



**UNIVERSIDAD AUTONOMA DE SAN LUIS POTOSI**

**FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS**

**Programa Computacional para calcular el número de  
platos de una columna de destilación binaria.**

**-METODO DE SOREL-**

**TESIS PROFESIONAL**

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE :  
INGENIERO QUIMICO**

**P R E S E N T A :  
Edgardo Martínez Martínez**

T

QD63

.D6

M3

C.1

M23P

1985





1080077981

I. Q.  
M 23 P.  
19

IQ  
M23P  
1985





**UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE SAN LUIS POTOSÍ**

**FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS**

**Programa Computacional para calcular el número de  
platos de una columna de destilación binaria.**

**-METODO DE SOREL-**

**TESIS PROFESIONAL**

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE :  
INGENIERO QUIMICO**

**P R E S E N T A**  
**Edgardo Martínez Martínez**

**UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE SAN LUIS POTOSÍ**

X  
9063  
06  
M





UNIVERSIDAD AUTONOMA DE SAN LUIS POTOSI  
FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS

PROGRAMA COMPUTACIONAL PARA CALCULAR EL  
NUMERO DE PLATOS DE UNA COLUMNA DE  
DESTILACION BINARIA.

METODO DE SOREL

TESIS PROFESIONAL QUE PARA OBTENER EL  
TITULO DE

INGENIERO QUIMICO

PRESENTA : EDGARDO MARTINEZ MARTINEZ.

SAN LUIS POTOSI, S.L.P.

1985.

AL Dr. Roberto Leyva Ramos.

Mi más Sincero Agradecimiento por su valiosa cooperación en el asesoramiento y revisión de esta Tesis, ya que gracias a su esfuerzo y dedicación hizo posible la culminación de la misma.



AL Sr. Federico Reyna S. y Familia.

Dedico esta Tesis, como agradecimiento por su valiosa ayuda que me brindaron en el transcurso de mi Carrera.

A mis Padres con cariño:

Leonardo Martínez S.

Juana Ma. Martínez de Mtz.

Que en el transcurso de mis estudios me brindaron todo su apoyo sin escatimar esfuerzos para que fuera posible la terminación de mi carrera.

A mis hermanos:

Leonel

Patricia

Fabiola



A LA Familia Martínez Candelaria:

Y en especial a mí Tío Gilberto que me brindo su apoyo, así como sus consejos que me alentaron a terminar mis estudios.

Manifiesto mi agradecimiento por su valiosa ayuda que me brindaron en el transcurso de mi Carrera a las siguientes personas:

Patricia Martínez s.

Rubén Morales

Con cariño a mi esposa.

Ma. Concepción Juárez

Que estuvo en los momentos buenos y malos, brindandome sus consejos  
y alentandome a que terminara mi Carrera.

## INDICE.

Capítulo	Pagina
1. Resumen	1
2. Introducción	2
3. Revisión Bibliográfica	3
4. Modelo Matemático	18
5. Descripción del Módulo o Programa Computacional	35
6. Comparación de Resultados Obtenidos con el Programa y con el método de Ponchon-Savarit	49
7. Resolución de Problemas Casos.	73
8. Discusión de Resultados y Conclusiones	84
Bibliografía	85
Apendice A. Variables importantes del Programa	87
Apendice B. Listado del Programa	89

## 1. Resumen.

En este trabajo se desarrolla un programa computacional para calcular el número de platos de una columna de destilación binaria por el método analítico de Sorel. Para realizar el módulo fué necesario obtener y generalizar las ecuaciones que describen el comportamiento de una columna de destilación binaria, que incluye los cálculos siguientes:

Coefficientes de distribución, cargas térmicas del condensador y hervidor, flujos molares, entalpías y composiciones del líquido y vapor en cada plato, así como su temperatura.

El funcionamiento correcto del módulo computacional se verificó comparando los resultados obtenidos con este y los calculados por el método gráfico de Ponchon-Savarit. La comparación se hizo en dos corridas de los sistemas ; Heptano-Etilbenceno y Heptano-Octano, los resultados concordaron satisfactoriamente. Sin embargo, este módulo no debe ser usado para fines de diseño ya que la diferencia que hubo en las composiciones del líquido y vapor fué de un 60% . Por lo tanto, este módulo se recomienda para fines didácticos en la materia de operaciones unitaria.

El módulo consta de las secciones siguientes:

- i) Alimentación de datos.  
Se alimentan todos los datos requeridos para el funcionamiento correcto del módulo.
- ii) Cálculo de los coeficientes de distribución.  
Que pueden ser, por datos en equilibrio o con la ecuación de Antoine.
- iii) Cálculo del número de Platos.  
Se obtienen por medio de balances de materia y energía en cada plato.

## 2. INTRODUCCION

En este trabajo se presenta un módulo computacional que tiene como finalidad el cálculo de: Las cargas térmicas del condensador y hervidor, número de platos, temperatura, flujos, entalpías y composiciones del líquido y vapor para cada plato en una columna de destilación binaria.

El método de Sorel permite realizar todos estos cálculos y con la ayuda de una microcomputadora los resuelve rápidamente. Además este método es más preciso que el de Lewis-Sorel y los métodos gráficos de McCabe-Thiele y Ponchon-Savarit, por lo siguiente:

- i) Todos los métodos son casos especiales del de Sorel.
- ii) El módulo realiza los cálculos analíticamente, por lo cual genera menos errores que los métodos gráficos.
- iii) El cálculo de los flujos, entalpías y composiciones del líquido y vapor se obtienen de las ecuaciones que resultan de los balances de materia y energía en cada plato, mientras que en el método de McCabe-Thiele y Lewis-Sorel los flujos y entalpías se consideran constantes en cada sección de la columna,
- iv) El módulo calcula directamente las cargas térmicas del condensador y hervidor, mientras que en los métodos de McCabe-Thiele y Lewis-Sorel no se calculan directamente.
- v) El tiempo que requiere el módulo para resolver estos problemas es mínimo comparado con los otros métodos.

El método de Sorel tiene las siguientes desventajas:

- a) No se aplica a mezclas que formen azeotropos, el cálculo de dicha mezcla con el módulo pueden ocasionar una ciclación en los cálculos ó bien dar resultados falsos. Su mejor funcionamiento es con mezclas ideales.
- b) Los sistemas que se estén trabajando deben de tener una relación de reflujo conocido y además que entre a su temperatura normal de ebullición.

Sin embargo, este módulo no debe ser usado para fines de diseño ya que la diferencia que hubo en las composiciones del líquido y vapor fué de un 60% comparado con los calculados por el método gráfico de Ponchon-Savarit. Por lo tanto, este módulo se recomienda para fines didácticos en la materia de Operaciones Unitarias.

### 3. REVISION BIBLIOGRAFICA.

#### 3.1 Antecedentes.

En la Escuela de Ciencias Químicas se han desarrollado módulos computacionales en diferentes operaciones unitarias de la Ingeniería Química: Evaporación, Extracción líquido-líquido y destilación.

En destilación se han desarrollado: destilación diferencial y el método de McCabe-Thiele. En este módulo se desarrolla el método de Sorel para cálculo del número de platos de una columna de destilación binaria.

#### 3.2 Importancia de la Destilación.

Destilación es una operación unitaria que tiene por objeto separar los componentes de una mezcla por vaporización parcial de la misma, debido a la diferencia de las volatilidades de sus componentes.

La destilación es una de las operaciones unitarias más importantes de la Industria Química y del petróleo ya que permite obtener los productos en los estados de pureza deseados.

#### 3.3. Equilibrio Líquido-Vapor.

Para separar los componentes de una mezcla por destilación es requisito indispensable que la composición del vapor producido sea diferente que la composición de la mezcla inicial, por esto se necesita la relación de equilibrio entre ambas fases. En esta sección se discute muy brevemente los diagramas de equilibrio a presión y temperatura constante.

##### 3.3.1. Diagramas de Equilibrio Líquido-Vapor a Presión Constante.

En estos diagramas se grafica la temperatura de la mezcla contra las composiciones del líquido y vapor a presión constante. En la Figura 3.1 se ilustra el diagrama de equilibrio a presión constante para la mezcla de los componentes A y B, sus temperaturas de ebullición son  $T_A$  y  $T_B$  respectivamente. En este tipo de diagrama se muestran dos curvas que coinciden en sus extremos. La curva superior se denomina curva de principio de condensación o final de ebullición y corresponde a la temperatura de rocío.



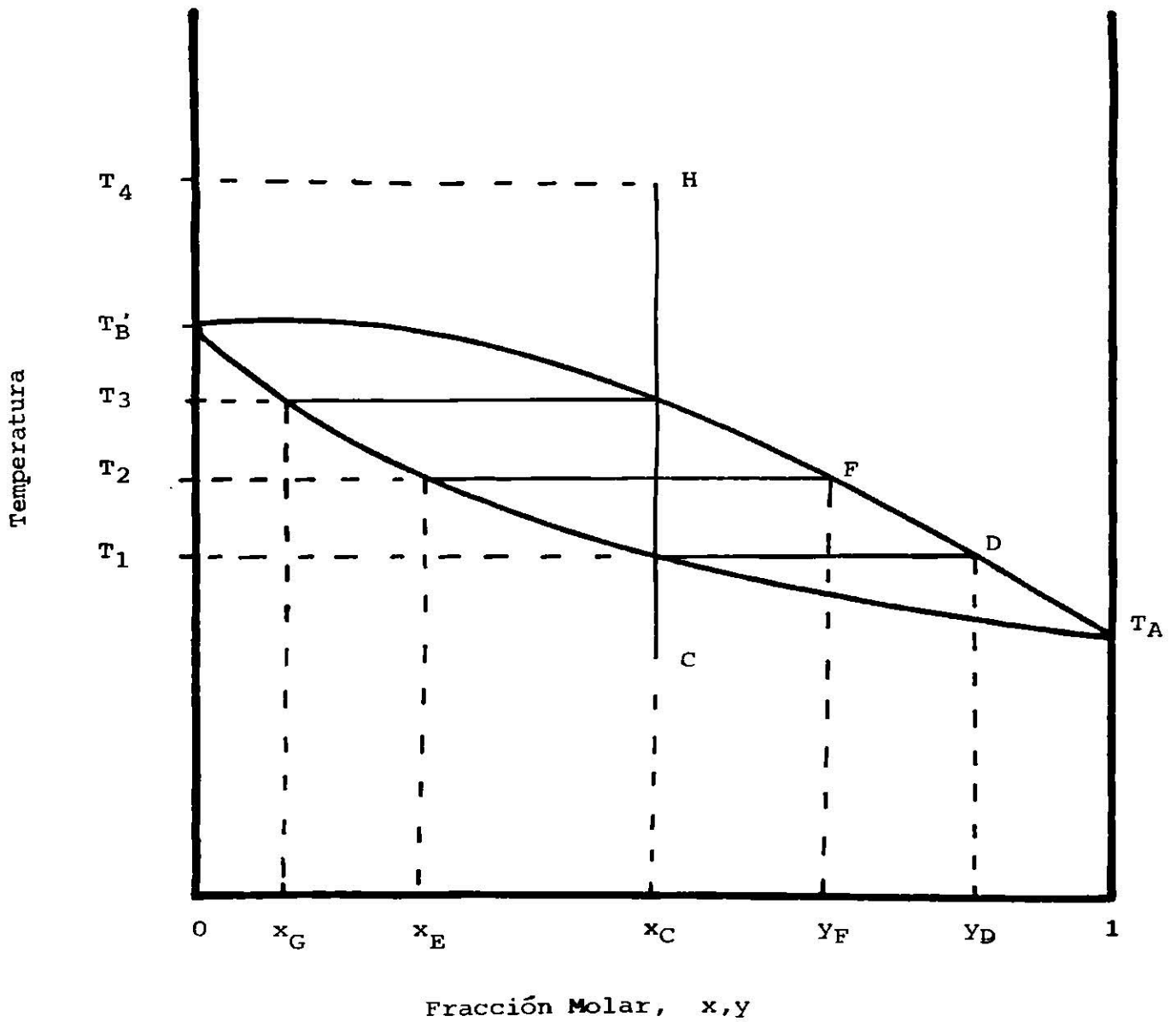


Figura 3.1 Diagrama de Equilibrio Líquido-Vapor a Presión Constante.

La curva inferior se denomina curva de ebullición o final de condensación y corresponde a la temperatura de burbuja.

Considerese el punto C que corresponde a una mezcla líquida de A y B de composición  $x_C$ ; en un recipiente cerrado que se mantiene a presión constante. Si se calienta, hasta su temperatura de ebullición  $T_1$  dará un vapor de composición  $y_D$ . Si se continua evaporando más mezcla, se forma más vapor a expensas del líquido; por ejemplo, en  $T_2$  se origina una mezcla de líquido y vapor que en el equilibrio de fases a esa temperatura dará un líquido de composición  $x_E$  y un vapor de composición  $y_E$ . La última gota del líquido se evapora a una temperatura  $T_3$  y tiene una composición  $x_G$ . El sobrecalentamiento de la mezcla sigue la trayectoria de las temperaturas  $T_3$  a  $T_4$  como se muestra en la figura 3.1. El equilibrio entre las fases líquido-vapor se puede relacionar gráficamente la composición del líquido contra la del vapor a presión constante ( Ver Figura 3.2 ). Por ejemplo, el punto P tiene una composición  $y_P$  del vapor y composición  $x_P$  del líquido.

### 3.3.2 Diagramas de Equilibrio Líquido-Vapor a Temperatura Constante.

En estos diagramas se presenta la presión total de la mezcla y las presiones parciales de los componentes frente a la composición de la mezcla a temperatura constante ( Ver Figura 3.3 ).

### 3.3.3. Soluciones Ideales. Ley de Raoult.

Las soluciones ideales son mezclas cuyos constituyentes muestran gran semejanza química. Se aproximan a este comportamiento las mezclas de compuestos que tienen igual presión crítica. Estas soluciones obedecen la ley de Raoult, que postula que la presión parcial de cada componente es igual al producto de la fracción molar de dicho componente en la fase líquida por la presión de vapor del componente puro a la misma temperatura,

$$P_A = x_A P_A^\circ \quad ( 3.1 )$$

$$P_B = x_B P_B^\circ = ( 1-x_A ) P_B^\circ$$

donde  $P_A$ ,  $P_B$  = Presiones parciales de los componentes puros A y B respectivamente, mmHg.

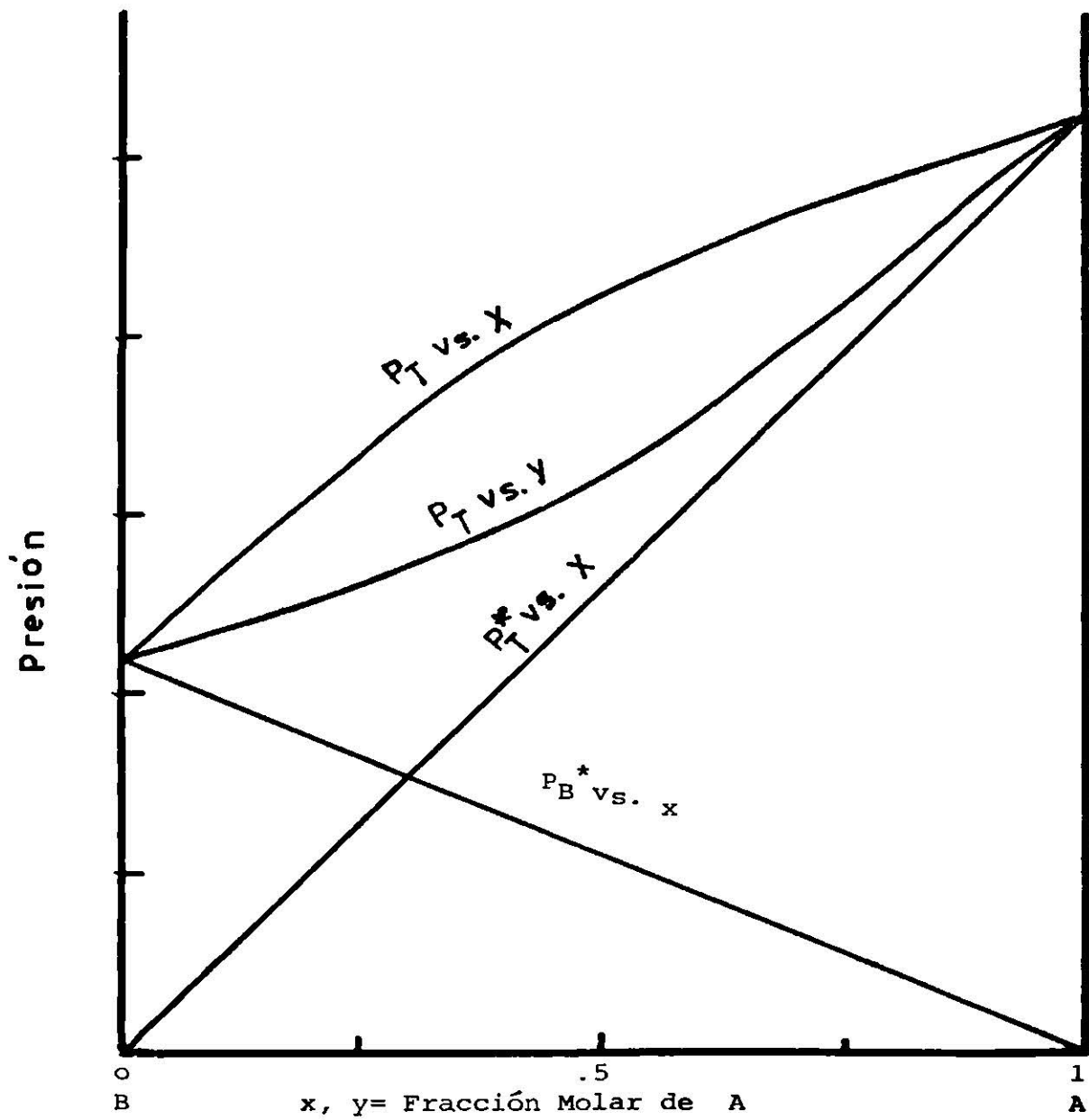


Figura 3.3 Diagrama de Equilibrio Líquido-Vapor a Temperatura Constante

$$P_A^* = P_A^0 x \text{ y } P_B = (1 - x_A) P_B^0$$

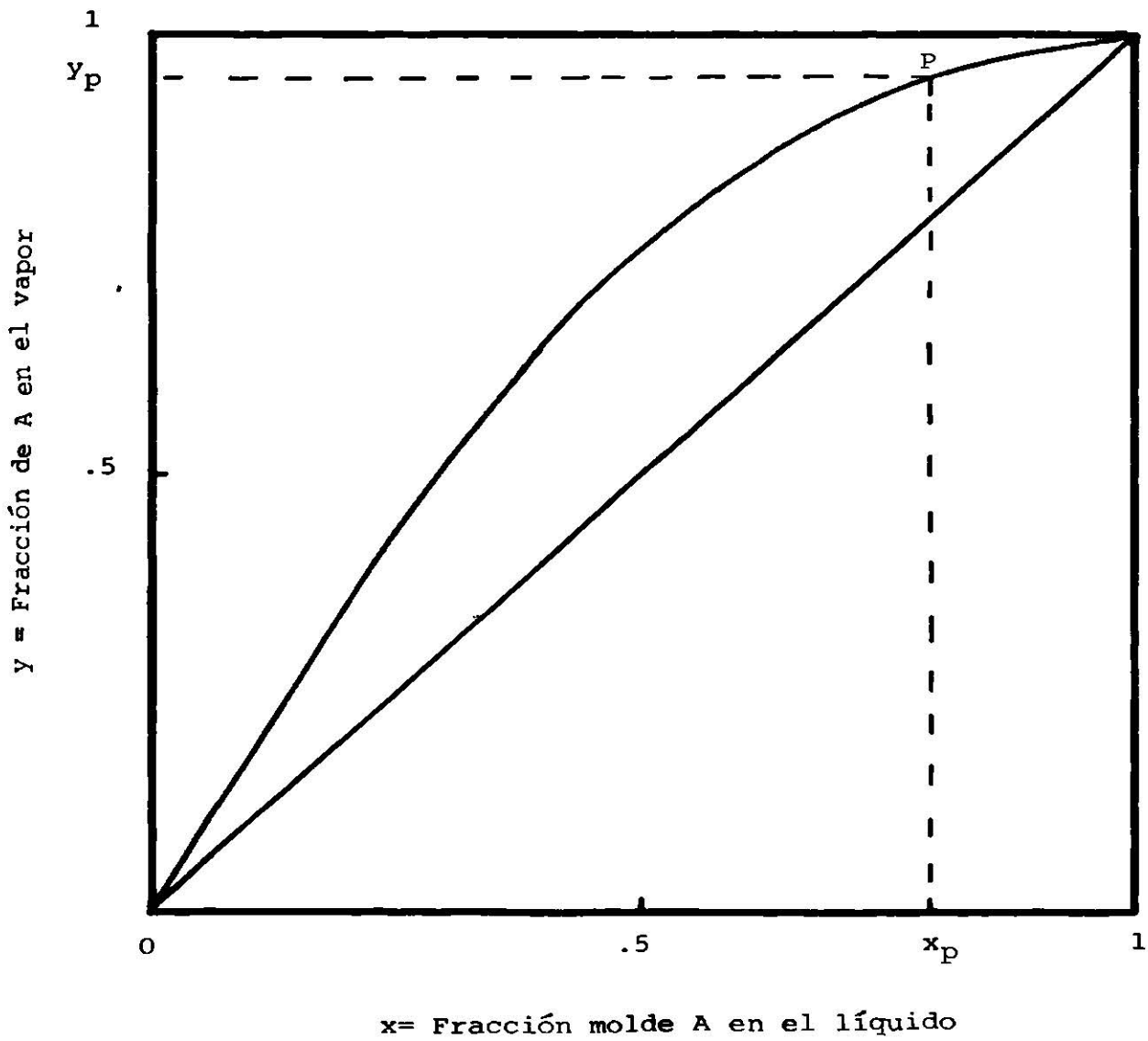


Figura 3.2 Diagrama de Equilibrio a Presión Constante, vapor-líquido

$x_A$  ,  $x_B$  = Fracciones molares de los componentes A y B, respectivamente.

$P_A^\circ$ ,  $P_B^\circ$  = Presiones de vapor de los componentes puros A y B, mmHg.

Sí la mezcla gaseosa cumple con la ley de Dalton, la presión total es:

$$P_T = x_A P_A^\circ + (1-x_A) P_B^\circ \quad ( 3-2 )$$

donde

$P_T$  = Presión Total, mmHg.

