
4	538.453	4.3788	0.912	3.523	0.01104	0.01224	0.01748	0.01120	0.95471	0.06835	1.00668	1.01739
5	538.951	4.8667	0.926	3.549	0.01085	0.01198	0.02097	0.01350	0.94768	0.08250	1.00502	1.01940
6	539.415	0.0596	0.952	3.597	0.01053	0.01155	0.02369	0.02083	0.93495	0.09373	1.00155	1.01285
TOL DIF. TEMP. = 62.00386												
ALIMENTACION DE LIQUIDO 3.397 MOLES/U.T.												

GENERA DE SERVICIOS DE COMPUTACION

PLATO	TEMP.	DIF. TEMP.	VAPOR	LIQUIDO	COMPOSICION X(I,K)				ACEITE	Y(I,K)	SUMA	
					C1	C2	C3	C4			X(I,K)	Y(I,K)
ITERACION NUMERO 5												
1	536.923	5.7436	0.800	3.432	0.01197	0.01022	0.00525	0.01009	0.96357	0.02016	1.00111	0.99766
2	537.430	1.4193	0.892	3.455	0.01138	0.01204	0.00992	0.01021	0.95696	0.03831	1.00052	1.00216
3	537.938	3.2772	0.919	3.470	0.01104	0.01220	0.01418	0.01049	0.95291	0.05508	1.00042	0.99991
4	538.438	3.7037	0.930	3.485	0.01083	0.01201	0.01797	0.01128	0.94874	0.07024	1.00083	1.00104
5	538.925	6.5908	0.945	3.505	0.01062	0.01173	0.02119	0.01369	0.94352	0.08332	1.00075	1.00100
6	539.396	3.8349	0.965	3.540	0.01039	0.01139	0.02369	0.02100	0.93407	0.09371	1.00053	1.00074
TOL DIF. TEMP. = 24.69959												
ALIMENTACION DE LIQUIDO 3.340 MOLES/U.T.												

PLATO	TEMP.	DIF. TEMP.	VAPOR	LIQUIDO	COMPOSICION X(I,K)				ACEITE	Y(I,K)	SUMA	
					C1	C2	C3	C4			X(I,K)	Y(I,K)
ITERACION NUMERO 6												
1	536.928	0.5027	0.800	3.548	0.01194	0.01008	0.00474	0.01009	0.96406	0.01819	1.00091	0.99213
2	537.430	0.1016	0.893	3.569	0.01136	0.01196	0.00910	0.01019	0.95832	0.03514	1.00093	0.99655
3	537.937	0.0292	0.914	3.533	0.01105	0.01218	0.01324	0.01044	0.95460	0.05145	1.00151	0.99676
4	538.438	0.0014	0.928	3.596	0.01085	0.01202	0.01709	0.01117	0.95109	0.06680	1.00222	0.99905
5	538.925	0.0039	0.941	3.615	0.01067	0.01177	0.02054	0.01346	0.94613	0.08075	1.00256	1.00181
6	539.396	0.0020	0.960	3.655	0.01043	0.01143	0.02338	0.02065	0.93582	0.09247	1.00172	1.00304
TOL DIF. TEMP. = 0.64075												
ALIMENTACION DE LIQUIDO 3.455 MOLES/U.T.												