Por otra parte, la fracción molar en la fase vapor es la relación entre la presión parcial y la presión total;

$$y_A = \frac{P_A}{P_T} = \frac{x_A P_A^\circ}{P_T} \quad ( 3-3 )$$

$$1-y_A = \frac{P_B}{P_T} = \frac{P_B^\circ (1-x_A)}{P_T} \quad ( 3-4 )$$

Por lo tanto, para mezclas ideales es posible calcular el equilibrio líquido-vapor, a partir de las presiones de vapor de sus componentes puros a diferentes temperaturas.

#### 3.3.4. Soluciones No Ideales. Azeotropismo.

Las soluciones no ideales son aquellas que presentan desviaciones a la ley de Raoult. Existen dos tipos de desviaciones; positivas y negativas. La desviación positiva de una mezcla ocurre cuando la presión total es mayor que la calculada por la ley de Raoult y estas mezclas presentan un máximo en los diagramas de presión contra composición (Ver Figura 3.4 ). La desviación negativa de una mezcla se presentan cuando la presión total es menor que la calculada por la ley de Raoult y presentan un mínimo en los diagramas de presión contra composición ( Ver Figura 3.5 ). Azeotropismo ó mezclas de punto de ebullición constante, son mezclas que al hervirse las composiciones del líquido y vapor son iguales ( punto L de las Figuras 3.4 y 3.5 ).

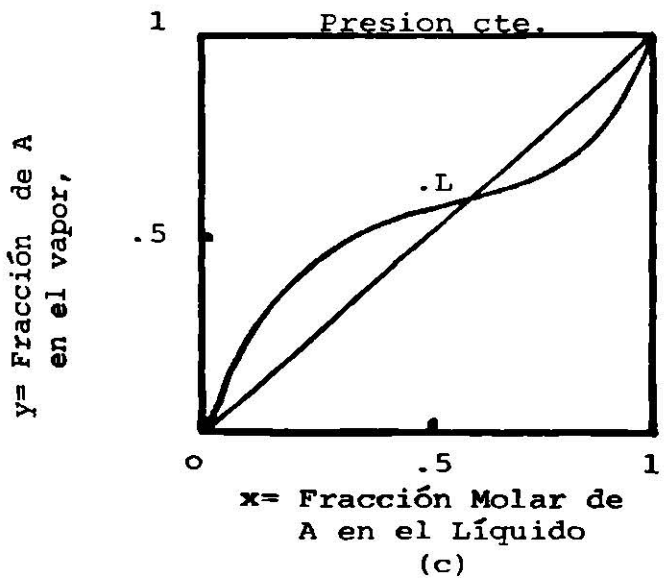
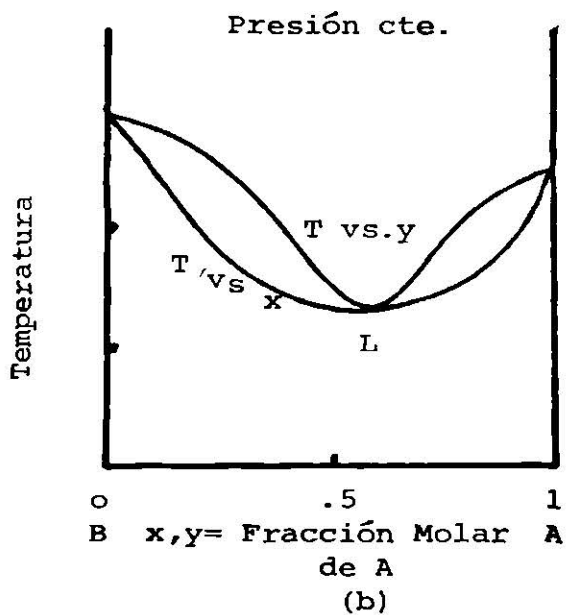
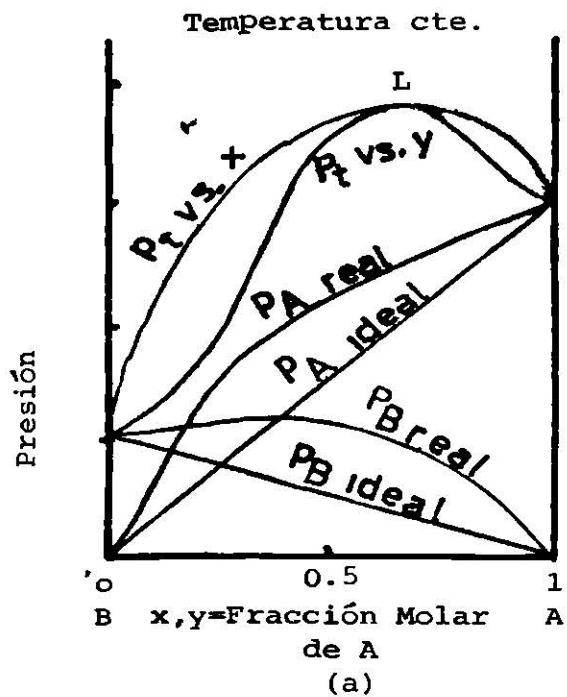


Figura 3.4 Azeotropismo de Punto de Ebullición Mínimo.  
a) Temperatura Constante  
b) y c) Presión Constante.



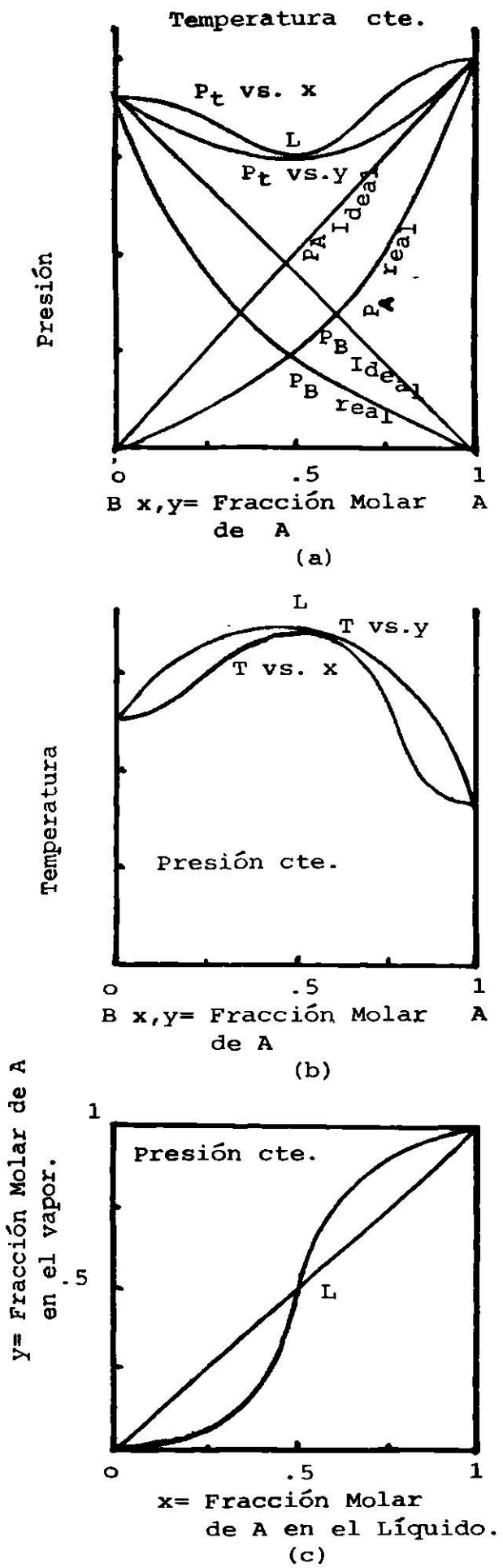


Figura 3.5 Azeotropismo de Punto de Ebullición Máximo.  
 a) Temperatura Constante  
 b) y c) Presión Constante

### 3.4 Diagramas de Entalpía Composición.

En estos diagramas se representa la entalpía contra composición a presión constante. En la Figura 3.6 se ilustra un diagrama de este tipo y consta de dos curvas. La curva superior corresponde a la entalpía del vapor saturado y la curva inferior a la entalpía del líquido saturado. Estos diagramas tienen las propiedades siguientes; los calores latentes de vaporización de los componentes A y B se calculan por diferencia de la entalpía del vapor y líquido en las composiciones  $x = 0$  y  $x = 1$ , respectivamente y los equilibrios líquido-vapor se pueden unir mediante líneas de unión como la línea E F.

### 3.5 Clasificación de la Destilación Binaria.

A continuación se discuten muy brevemente los diferentes métodos de destilación binaria, si se desean analizar con más detalle consultese las referencias; ( 15,16,23,24 ).

#### 3.5.3 Destilación Simple o Sencilla.

Es una operación que tiene por objeto vaporizar parcialmente una mezcla líquida, separando el vapor del líquido y condensándolo sin que haya entre ambos posterior transferencia de materia. Esta operación puede efectuarse de dos maneras.

##### a) Destilación en Equilibrio.

En ésta el vapor y el líquido se mantienen en íntimo contacto, de tal manera que el vapor formado esté en equilibrio con el líquido residual hasta el final de la operación.

##### b) Destilación Diferencial o Abierta.

Es una operación que se realiza calentando la mezcla inicial hasta su temperatura de ebullición, reiterando continuamente los vapores formados, a

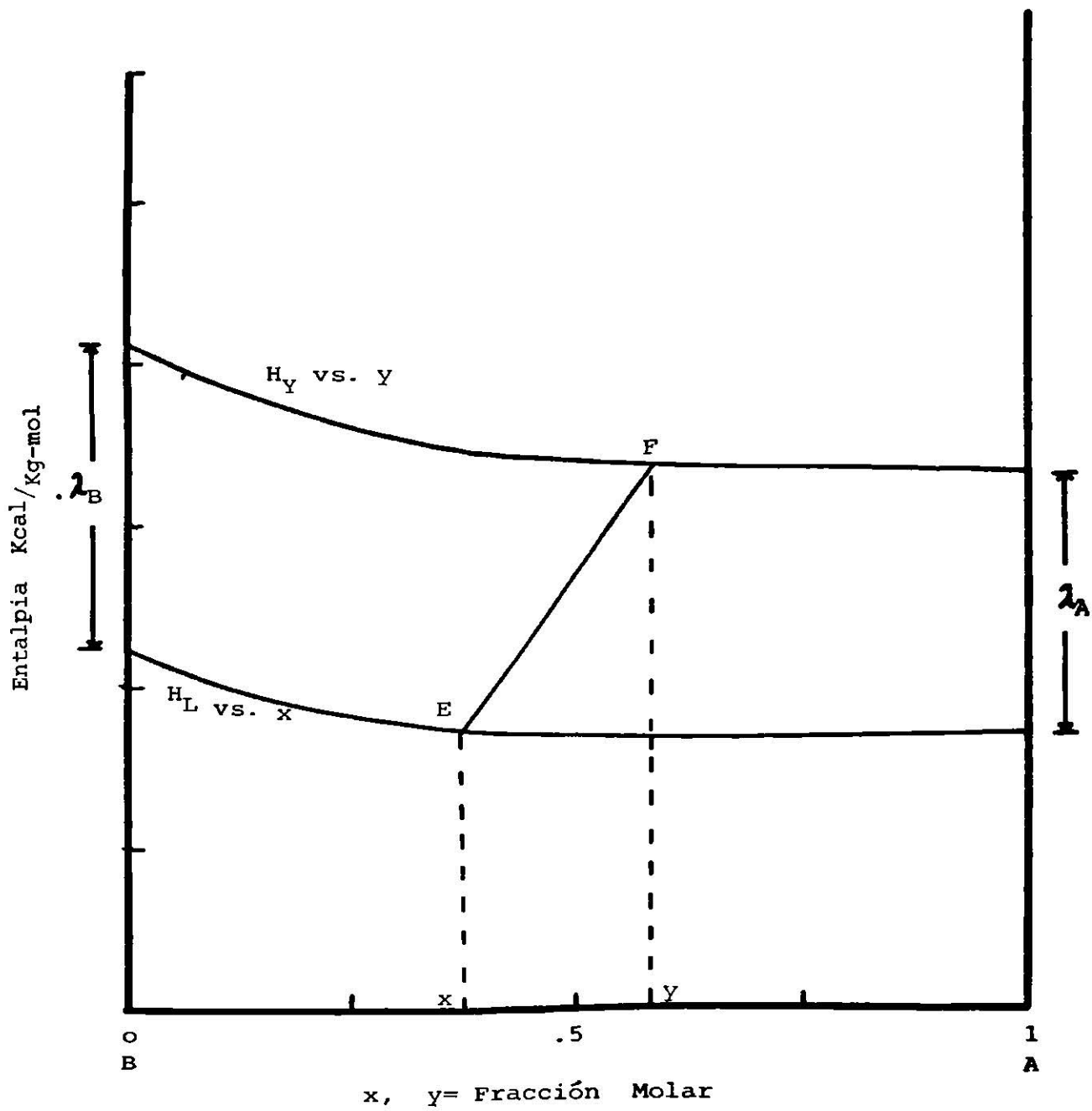


Figura 3.6 Diagrama de Entalpia - Composición a Presión Constante.

medida que la operación transcurre el líquido se empobrece en componente más volátil, elevando continuamente la Temperatura de ebullición de la mezcla.

### 3.3.2. Condensación Parcial.

La condensación parcial es el proceso inverso de la destilación simple. A partir de una mezcla de vapor, se produce por enfriamiento un líquido menos rico en componente más volátil que el vapor inicial, quedando el vapor residual enriquecido en los componentes más volátiles. Esta operación se puede llevar a cabo de dos maneras:

#### a) Condensación de Equilibrio o Cerrada.

El líquido producido en la condensación permanece en contacto con el vapor, alcanzando ambos el equilibrio. El proceso se realiza enfriando los vapores a una temperatura comprendida entre la inicial y final de condensación. El condensado rico en componente más volátil se separa posteriormente del vapor residual.

#### b) Condensación Diferencial o Abierta

El líquido condensado se separa continuamente del vapor. Para realizar esta operación, los vapores se enfrían hasta la temperatura de condensación y el líquido condensado se separa continuamente. A medida que transcurre la operación el vapor se enriquece en los componentes más volátiles y la temperatura de condensación desciende continuamente.

### 3.5.3 Rectificación.

Es una operación que consiste en hacer circular en contracorriente el vapor de una mezcla con el condensado procedente del mismo vapor en un aparato denominado columna de rectificación, la cual tiene como finalidad separar continuamente los componentes de una mezcla binaria en el estado de pureza deseado.

Las partes esenciales de una columna de rectificación son; La columna propiamente dicha, que es donde se verifica el contacto íntimo entre el líquido y vapor, el caderín situado en la base de la columna, que se encarga de hervir la mezcla a separar, y el condensador del reflujo situado en la cús

pide de la columna, el cual se encarga de suministrar el líquido descendente para su contacto con el vapor.

Para lograr el íntimo contacto entre el líquido y vapor y se establezca el intercambio de materia en ambas fases es necesario que la superficie y el tiempo de contacto sea suficiente. Este contacto se logra con dos dispositivos diferentes: el de platos de borboteo, este retiene el líquido a través del cual se ve obligado a pasar el vapor, y el de cuerpos rellenos, que llena el interior de la columna verificandose el contacto entre fases sobre la superficie de estos cuerpos rellenos.

A continuación se describen brevemente algunos métodos para calcular el número de platos en una columna de reactivación.

a) Método de Sorel.

Es un método que consiste en obtener las ecuaciones que representan la sección de reactivación y agotamiento de una columna de destilación. Estas ecuaciones se obtienen de la siguiente forma; en la Sección de reactivación se realizan balances de materia, energía y el referido al componente más volátil abarcando el condensador y cada plato de esta sección, en la sección de agotamiento se realizan los mismos balances abarcando el hervidor y cada plato de esta sección, se puede calcular esta sección realizando los balances, abarcando el plato de alimentación y cada plato de esta misma sección, pero esta última forma no se recomienda. Las ecuaciones obtenidas se resuelven por tanteos de la temperatura con ayuda de datos experimentales en equilibrio líquido-vapor.

El método supone; presión de destilación, reflujo, temperatura o entalpía del reflujo y un condensador total y calcula; cargas térmicas del condensador y hervidor, flujos, composiciones y entalpías del líquido y vapor en cada plato así como su temperatura.

b) Método de Lewis-Sorel y McCabe-Thiele.

El método de Lewis-Sorel es un método analítico y el de McCabe-Thiele es gráfico, ambos se derivan del método de Sorel realizando las siguientes suposiciones:

- 1) El calor de vaporización es constante e independiente de la composición.

- 2) Los flujos molares del líquido y vapor son constantes en cada una de las secciones.

#### Método de Lewis-Sorel.

Es un método que consiste en obtener las ecuaciones que modelen el comportamiento de una columna de destilación binaria, para efectuar los cálculos es necesario dividir la columna de rectificación en las siguientes partes ; sección superior o de rectificación, esta abarca todo lo que se encuentra por arriba del plato de alimentación, sección de agotamiento que abarca todo lo que se encuentra por debajo del plato de alimentación. Una vez dividida la columna, el método se desarrolla realizando balances de materia total, energía y el referido al componente más volátil en cada plato de las secciones de rectificación y agotamiento, después se aplican las suposiciones anteriores y se obtienen las ecuaciones que representan las líneas de operación de cada sección. Obtenidas estas ecuaciones que se resuelven analíticamente, las composiciones del líquido y vapor en cada plato se calculan de la siguiente forma: Con ayuda de datos en equilibrio se determinan las composiciones del líquido en cada plato en equilibrio con su vapor, y con las ecuaciones calculadas anteriormente, las cuales están en función de la composición del líquido que baja del plato inmediatamente superior se determinan la composición de los vapores en cada plato. Los cálculos empiezan con la composición del destilado en la sección de rectificación y cuando la composición del líquido en esta sección es menor que la composición de alimentación los cálculos continúan con la sección de agotamiento y finalmente cuando la composición del líquido en esta sección es menor que la composición del residuo los cálculos finalizan. Este método determina el número total de platos así como las composiciones del líquido y vapor.

#### Método de McCabe-Thiele.

Es un método que consiste en representar gráficamente las ecuaciones que modelan el comportamiento de una columna de destilación binaria.

Este método se desarrolla sobre un diafragma de equilibrio líquido-vapor a presión constante ( Ver Fig. 3.2 ) graficando las ecuaciones que se representan las líneas de operación de las secciones de rectificación y -



agotamiento las cuales se calculan de la misma forma que por el método de Lewis-Sorel, y la línea de alimentación que se calcula por un balance de energía aplicado a un plato intermedio. Una vez graficadas las líneas de operación que representan las partes de la columna los platos se trazan de la siguiente forma; partiendo de la composición del destilado que se apoya en la diagonal se traza una horizontal a las composiciones del líquido hasta cruzar la curva de equilibrio, posteriormente se traza una perpendicular a las mismas composiciones hasta que cruce la línea de operación, estos trazos se continúan hasta que se cruce con la composición del residuo apoyada en la diagonal, obteniéndose una línea quebrada. Este método tiene las propiedades siguientes:

- i) Las composiciones del líquido y vapor en cada plato vienen dadas por un punto de la curva de equilibrio.
- ii) La composición del vapor que asciende de un piso frente a la del líquido que baja a él está representada por un punto sobre las líneas de operación.
- iii) Cada escalón formado por una línea horizontal y otra vertical que se cortan sobre la curva de equilibrio y están limitadas por las líneas de operación, corresponden a un plato teórico de la columna. Este método calcula; reflujo mínimo y número de platos, composiciones del líquido y vapor en cada plato así como el plato de alimentación.

c) Método de Ponchón-Savarit.

Es un método que se desarrolla sobre un diagrama de entalpía contra composición a presión constante ( Ver Fig. 3.6), representando gráficamente los balances de materia y energía en cada plato .

Para realizar estos balances es necesario graficar los puntos de operación de la sección de rectificación y agotamiento, estos se obtienen cuando una línea de equilibrio líquido-vapor coincida con la entalpía de alimentación y se cruce con las composiciones del destilado y residuo. Las composiciones del vapor se obtienen cuando las líneas que representan el balance de energía se intersectan con las entalpías del vapor, las composiciones del líquido se calculan con ayuda de datos en equilibrio lí

quido-vapor, estas composiciones se obtienen partiendo de la composición ó entalpía del destilado trazando una recta al punto de operación de la sección de rectificación, estas rectas representan el balance de energía, las composiciones del vapor se obtienen cuando esta recta se interseca con la curva de entalpías del vapor, la composición del líquido en equilibrio con este vapor se calcula con ayuda de datos experimentales líquido-vapor. Una vez calculada y gráfícada la composición del líquido sobre la curva de entalpías del líquido en este diagrama se une con la composición del vapor obteniéndose así la recta que representa el balance de masa para el primer plato, la composición del vapor de los siguientes platos de la sección de rectificación se obtienen de la misma forma partiendo de la composición del líquido del plato anterior trazando los balances de energía al punto de operación de esta sección, cuando una recta del balance de masa cruce la recta que une los puntos de operación se cambian los balances de energía al punto de operación de la sección de agotamiento, estos trazos finalizan cuando una de las rectas que representan el balance de masa se cruce con la composición del residuo.

Este método supone un condensador total y calcula las cargas térmicas del condensador y hervidor, plato de alimentación, composiciones y entalpías del líquido y vapor respectivamente.

Para comprender mejor este método vease los ejemplos del capítulo 6.

### 3.6 Destilación Por Arrastre de Vapor.

Este tipo de destilación se recomienda cuando la mezcla tiene punto de ebullición muy alto y los componentes se descomponen termicamente a la temperatura de ebullición ( frecuentemente sustancias orgánicas ), o bien cuando la temperatura de ebullición es tan alta que no puede obtenerse con el calentamiento de vapor. La operación consiste en burbujear vapor directamente en el líquido que se quiere destilar y lograr así un contacto íntimo entre las dos fases. El vapor ejerce la función de calentar la mezcla hasta la ebullición y disminuir la temperatura de ebullición por sumar sus presiones del vapor a la del componente ó componentes volátiles.

#### 4. MODELADO MATEMATICO DE UNA COLUMNA DE DESTILACION BINARIA.

En este capítulo se desarrollan las ecuaciones necesarias para modelar el comportamiento de una columna de destilación.

Estas ecuaciones se obtienen realizando balances de masa y energía. La columna se divide en tres secciones: rectificación, plato de alimentación y agotamiento. Para cada una de estas secciones se derivan ecuaciones que se resuelven por el método de Sorel. Este método consiste en resolver las ecuaciones de los balances de masa y energía para cada plato por un procedimiento por tanteos de la temperatura del plato.

##### 4.1. Balance Global de Masa.

Considere la columna de destilación que se muestra en la Figura 4.1. La columna se alimenta con  $F$  Kg-mol/hr. de una mezcla formada por los componentes A y B con una composición del componente A (más volátil) de  $x_F$  (fracción mol) y se desea separar continuamente en sus componentes en una columna de fraccionamiento operando a presión constante. El producto de cabeza o destilado deberá tener una composición de  $x_D$  y el de colas o residuos de  $x_B$ , ambas referidas al componente A. Las temperaturas del alimentado, destilado y residuo son  $T_F$ ,  $T_D$  y  $T_B$ , respectivamente.

Los flujos molares del destilado y residuo se pueden calcular a partir de un balance de masa total y del componente A con las siguientes ecuaciones.

$$F = D + B \quad (4-1)$$

$$F x_F = D x_D + B x_B \quad (4-2)$$

donde:

$F$  = Flujo molar del alimentado, Kg-mol/hr.

$D$  = Flujo molar del destilado, Kg-mol/hr.

$B$  = Flujo molar del residuo, Kg-mol/hr.

$x_F$  = Fracción molar del componente A en la alimentación.

$x_D$  = Fracción molar del componente A en el destilado.

$x_B$  = Fracción molar del componente A en el residuo.

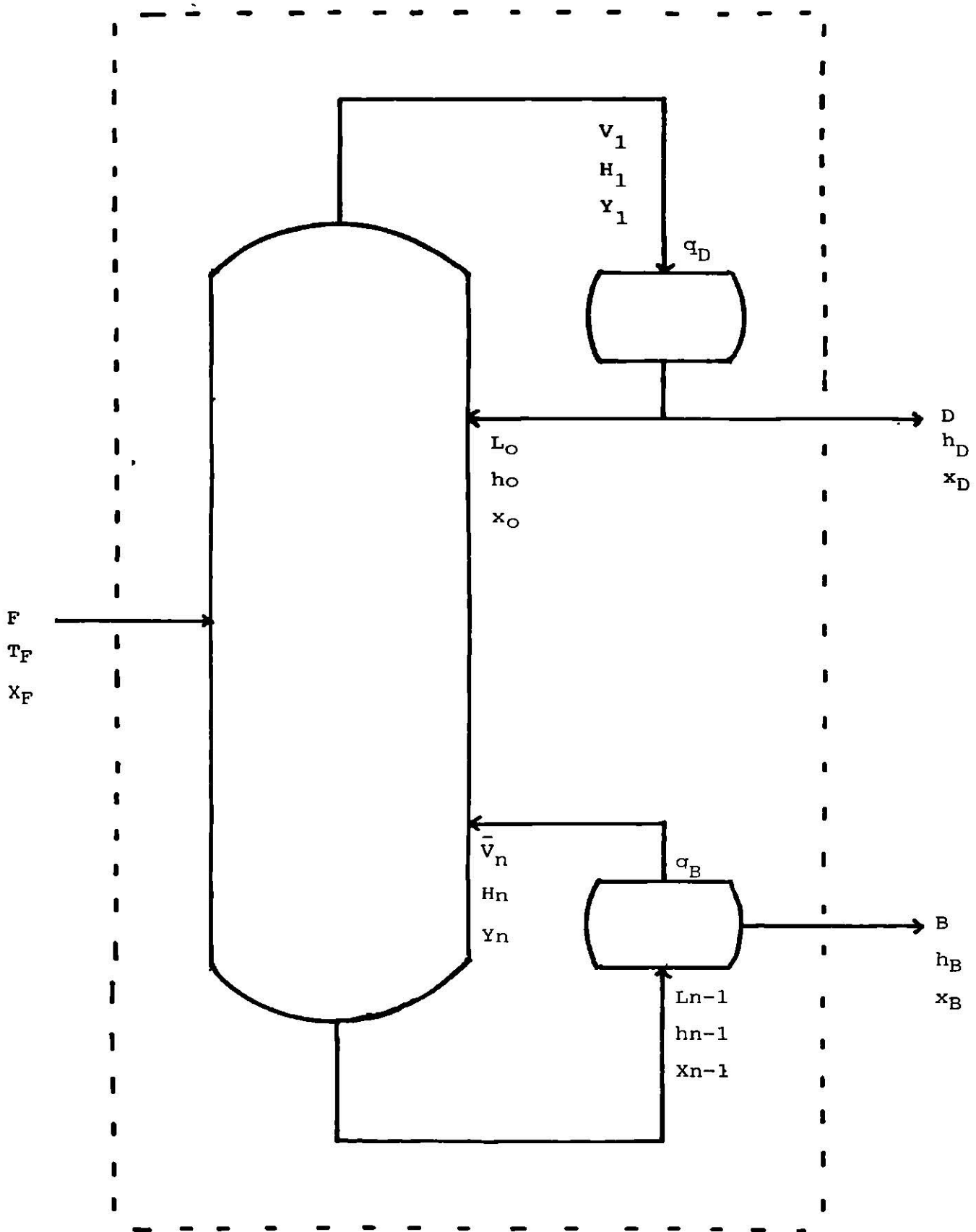


Figura 4.1 Balance Global de Materia y Energía en una Columna de Destilación Binaria.

Las ecuaciones anteriores tienen solo dos incógnitas, D y B, estas se calculan de la siguiente forma:

$$D = \frac{F (x_F - x_B)}{x_D - x_B} \quad (4-3)$$

$$B = F - D \quad (4-4)$$

#### 4.2. Sección de Rectificación.

La sección de rectificación se localiza por encima del plato de alimentación (Ver fig. 4.2). Consta de un condensador (que puede ser total ó parcial) situado en la parte superior de la columna y un número de N de platos.

La finalidad de esta sección es enriquecer los vapores en el componente más volátil, producidos en la sección de agotamiento. El cálculo del condensador y el número de platos se describen en las siguientes secciones.

Realizando balances globales de masa total, masa del componente A y de energía en el condensador (Ver fig. 4.2). Se obtienen las siguientes ecuaciones.

$$V_1 = L_0 + D \quad (4-5)$$

$$V_1 Y_1 = L_0 x_0 + D x_D \quad (4-6)$$

$$q_D + V_1 H_1 = L_0 h_0 + D h_D \quad (4-7)$$

donde:

$L_0$  = Flujo recirculante, Kg-mol/hr.

$x_0$  = Fracción molar del flujo recirculante.

$h_0$  = Entalpía del flujo recirculante, Kcal/Kg-mol.

$V_1$  = Flujo del vapor proveniente del plato uno, Kg-mol/hr.

$y_1$  = Fracción molar del vapor proveniente del plato uno.

$H_1$  = Entalpía del vapor proveniente del plato uno Kcal/Kg-mol.

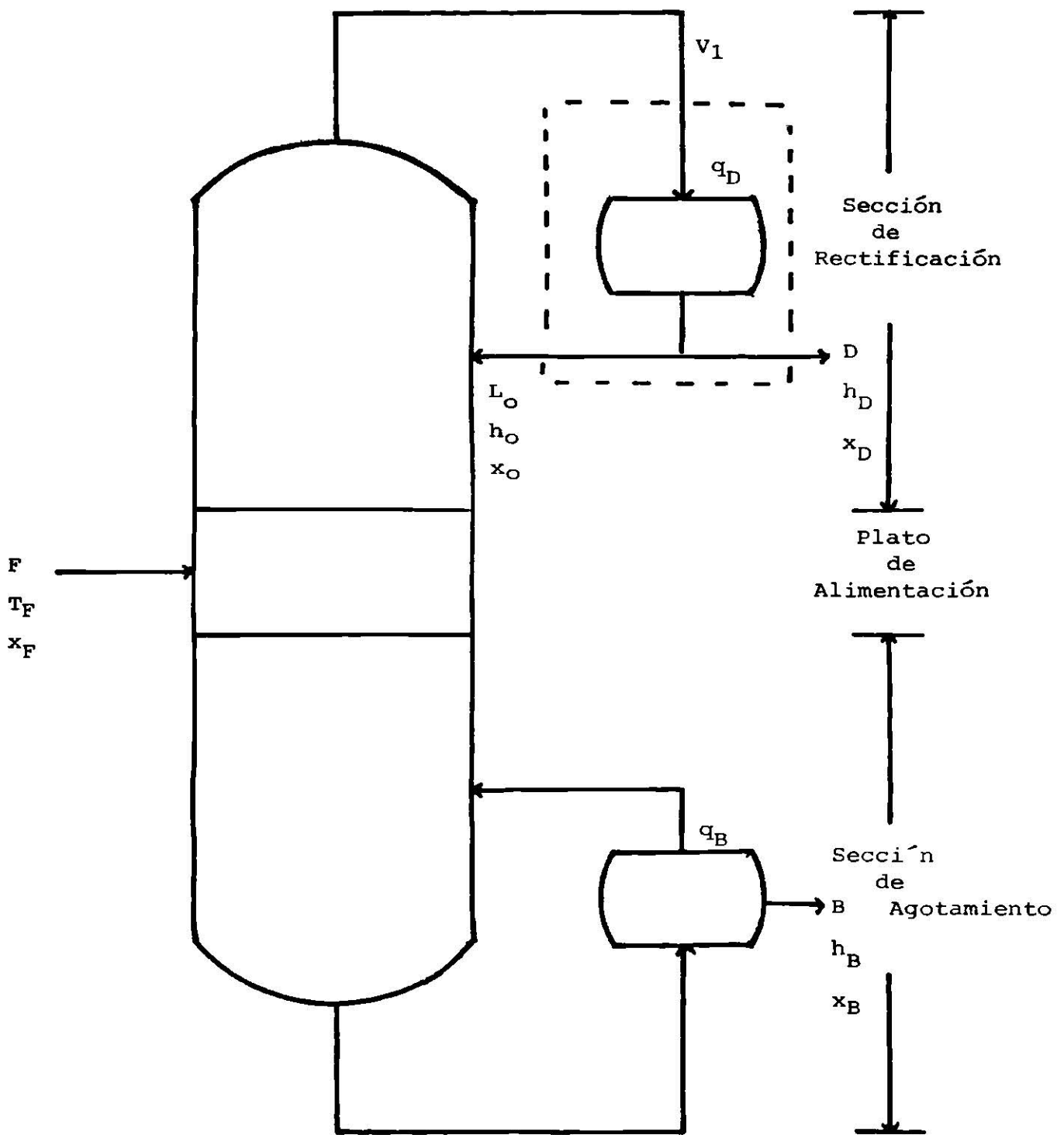


Figura 4.2 Balance de Materia y Energía en el Condensador.



$h_D$  = Entalpía del destilado, Kcal/Kg-mol.

$q_D$  = Carga térmica del condensador, Kcal/hr.

Para el caso de un condensador total, las composiciones  $y_1$ ,  $x_0$  y  $x_D$  son iguales. Además, el destilado (D) y el reflujo ( $L_0$ ) salen del condensador a su temperatura de burbuja y por lo tanto tienen la misma entalpía,  $h_D = h_0$ . Con lo anterior la ecuación (4-7) se transforma en:

$$q_D = V_1 (h_D - H_1) \quad (4-7a)$$

Para calcular la carga térmica del condensador, se requiere conocer  $V_1$  y las entalpías  $h_D$  y  $H_1$ .

$V_1$  se calcula a partir de la relación de reflujo  $R_D$  y el flujo molar del destilado,

$$V_1 = D (R_D + 1) \quad (4-5a)$$

donde

$$R_D = \frac{L_0}{D} = \text{Relación de reflujo}$$

La entalpía del destilado se calcula a partir de su composición  $x_D$  y de su temperatura de burbuja.

La entalpía del vapor  $H_1$ , se determina con su composición  $y_1$  y suponiendo que el plato uno es un plato ideal y por lo tanto, el vapor proveniente de este se encuentra en su temperatura de rocío. Para el cálculo de las temperaturas de rocío y burbuja se requiere un diagrama de temperatura contra composición (Ver sección ).

El método de Sorel continua con el cálculo de composición y temperatura para cada plato. Un balance global de masa y energía sobre el primer plato y el destilado (Ver fig. 4.3), da como resultado las siguientes ecuaciones:

$$V_2 = L_1 + D \quad (4-8)$$

$$V_2 y_2 = L_1 x_1 + D x_D \quad (4-9)$$

$$q_D + V_2 H_2 = L_1 h_1 + D h_D \quad (4-10)$$

donde

$L_1$  = Flujo del líquido saliendo del plato uno, Kg-mol/hr.

$x_1$  = Fracción molar del líquido saliendo del plato uno

$h_1$  = Entalpía del líquido saliendo del plato uno, Kcal/Kg-mol.

$V_2$  = Flujo del vapor proveniente del plato dos, Kg-mol/hr.

$y_2$  = Fracción molar del vapor proveniente del plato dos.

$H_2$  = Entalpía del vapor proveniente del plato dos, Kcal/Kg-mol.

Se supone que el primer plato es un plato ideal, esto significa que el vapor y el líquido que sale (Ver fig. 4.3) se encuentran en equilibrio termodinámica y a la misma temperatura. Por lo tanto el vapor  $V_1$  se encuentra en su temperatura de rocío y el líquido  $L_1$  en su temperatura de burbuja.

La composición del líquido saliendo  $x_1$  se calcula a partir de un diagrama de temperatura-composición, puesto que se conoce la temperatura y composición del vapor  $y_1$  en equilibrio con este líquido. La entalpía del líquido  $h_1$  se determina con la temperatura y composición.

Las ecuaciones (4-8), (4-9) y (4-10) se reorganizan para calcular  $L_1$ ,  $V_2$  y  $y_2$  dando:

$$L_1 = \frac{D(h_D - H_2) - q_D}{H_2 - h_1} \quad (4-11)$$

$$y_2 = \frac{L_1 x_1 + D x_D}{V_2} \quad (4-12)$$

Para calcular  $L_1$  se requiere de la entalpía del vapor  $H_2$  que es función de  $T_2$  y  $y_2$  :

$$H_2 = f ( T_2 , y_2 )$$

donde

$T_2$  = temperatura del plato dos, °K

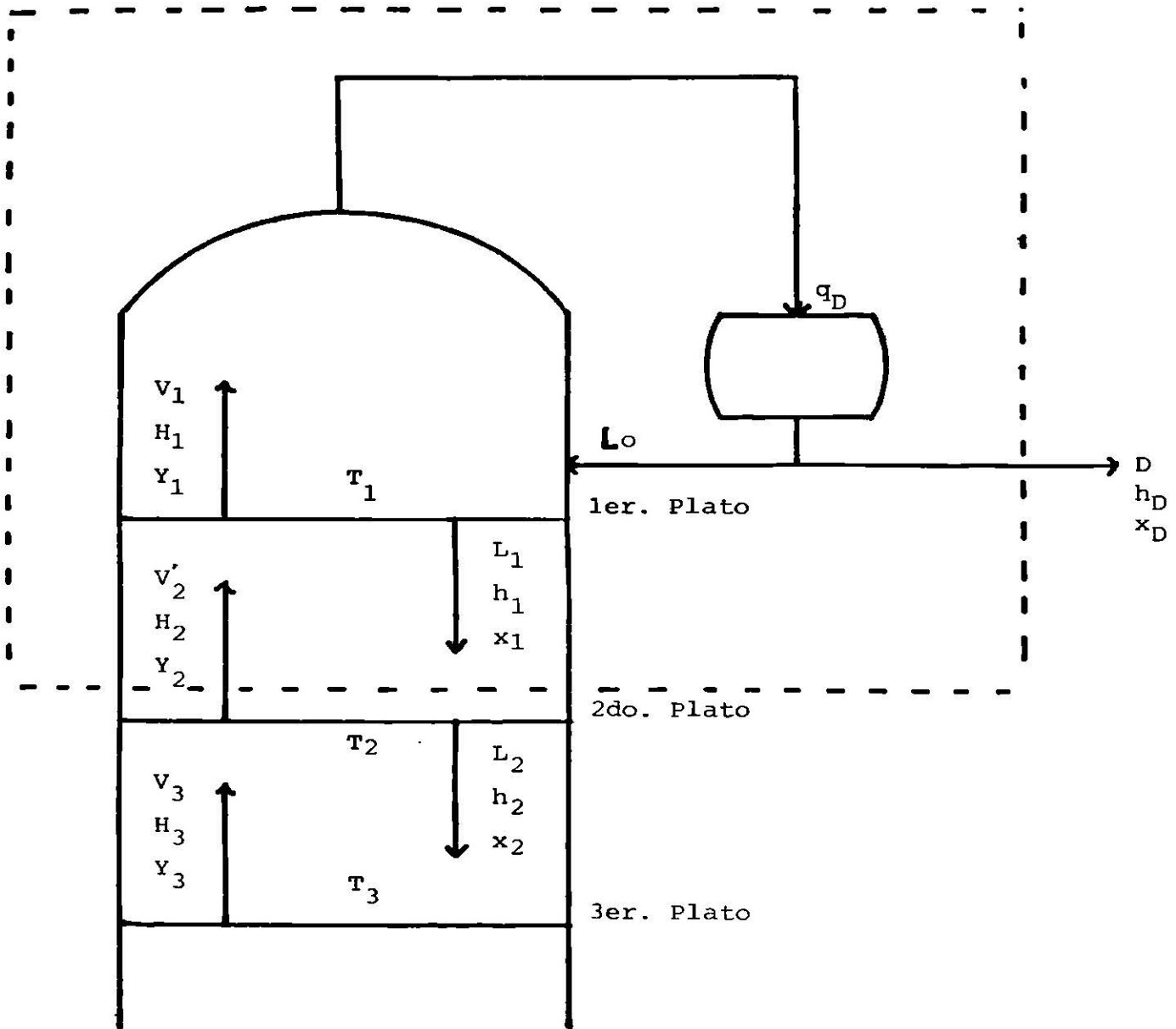


Figura 4.3 Balance de Materia y Energía del primer Plato y el Destilado.

La temperatura  $T_2$  se calcula por tanteos, suponiendo una temperatura mayor que la del condensador. Con esta temperatura se calcula la composición del vapor ( $y_2$ ) de un diagrama de temperatura-composición, por último la entalpía  $H_2$  se calcula con la temperatura y composición.  $V_2$  se calcula con la ecuación (4-8) y  $y_2$  con la ecuación (4-12). La temperatura del plato dos es la correcta cuando las composiciones del vapor calculadas con el diagrama de temperatura-composición y con la ecuación (4-12) son aproximadamente iguales.

Realizando un balance global de masa y energía sobre el plato dos y el destilado, se obtienen las siguientes ecuaciones:

$$V_3 = L_2 + D \quad (4-13)$$

$$V_3 y_3 = L_2 x_2 + D x_D \quad (4-14)$$

$$q_D + V_3 H_3 = L_2 h_2 + D h_D \quad (4-15)$$

donde

$L_2$  = Flujo del líquido saliendo del plato dos, Kg-mol/hr.

$x_2$  = Fracción molar del líquido saliendo del plato dos.

$h_2$  = Entalpía del líquido saliendo del plato dos, Kcal/Kg-mol.

$V_3$  = Flujo del vapor proveniente del plato tres, Kg-mol/hr.

$y_3$  = Fracción molar del vapor proveniente del plato tres.

$H_3$  = Entalpía del vapor proveniente del plato tres, Kcal/Kg-mol.

Como en el plato anterior, se supone que el plato dos es un plato ideal. Por lo tanto, el vapor  $V_2$  se encuentra en su temperatura de rocío y el líquido  $L_2$  en su temperatura de burbuja.

La composición del líquido saliendo  $x_2$  se calcula a partir de un diagrama de temperatura-composición, puesto que se conoce la temperatura y composición del vapor  $y_2$  en equilibrio con este líquido, la entalpía  $h_2$  se determina con la temperatura y composición.

Rearreglando las ecuaciones (4-13), (4-14) y (4-15), para calcular  $L_2$ ,  $V_2$  y  $y_3$  resultando las siguientes ecuaciones:

$$L_2 = \frac{D (h_D - H_3) - q_D}{H_3 - h_2} \quad (4-16)$$

$$y_3 = \frac{L_2 x_2 + D x_D}{V_3} \quad (4-17)$$

Para calcular  $L_2$  se repite el mismo procedimiento que se describió anteriormente.

Los cálculos se continúan de la misma forma para los platos subsiguientes hasta que la composición del líquido  $x$  sea igual o menor que la composición del alimentado  $x_F$ .

#### 4.3. Plato de Alimentación.

Una vez calculada la zona de agotamiento se continúa con el plato de alimentación. En este plato se introduce la mezcla de alimentación a la columna, que puede ser de las formas:

- a) Líquido por debajo de la temperatura de burbuja.
- b) Líquido saturado (temperatura de burbuja)
- c) Mezcla de líquido y vapor.
- d) Vapor saturado (temperatura de rocío)
- e) Vapor sobrecalentado.

Siendo muy importante la forma y cantidad del alimentado ya que el número de platos y el área de sección transversal son función del mismo.

El plato de alimentación se calcula desarrollando balances de materia, del componente más volátil y de energía, obteniéndose las siguientes ecuaciones (Ver fig. 4.4).

$$F + V_{f+1} + L_{f-1} = V_f + L_f \quad (4-18)$$

$$F x_f + V_{f+1} y_{f+1} + L_{f-1} x_{F-1} = V_f H_f + L_f x_f \quad (4-19)$$

$$F H_F + V_{f+1} H_{f+1} + L_{f-1} h_{f-1} = V_f H_f + L_f h_f \quad (4-20)$$

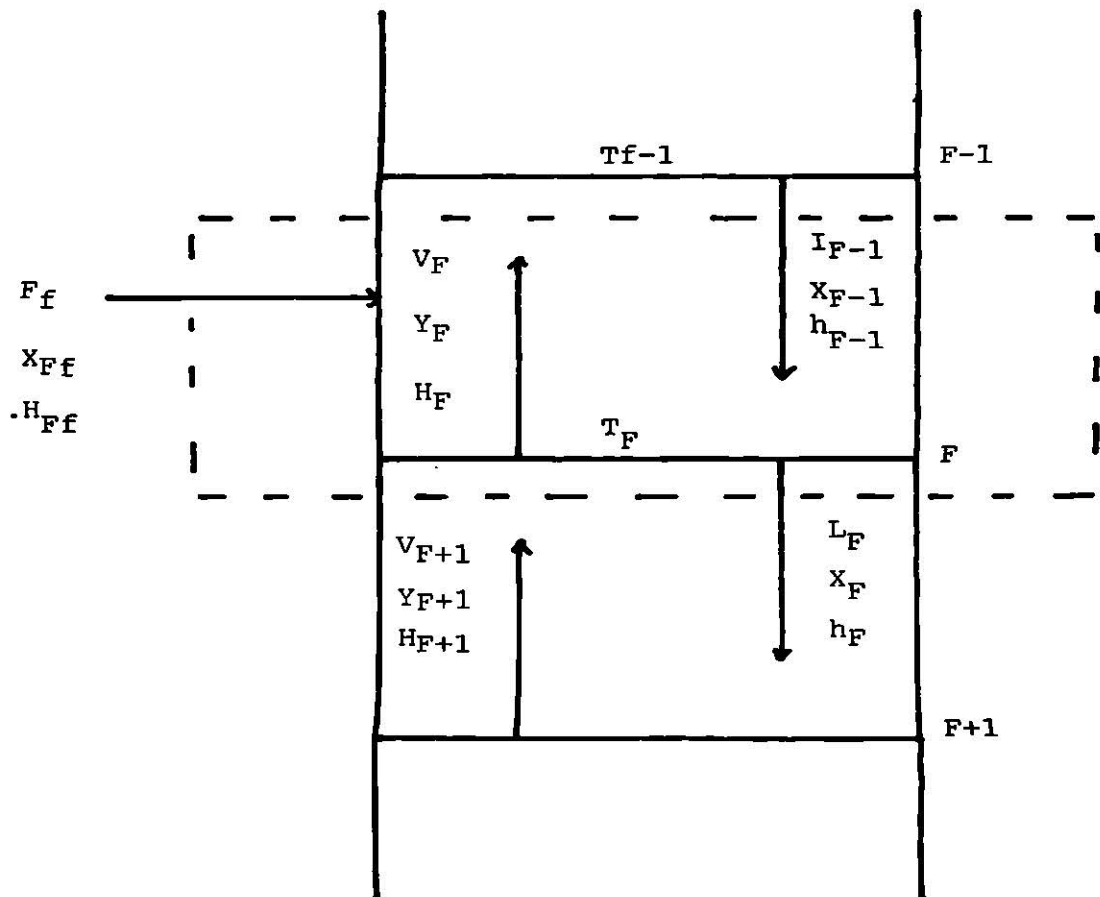


Figura 4.4 Balance de Materia y Energía  
Alrededor del plato de alimentación.

donde

$F$  = Flujo del alimentado, Kg-mol/hr.