MATRIZ TRIDIAGONAL(SUMA DE GASTOS)

```

DIMENSION CHL1(20), CHL2(20), CHG1(20), CHG2(20)
DIMENSION COMLE(20), COMGE(20), TCRITI(20), PCRITI(20), COEF(20,20)
DIMENSION FACENT(20), G(20), GNUEVA(20,40), TEMPS(20)
DIMENSION TNUEVA(20,40), CTES(20,20), XCOMP(20,20), DIF(20,40)
DIMENSION SUMXIJ(20), SUMYIJ(20), TOLIO(20,40), YEF(20,20)
DIMENSION SUMAT(40), CONST(20,20)
DIMENSION A(20,20), B(20,20), C(20,20), D(20,20), PJJ(20,20), QJJ(20
*20), XCONTQ(20), YEQUI(20,20), YEQUI(20)
COMMON L, M, N, PRE, FLE, FGE, COMLE, COMGE, TEG, TEL, TCRITI, PCP
*IFI, COEF, FACENT, G, GNUEVA, TNUEVA, CTES, XCOMP, SUMXIJ, SUMYIJ
COMMON /GAP1/CHL1, CHL2, CHG1, CHG2, MIF, SUMAT, YEQUI
COMMON /GAP2/HLE, FGE
READ(5,30)(CHL1(I), I = 1,M)
80 FORMAT(10F8,2)
READ(5,31)(CHL2(I), I = 1,M)
81 FORMAT(10F8,2)
READ(5,32)(CHG1(I), I = 1,M)
82 FORMAT(10F8,2)
READ(5,33)(CHG2(I), I = 1,M)
83 FORMAT(10F10,2)
READ(5,30) M, PRE, FLE, FGE, TEG, TEL, TRASE
90 FORMAT(2I2,6F8,2)
READ(5,31)(COMLE(I), I = 1,M)
91 FORMAT(10F8,5)
READ(5,32)(COMGE(I), I = 1,M)
92 FORMAT(10F8,5)
READ(5,33)(TCRITI(I), I = 1,M)
96 FORMAT(10F8,2)
READ(5,34)(PCRITI(I), I = 1,M)
97 FORMAT(10F8,2)
DO 98 I = 1,M
98 READ(5,35)(COEF(I,J), J = 1,10)
99 FORMAT(10F8,5)
READ(5,36)(FACENT(I), I = 1,M)
84 FORMAT(10F8,5)
READ(5,37)(G(K), K = 1,N)
101 FORMAT(10F8,4)
READ(5,38)(TEMPS(K), K = 1,N)
102 FORMAT(10F8,2)
L = 1
DO 103 K = 1,N
GNUEVA(K,L) = G(K)
TNUEVA(K,L) = TEMPS(K)
103 CONTINUE
GNUEVA(K+1,L) = FGE
DO 14 K = 1,N
TOLIO(K,L) = FLE + GNUEVA(K+1,L) + GNUEVA(1,L)
16 CONTINUE
DO 21 K = 1,N
DO 21 I = 1,M-1
CALL CHARS(TNUEVA(K,L), I, CONST(I,K))
CTES(I,K) = CONST(I,K)
21 CONTINUE
GNUEVA(K+1,L) = FGE
DO 20 I = 1,M

```

```

      A(I,1) = GNUEVACK(L) + FLE - GNUEVAC(L)
22  CONTINUE
      DO 23 K = 1,N
      B(I,K) = -GNUEVACK(L) - FLE + GNUEVAC(L) - GNUEVACK(L) * CTES(I,K)
23  CONTINUE
      DO 24 K = 1,M-1
      C(I,K) = GNUEVACK(L) * CTES(I,K+1)
24  CONTINUE
      B(I,1) = -FLE * COMPE(I)
      C(I,1) = -FGE * CONGE(I)
20  CONTINUE
      DO 25 I = 1,M
      P(I,1) = C(I,1) / B(I,1)
      Q(I,1) = D(I,1) / B(I,1)
      DO 27 J = 2,M-1
      P(I,J) = (C(I,J) - B(I,J) * A(I,J) * P(I,J-1))
27  CONTINUE
      DO 28 J = 2,N
      Q(I,J) = (D(I,J) - A(I,J) * Q(I,J-1)) / (B(I,J) - A(I,J) * P(I,J-1))
28  CONTINUE
      XCOMP(I,N) = Q(I,N)
      K = N
35  K = K-1
      XCOMP(I,K) = Q(I,K) - P(I,K) * XCOMP(I,K+1)
      IF(K .GT. 1) GO TO 35
26  CONTINUE
      DO 30 K = 1,N
      DO 31 I = 1,M
      XCOMTD(K) = XCOMTD(K) + XCOMP(I,K)
31  CONTINUE
      SUMXIJ(K) = XCOMTD(K)
      XCOMTD(K) = 0.0
30  CONTINUE
      DO 303 K = 1,N
      DO 304 I = 1,M
      YEQUI(I,K) = CTES(I,K) * XCOMP(I,K)
      TYEQUI(K) = TYEQUI(K) + YEQUI(I,K)
304  CONTINUE
      SUMYIJ(K) = TYEQUI(K)
      TYEQUI(K) = 0.0
303  CONTINUE
      DO 50 K = 1,N
      GNUEVACK(L+1) = GNUEVACK(L) + SUMYIJ(K)
50  CONTINUE
      GNUEVA(N+1,L+1) = FGE
      DO 51 K = 1,M
      TOLIOCK(L+1) = FLE + GNUEVACK(L+1) - GNUEVAC(L+1)
51  CONTINUE
      CALL CTRUEV
      LG = L-1
      *WRITE(6,55) LG

55  FORMAT(10X, 60X, "ITERACION NUMERO ", I2, 2(/))
      *WRITE(4,56)
56  FORMAT(10X, 19X, "PLATO 1 PLATO 2 PLATO 3 PLATO 4 PLATO 5
* PLATO 6 PLATO 7 PLATO 8", (/))
      *WRITE(6,57) (TRUEVAC(K,L-1), K = 1,N)
57  FORMAT(10X, 4X, "TEMP.", 7X, 4(3X, F7.3), /)