$x_F$  = Fracción molar del alimentado.

$H_F$  = Entalpía del alimentado, Kcal/Kg-mol.

$L_{f-1}$  = Flujo del líquido proveniente del último plato de la sección de rectificación, Kg-mol/hr.

$x_{f-1}$  = Fracción molar del líquido proveniente del último plato de la sección de rectificación.

$h_{f-1}$  = Entalpía del líquido proveniente del último plato de la sección de rectificación, Kcal/Kg-mol.

$L_f$  = Flujo del líquido saliendo del plato de alimentación, Kg-mol/hr.

$x_f$  = Fracción molar del líquido saliendo del plato de alimentación.

$h_f$  = Entalpía del líquido saliendo del plato de alimentación, Kcal/Kg-mol.

$V_f$  = Flujo del vapor saliendo del plato de alimentación, Kg-mol/hr.

$y_f$  = Fracción molar del vapor saliendo del plato de alimentación.

$H_f$  = Entalpía del vapor saliendo del plato de alimentación, Kcal/Kg-mol

$V_{f+1}$  = Flujo del vapor proveniente del primer plato de la sección de agotamiento, Kg-mol/hr.

$y_{f+1}$  = Fracción molar del vapor proveniente del primer plato de la sección de agotamiento.

$H_{f+1}$  = Entalpía del vapor proveniente del primer plato de la sección de agotamiento, Kcal/Kg-mol.

Se supone que el plato de alimentación es un plato ideal. Por lo tanto el vapor  $V_f$  se encuentra en su temperatura de rocío y el líquido  $L_f$  en su temperatura de burbuja.

La composición del líquido saliendo  $x_f$  se calcula a partir de un diagrama de temperatura-composición, puesto que se conoce la temperatura y composición del vapor  $y_f$  (se calculó en la sección de rectificación) en equilibrio con este líquido, la entalpía del líquido  $h_f$  se determina con su temperatura y composición.

Las ecuaciones (4-18), (4-19) y (4-20) se reorganizan para calcular  $L_f$ ,

$$L_f = \frac{F(H_F - H_{f+1}) + L_{f-1}(h_{f-1} - H_{f+1}) - V_f(H_f - H_{f+1})}{h_f - H_{f+1}} \quad (4-21)$$

$$Y_{f+1} = \frac{V_f Y_f + L_f x_f - L_{f-1} x_{f-1} - F x_F}{V_{f+1}} \quad (4-22)$$

Para calcular  $L_f$  se repite el mismo procedimiento que se describió anteriormente para resolver las ecuaciones (4-11) y (4-12).

#### 4.4. Sección de Agotamiento.

Una vez calculado el plato de alimentación se continua con la sección de agotamiento.

La sección de agotamiento se localiza por debajo del plato de alimentación (Ver fig. 4.2) y consta de un hervidor situado en la parte inferior de la columna.

La finalidad de esta sección es eliminar el componente A (más volátil) del líquido mediante el vapor producido en el hervidor.

El cálculo del hervidor y del número de platos se pueden efectuar de dos formas:

- a) Se desarrollan las ecuaciones de los balances de materia total, del componente A y de energía sobre el plato de alimentación y cada plato en la sección de agotamiento, luego se resuelven las ecuaciones de la misma manera que en la sección de rectificación, hasta que la composición del líquido sea igual o menor que la composición del residuo. Por último, se calcula el calor del hervidor mediante un balance global de energía.

Por lo general, esta forma no es muy recomendable ya que las aproximaciones realizadas se van acumulando y muy frecuentemente sucede que el método no converge.

- b) Primero se calcula la carga térmica del hervidor,  $q_B$ , después se desarrollan las ecuaciones de los balances de materia total, del componente A (más volátil) y de energía para cada plato en la sección de agotamiento y el residuo.

Las ecuaciones obtenidas se resuelven por un procedimiento similar al de la sección de rectificación hasta llegar al plato de alimentación. El procedimiento de cálculo y las ecuaciones se desarrollan en los siguientes párrafos.



La carga térmica del hervidor se calcula por medio de un balance global de energía (Ver fig. 4.2), sobre todo la columna, la ecuación es

$$q_B = D h_D + B h_B - F H_f - q_D \quad (4-23)$$

donde

$B$  = Flujo del residuo, Kg-mol/hr.

$h_B$  = Entalpía del residuo, Kcal/Kg-mol.

$q_B$  = Carga térmica del hervidor, Kcal/hr.

Para el cálculo de  $q_B$  se requiere conocer la entalpía del residuo  $h_B$ . El hervidor se considera un plato ideal (Ver fig. 4.5), por lo tanto el líquido que se retira como residuo (rico en componente menos volátil B) esta en equilibrio con el vapor  $V_n$  que retorna a la columna. El vapor  $V_n$  se encuentra a su temperatura de rocío y el líquido B a su temperatura de burbuja.

La entalpía del residuo se calcula con la temperatura de burbuja y composición del residuo  $x_B$ .

Un balance global de masa, del componente A y de energía sobre el plato  $n$  y el residuo (Ver fig. 4.6) resultan las siguientes ecuaciones:

$$L_{n-1} = V_n + B \quad (4-24)$$

$$L_{n-1} x_{n-1} = V_n y_n + B x_B \quad (4-25)$$

$$q_B + L_{n-1} h_{n-1} = V_n H_n + B h_B \quad (4-26)$$

donde

$L_{n-1}$  = Flujo del líquido saliendo del plato  $n-1$ , Kg-mol/hr.

$x_{n-1}$  = Fracción molar del líquido saliendo del plato  $n-1$

$h_{n-1}$  = Entalpía del líquido saliendo del plato  $n-1$ , Kcal/Kg-mol.

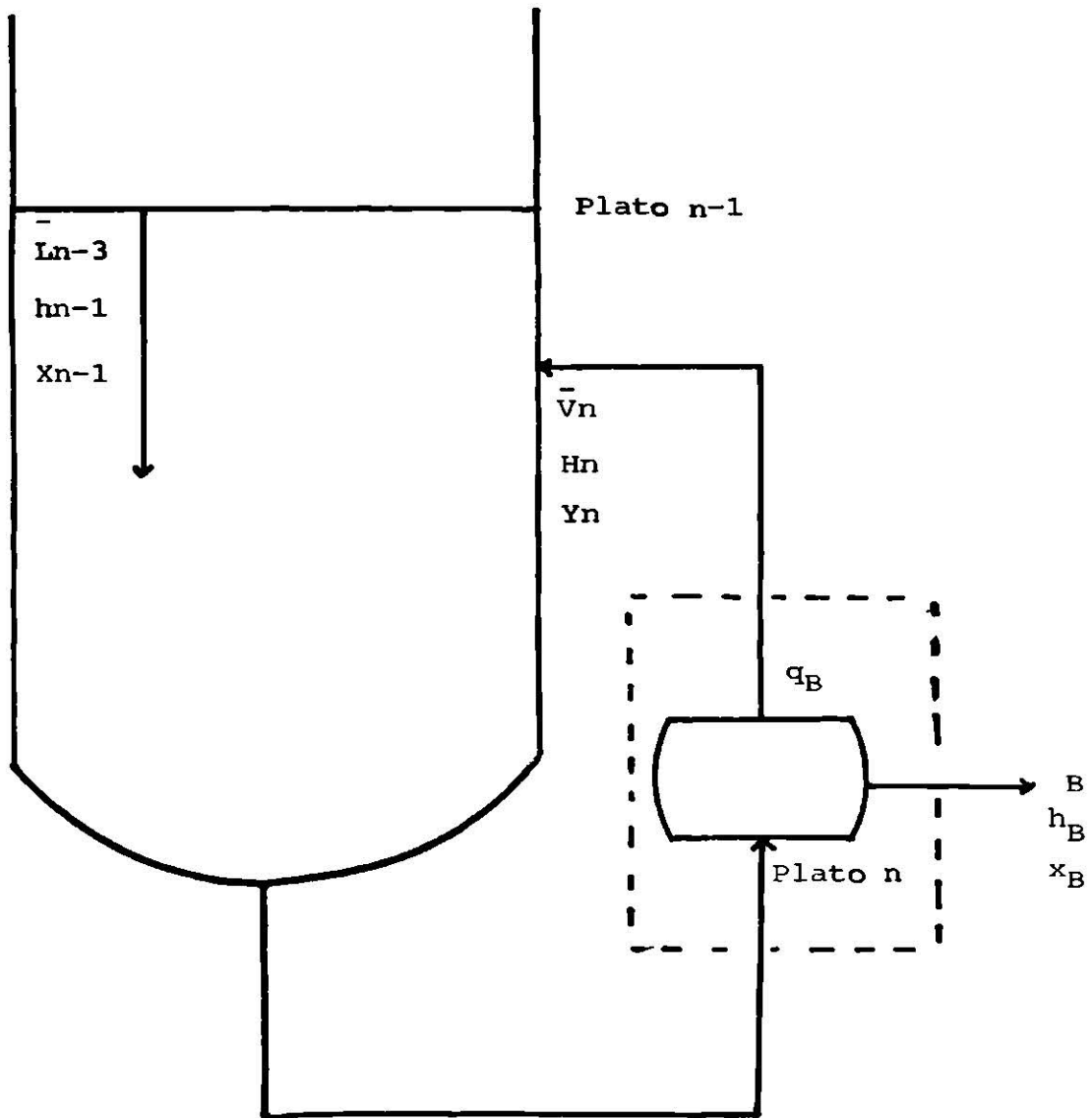


Figura 4.5 Balance de Materia y Energía en el Hervidor.

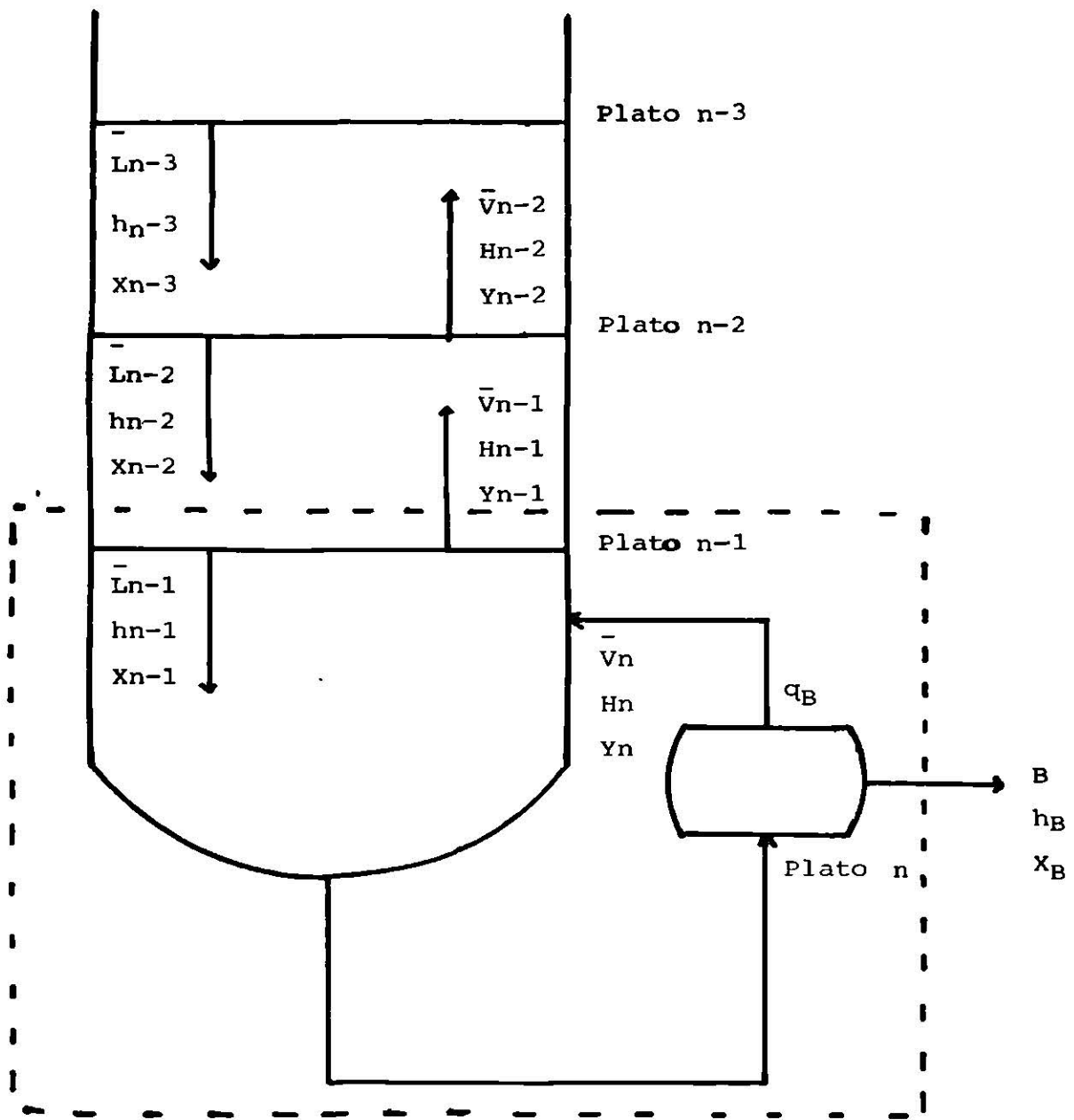


Figura 4-6 Balance de Materia y Energía para el Plato n-1 y el Residuo.

$V_n$  = Flujo del vapor proveniente del plato  $n$ , Kg-mol/hr.

$y_n$  = Fracción molar del vapor proveniente del plato  $n$ .

$H_n$  = Entalpía del vapor proveniente del plato  $n$ .

Se supone que el plato  $n$  es un plato ideal. Por lo tanto el vapor proveniente  $V_n$  esta en equilibrio y a la misma temperatura que el líquido B. La composición del vapor  $V_n$  se calcula a partir de un diagrama de temperatura-composición, puesto que, se conoce la temperatura y composición del líquido B en equilibrio con el vapor. La entalpía del vapor  $H_n$  se determina con la temperatura y composición.

Las ecuaciones (4-24), (4-25) y (4-26) se rearreglan para calcular  $L_{n-1}$ ,

$V_n$  y  $x_{n-1}$  :

$$L_{n-1} = \frac{B (h_B - H_n) - q_B}{h_{n-1} - H_n} \quad (4-27)$$

$$x_{n-1} = \frac{V_n y_n + B x_B}{L_{n-1}} \quad (4-28)$$

Para calcular  $L_{n-1}$  se repite el mismo procedimiento que se describió anteriormente para resolver las ecuaciones (4-11) y (4-12).

Realizando un balance global de masa y energía sobre el plato  $n-1$  y el residuo se obtienen las siguientes ecuaciones:

$$L_{n-2} = V_{n-1} + B \quad (4-29)$$

$$L_{n-2} x_{n-2} = V_{n-1} y_{n-1} + B x_B \quad (4-30)$$

$$L_{n-2} h_{n-2} = V_{n-1} H_{n-1} + B h_B \quad (4-31)$$

donde

$L_{n-2}$  = Flujo del líquido saliendo del plato  $n-2$ , Kg-mol/hr.

$x_{n-2}$  = Fracción molar del líquido saliendo del plato  $n-2$ .

$h_{n-2}$  = Entalpía del líquido saliendo del plato  $n-2$ , Kcal/Kg-mol.

$V_{n-1}$  = Flujo del vapor proveniente del plato  $n-1$ , Kg-mol/hr.

$y_{n-1}$  = Fracción molar del vapor proveniente del plato n-1

$H_{n-1}$  = Entalpía del vapor proveniente del plato n-1, Kcal/Kg-mol.

Como el plato anterior, el plato n-1 se supone que es un plato ideal. Por lo tanto el vapor  $V_{n-1}$  esta en equilibrio y a la misma temperatura que el líquido  $L_{n-1}$ .

La composición del vapor que sale  $V_{n-1}$  se calcula a partir de un diagrama de temperatura-composición, puesto que se conoce la temperatura y composición del líquido  $L_{n-1}$  en equilibrio con el vapor  $V_{n-1}$ .

La entalpía del vapor  $H_{n-1}$  se determina con su temperatura y composición.

Las ecuaciones (4-29), (4-30) y (4-31) se reorganizan para calcular  $L_{n-2}$ ,

$V_{n-1}$  y  $x_{n-2}$  ;

$$L_{n-2} = \frac{B (h_B - H_{n-1}) - q_B}{h_{n-2} - H_{n-1}} \quad (4-32)$$

$$x_{n-2} = \frac{V_{n-1} y_{n-1} + B x_B}{L_{n-2}} \quad (4-33)$$

Para calcular  $L_{n-2}$  se repite el mismo procedimiento que se describió anteriormente para resolver las ecuaciones (4-11) y (4-12).

El método se continúa de la misma forma plato por plato, hasta que la composición del líquido sea igual o mayor que la composición del alimentado. Los flujos del líquido en el alimentado se obtienen con la ecuación (4-18).

## 5. DESARROLLO DEL MÓDULO O PROGRAMA COMPUTACIONAL.

En este capítulo se describe el algoritmo de cálculo que tiene el módulo computacional. Este módulo es un programa computacional que calcula el número de platos de una columna de destilación. Además, se calculan las cargas térmicas del condensador y hervidor, así como las composiciones, entalpías, flujos del líquido y vapor, y temperatura en cada plato.

### 5.1. Descripción General del Módulo

En la Figura 5-1 se presenta el diagrama de flujo del módulo computacional. Al principio se tiene una sección opcional de teoría donde se discute brevemente conceptos generales de destilación por rectificación. A continuación está la sección de datos y cálculos necesarios para el cálculo del número de platos, que comprende: datos y cálculos del balance de masa, datos y cálculos de los coeficientes de distribución, datos y cálculo del balance de energía, y por último, se determina el número de platos.

### 5.2. Teoría.

Un breve resumen sobre destilación se presenta en esta sección y consta de las siguientes partes:

- a) Definición de destilación.
- b) Descripción de la rectificación.
- c) Método de cálculo del número de platos de la columna de destilación.

### 5.3. Datos y Cálculos del Balance de Masa.

La información necesaria para efectuar el balance de masa es:

- a) Nombre del componente más volátil.
- b) Nombre del componente menos volátil.
- c) Flujo molar del alimentado, Kg-mol/hr.
- d) Fracción molar del alimentado.
- e) Fracción molar del destilado.
- f) Reflujo,  $L_0/D$ .
- g) Fracción molar del residuo (caso más común) ó en su caso flujo del destilado (caso menos común), Kg-mol/hr.

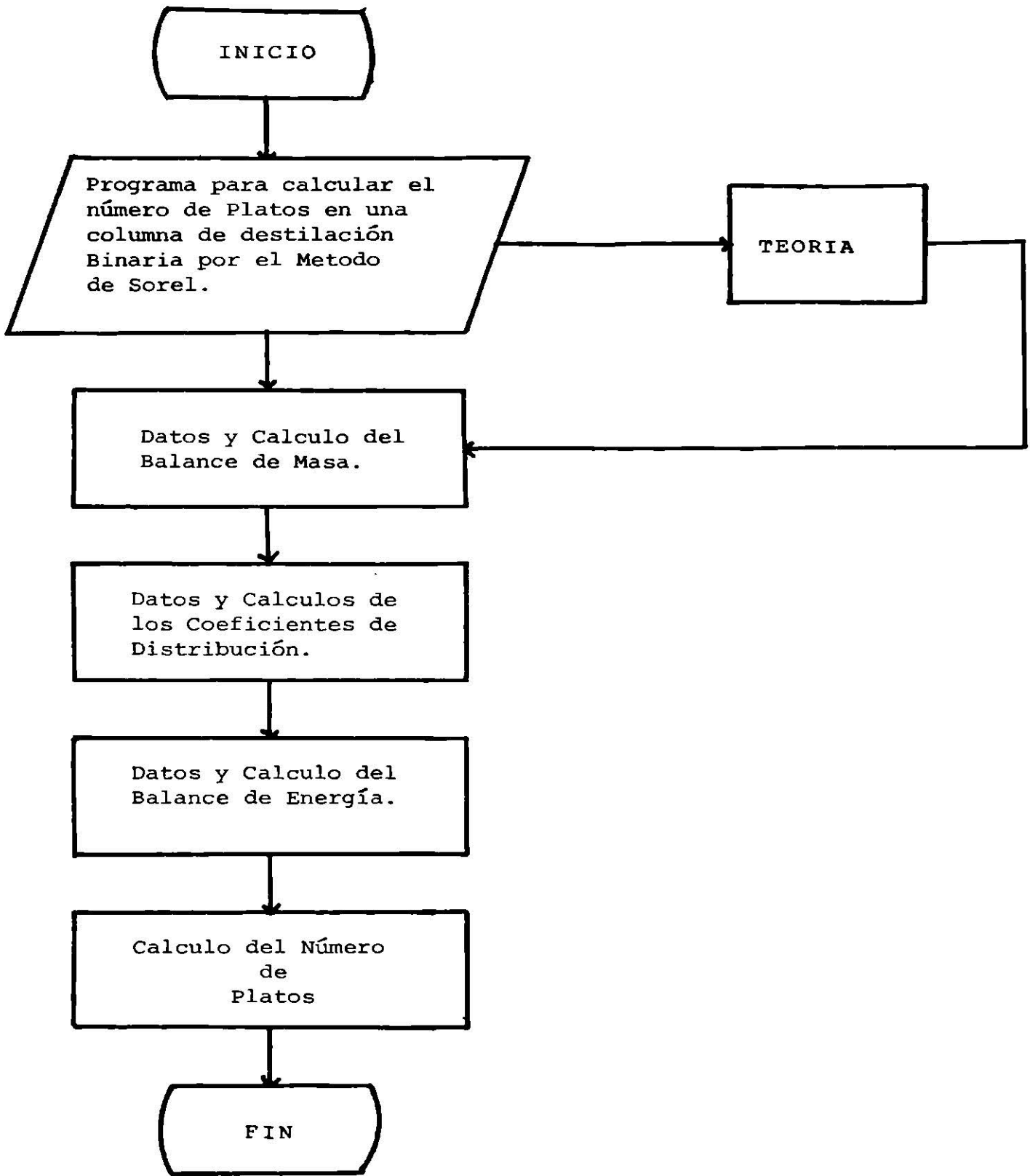


Figura 5-1 Diagrama General del Modulo Computacional.

Esta información deberá expresarse en unidades molares.

El algoritmo de cálculo del balance de masa consta de los siguientes pasos:

- 1) Cálculo del flujo del residuo, con la ecuación (4-4).
- 2) Cálculo del flujo del destilado con la ecuación (4-3) ó en su caso, cálculo de la fracción molar del residuo, con la ecuación (4-3).

#### 5.4. Datos y Cálculos del Coeficiente de Distribución.

Los coeficientes de distribución se pueden obtener por dos métodos:

- 1.- Ecuación de Antoine.
- 2.- Datos experimentales en equilibrio del líquido-vapor.

Para el primero se necesitan los datos siguientes:

- a) Presión de operación,  $\text{mmHg}$ .
- b) Número de datos que se desean calcular.
- c) Las constantes de Antoine para ambos componentes,

$$\ln P = A - \frac{B}{C + T}$$

donde

A,B,C = Constantes de Antoine.

P = Presión de Vapor del componente puro,  $\text{mmHg}$ .

T = Temperatura, °K

Para el segundo se necesitan:

- a) Número de datos experimentales
- b) Fracciones molares del componente más volátil en el vapor y líquido en equilibrio y sus respectivas temperaturas.

Los coeficientes de distribución se calculan con la expresión:

$$K = \frac{\text{Fracción molar del vapor}}{\text{Fracción molar del líquido}} \quad (5-4.1).$$



#### 5.4.1. Correlación de los Coeficientes de Distribución.

La información necesaria para la correlación de los coeficientes de distribución es la siguiente; Los coeficientes de distribución del componente más volátil y menos volátil calculados por la ecuación (5-4.1) y sus respectivas temperaturas.

Los coeficientes de distribución para cada componente son correlacionados por un método de mínimos cuadrados de la forma:

$$\left(\frac{K}{T}\right)^{1/3} = A + BT + CT^2 + DT^3$$

donde

- A, B, C, D = Constantes de distribución
- K = Coeficientes de distribución
- T = Temperatura, °K

Esta ecuación es una correlación propuesta por Holland (8) para correlacionar los coeficientes de distribución.

#### 5.5 Datos y Cálculos del Balance de Energía.

Para realizar el balance de energía se requiere de la información siguiente :

- a) Calores específicos de los líquidos.
- b) Calores latentes de vaporización.

Los calores específicos se pueden calcular de dos maneras:

##### 1.- Calores específicos constantes

En este caso se supone que los calores específicos son constantes y se alimentan los valores correspondientes.

##### 2.- Calores específicos son función de la temperatura

Se calcula con la ecuación:

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3$$

donde

$C_p$  = Calor específico, Cal/gr-°K

$T$  = Temperatura, °K

$a, b, c, d$  = Constantes

Los calores latentes se pueden calcular por alguno de los métodos que se describen en seguida:

1.- Calor latente constante.

En este caso se supone que los calores latentes son constantes y se alimentan los valores correspondientes

2.- El calor latente varía con la temperatura.

Se puede obtener por dos casos:

- a) Se alimenta el valor del calor latente a una determinada temperatura y se corrige con la ecuación de Watson (5-5.1)
- b) Se calcula el calor latente a la temperatura de ebullición con la ecuación de Riedel (5-5.2) y se corrige con la ecuación de Watson.

La correlación de Watson es una ecuación que permite estimar el calor latente de vaporización de un líquido puro a cualquier temperatura. Partiendo de un valor conocido a una temperatura. El valor conocido puede ser experimental ó haberse calculado con la ecuación de Riedel,

$$\frac{\Delta H_2}{\Delta H_1} = \left[ \frac{1 - T_{r2}}{2 - T_{r1}} \right]^{0.38} \quad (5-5.1)$$

donde

$\Delta H_1$  = Calor latente de vaporización a la temperatura  $T_1$  conocida.

$\Delta H_2$  = Calor latente de vaporización a la temperatura  $T_2$  deseada.

$T_r$  = Temperatura reducida, °K

Esta correlación da resultados con errores del orden del 2% .

Con la correlación de Riedel se predice el calor latente de vaporización en el punto de ebullición normal :

$$\frac{\Delta H_n}{T_n} = \frac{2.17 (\ln P_c - 1)}{0.930 - T_{rn}} \quad (5-5.2)$$

donde

$\Delta H_n$  = Calor latente de vaporización en el punto de ebullición normal,  
cal/gr-mol

$P_c$  = Presión crítica, atm

$T_n$  = Temperatura de ebullición normal, °K

$T_{nr}$  = Temperatura reducida en el punto de ebullición normal.

Esta correlación da resultados con un error del orden del 5 %.

### 5.6 Calculo del Número de Platos.

En esta sección se programan las ecuaciones para calcular el número de platos en la columna.

#### 5.6.1. Programación de las Ecuaciones y Calculo del Número de Platos.

Las ecuaciones desarrolladas en el capítulo 4 se programan para calcular el número de platos en la columna.

En la Sección de rectificación las ecuaciones obtenidas para calcular: flujo del líquido, flujo y composición del vapor en cada plato se rearreglan para cualquier plato, generalizandolas de la siguiente manera: para el plato M,

$$L(M) = \frac{D(h_D - H(M+1)) - q_D}{H(M+1) - h(M)} \quad (5-6.1)$$

$$V(M+1) = L(M) + D \quad (5-6.2)$$

$$Y(M+1) = \frac{L(M) \cdot x(M) + D \cdot x_D}{V(M+1)} \quad (5-6.3)$$

donde

M = Número de plato en la sección de rectificación

L(M) = Flujo del líquido que sale del plato M, Kg-mol/Hr

x(M) = Fracción molar del líquido que sale del plato M

h(M) = Entalpía del líquido que sale del plato M, Kcal/Kg-mol

V(M+1) = Flujo del vapor que proviene del plato M+1, Kg-mol/Hr

y(M+1) = Fracción molar del vapor que proviene del plato M+1

H(M+1) = Entalpía del vapor que proviene del plato M+1, Kcal/Kg-mol.

De la misma forma para la sección de agotamiento las ecuaciones que calculan: flujo del vapor, flujo y composición del líquido, en cada plato se rearrreglan para cualquier plato, generalizandolas de la siguiente manera: para el plato N,

$$L(N+1) = \frac{B(h_B - H(N)) - q_B}{h(N+1) - H(N)} \quad (5-6.4)$$

$$V(N) = L(N+1) - B \quad (5-6.5)$$

$$x(N+1) = \frac{V(N) \cdot y(N) + Bx_B}{L(N+1)} \quad (5-6.6)$$

donde

N = Número de plato en la sección de agotamiento

L(N+1) = Flujo del líquido proveniente del plato N+1, Kg-mol/Hr.

x(N+1) = Fracción molar del líquido proveniente del plato N+1

h(N+1) = Entalpía del líquido proveniente del plato N+1, Kcal/Kg-mol

V(N) = Flujo del vapor que sale del plato N, Kg-mol/Hr

y(N) = Fracción molar del vapor que sale del plato N

H(N) = Entalpía del vapor que sale del plato N, Kcal/Kg-Mol

Una vez generalizadas las ecuaciones se procede con los cálculos. La figura 5-2 representa el diagrama de flujo que calcula el número de platos y la carga térmica del condensador y hervidor. Empieza en la sección de rectificación con el cálculo de la carga térmica del condensador  $q_D$  con la ecuación 4-7a, la cual requiere conocer; flujo del vapor que sale del

sale del plato uno, calculada a la temperatura de rocío (Subrutina 5-7.4). Evaluada la carga térmica del condensador, se continua con el cálculo del número de platos por tanteos de la temperatura con los siguientes pasos:

- 1) Se inicializa un contador M que indica el número de plato en la sección de rectificación.
- 2) Para el plato  $M=1$  se supone una temperatura mayor que la del condensador puesto que le corresponde la temperatura menor en la columna, y como las composiciones líquido-vapor son muy sencibles con el cambio de temperatura, este se aumenta en una décima de grado absoluto.
- 3) Se calculan las composiciones del líquido en el plato M y vapor en el plato M+1 (Subrutina 5-7.1)
- 4) Se calculan las entalpías del líquido h en el plato M y entalpía del vapor H en el plato M+1 (Subrutina 5-7.2)
- 5) Se calcula el flujo del líquido L en el plato M con la ecuación 5-6.1, flujo y composición del vapor en el plato M+1 con las ecuaciones 5-6.2 y 5-6.3 respectivamente.
- 6) Se comparan las composiciones del vapor calculadas con: Subrutina 5-7.1 y con la ecuación 5-6.3, existiendo dos opciones (Ver figura 5-2 en el 6o paso)
  - a) Si no se cumple, la temperatura supuesta se incrementa en una décima de grado y se procede a realizar los mismos calculos desde el 3er paso hasta que se cumpla.
  - b) Si se cumple se pasa al 7o. paso.
- 7) Para este plato se compara la composición del líquido con la del alimentado, existiendo dos opciones (Ver figura 5-2 en el 7o. paso):
  - a) Si no se cumple, se realizan los mismos calculos para un nuevo plato, incrementando el contador ( $M=M+1$ ) y la temperatura del plato anterior en una décima.
  - b) Si se cumple se pasa a la sección de agotamiento.

La sección de agotamiento empieza con el cálculo de la carga térmica del hervidor  $q_p$  con la ecuación 4-23 la cual requiere conocer la entalpía del residuo que se calcula a la temperatura de rocío (Subrutina 5-7.4). Evaluando la carga térmica del hervidor se procede con el cálculo del número de platos, que se realizan de la misma forma que en la sección de

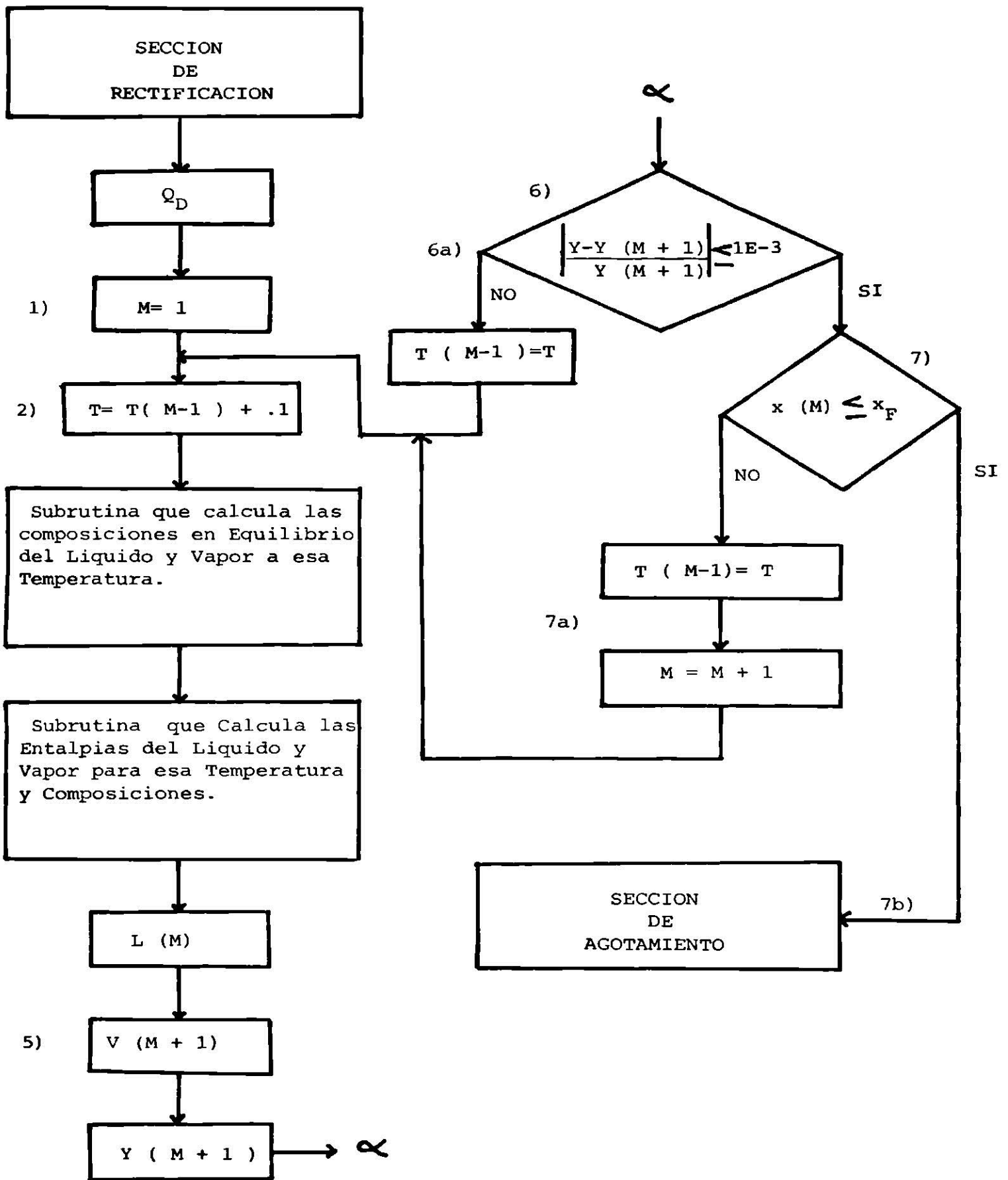


Figura 5-2a Diagrama de Flujo del Calculo de la Carga Termica del Condensador y el Número de Platos en la Sección de Reactificación.

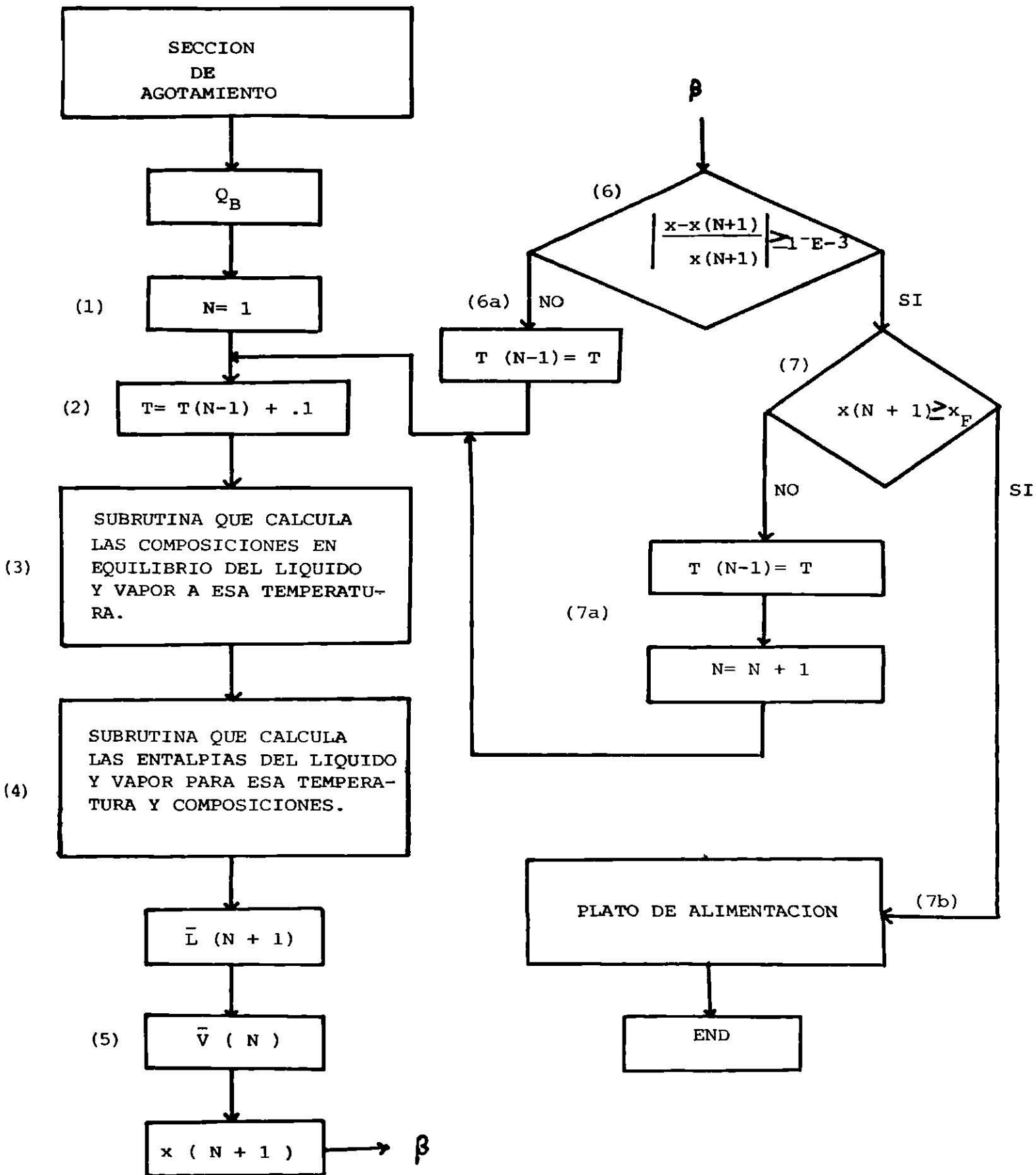


Figura : 5-2 **b**

Diagrama de Flujo para el calculo de la carga Termica del Hervidor y el Número de Platos en la Sección de Agotamiento.

rectificación con los siguientes pasos:

- 1) Se inicializa un contador N que indica el número de plato en la sección de agotamiento.
- 2) Para el plato  $N=1$  se supone una temperatura menor que la del hervidor puesto que le corresponde la temperatura mayor en la columna. Se disminuye en una décima de grado absoluto.
- 3) Se calculan las composiciones del líquido en el plato  $N+1$  y vapor en el plato N (Subrutina 5-7.1).
- 4) Se calculan las entalpías del vapor H en el plato N y la del líquido h en el plato N (Subrutina 5-7.2).
- 5) Se calcula el flujo del vapor en el plato N con la ecuación 5-6.5, flujo y composición del líquido con las ecuaciones 5-6.4 y 5-6.6 respectivamente.
- 6) Se comparan las composiciones del líquido calculadas con: Subrutina 5-7.1 y con la ecuación 5-6.6 existiendo dos opciones (Ver figura 5-2 en el 6o. paso de la sección de agotamiento).
  - a) Si no se cumple, la temperatura supuesta se disminuye en una decima de grado y se procede a realizar los mismos calculos desde el 3er paso de esta sección hasta que se cumpla.
  - b) Si se cumple se pasa al 7o paso de esta sección.
- 7) Para este plato se compara la composición del líquido con la del alimentado, existiendo dos opciones (Ver figura 5-2 en el 7o. paso de esta sección)
  - a) si no se cumple, se realizan los mismos calculos para un nuevo plato, incrementando el contador ( $N=N+1$ ) y disminuyendo la temperatura del plato anterior en una décima de grdo absoluto.
  - b) Si se cumple se pasa al plato de alimentación y terminan los calculos.

El número de platos totales en la columna viene dado por la suma de los calculados en cada sección.

### 5.7 Subrutinas de Calculo

Una subrutina es un subprograma auxiliar que se repite frecuentemente en diferentes partes del programa. A continuación se explica de una manera breve las subrutinas de cálculo de: Composiciones de equilibrio



Líquido-vapor, entalpías, temperaturas de burbuja y rocío.

### 5.7.1. Subrutina de Cálculo de Composiciones de Equilibrio Líquido-Vapor

Calcula las composiciones en equilibrio del líquido y vapor a una determinada temperatura, por medio los coeficientes de distribución.

$$x = \frac{K_B - 1}{K_B - K_A} \quad ( 5-7.1 )$$

$$y = x K_A \quad ( 5-7.2 )$$

donde

$x$  = Fracción molar del líquido

$y$  = Fracción molar del vapor

$K_A, K_B$  = Coeficientes de distribución de los componentes A y B, respectivamente.

Los coeficientes de distribución se calculan a una temperatura con la ecuación 5-4.2 para los componentes A y B.

### 5.7.2. Subrutina de Cálculo de Entalpías.

Calcula las entalpías del líquido y vapor a una determinada temperatura y composiciones del líquido y vapor;

$$H_L = \sum_{i=1}^{n=2} x_i \int_{T_0}^T C_{pi} dt \quad ( 5-7.3 )$$

$$H_V = \sum_{i=2}^{n=2} y_i \int_{T_0}^T C_{pi} dt + \lambda_i \quad ( 5-7.4 )$$

donde

$H_L$  = Entalpía del líquido, Kcal/kg-mol

$H_V$  = Entalpía del vapor, Kcal/kg-mol

$x$  = Fracción molar del líquido

$y$  = Fracción molar del vapor

$C_p$  = Calor específico del líquido, Kcal/kg-mol.°k

= Calor Latente de vaporización, Kcal/kg-mol

$T_0$  = Temperatura de referencia del calor específico, °k

### 5.7.3. Subrutina de Cálculo de Temperatura de Burbuja.

Calcula la temperatura de burbuja por medio de los coeficientes de distribución, por tanteos de la temperatura con la siguiente ecuación:

$$\sum_{i=1}^{n=2} K_i x_i = 1 \quad (5-7.5)$$

Para facilitar los calculos se usa el método de Newton, el cual requiere transformar la ecuación (5-7.5) en forma de función y diferenciar la ecuación resultante dando:

$$f(T) = \sum_{i=1}^{n=2} K_i x_i - 1 \quad (5-7.6)$$

$$f'(T) = \sum_{i=1}^{n=2} x_i \frac{dK_i}{dT} \quad (5-7.7)$$

donde

$f(T)$  = función

$f'(T)$  = derivada de la función

El método supone una temperatura  $T$  y calcula;  $f(T)$ ,  $f'(T)$  y una temperatura nueva  $T_n$ ,

$$T_n = T - \frac{f(T)}{f'(T)} \quad (5-7.8)$$

La temperatura supuesta es la correcta cuando  $f(T)=0$  ó cuando la temperatura supuesta y calculada con la ecuación (5-7.8) son aproximadamente iguales.