```

```

WRITE(6,58)(DIF(I),L=1), K=1,N)
58 FORMAT(1H0, 4X, "IF. TEMP.", 3X, 8(3X, F7.3), 2(/))
WRITE(6,59)(DIF(I),L=1), I=1,N)
59 FORMAT(1H0, 4X, "DIF.", 7X, 8(3X, F7.3),/, 1H0, 4X, "MOLES/U.T.")
WRITE(6,60)(DIF(I),L=1), I=1,N)
60 FORMAT(1H0, 4X, "LIQUID", 5X, 8(3X, F7.3),/, 1H0, 4X, "MOLES/U.T.
*", 2(/))
WRITE(6,61)
61 FORMAT(1H0, 4X, "COMPOSICION", 7/ 1H0, 7X, "X(I,K)",/)
DO 62 I=1,M-1
WRITE(6,63)I, (XCOMP(I,K), K=1,N)
63 FORMAT(1H0, 7X, "C", I1, 7X, 8(3X, F7.5),/)
62 CONTINUE
WRITE(6,64)(XCOMP(I,K), K=1,N)
64 FORMAT(1H0, 7X, "AGLITE", 3X, 8(3X, F7.5), 2(/))
DO 65 I=3,5
WRITE(6,66)I, (YEQU(I,K), K=1,N)
66 FORMAT(1H0, 4X, "Y(I,K) C", I1, 2X, 8(3X, F7.5), 2(/))
65 CONTINUE
WRITE(6,67)(SUMX(I,K), K=1,N)
67 FORMAT(1H0, 4X, "SUMA X(I,K)", X, 8(3X, F7.5),/)
WRITE(6,68)(SUMY(I,K), K=1,N)
68 FORMAT(1H0, 4X, "SUMA Y(I,K)", X, 8(3X, F7.5), 2(/))
WRITE(6,69)SUMAT(L-1)
69 FORMAT(1H0, 4X, "TOT. DIF. TEMP.", 3X, F9.3)
IF(SUMAT(L-1).LE.0.0)GO TO 105
GO TO 106
105 CALL EXIT
END

```



```
SCALD(TIME, T, TALL(1), T1, T2, T3, T4, T5, T6, T7, T8, T9, T10)
DIFFSTAT = CML1(20) * CML2(20) * CML3(20) * CML4(20) * CML5(20)
CUMPRZ/2000/CML1 * CML2 * CML3 * CML4 * CML5 * CML6 * CML7 * CML8 * CML9 * CML10
CUMPRZ/2000/CML * PCF
PLI = CML1(1)*T1 + CML2(1)
RGI = CML1(1)*T6 + CML2(1)
RLL(1)
RLL(2)
```

```

SUMOYI(1,20)=0
DIMENSION TL(1,20), CML(20), PCRTI(20), PCRTI(20), COEF(20,20)
PIEMSI(1,1)=0.0, C(2,2), YEMSI(20,40), TL(25,20)
PIEMSI(1,2)=0.0, C(2,2), YEMSI(20,40), XCOMP(20,20), DIF(20,40)
PIEMSI(1,3)=0.0, C(2,2), YEMSI(20,40), TELI(20,40), YEP(20,20)
DIMENSION PC(1,20), CONST(2,20)
DIMENSION HLI(20), HGT(20), DHLT(20), DHGT(20), PL(20), HG(20)
PIEMSI(1,4)=0.0, C(2,2), YEMSI(20,40), XCOMP(20,20), DIF(20,40)
DIMENSION CML1(20), CML2(20), CHG1(20), CHG2(20)
COMMON I, J, L, FLE, FLE, FLE, COMLE, COMGE, TER, TEL, TCRTI, PCR
*ITI, COME, PAUL I, J, GRUEVA, TLEVA, CIES, XCOMP, SUMYIJ, SUMYIJ
COMMON ZMATA/ZM11, CML2, CH 1, CHG2, JIF, SUMAT, YEMSI
COMMON/COM/DEL,HGT
00 10 K = 1,2
HLT(K) = 0.0
HGT(K) = 0.0
DHLT(K) = 0.0
DHGT(K) = 0.0
TL = TLEVA(K,L)
TG = TLEVA(K,L)
00 9 I = 1,4
CALL ENYALI(I, TL, TG, HLI, HGI)
HLI(I) = HLI*XCOMP(I,K)
HGI(I) = HGI*YEMSI(I,K)
DHLI(I) = DHLI(I)+XCOMP(I,K)
DHGI(I) = DHGI(I)+YEMSI(I,K)
HLT(K) = HLT(K)+ HLI(I)
HGT(K) = HGT(K) + HGI(I)
DHLT(K) = DHLT(K) + DHLI(I)
DHGT(K) = DHGT(K) + DHGI(I)
9 CONTINUE
10 CONTINUE
IF(L.GT.1)GO TO 15
TL = TEL
TG = TEG
00 11 I = 1,2
CALL ENYALI(I, TL, TG, HLI, HGI)
HLI(I) = COMLE(I)*HLI
HGI(I) = COMGE(I)*HGI
HLE = HLE + HLI(I)
HGE = HGE + HGI(I)
11 CONTINUE
GRUEVA(K+1,I) = IGE
HGT(K+1) = HGE
115 FIA = FLE*HLE + GRUEVA(2,L)*HGT(2)-GRUEVA(1,L)*HGT(1)
FIC = (FLE + GRUEVA(2,L)-GRUEVA(1,L))*HLT(1)+Q(1)
FI(1) = FIA+FI
DO 17 K = 2,4
FIC = GRUEVA(K+1,L)*HGT(K+1) + (FLE+GRUEVA(K,L)-GRUEVA(1,L))*HLT(K)
* -1)
FI(K) = -GRUEVA(K,L)*HGT(K)-(FLE+GRUEVA(K+1,L)-GRUEVA(1,L))*HLT(K)-Q(K)
FI(K) = FIC + FI
16 CONTINUE
DO 18 K = 2,4
AC(K) = (FLE+GRUEVA(K,L)-GRUEVA(1,L))*DHLT(K-1)
18 CONTINUE
DO 19 K = 1,4
H(K) = -(GRUEVA(K,L)*DHGT(K)) + (-FLE-GRUEVA(K+1,L)+GRUEVA(1,L))*DH

```

```

*IT(0)
I(0) = +I(0)
19 CONTINUE
DO 20 K = 1,N
C(K) = CUFVA(K+1,L)+IOUT(K+1)
20 CONTINUE
PJ(1) = C(1)/F(1)
GJ(1) = B(1)/F(1)
DO 21 K = 2,N
PJ(K) = C(K)/(B(K)-A(K)+PJ(K-1))
GJ(K) = (C(K)-A(K)+GJ(K-1))/(L(K)-A(K)+PJ(K-1))
21 CONTINUE
DIF(N,L) = GJ(N)
F = N
22 F = F-1
DIF(F,L) = GJ(K)-PJ(K)*DIF(K+1,L)
IF(K.GT. 1)GO TO 22
DO 23 K = 1,N
SUMAT(L) = SUMAT(L) + DIF(K,L)**2.
23 CONTINUE
L = L + 1
DO 24 K = 1,N
TRUEVA(K,L) = TRUEVA(K,L-1) + DIF(K,L-1)
24 CONTINUE
RETURN
END