#### 5.7.4. Subrutina de Cálculo de la Temperatura de Rocío.

Calcula la temperatura de rocío de la misma forma que la temperatura de burbuja ( sección 5-7.3 ) con las siguientes ecuaciones:

$$\sum_{i=1}^{n=2} \frac{Y_i}{K_i} = 1 \quad (5-7.9)$$

Para el método de Newton

$$f(T) = \sum_{i=1}^{n=2} \frac{Y_i}{K_i} - 1 \quad (5-7.10)$$

$$f'(T) = - \sum_{i=1}^{n=2} \frac{Y_i}{K_i^2} \frac{dK_i}{dt} \quad (5-7.11)$$

## 6. COMPARACION DE RESULTADOS.

En este capítulo se comparan los resultados obtenidos por el módulo computacional con los obtenidos por el método de Ponchon-Savarit. En los siguientes sistemas: heptano-etilbenceno y heptano-octano.

### 6.1. Sistema Heptano-Etilbenceno.

Se desea fraccionar 0.1 Kg-mol por hora de una solución de heptano (A) - etilbenceno (B) que tiene el 42% en moles de heptano, a una atmosfera de presión. Se recuperará el 97% de heptano en el destilado y un residuo con el 1% de heptano (fracción molar). La mezcla de alimentación entra a la temperatura normal de ebullición. El destilado se condensa totalmente y el reflujo se regresa a la temperatura de burbuja, a una relación de  $\frac{L}{D} = 2.5$ . Determinar por el método de Ponchon-Savarit y el módulo computacional:

- a) La cantidad de los productos
- b) La entalpía de la mezcla de alimentación y de los productos
- c) Las cargas térmicas del condensador y hervidor.
- d) Número de platos teóricos.
- e) Temperatura y flujos, entalpía y composiciones del líquido y vapor respectivamente en cada plato.

Datos:

Los datos de equilibrio heptano-etilbenceno a la presión de 760 mm Hg, expresados en fracción mol son:

T(°K)	x	y
409.2	0.000	0.000
402.5	0.080	0.233
395.9	0.185	0.428
392.7	0.251	0.514
389.0	0.335	0.608
383.8	0.487	0.729
379.2	0.651	0.834
376.0	0.788	0.904
373.2	0.914	0.963
371.5	1	1

Datos	Heptano	Etilbenceno
Constantes de Antoine		
A	15.8737	16.0195
B	2911.32	3279.47
C	-56.51	-59.95
Calor Latente de Vaporización (Constante)		
, Kcal/Kg-mol	7575	8600
Calor específico del Líquido (Constante)		
C <sub>p</sub> Kcal/Kg-mol, °K	51.9	43.4

Método de Ponchon-Savarit.

Antes de realizar los cálculos es necesario construir una grafica de entalpía contra composición para el sistema heptano-etilbenceno, la cual se obtiene de la siguiente manera; las entalpías del líquido saturado se calculan a la temperatura de burbuja con la ecuación 5-7.3 y las del vapor saturado a la temperatura de rocío con con la ecuación 5-7.4, dando los valores representados en la figura 6.1.

Solución:

a) Las cantidades del destilado y residuo se determinan con la ecuaciones 4-3 y 4-4 respectivamente,

$$D = \frac{.1 (.42-.01)}{.97 - .01} = 0.04271 \text{ Kg-mol/hr.}$$

$$B = .1 - 0.04271 = 0.05729 \text{ Kg-mol/hr.}$$

b) A partir de la figura 6.1 se determina:

$$\text{Entalpía del alimentado } H_F = 5440 \text{ Kcal/Kg-mol.hr}$$

$$\text{Entalpía del destilado } H_D = 5100 \text{ Kcal/Kg-mol.hr}$$

$$\text{Entalpía del residuo } H_B = 5930 \text{ Kcal/kg-mol.hr}$$

c) Para el reflujo  $L_o/D = 2.5$ , el punto de operación de la sección de rectificación  $Q'$  (Ver Figura 6.1) y la carga térmica del condensador  $q_D$  se obtienen de la siguiente forma:

$$\frac{L_o}{D} = \frac{Q' - H_{v1}}{H_{v1} - H_{Lo}}$$

Los valores de las entalpías  $H_{v1}$  y  $H_{Lo}$  se obtienen de la grafica 6.1

$$Q' = 2.5 (12800-5100) + 12800 = 32050 \text{ Kcal/Kg-Mol.hr}$$

$$q_D = D(h_D - Q') = 0.04271 (5100 - 32050) = - 1151.03 \text{ Kcal/hr}$$

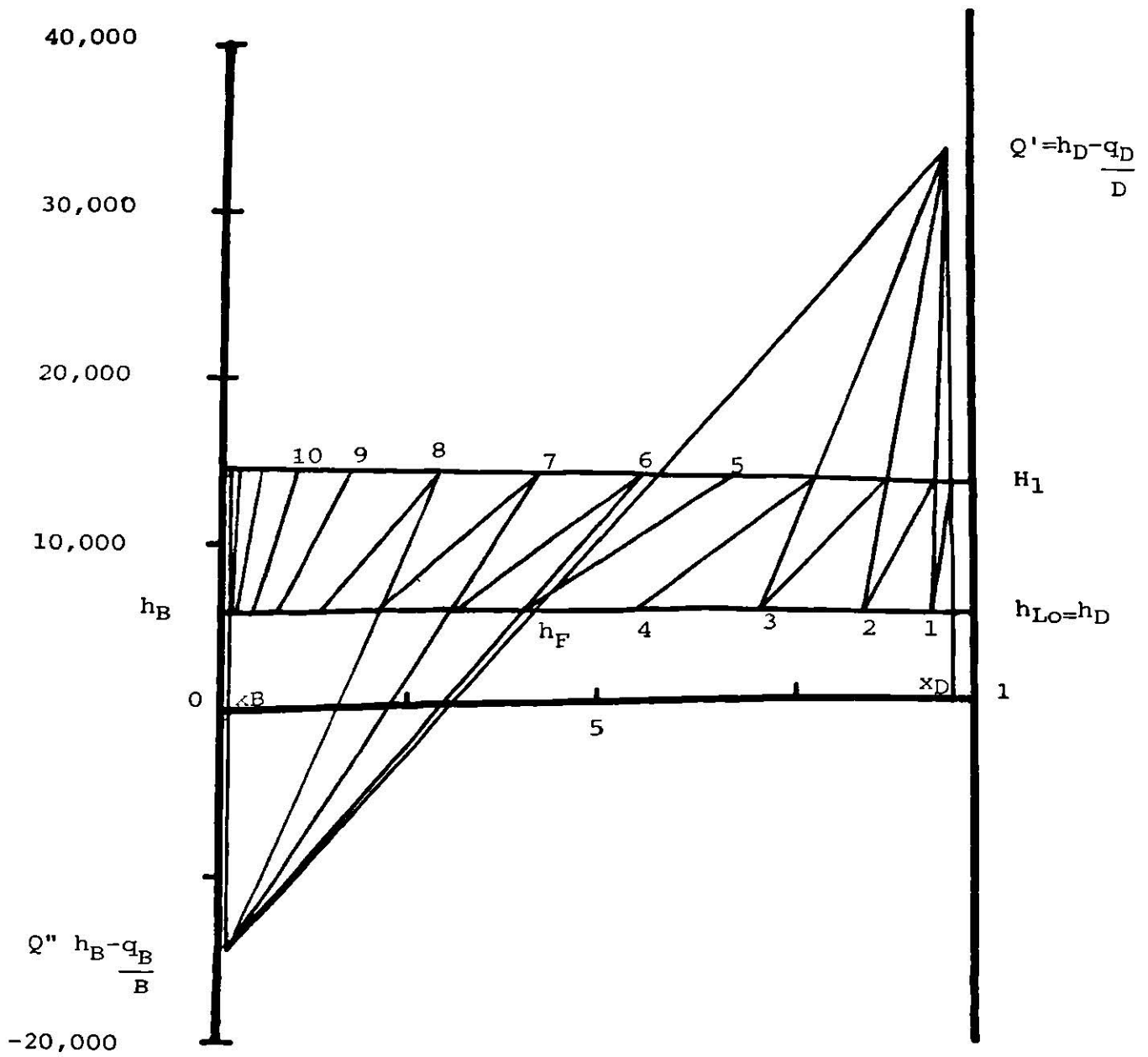


Figura : 6.1 Método Gráfico de Ponchon-Savarit.  
 Sistema Heptano-Etilbenceno.

de la gráfica 6.1 se obtiene el valor del punto de operación de la sección de agotamiento  $Q'' = -14150$  Kcal/Kg-mol.hr

Por lo tanto la carga térmica del hervidor  $q_B$ ,

$$Q'' = H_B - \frac{q_B}{B}$$

$$q_b = 0.05729 [5930 - (14150)] = 1150.4 \text{ Kcal/hr.}$$

d) El número de platos teóricos se determinó de la gráfica 6.1, obteniéndose 12

e) los resultados de temperatura, entalpías y composiciones se ilustran en la Tabla 6-1.1, los flujos del líquido y vapor se calculan con las siguientes ecuaciones.

$$\frac{L_n}{D} = \frac{x_D - y_{n+1}}{y_{n+1} - x_n} = \frac{Q' - H_{Vn+1}}{H_{Vn+1} - h_{Ln}}$$

$$\frac{L_n}{V_{n+1}} = \frac{x_D - y_{n+1}}{x_D - x_n} = \frac{Q' - H_{Vn+1}}{Q' - H_{Ln}}$$

donde n = es número de plato.

Ejemplo: Plato 2

$$\frac{L_2}{D} = \frac{32050 - 12800}{12800 - 5175}$$

$$L_2 = 1078 \text{ Kg-mol/hr}$$

$$\frac{L_2}{V_3} = \frac{32050 - 12800}{32050 - 5175}$$

$$V_3 = .1505 \text{ Kg-mol/hr.}$$



## Sección de Agotamiento

$$\frac{L_m}{B} = \frac{Y_{m+1} - x_B}{Y_{m+1} - x_m} = \frac{H_{Vm+1} - Q''}{H_{Vm+1} - H_{lm}}$$

$$\frac{L_m}{V_{m+1}} = \frac{Y_{m+1} - x_B}{x_m - x_B} = \frac{H_{vm+1} - Q''}{H_{Ln} - Q''}$$

donde  $m$  = número de plato.

Ejemplo: Plato 6

$$\frac{L_6}{B} = \frac{14041 - (-14150)}{14041 - 5538}$$

$$L_6 = .1899 \text{ Kg-mol/hr.}$$

$$\frac{L_6}{V_7} = \frac{14041 - (-14150)}{5538 - (-14150)}$$

$$V_7 = .1326 \text{ Kg-mol/hr.}$$

TABLA. 6.1-1. RESULTADOS OBTENIDOS POR EL METODO GRAFICO DE PONCHON-SAVARIT PARA EL SISTEMA:  
HEPTANO-ETILBENCENO

Plato	Temperatura (°K)	Fracción (Mol)		Entalpía (Kcal/Kmol)		Flujos (Kmol/Hr)	
		Líquido x	Vapor y	Líquido hL	Vapor hV	Líquido L	Vapor V
1	373.9	0.940	0.9700	5150	12700	.1089	.1495
2	375.6	0.850	0.9450	5175	12730	.1078	.1516
3	380.3	0.710	0.8800	5250	12800	.1053	.1505
4	384.0	0.550	0.7850	5300	12985	.1033	.1480
5	389.0	0.415	0.6745	5400	13125	.1903	.1460
6	393.3	0.310	0.5626	5538	13820	.1899	.1330
7	398.0	0.210	0.4250	5644	14041	.1897	.1326
8	401.8	0.130	0.2940	5733	14210	.1894	.1324
9	405.2	0.071	0.1750	5816	14355	.1902	.1321
10	406.6	0.040	0.1000	5858	14420	.1905	.1329
11	408.0	0.020	0.0522	5880	14465	.1906	.1332
12	408.7	0.010	0.0265	5898	14491	.0573	.1333

## Modulo Computacional.

Para efectuar los calculos es necesario alimentar la siguiente información:

### I.- Balance de Masa.

- a) Nombre del componente más volátil; heptano
- b) Nombre del componente menos volátil; etilbenceno
- c) Flujo molar del alimentado .....0.1 Kg-mol/hr.
- d) Fracción molar del alimentado .....0.42
- e) Fracción molar del destilado .....0.97
- f) Fracción molar del residuo .....0.01
- g) Reflujo .....2.5

### II.- Calculo de los Coeficientes de Distribución

Se pueden calcular por dos métodos:

#### 1. Ecuación de Antoine.

- a) Presión de operación en mmHg; 760
- b) Número de datos que se desean calcular; 20
- c) Constantes de Antoine para ambos componentes; Listados en los datos de este sistema.

#### 2. Datos experimentales en equilibrio del líquido-vapor.

- a) Número de datos experimentales; 10
- b) Fracciones molares del componente más volátil en el vapor y líquido en equilibrio y sus respectivas temperaturas ..... Listados en los datos de este sistema.

Se usan los dos métodos, pero unicamente con el primero se sigue la secuencia de los cálculos. Para el segundo sólo se presental los resultados obtenidos en cada plato.

### III.- Calculo del Balance de Energía.

- a) Calor específico del componente más volátil; 51.9 Kcal/Kg-mol.°K
- b) Calor específico del componente menos volátil; 43.4 Kcal/Kg-mol.°K
- c) Calor latente de vaporización del componente más volátil; 7575 Kcal/Kg-mol
- d) Calor latente de vaporización del componente menos volátil; 8600 Kcal/Kg-mol.

Solución:

a) La cantidad del destilado y residuo son:

$$D = 0.0427 \text{ Kmol/hr}$$

$$B = 0.05729 \text{ Kmol/hr}$$

b) Entalpía del alimentado = 5311.84 Kcal/Kg-mol.hr

Entalpía del destilado = 5127.435 Kcal/Kg-mol.hr

Entalpía del residuo = 5889.019 Kcal/Kg-mol.hr

c) Carga térmica del condensador  $q_D = - 1147.034 \text{ Kcal/hr}$

Carga térmica del hervidor  $q_B = 1172.27 \text{ Kcal/hr.}$

d) El número de platos son 13.

e) Los resultados de temperatura, flujos, entalpías y composiciones del líquido y vapor respectivamente, se ilustran en la Tabla 6.1-2

Nota: Los resultados del inciso e) para los cálculos con los datos experimentales se ilustran en la tabla 6.1-3

TABLA 6.1.2. RESULTADOS OBTENIDOS POR EL MODULO COMPUTACIONAL, CALCULANDOSE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCION PROMEDIO DE LA ECUACION DE ANTOINE PARA EL SISTEMA; HEPTANO-ETILBENCENO.

Plato	Temperatura (°K)	Fracción (Mol)		Entalpía (Kal/Kmol-hr)		Flujos (Kg-mol/hr.	
		Líquido x	Vapor y	Líquido hL	Vapor hV	Líquido L	Vapor V
1	373.6	.9151	.9700	5148	12801	.1045	.1495
2	376.1	.8165	.9310	5189	12936	.1012	.1472
3	380.0	.6784	.8620	5260	13143	.0975	.1439
4	384.9	.5270	.7672	5357	13399	.0948	.1402
5	389.4	.4053	.6646	5452	13628	.1958	.1375
6	390.8	.3801	.6289	5484	13699	.1943	.1385
7	394.3	.2960	.5348	5562	13869	.1932	.1370
8	398.2	.2092	.4166	5651	14051	.1926	.1359
9	401.8	.1344	.2935	5734	14212	.1926	.1353
10	404.6	.0797	.1871	5800	14330	.1929	.1353
11	406.5	.0433	.1091	5844	14407	.1931	.1356
12	407.7	.0215	.0573	5872	14454	.1934	.1359
13	408.4	.0100	.0263	5889	14481	.0573	.1361

TABLA. 6.1-3 RESULTADOS OBTENIDOS POR EL MODULO COMPUTACIONAL Y CALCULANDOSE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCION POR MEDIO DE DATOS EXPERIMENTALES PARA EL SISTEMA; HEPTANO-ETILBENCENO.

Plato	Temperatura, °K	Fracción (mol)	Entalpía (Kal/Kg-mol-hr)	Flujos (Kg-mol/hr)			
N	T	Líquido x	Vapor y	Líquido $h_L$	Vapor $H_V$	Líquido L	Vapor V
1	372.9	0.9298	0.9700	5127	12767	.1055	.1495
2	374.1	0.8675	0.9414	5135	12833	.1036	.1482
3	376.1	0.7717	0.8974	5153	12943	.1009	.1463
4	379.0	0.6486	0.8307	5187	13099	.0978	.1436
5	383.0	0.5112	0.7463	5244	13299	.0949	.1405
6	386.9	0.3879	0.6536	5321	13508	.1944	.1376
7	387.5	0.3731	0.6391	5333	13538	.1920	.1371
8	392.1	0.2611	0.5275	5435	13764	.1900	.1347
9	398.0	0.1479	0.3696	5585	14041	.1897	.1327
10	403.3	0.0691	0.2076	5733	14274	.1908	.1324
11	406.6	0.0591	0.105	5832	14411	.1920	.1335
12	408.2	0.0100	0.0357	5881	14474	.0573	.1347

## 6.1-1 COMPARACION DE RESULTADOS.

A continuación se comparan los principales resultados, obtenidos por los dos métodos:

TABLA 6-1.4 COMPARACION DE LAS CARGAS TERMICAS

Dato	Método		% Diferencia
	Ponchon-Savarit	Modulo Computacional	
Carga Térmica del Condensador	-1151.03	-1147.03	0.35%
Carga Térmica del Hervidor	1150.4	1172.27	1.86%

Nota: % de diferencia =  $\frac{\text{Ponchon-Savarit} - \text{Modulo Computacional}}{\text{Modulo Computacional}} \times 100$

TABLA 6-1.5 COMPARACION DE LAS COMPOSICIONES DEL LIQUIDO Y VAPOR DE LAS TABLAS 6-1.1 y 6-1.2.

Nota: En este caso se realiza en cuanto al número de platos totales.

Dato	Método		% Diferencia
	Ponchon-Savarit	Modulo Computacional	
No. de Platos	12	13	1

TABLA 6-1.6 COMPARACION DE LOS RESULTADOS DE LA TABLA 6-1.1 y 6-1.3 PARA LAS COMPOSICIONES DE LOS SIGUIENTES PLATOS.

Plato	Método					
	Ponchon-Savarit		Sorel		% Diferencia	
	x	y	x	y	x	y
6	0.310	0.5626	0.3879	0.6536	20	13.9
7	0.210	0.4250	0.3731	0.6391	43.7	33.5
8	0.130	0.2940	0.2611	0.5275	50	44.3
9	0.071	0.1750	0.1479	0.3696	52	52.7
10	0.040	0.1000	0.0691	0.2076	42	51.8
11	0.020	0.0522	0.0591	0.1050	66	50.3



## 6.2 Sistema Heptano-Octano

Se desea fraccionar 0.1 Kg-mol por hora de una solución equimolar de heptano-octano, a una atmósfera de presión. Se recuperará el 98% de heptano en el destilado y un residuo con el 5% de heptano (fracción molar). La mezcla de alimentación entra a la temperatura normal de ebullición. El destilado se condensa totalmente y el reflujo se regresa a la temperatura de burbuja, a una relación de  $\frac{L_0}{D} = 3$ .

Determinar por el método de Ponchon-Savarit y modulo computacional:

- a) La cantidad de los productos
- b) La entalpía de la mezcla de alimentación y de los productos
- c) Las cargas térmicas del condensador y hervidor
- d) Número de platos teóricos.
- e) Temperatura, flujos, entalpías y composiciones del líquido y vapor respectivamente en cada plato.