```

```

SUBROUTINE CHAUS(TE, I, CONST)
DIMENSION COMLE(20), COMGE(20), CPG(20), CPL(20), CLATFN(20)
DIMENSION TCRITI(20), PCRITI(20), COEF(20,20), FACENT(20), G(20)
DIMENSION GNUEVA(20), TEMPS(20), TNUEVA(20,20), CTFS(20,20)
DIMENSION TOLIQ(20)
COMMON L, N, M, PRE, FLE, FGE, COMLE, COMGE, TEG, TEL, TBASE, CPG,
* CPL, CLATEN, TCRITI, PCRITI, COEF, FACENT, G, GNUEVA, TNUEVA, CTFS
*, XCOMP, SUMXIJ, SUMYIJ
COMMON/GUARD/TOLIQ
  PARA = COEF(I,1)-4.23893*FACENT(I) + (COEF(I,6)*PRE)/PCRITI(I)
  *+ (COEF(I,9)*PRE*PRE)/(PCRITI(I)**2)
  PARQ = ALOG10(PRE/PCRITI(I))
  PARUS = 0.425*((PRE/PCRITI(I))-0.6)
  PARTA = PARA-PARQ-PARUS
  PARTF = (COEF(I,2)-1.2206*FACENT(I))*TCRITI(I)/TE
  PARTI = (COEF(I,3) + 8.65808*FACENT(I)+(COEF(I,7)*PRE)/PCRITI(I) +
  *(COEF(I,10)*PRE**2)/(PCRITI(I)**2))*TE/TCRITI(I)
  PARTO = (COEF(I,4) + (COEF(I,8)*PRE)/PCRITI(I))*(TE**2)/(TCRITI(I)
  1**2)
  PARTH = (COEF(I,5)-3.1522*FACENT(I))*(TE**3)/(TCRITI(I)**3)
  TOTPA = PARTA + PARTF + PARTI + PARTO + PARTH
  CONST = 10.0**TOTPA
  RETURN
  END

```

Ejemplo 4 (Suma de Gastos)

ITERACION NUMERO 1

	PLATO 1	PLATO 2	PLATO 3	PLATO 4	PLATO 5	PLATO 6	PLATO 7	PLATO 8
TEMP.	501,000	502,000	503,000	504,000	505,000	506,000	507,000	508,000
DIF. TEMP.	0,434	0,184	-0,203	-0,672	-1,194	-1,527	-0,602	7,749
VAPOR	80,000	85,000	87,000	89,000	91,000	92,000	93,000	94,000
MOLES/U.T.								
LIGUIDO	205,000	207,000	209,000	211,000	212,000	213,000	214,000	220,000
MOLES/U.T.								
COMPOSICION								
X(I,K)								
C1	0,01213	0,01186	0,01152	0,01120	0,01090	0,01072	0,01055	0,01039
C2	0,01024	0,01215	0,01224	0,01189	0,01145	0,01111	0,01082	0,01053
C3	0,00784	0,01516	0,02182	0,02749	0,03194	0,03530	0,03754	0,03871
C4	0,00996	0,00999	0,01007	0,01030	0,01105	0,01350	0,02158	0,04780
C5	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00002	0,00020	0,00234	0,02727
C6	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00001	0,00055	0,02273
ACEITE	0,96585	0,95652	0,94737	0,93839	0,93396	0,92958	0,92523	0,90000
Y(I,K) C3	0,01855	0,03638	0,05312	0,06791	0,08004	0,08973	0,09680	0,10124
Y(I,K) C4	0,00605	0,00618	0,00635	0,00661	0,00723	0,00899	0,01463	0,03299
Y(I,K) C5	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00004	0,00045	0,00533
SUMA X(I,K)	1,00603	1,00567	1,00301	0,99927	0,99931	1,00042	1,00860	1,05743
SUMA Y(I,K)	0,84207	0,86591	0,86827	0,86512	0,85946	0,86109	0,86510	0,88517
TOT. DIF. TEMP.	64,876							

ITERACION NUMERO 2

	PLATO 1	PLATO 2	PLATO 3	PLATO 4	PLATO 5	PLATO 6	PLATO 7	PLATO 8
TEMP.	501,434	502,184	502,797	503,328	503,806	504,473	506,398	515,749
DIF. TEMP.	-0,113	-0,254	-0,324	-0,296	-0,144	0,092	0,417	0,363
VAPOR	67,365	73,602	75,539	76,995	78,211	79,220	80,455	83,206
MOLES/U.T.								
LIGUIDO	206,237	208,174	209,630	210,846	211,855	213,089	215,841	232,635
MOLES/U.T.								
COMPOSICION								
X(I,K)								
C1	0,01429	0,01370	0,01329	0,01300	0,01276	0,01255	0,01224	0,01134
C2	0,01166	0,01403	0,01430	0,01405	0,01371	0,01337	0,01283	0,01118
C3	0,00509	0,01054	0,01642	0,02261	0,02898	0,03530	0,04054	0,03948
C4	0,00991	0,00991	0,00993	0,01007	0,01062	0,01285	0,02126	0,04553
C5	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00001	0,00016	0,00229	0,02579
C6	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00001	0,00055	0,02149
ACEITE	0,96006	0,95113	0,94452	0,93908	0,93460	0,92919	0,91734	0,85112

Y(I,K) C3	0,01212	0,02537	0,03986	0,05531	0,07139	0,08781	0,10365	0,11498
-----------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

Y(I,K) C4	0,00607	0,00615	0,00624	0,00638	0,00679	0,00632	0,01426	0,03602
-----------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

Y(I,K) C5	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00003	0,00043	0,00593
-----------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

SUMA X(I,K)	1,00102	0,99931	0,99846	0,99880	1,00068	1,00343	1,00705	1,00593
-------------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

SUMA Y(I,K)	0,97952	0,98411	0,97984	0,97790	0,97912	0,98442	0,99194	1,00170
-------------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

TOT. DIF. TEMP.	0,605
-----------------	-------

ITERACION NUMERO 3

	PLATO 1	PLATO 2	PLATO 3	PLATO 4	PLATO 5	PLATO 6	PLATO 7	PLATO 8
--	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

TEMP.	501,321	501,931	502,473	503,031	503,662	504,565	506,815	516,112
-------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

DIF. TEMP.	-0,003	-0,017	-0,012	0,009	0,041	0,069	0,077	0,028
------------	--------	--------	--------	-------	-------	-------	-------	-------

VAPOR	65,286	72,433	74,016	75,294	76,577	77,986	79,806	83,348
-------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------

MOLES/U.T.

LIQUIDO	206,447	208,031	209,308	210,592	212,000	213,820	217,362	234,014
---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

MOLES/U.T.

COMPOSICION

X(I,K)

C1	0,01460	0,01396	0,01360	0,01332	0,01305	0,01275	0,01232	0,01131
----	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

C2	0,01190	0,01436	0,01472	0,01451	0,01414	0,01368	0,01296	0,01116
----	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

C3	0,00484	0,01012	0,01601	0,02240	0,02909	0,03565	0,04084	0,03949
----	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

C4	0,00990	0,00990	0,00993	0,01006	0,01061	0,01283	0,02120	0,04530
----	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

C5	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00001	0,00016	0,00228	0,02564
----	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

C6	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00001	0,00055	0,02137
----	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

ACEITE	0,95908	0,95178	0,94597	0,94021	0,93396	0,92601	0,91092	0,84610
--------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

Y(I,K) C3	0,01149	0,02426	0,03868	0,05457	0,07151	0,08880	0,10503	0,11560
-----------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

Y(I,K) C4	0,00605	0,00612	0,00620	0,00635	0,00677	0,00632	0,01432	0,03607
-----------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

Y(I,K) C5	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00003	0,00043	0,00594
-----------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

SUMA X(I,K)	1,00032	1,00011	1,00023	1,00051	1,00086	1,00110	1,00106	1,00037
-------------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

SUMA Y(I,K)	0,99868	0,99971	0,99914	0,99948	1,00026	1,00124	1,00185	1,00173
-------------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------	---------

TOT. DIF. TEMP.	0,014
-----------------	-------

V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El método del Punto de Burbuja comparado con el de la Suma de Gastos, es desventajoso debido a su limitación de tener que fijar la cantidad de producto de domo y a la necesidad de usar un factor de peso de control de cambios de temperatura, WT , para obligar al programa de la computadora a converger. En cambio, el método de la Suma de Gastos permite utilizar la especificación más útil de la alimentación.