Datos:

Los datos de equilibrio heptano-octano a la presión de 760 mmHg, expresados en fracción mol, son:

T (°K)	x	y
398.6	0.000	0.000
397.0	0.039	0.078
395.0	0.097	0.184
393.0	0.156	0.282
391.0	0.220	0.375
389.0	0.284	0.450
387.0	0.352	0.541
385.0	0.421	0.613
383.0	0.495	0.681
381.0	0.569	0.743
379.0	0.647	0.801
377.0	0.733	0.862
375.0	0.824	0.912
373.0	0.922	0.963
371.4	1.000	1.000

Datos	Heptano	Octano
Constantes de Antoine		
A	15.8737	15.9426
B	2911.32	3120.29
C	-56.51	-63.63
Calor Latente de Vaporización		
, Kcal/Kg-mol	7700	8094
T , °K	372.4	372.4
TC , °K	540.2	568.8
Calor específico del líquido.		
C <sub>p</sub> , Kcal/Kg-mol.°K	55.4	62.244

#### 1.- Método de Ponchon-Savarit

La grafica 6.2 se construyó de la misma forma que la 6.1

Solución:

- a) Las cantidades del destilado y residuo se determinan con las ecuaciones 4-3 y 4-4 respectivamente:

$$D = \frac{.1(.5-.05)}{.98-.05} = 0.0484 \text{ Kg-mol/hr.}$$

$$B = .1 - 0.0484 = 0.0516 \text{ Kg-mol/hr.}$$

- b) A partir de la figura 6.2 se determina:

Entalpía del alimentado	$H_F = 6400 \text{ Kcal/Kg-mol-hr}$
Entalpía del destilado	$H_D = 5600 \text{ Kcal/Kg-mol-hr.}$
Entalpía del residuo	$H_B = 7600 \text{ Kcal/Kg-mol-hr.}$

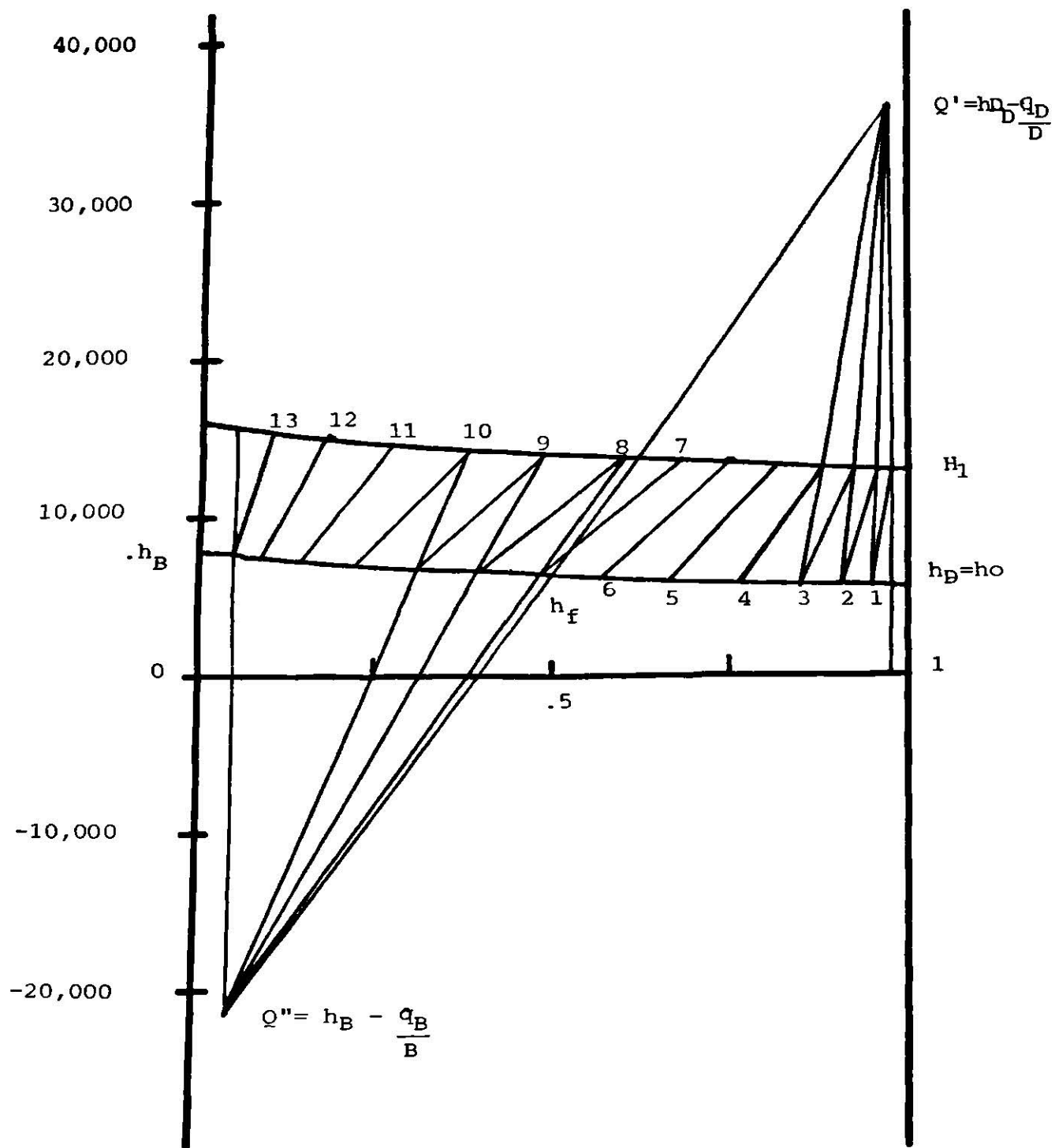


Figura 6.2 Metodo Gráfico de Ponchon - Savarit.  
Sistema Heptano - Octano.

c) Para el reflujo  $L_o/D = 3$ , el punto de operación de sección de rectificación  $Q'$  (Ver figura 6.2), y la carga térmica del condensador  $q_D$  se obtienen de la misma forma que en el problema 6.1 :

$$Q' = 3(13000 - 5600) + 13000 = 35200 \text{ Kcal/Kg-mol.hr.}$$

$$q_D = 0.0484 (5600 - 35200) = - 1432.64 \text{ Kcal/hr.}$$

de la grafica 6.1 se obtiene el punto de operación de la sección de agotamiento  $Q'' = - 21600 \text{ Kcal/Kg-mol.hr}$ , por lo tanto la carga térmica del hervidor  $q_B$  es :

$$q_B = 0.0516 [ 7600 - (- 21600) ] = 1506.72 \text{ Kcal/hr.}$$

d) El número de platos se determinó en la grafica 6.2, obteniéndose 13

e) Los resultados de temperaturas, entalpías y composiciones se ilustran en la tabla 6.2-1. Los flujos del líquido y vapor se calculan de la misma manera que en el problema 6-1.

9 TABLA 6-2.1. RESULTADOS OBTENIDOS POR EL METODO GRAFICO DE PONCHON-SAVARIT PARA EL SISTEMA  
HEPTANO-OCTANO.

Plato	Temperatura (°K)	Fracción (Mol)	Entalpía (Kcal/Kmol)	Flujo (Kmol/Hr)			
N	T	Líquido x	Vapor y	Líquido h <sub>L</sub>	Vapor h <sub>V</sub>	Líquido L	Vapor V
1	372.5	0.9550	0.9800	5550	13150	.1392	.1936
2	373.3	0.9100	0.9600	5600	13200	.1377	.1876
3	374.6	0.8500	0.9260	5700	13300	.1358	.1861
4	376.3	0.7650	0.8800	5850	13450	.1326	.1842
5	378.5	0.6650	0.8150	6100	13700	.1310	.1809
6	380.0	0.5700	0.7450	6300	13950	.1298	.1794
7	383.0	0.4900	0.6800	6500	14150	.2348	.1782
8	385.5	0.4000	0.5940	6694	14415	.2334	.1832
9	388.0	0.3100	0.4900	6928	14725	.2319	.1818
10	390.9	0.2220	0.3785	7162	15089	.2324	.1804
11	393.4	0.1480	0.2700	7370	15371	.2320	.1808
12	395.3	0.0900	0.1724	7548	15655	.2325	.1804
13	396.9	0.0500	0.1000	7669	15861	.0516	.1809

## 2. MODULO COMPUTACIONAL

Para efectuar los cálculos es necesario alimentar la siguiente Información:

### 1. Balance de Masa.

- a) Nombre del componente más volátil; Heptano
- b) Nombre del componente menos volátil; Octano
- c) Flujo molar del alimentado.....0.1 Kg-mol
- d) Fracción molar del alimentado .....0.5
- e) Fracción molar del destilado .....0.98
- f) Fracción molar del residuo .....0.05
- g) Reflujo .....3

### 11. Cálculo de los Coeficientes de Distribución

Se pueden calcular por dos métodos:

#### 1. Ecuación de Antonine

- a) Presión de operación en mmHg; 760
- b) Número de datos que se desean calcular; 20
- c) Constantes de Antoine para ambos componentes; Listados en los datos de este sistema.

#### 2. Datos Experimentales en Equilibrio-Vapor

- a) Número de datos experimentales; 15
- b) Fracciones molares del componente más volátil en el vapor y líquido en equilibrio y sus respectivas temperaturas .... Listados en los datos de este sistema.

Se usan los dos métodos, pero únicamente con el primero se sigue la secuencia de los cálculos. Para el segundo sólo se presentan los resultados obtenidos en cada plato.

### 111. Cálculo del Balance de Energía

- a) Calor específico del componente más volátil; 55.4 Kcal/Kg-mol. °K
- b) Calor específico del componente menos volátil 62.244 Kcal/Kg-mol.°K

Los calores latentes de vaporización se calculan con la correlación de Watson ( ecuación 5-5.1 ).

## Componente más volátil

- c) Calor latente de vaporización; 7700 Kcal/Kg-mol
- d) Temperatura a la que se conoce el calor latente, 372.4 °K
- e) Temperatura crítica; 540.2 °K

## Componente menos volátil

- f) Calor latente de vaporización; 8094 Kcal/Kg-mol
- g) Temperatura a la que se conoce el calor latente; 372.4 °K
- h) Temperatura crítica; 568.8 °K

## Solución

- a) La cantidad del destilado y residuo son:
  - D = 0.04839
  - B = 0.05161
- b) Entalpía del alimentado = 6464.54  
Entalpía del destilado = 5496.18  
Entalpía del residuo = 7664.48
- c) Carga térmica del condensador  $q_D = - 1496.76$  Kcal/hr  
Carga térmica del hervidor  $q_B = 1511.833$
- d) El número de platos teóricos son 15
- e) Los resultados de temperatura, flujos, entalpías y composiciones se ilustran en las Tablas. 6.2-2 y 6.2-3.

TABLA. 6-2.2. RESULTADOS OBTENIDOS POR EL MODULO COMPUTACIONAL, CALCULANDOSE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCIÓN POR MEDIO DE LA ECUACION DE ANTOINE PARA EL SISTEMA: HEPTANO-OCTANO.

Plato	Temperatura (°K)	Fracción (Mol)		Entalpía (Kcal/Kg-mol)		Flujos (Kg-mol/hr.)	
		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
N	T	x	y	hL	HV	L	v
1	372.4	0.9563	0.9800	5538	13229	0.1448	0.1936
2	373.1	0.9205	0.9623	5601	13274	0.1444	0.1932
3	374.1	0.8709	0.9355	5692	13340	0.1436	0.1928
4	375.6	0.7995	0.8984	5826	13440	0.1428	0.1919
5	377.5	0.7158	0.8452	5995	13571	0.1420	0.1912
6	379.7	0.6206	0.7814	6189	13729	0.1415	0.1904
7	381.9	0.5331	0.7122	6382	13895	0.1412	0.1899
8	383.9	0.4581	0.6472	6556	14052	0.2419	0.1896
9	384.5	0.4485	0.6286	6608	14100	0.2419	0.1903
10	386.5	0.3756	0.5566	6781	14267	0.2421	0.1903
11	388.9	0.2932	0.4638	6988	14478	0.2428	0.1905
12	391.4	0.2108	0.3588	7203	14712	0.2439	0.1912
13	393.7	0.1416	0.2540	7399	14942	0.2454	0.1923
14	395.5	0.0889	0.1660	7553	15132	0.2467	0.1938
15	396.8	0.0500	0.0992	7664	15275	0.05161	0.1951



TABLA 6.2-3 RESULTADOS OBTENIDOS POR EL MODULO COMPUTACIONAL, CALCULANDOSE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCION POR MEDIO DE DATOS EXPERIMENTALES PARA EL SISTEMA HEPTANO-OCTANO.

Plato	Temperatura °K	Fracción (mol)		Entalpía (Kcal/kg-mol)		Flujos (Kg-mol/hr)	
N	T	Líquido x	Vapor y	Líquido $h_L$	Vapor $H_Y$	Líquido L	Vapor V
1	372.2	0.9564	0.9800	5525	13220	0.1449	0.1936
2	372.9	0.9226	0.9623	5587	13264	0.1443	0.1933
3	374.0	0.8708	0.9370	5684	13335	0.1436	0.1927
4	375.5	0.8025	0.8984	5818	13434	0.1429	0.1920
5	377.4	0.7194	0.8474	5984	13563	0.1421	0.1913
6	379.6	0.6278	0.7856	6177	13720	0.1416	0.1905
7	381.8	0.5408	0.7175	6369	13884	0.1413	0.1900
8	383.8	0.4654	0.6529	6343	14041	0.2418	0.1896
9	384.3	0.4525	0.6376	6584	14079	0.2415	0.1901
10	386.4	0.3792	0.5620	6767	14254	0.2420	0.1899
11	388.8	0.2959	0.4684	6975	14466	0.2427	0.1904
12	391.3	0.2124	0.3623	7190	14701	0.2438	0.1911
13	393.6	0.1422	0.2561	7389	14932	0.2453	0.1922
14	395.4	0.0887	0.1668	7544	15124	0.2466	0.1937
15	396.7	0.0500	0.0990	7655	15268	0.05161	0.1950

## 6-2.1 COMPARACION DE LOS RESULTADOS.

A continuación se comparan los principales resultados obtenidos por los dos métodos:

TABLA 6-2,4. COMPARACION DE LAS CARGAS TERMICAS.

Dato	Método		% Diferencia
	Ponchon-Savarit	Modulo Computacional	
Carga Térmica del Condensador	-1432.64	-1496.76	4.3
Carga Térmica del Hervidor	1506.72	1511.833	0.34

$$\% \text{ Diferencia} = \frac{\text{Ponchon-Modulo}}{\text{Modulo}} \cdot 100$$

TABLA 6-2.5 COMPARACION DE LAS COMPOSICIONES DEL LIQUIDO Y VAPOR DE LAS TABLAS 6-2.1 y 6-2.2 (EN ESTE CASO LA COMPARACION SE REALIZA EN CUANTO AL NUMERO DE PLATOS TOTALES).

Dato	Método		% Diferencia
	Ponchon-Savarit	Modulo Computacional	
Número de Platos Totales	13	15	2

TABLA 6-2.6 COMPARACIONES DE LAS COMPOSICIONES DEL LIQUIDO Y VAPOR DE LAS Tablas 6-2.1 y 6-2.3 (En este caso la comparación se realiza en cuanto al número de platos).

Dato	Método		Diferencia
	Ponchon-Savarit	Módulo Computacional	
Número de Platos totales	13	15	2

## 7. PROBLEMAS CASO.

A Continuación se presentan problemas realizados por el modulo computacional (Método de Sorel).

### 7.1 Sistema Benceno-Tolueno

Se desea separar 0.1 Kg-mol por hora de una solución equimolar de Benceno-Tolueno, en una columna de fraccionamiento, a una atmósfera de presión. El desitlado ha de contener 92% y el residuo 7% (fracción mol) de benceno respectivamente. La mezcla de alimentación entra a una temperatura de 365.2°K. El destilado se condensa totalmente y el reflujo se regresa a la temperatura de burbuja, a una relación de  $\frac{L_0}{D} = 1.564$ , determinar; temperatura, flujos, composiciones y entalpías del líquido y vapor respectivamente para cada plato. Calculando los coeficientes de distribución por los métodos;

Datos:

Los datos en equilibrio para el benceno-tolueno a la presión de 760 mmHg, expresados en fracción mol són:

T(°K)	x	y	T(°K)	x	y
383.4	0.0000	0.0000	365.20	0.5000	0.7140
382.6	0.0200	0.0455	364.10	0.5400	0.7470
380.9	0.0600	0.1320	363.05	0.5800	0.7765
379.2	0.1000	0.2090	362.00	0.6200	0.8054
377.6	0.1400	0.2800	361.00	0.6600	0.8305
375.95	0.1800	0.3440	359.95	0.7000	0.8545
374.4	0.2200	0.4040	359.00	0.7400	0.8785
372.9	0.2600	0.4585	358.00	0.7800	0.9005
371.5	0.3000	0.5075	357.10	0.8200	0.9215
370.2	0.3400	0.5555	356.20	0.8600	0.9405
367.6	0.4200	0.6400	354.45	0.9400	0.9765
366.35	0.4600	0.6790	353.30	1.0000	1.0000

Datos	Benceno	Tolueno
Constantes de Antonine		
A	15.9008	16.0137
B	2788.51	3096.52
C	-52.36	-53.67
Calor latente de vaporización		
, Kcal/Kg-mol	7352	7930
T , °K	353.3	383.8
Tc, °K	562.1	591.7
Calor específico del líquido,		
Cp = f(T)		
Cp, Kcal/Kg-mol-°K		
A	- 115.687	- 13.4618
b	1.2076	0.4224
c	- 3.4136E-3	- 1.24E-3
d	3.444 E-6	- 1.313E-6

Para efectuar los calculos es necesario alimentar la siguiente información:

#### I. Balance de masa

- a) Nombre del componente más volátil; Benceno
- b) Nombre del componente menos volátil; Tolueno
- c) Flujo molar del alimentado . . . . 0.1 Kg-mol/hr.
- d) Fracción molar del alimentado . . . 0.50
- e) Fracción molar del destilado . . . .0.92
- f) Fracción molar del residuo . . . . .0.07
- g) Reflujo . . . . . 1.564

## II. Cálculo de los coeficientes de distribución

Se calculan por los dos métodos por separado

### 1. Ecuación de Antonine

- a) Presión de operación en mmHg, 760
- b) Número de datos que se desean calcular; 20
- c) Constantes de Antoine para ambos componentes; Listados en los datos de este sistema.

### 2. Datos experimentales en equilibrio del líquido-vapor

- a) Número de datos experimentales; 20
- b) Fracciones molares del componente más volátil en el vapor y líquido en equilibrio y sus respectivas temperaturas; listadas en los datos del sistema.

## III. Balance de energía.

- a) Calor específico de los componentes en Kcal/Kg-mol.°K

Son función de la temperatura y se alimentan las constantes para ambos componentes;

Constantes	Componente más volátil	Componente menos volátil
a	- 115.687	-13.4618
b	1.2076	0.4224
c	- 3.4136 E-3	- 1.24 E-3
d	3.444 E-6	- 1.313 E-6

Los calores latentes de vaporización se calculan con la correlación de Watson (ecuación 5-1.1).

### Componente más volátil

- a) Calor latente de vaporización; 7352 Kcal/Kg-mol.°K
- b) Temperatura a la que se conoce el calor latente; 353.3 °K
- c) Temperatura crítica; 562.1 °K

Componente menos volátil

- d) Calor latente de vaporización; 7930 Kcal/Kg-mol
- e) Temperatura a la que se conoce el calor latente; 383.8 °K
- f) Temperatura crítica; 591.7

Solución:

Los resultados se ilustran en la Tablas 7-1.1 y 7-1.2

TABLA 7-1.1 RESULTADOS OBTENIDOS POR EL MODULO COMPUTACIONAL, CALCULANDOSE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCION POR MEDIO DE LA ECUACION DE ANTOINE PARA EL SISTEMA: BENCENO-TOLUENO.

Plato	Temperatura °K	Fracción (mol)		Entalpía (Kg/Kg-mol.hr)		Flujos (Kg-mol/hr)	
		Líquido x	Vapor y	Líquido hL	Vapor Hv	Líquido L	Vapor v
1	357.3	0.8139	0.9200	2892	10234	0.0778	0.1297
2	360.0	0.6994	0.8557	3033	10383	0.0767	0.1284
3	362.6	0.5969	0.7871	3167	10538	0.0758	0.1272
4	364.7	0.5194	0.7262	3275	10669	0.0751	0.1264
5	366.3	0.4635	0.6806	3357	10774	0.1756	0.1257
6	365.8	0.4888	0.6970	3330	10740	0.1751	0.1262
7	367.2	0.4390	0.6535	3402	10833	0.1743	0.1257
8	369.3	0.3715	0.5850	3508	10978	0.1735	0.1249
9	372.0	0.2895	0.4915	3643	11173	0.1728	0.1241
10	375.1	0.2034	0.3774	3796	11407	0.1724	0.1234
11	378.2	0.1286	0.2570	3947	11651	0.1724	0.1229
12	380.8	0.0700	0.1521	4071	11862	0.0494	0.1230



TABLA 7-1.2 RESULTADOS OBTENIDOS POR EL MODULO COMPUTACIONAL, CALCULANDOSE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCION POR MEDIO DE DATOS EXPERIMENTALES PARA EL SISTEMA; BENCENO-TOLUENO.

Plato	Temperatura °K	Fracción Molar		Entalpía (Kcal/Kg-mol)	Flujo (Kg-mol/hr)		
N	T	Líquido x	Vapor y	Líquido h <sub>L</sub>	Vapor H <sub>v</sub>	Líquido L	Vapor V
1	357.2	0.8170	0.9200	2887	10232	0.0779	0.1297
2	359.8	0.7072	0.8576	3023	10375	0.0769	0.1285
3	362.4	0.6051	0.7918	3157	10527	0.0758	0.1273
4	364.6	0.5242	0.7311	3270	10663	0.0752	0.1264
5	366.2	0.4685	0.6834	3351	10766	0.1755	0.1258
6	365.7	0.4898	0.7010	3325	10732	0.1749	0.1261
7	367.2	0.4405	0.6551	3401	10831	0.1743	0.1255
8	369.3	0.3725	0.5870	3507	10975	0.1735	0.1249
9	372.0	0.2881	0.4929	3642	11171	0.1727	0.1241
10	375.1	0.2028	0.3754	3796	11410	0.1724	0.1233
11	378.0	0.1278	0.2562	3939	11647	0.1723	0.1230
12	380.4	0.0700	0.1510	4055	11853	0.0494	0.1229

## 7.2 Sistema Cloroformo-Benceno

Se desea fraccionar 216 Kg-mol por hora de una solución de cloroformo-benceno que tiene 35% mol de cloroformo, a una atmósfera de presión en una columna de fraccionamiento. El destilado ha de contener un 97% y el residuo un 6% (fracción mol) de cloroformo respectivamente. La mezcla de alimentación entra a una temperatura de 289°K. El destilado se condensa totalmente y el reflujo se regresa a la temperatura de burbuja a una relación de  $\frac{L_0}{D} = 10.11$  Determinar; Temperatura, flujos, composiciones y entalpías del líquido y vapor respectivamente y el número total de platos en la columna. Calculando los coeficientes de distribución por los dos métodos;

Datos:

Los datos en equilibrio para el cloroformo-benceno a la presión de 760 mmHg, expresados en fracción mol son:

T(°K)	x	y	T(°K)	x	y
353.6	0.000	0.0000	346.4	0.550	0.7102
353.0	0.050	0.0630	345.9	0.600	0.7558
352.5	0.100	0.1300	345.0	0.650	0.7966
352.1	0.150	0.2006	344.0	0.700	0.8343
351.3	0.200	0.2722	342.8	0.750	0.8707
350.9	0.250	0.3427	341.8	0.800	0.9047
350.1	0.300	0.4146	339.2	0.850	0.9329
349.8	0.350	0.4848	337.1	0.900	0.9572
348.9	0.400	0.5488	336.0	0.950	0.9794
348.3	0.450	0.6052	334.4	1.000	1.0000
347.7	0.500	0.6586			

Datos	Cloroformo	Benceno
Constantes de Antoine		
A	15.9732	15.9008
B	2696.79	2788.51
C	- 46.16	- 52.36
Calor latente de vaporización Kcal/Kg-mol		
	6800	7420
Calor específico del líquido en función de la temperatura Kcal/Kg-mol.°K		
a	- 10.93	- 115.69
b	0.376	1.2076
c	- 1.27 E-3	- 3.414 E-3
d	1.48 E-6	3.444 E-6

Para efectuar los cálculos es necesario alimentar la siguiente información:

I. Balance de Masa.

- a) Nombre del componente más volátil; Cloroformo
- b) Nombre del componente menos volátil; Beneceno
- c) Flujo molar del alimentado ..... 216 Kg-mol/hr
- d) Fracción molar del alimentado ..... 0.35
- e) Fracción molar del destilado ..... 0.97
- f) Fracción molar del residuo . ..... 0.06
- g) Reflujo .....10.11

II. Cálculo de los coeficientes de distribución

Se calcula por los dos metodos.

1. Ecuación de Antoine

- a) Presión de operación en mmHg; 760
- b) Número de datos que se desean calcular; 20
- c) Constantes de Antoine para ambos componentes; listados en los datos de este sistema.