La estructura del método del Punto de Burbuja es similar a la del método de la Suma de Gastos. En el primero, las temperaturas de las etapas se calculan siguiendo el criterio de composición de que $\sum y_i - 1 = 0$ y $\sum x_i - 1 = 0$. Por lo tanto, este método debe aplicarse a situaciones en donde las temperaturas de las etapas están determinadas físicamente en mayor grado por las composiciones que por balances de entalpía y en donde los gastos totales están determinados más por balances de entalpía que por composición. Este será el caso, cuando los efectos de calores latentes predominen sobre los efectos de calores sensibles en las ecuaciones de balance de entalpía, ya que la transferencia neta de materia de una fase a otra, involucra efectos de calores latentes. Estas condiciones son las que

caracterizan a separaciones como las que se llevan a cabo en una destilación de componentes con puntos de ebullición cercanos. En una destilación de este tipo las diferencias en calores latentes fijan los gastos totales de líquido y vapor a través del balance de entalpía y las temperaturas de las etapas son más sensibles a la composición. Investigadores como Wang y Henke han reportado haber obtenido muy buenos resultados utilizando el método del Punto de Burbuja en problemas de destilación.

En el método de la Suma de Gastos, las temperaturas de las etapas se calculan siguiendo el criterio de satisfacer los balances de energía de plato. Por lo tanto, este método debe aplicarse a situaciones en donde las temperaturas de plato están determinadas físicamente en mayor grado por balances de entalpía que por composición, en donde los gastos totales están determinados más por composición que por balances de entalpía y en donde los efectos de calores sensibles son significantes en los balances de entalpía. Estas son las condiciones que precisamente caracterizan a los absorbedores de gases y es por esto que el método de la Suma de Gastos resulta mejor para problemas de absorción que el método del Punto de Burbuja. El gasto de líquido en una torre de absorción de platos está determinado por la cantidad de soluto que ha sido absorbida, mientras que la temperatura se fija por un balance de entalpía que relaciona al calor de absorción con el aumento en calor sensible de los fluidos a contracorriente.

Una destilación de una mezcla de componentes con puntos de ebullición alejados entre sí, tiende a favorecer el método de la

Suma de Gastos. Existe necesariamente un amplio rango de las temperaturas de los platos de la columna que a su vez implica que los efectos de calores sensibles sean significativos.

El método de Horton-Franklin está diseñado para resolver problemas de absorción más sencillos en los cuales la torre de platos no presente alimentaciones laterales a algún plato intermedio y salidas laterales de líquido y vapor. Para este tipo de problemas es altamente eficiente y de rápida convergencia. Como puede verse en los ejemplos propuestos, este método llega a la solución en un número bastante menor de iteraciones que el método del Punto de Burbuja.

VI. BIBLIOGRAFIA

1. BURNINGHAM, D.W. y F.D. Otto, *Hydrocarbon Processing*, 46, 163 (1967).
- 2. CHAO, K.C. y J.D. Seader, *A.I.Ch.E. Journal*, 7, 598 (1961).
3. HORTON, G. y W.B. Franklin, *Ind. Eng. Chem.*, 32, 1384 (1940).
4. KING, C.J., "Separation Processes", Mc Graw-Hill Co., N.Y., 1971.
5. KREMSER, A., *Natl. Petrochem. News*, 22, No. 21 (1930).
6. LAPIDUS, L., "Digital Computation for Chemical Engineers", Mc Graw-Hill Co., N.Y., 1962.
7. MAXWELL, J.B., "Data Book on Hydrocarbons", D. Van Nostrand Co., Princeton, N.J., 1950.
8. MULLER, D.E., *Math. Table Aids Comp.*, 10, 208 (1956).
9. PERRY, R.H. y C.H. Chilton, "Chemical Engineers' Handbook", 5a. ed., Mc Graw-Hill Co., N.Y., 1973.
10. PETERS, M.S. y K.D. Timmerhaus, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 2a. ed., Mc Graw-Hill Co., N.Y., 1968.
11. SHERWOOD, T.K. "Absorption and Extraction", Mc Graw-Hill Co., N.Y., 1937.
12. SOUDERS, M. y G. Brown, *Ind. Eng. Chem.*, 24, 519 (1932).
13. WANG, J.C. y G.E. Henke, *Hydrocarbon Processing*, 45, 155 (1966)
- 14. YEW, L.C. y R.E. Alexander, *A.I.Ch.E. Journal*, 11, 334 (1965)

15. YOUNG, D.M. y D.M. Bailey, "Note on Muller's Method", The University of Texas, Computation Center Report TMM 2 (1960).