## 2. Datos Experimentales en Equilibrio del Líquido-vapor.

- a) Número de datos experimentales; 21
- b) Fracción molar del componente más volátil en el vapor y líquido en equilibrio y sus respectivas temperaturas; Listados en los datos de este sistema.

## III. Balance de Energía.

- 1) Calor específico de los componentes en Kcal/Kg-mol. °K;  
Son función de la temperatura y se alimentan las constantes para ambos componentes.

Constantes	Componente	Componente
	más volátil	menos volátil
a	- 10.93	- 115.69
b	0.376	1.2076
c	- 1.27 E-3	- 3.414 E-3
d	1.48 E-6	3.444 E-6

- 2) Calor latente de vaporización del componentes más volátil;  
6800 Kcal/Kg-mol
- 3) Calor latente de vaporización del componentes menos volátil;  
7420 Kcal/Kg-mol.

### Solución:

Los resultados se ilustran en las Tablas 7-2.1 y 7-2.2.

TABLA 7-2.1 RESULTADOS OBTENIDOS POR EL MODULO COMPUTACIONAL, CALCULANDOSE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCION POR MEDIO DE LA ECUACION DE ANTOINE PARA EL SISTEMA: CLOROFORMO-BENCENO.

Plato	Temperatura °K	Fracción Molar		Entalpía (Kcal/kg-mol)		Flujo (Kg-mol/hr)	
N	T	Líquido x	Vapor y	Líquido h <sub>L</sub>	Vapor H <sub>v</sub>	Líquido L	Vapor v
1	335.6	0.9471	0.9700	1743	8552	693.9	764.8
2	336.1	0.9122	0.9492	1772	8588	691.2	762.7
3	336.8	0.8643	0.9174	1813	8638	687.1	760.0
4	337.8	0.7981	0.8739	1871	8712	681.2	756.0
5	339.2	0.7093	0.8139	1952	8819	674.6	750.1
6	340.9	0.6071	0.7335	2050	8954	667.2	743.5
7	342.8	0.4993	0.6411	2159	9113	660.9	736.1
8	344.6	0.4027	0.5437	2263	9273	656.2	729.8
9	346.1	0.3257	0.4565	2349	9414	625.3	725.0
10	346.6	0.3116	0.4374	2374	9455	620.9	778.1
11	347.9	0.2480	0.3594	2449	9584	617.1	773.7
12	349.1	0.1871	0.2839	2518	9709	613.2	769.9
13	350.2	0.1353	0.2115	2581	9828	610.6	766.1
14	351.1	0.0939	0.1498	2634	9929	608.7	763.4
15	351.8	0.0600	0.1005	2674	10010	647.2	761.5

3  
 TABLA 7-2.2 RESULTADOS OBTENIDOS POR EL MODULO COMPUTACIONAL, CALCULANDOSE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCION POR MEDIO DE DATOS EXPERIMENTALES PARA EL SISTEMA; CIOFORFORMO-BENCENO.

Plato	Temperatura °K	Fracción Molar	Entalpía (Kcal/Kg-mol)	Flujo (Kg-mol/hr)			
N	T	Líquido x	Vapor y	Líquido $h_L$	Vapor $H_V$	Líquido L	Vapor V
1	336.8	0.9268	0.9700	1783	8582	689.6	764.8
2	338.9	0.8443	0.9308	1879	8682	679.5	758.4
3	342.4	0.7202	0.8559	2038	8862	671.2	748.3
4	345.9	0.5921	0.7434	2205	9085	665.6	740.1
5	348.3	0.4823	0.6275	2334	9290	662.6	734.5
6	349.6	0.4047	0.5282	2416	9436	658.9	731.5
7	350.4	0.3458	0.4582	2472	9546	653.8	727.7
8	350.8	0.3267	0.4134	2506	9614	651.2	786.7
9	351.1	0.3044	0.3767	2530	9666	630.4	784.0
10	351.3	0.2806	0.3503	2548	9702	628.4	783.2
11	351.5	0.2552	0.3222	2566	9742	626.2	781.2
12	351.7	0.2280	0.2921	2585	9783	623.9	779.1
13	351.9	0.1987	0.2598	2604	9827	621.4	776.7
14	352.1	0.1673	0.2251	2625	9874	618.7	774.2
15	352.3	0.1506	0.1877	2647	9924	618.7	771.5
16	352.4	0.1333	0.1679	2658	9950	617.2	771.5
17	352.5	0.1153	0.1473	2670	9978	615.7	770.0
18	352.6	0.0965	0.1259	2682	10006	614.1	768.5
19	352.7	0.0779	0.1035	2695	10036	612.6	766.9
20	352.8	0.0600	0.0813	2707	10065	617.2	765.4

## 8. DISCUSION DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES.

### 8.1 Comprobación del Programa Computacional

El funcionamiento correcto del programa computacional se comprobó comparando los resultados obtenidos con el programa con los calculados por el método gráfico de Ponchon-Savarit el cual se realizó manualmente. La comparación se hizo con dos corridas de los sistemas heptano-etibenceno y heptano-octano.

### 8.2 Discusión de la Comparación de los Resultados

Como puede observarse en las Tablas los resultados concordaron satisfactoriamente como lo muestra la diferencia que hubo en las cargas térmicas del condensador y hervidor que fue menor del 5% y en cuanto a la diferencia del número total de platos que fue menor de 3. Sin embargo, este modulo no puede ser usado para fines de diseño ya que la diferencia que hubo en alguno de los casos en las composiciones del líquido y vapor fue menor del 60%, por lo tanto este modulo puede ser usado unicamente para fines didácticos en la materia de operaciones unitarias ya que será una gran ayuda tanto para el maestro como para el alumno, puesto que los problemas se realizan rápidamente como pueden ser 5 a 10 minutos, sin embargo este módulo los realiza más lentamente con el fin de que se visualicen de una forma más clara la secuencia de los cálculos.

#### 8.2-1 Desventajas

- a) No se aplican a mezclas que formen azeotropos, el cálculo de dicha mezcla con el módulo pueden ocasionar una ciclación en los cálculos ó bien dar resultados falsos. Su mejor funcionamiento es con mezclas ideales.
- b) Los sistemas que se esten trabajando deben de tener una relación de reflujo conocida y además que entre a su temperatura normal de ebullición.

## BIBLIOGRAFIA.

1. Brown, G.G., et al., "Unit Operations", John Willey and Sons, Inc., New York (1950).
2. Brown, G.G. and H.Z. Martin; Trans. AICHE, 35, 679 (1939).
3. Cárdenas, H.J., et. al., Tesis "Manual de Problemas Resueltos de Destilación General". 2 Tomos, Ciencias Químicas U.A.S.L.P. (1980).
4. Chao, K.C., and O.A. Hougen; Chem. Eng. Sci, 7, 246 (1985).
5. Chu, J.C., "Vapor-Liquid Equilibrium Date", J.W. Edwards, Ann Arbor; Mich (1956).
6. Hála, E., J. Pick, V. Fried y O. Velim, "Vapor-Liquid Equilibria", Elsevier, New York. (1973).
7. Hirata, M., S. Ohe and K. Nagakama "Computer-Aided Data Book of Vapor Liquid Equilibria", Elsevier; New York (1975).
8. Holland, C.D., "Multicomponent Distillation", Pretince-Hall, Englewood Cliffs, N.J. (1963).
9. King, M.B., "Phase Equilibrium in Mixture", Pergamon Press, New York (1969).
10. Kirschbaum, I., "Destillation and Rectification", Chemical Publishing (1948).
11. Lewis, "Unit Operation Notes", M.I.T., (1920)
12. Lewis, Ind. Eng. Chem., 14, 492 (1922)
13. Lewis. W.K. and G.L. Matheson, Ind. Eng. Chem. 24, 494 (1932).
14. McCabe, W.L. and E.W. Thiele, Ind. Eng. Chem., 17, 605 (1925).
15. McCabe, W.L. and J.C. Smith, "Operaciones Básicas de Ingeniería Química", Ed. Reverté España (1981).
16. Ocon, J. and G.T., "Operaciones Básicas de Ingeniería Química", Aguilar, Espeña (1980).
17. Ponchon, M., Tech Mod., 13, 20, 55 (1921).
18. Perry, H.R. and C.N. CHilton, "Chemical Engineers Handbook", 5a. Ed., McGraw-Hill Co., (1978).
19. Robinson, C.S. and E.R. Gilliland, "Elements of Fractional Distillation", McGraw-Hill, 4a Ed, New York (1950).
20. Savarit, Arts Metiers, p p. 65, 142, 178, 241, 266, 307 (1922).
21. Sherwood, T.K. and J.M. Prausnitz and R.C. Reid, "The Properties of gases and Liquids", McGraw-Hill, 3a. Ed., U.S.A. (1975).
22. Smith, B., "Desing of Equilibrium Stage Processes", McGraw-Hill, New York (1963).



23. Treybal, R.E., "Operaciones de Transferencias de Maza", McGraw-Hill, 2a Ed. México (1981).
24. Van Winkle, M., "Distillation", McGraw-Hill, New York (1967).
25. Wichterle, I., J. Linek and E. Hála "Vapor-Liquid Equilibrium Data Bibliography" Supplement 1, #19, 76, Elseiver, New York (1973).
26. Wichterle, I., R. Kobayashi and P.J. Chappeler, Hydrocarbon Process, 50 (11), 233 (1971).

VARIABLES IMPORTANTES DEL PROGRAMA

- AI = CONSTANTE DE ANTOINE.
- B = FLUJO DEL RESIDUO.
- BI = CONSTANTE DE ANTOINE.
- CI = CONSTANTE DE ANTOINE.
- D = FLUJO DEL DESTILADO.
- D $\$$  = NOMBRE DEL COMPONENTE.
- F = FLUJO DEL ALIMENTADO.
- H<sub>B</sub> = ENTALPIA DEL RESIDUO.
- H<sub>D</sub> = ENTALPIA DEL DESTILADO.
- H<sub>F</sub> = ENTALPIA DEL ALIMENTADO.
- H<sub>L</sub> = ENTALPIA DEL LIQUIDO.
- H<sub>C</sub> = CALOR LATENTE DE VAPORIZACION.
- H<sub>V</sub> = ENTALPIA DEL VAPOR.
- k<sub>C</sub> = COEFICIENTE DE DISTRIBUCION CALCULADOS CON LA CORRELACION.
- K<sub>E</sub> = COEFICIENTE DE DISTRIBUCION CALCULADOS CON DATOS EXPERIMENTALES O CON LA ECUACION DE ANTOINE.
- L = FLUJO DEL LIQUIDO.
- M = CONTADOR DEL NUMERO DE PLATOS EN LA SECCION DE RECTIFICACION.
- N = CONTADOR DEL NUMERO DE PLATOS EN LA SECCION DE AGOTAMIENTO.
- O<sub>1,2,3,4</sub> = COEFICIENTES DE CORRELACION PARA EL CALCULO DEL CALOR ESPECIFICO DEL VAPOR.
- P = PRESION DE OPERACION.
- P<sub>C</sub> = PRESION CRITICA.
- Q<sub>1,2,3,4</sub> = COEFICIENTES DE CORRELACION PARA EL CALCULO DEL CALOR ESPECIFICO DEL LIQUIDO.

$q_B$  = CARGA TERMICA DEL HERVIDOR.

$q_D$  = CARGA TERMICA DEL DESTILADO.

$T$  = TEMPERATURA DEL PLATO.

$T_B$  = TEMPERATURA DE BURBUJA.

$T_R$  = TEMPERATURA DE ROCIO.

$T_F$  = TEMPERATURA DEL ALIMENTADO.

$V$  = FLUJO DEL VAPOR.

$x$  = FRACCION MOLAR DEL LIQUIDO EN EL PLATO.

$x_B$  = FRACCION MOLAR DEL RESIDUO.

$x_D$  = FRACCION MOLAR DEL DESTILADO.

$x_F$  = FRACCION MOLAR DEL ALIMENTADO.

$y$  = FRACCION MOLAR DEL VAPOR EN EL PLATO.

$Z_{1,2,3,4}$  = COEFICIENTES DE LA CORRELACION PARA EL CALCULO  
DE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCION.

DME

SPEED= 100

VTAB 2: HTAB 9: PRINT " D E S T I L A C I O N"

VTAB 6: PRINT " DESTILACION ES UN METODO PARA SEPARAR LOS COMPONE  
NTES DE UNA SOLUCION: DEPENDE DE LA DISTRIBUCION DE LA SUSTANCIA  
S ENTRE UNA FASE GASEOSA Y UNA LIQUIDA. Y SE APLICA AL CASO EN Q  
UE TODOS LOS COMPONENTES ESTAN PRESENTES EN LAS

VTAB 11: HTAB 27: PRINT "DOS FASES."

VTAB 12: HTAB 3: PRINT "EXISTEN VARIOS TIPOS DE DESTILACION: EN E  
STE MODULO SE DESARROLLA LA DEL TIPO RECTIFICACION. QUE CONSISTE  
EN HACER CIRCULAR EN CONTRA CORRIENTE EL VAPOR DE UNA MEZCLA CO  
N EL REFLUJO PROCEDENTE DE LA CONDENSACION DEL MI

VTAB 17: HTAB 20: PRINT "ISMO VAPOR. EN UN APARATO DENOMINADO COL  
UMNA DE RECTIFICACION."

VTAB 19: PRINT "LA COLUMNA DE RECTIFICACION SE DIVIDE EN: SECCION  
DE RECTIFICACION. PLATO DE ALIMENTACION Y SECCION DE AGOTAMIENT  
O."

VTAB 23: PRINT "LA SECCION DE RECTIFICACION SE LOCALIZA POR ENCIM  
A DEL PLATO DE ALIMENTACION. CONSTA DE UN CONDENSADOR (QUE PUEDE  
SER TOTAL O PARCIAL) SITUADO EN LA PARTE SUPERIOR DE LA COLUMNA  
Y UN NUMERO N DE FLATOS."

VTAB 24: HTAB 3: PRINT "LA FINALIDAD DE ESTA SECCION ES ENRIQUECE  
R LOS VAPORES EN COMPONENTE MAS VOLATIL PROVENIENTES DE LA SECCI  
ON DE AGOTAMIENTO."

PRINT

VTAB 24: HTAB 3: PRINT "EL PLATO DE ALIMENTACION TIENE COMO FINA  
LIDAD DE INTRODUCIR LA MEZCLA DE ALIMENTACION A LA COLUMNA. PUEDE  
SER:"

PRINT : PRINT

VTAB 24: HTAB 7: PRINT "A) LIQUIDO POR DEBAJO DE LA TEMPER  
ATURA DE BURBUJA "

PRINT

VTAB 24: HTAB 7: PRINT "B) LIQUIDO SATURADO(TEMPERATURA DE  
BURBUJA)"

PRINT

VTAB 24: HTAB 7: PRINT "C) MEZCLA LIQUIDO-VAPOR"

PRINT

VTAB 24: HTAB 7: PRINT "D) VAPOR SATURADO(TEMPERATURA DE  
ROCIO)"

PRINT

VTAB 24: HTAB 7: PRINT "E) VAPOR SOBRECALENTADO"

PRINT : PRINT

VTAB 24: HTAB 3: PRINT "SIENDO MUY IMPORTANTE LA FORMA Y CANTIDA  
D DEL ALIMENTADO YA QUE EL NUMERO DE PLATOS Y EL AREA DE SECCION  
TRANSVERSAL SON FUNCION DEL MISMO."

PRINT

VTAB 24: HTAB 3: PRINT "LA SECCION DE AGOTAMIENTO SE LOCALIZA PO  
R DEBAJO DEL PLATO DE ALIMENTACION. CONSTA DE UN HERVIDOR SITUAD  
O EN LA PARTE INFERIOR DE LA COLUMNA Y UN NUMERO N DE PLATOS."

PRINT : VTAB 24: HTAB 3: PRINT "LA FINALIDAD DE ESTA SECCION ES  
ELIMINAR EL COMPONENTE MAS VOLATIL DEL LIQUIDO MEDIANTE EL VAPOR  
PRODUCIDO EN EL HERVIDOR."

```

190 PRINT : VTAB 24: HTAB 3: PRINT "EL MODULO CALCULA CADA UNA DE ES
TAS SECCIONES POR EL METODO DE S O R E L. ESTE METODO ES ANALITI
CIO Y CONSISTE EN REALIZAR BALANCES GLOBALES DE MATERIA Y ENERGI
195 VTAB 23: HTAB 9: PRINT "COMPOSICIONES DEL LIQUIDO Y VAPOR RESPECT
IVAMENTE. TEMPERATURA Y ENTALPIA EN CADA PLATO. ADEMÁS CALCULA L
AS CARGAS TERMICAS DE CONDENSADOR Y HERVIDOR. EL METODO SUPONE L
A PRESION DE DESTILACION, REFLUJO. CONDENSADOR TOT
200 VTAB 23: HTAB 26: PRINT "AL, EL REFLUJO ENTRA A SU TEMPERATURA D
E BURBUJA Y CADA PLATO SE SUPONE UN PLATO IDEAL."
205 PRINT : VTAB 24: PRINT "UNA VEZ CALULADO EL NUMERO DE PLATOS Y L
AS CARGAS TERMICAS, LOS REPRESENTA GRAFICAMENTE DE LA MANERA SIG
UIENTE"
206 PRINT : PRINT : VTAB 24: PRINT " SIENDO:"
230 PRINT : PRINT : PRINT : INVERSE : VTAB 24: HTAB 9: PRINT "UNIDAD
ES DE LA GRAFICA": NORMAL
240 PRINT : PRINT : PRINT : VTAB 24: HTAB 7: PRINT "ALIMENTADO DES
TILADO RESIDUO"
250 PRINT : PRINT : VTAB 24: PRINT "FLUJO F D
B"
260 PRINT : PRINT : VTAB 24: PRINT "FRACCION XF XD
XB"
270 PRINT : PRINT : VTAB 24: PRINT "ENTALPIA HF HD
HF"
280 PRINT : PRINT : VTAB 24: PRINT "CALOR DEL CON-"
285 VTAB 24: PRINT "DENSADOR OD"
290 PRINT : PRINT : VTAB 24: PRINT "CALOR DEL"
295 VTAB 24: PRINT "HERVIDOR QB"
300 PRINT : PRINT : PRINT : VTAB 24: INPUT "PARA CONTINUAR PRESIONE
< RETURN> ":MF$
310 SPEED= 255
320 PRINT CHR$(4)"RUN GRAFICA 1"

```

```

10 REM SUBROUTINA PARA CARGAR EL SET DE GRAFICAS
15 HGR2 : HCOLOR= 3
20 POKE 216.0
30 GOTO 110
40 REM ** CASE CONVERTER SUBR.**
50 II$ = "": FOR JJ = 1 TO LEN (AA$):LL = 32
60 LL$ = MID$ (AA$.JJ.1): IF LL$ = "@" OR LL$ = "&" THEN JJ = JJ + 1
:LL = 0 - 64 * (LL$ = "&")
70 II = ASC ( MID$ (AA$.JJ)): IF II < ASC ("AA") OR II > ASC ("ZZ"
) THEN LL = 0
80 PRINT CHR$. (II + LL):: NEXT JJ: PRINT : RETURN
90 II$ = II$ + CHR$ (II + LL): NEXT JJ: PRINT II$: RETURN
100 REM REMOVE LINE 35 FOR LINE -AT-A- TIME MODE
110 CALL - 936
120 PRINT CHR$ (4)"BLOAD HI-RES CHARACTER GENERATOR"
130 PRINT CHR$ (4)"BLOAD CHARACTER TABLE"
140 HGR2 : REM TURN-ON HIRES SCREEN
150 PR# 0: IN# 0: POKE 54.0: POKE 55.96: REM INITIALIZE HIRES CHARA
CTER MODE
160 HPLOT 55.50 TO 55.155 TO 100.155 TO 100.50: HFLOT 55.50: HFLOT 7
7.5,32.5 TO 77.5,27.5 TO 150,27.5 TO 150,35: HPLOT 110,35 TO 190
.35 TO 190.50 TO 110,50 TO 110.35
170 HPLOT 55,50 TO 100.50
180 HPLOT 150.50 TO 150.55: HPLOT 200,55 TO 100.55 TO 103,52: HPLOT
100,55 TO 103.58: HPLOT 200,55 TO 197.58: HPLOT 200.55 TO 197.52

190 HPLOT 77.172 TO 77.180 TO 150.180 TO 150.170: HPLOT 115.170 TO 1
80.170 TO 180.155 TO 115.155 TO 115.170: HFLOT 150.155 TO 150.15
0 TO 100,150 TO 103,147: HPLOT 100,150 TO 103,153: HFLOT 190,150
TO 200.150 TO 197.153: HPLOT 200.150 TO 197.147
200 HPLOT 10.95 TO 55.95 TO 52,92: HPLOT 55.95 TO 52,98
220 HPLOT 180,160 TO 190,160 TO 190,150
280 HPLOT 55.70 TO 77.70: HPLOT 100.90 TO 77.90: HPLOT 110 TO 77.
110: HFLOT 100.130 TO 77.130: HPLOT 55.150 TO 77.150: HPLOT 100.
57 TO 77.57
290 HPLOT 55,55 TO 56,48.4 TO 57,45.7 TO 58,43.8 TO 59,42.2 TO 60,40
.9 TO 61,39.7 TO 62,38.7 TO 63,37.8 TO 64,37 TO 65,36.3 TO 66,35
.7 TO 67,35 TO 68,34.6: HPLOT 68,34.6 TO 69,34.2 TO 70,33.8 TO 7
1,33.5 TO 72,33.2 TO 73,33 TO 74,32.8
300 HPLOT 74,32.8 TO 75,32.6 TO 76,32.6 TO 77,32.5 TO 78,32.5 TO 79,
32.6 TO 80,32.6 TO 81,32.8: HPLOT 81,32.8 TO 82,33 TO 83,32.2 TO
84,33.5 TO 85,33.8 TO 86,34.2 TO 87,34.6 TO 88,35 TO 89,35.7 TO
90,36.3 TO 91,37
310 HPLOT 91,37 TO 92,37.8 TO 93,38.7 TO 94,39.7 TO 95,40.9 TO 96,42
.2 TO 97,43.8 TO 98,45.7 TO 99,48.4
320 HPLOT 55,150 TO 56,156.6 TO 57,159.3 TO 58,161.2 TO 59,162.8 TO
60,164.1 TO 61,165.3 TO 62,166.3 TO 63,167.2 TO 64,168 TO 65,168
.7 TO 66,169.3 TO 67,169.9: HPLOT 67,169.9 TO 68,170.4 TO 69,170
.8 TO 70,171.2 TO 71,171.5 TO 72,171.8
330 HPLOT 73,172.6 TO 74,172.2 TO 75,172.4 TO 76,172.4 TO 77,172.5 TO
78,172.5 TO 79,172.4 TO 80,172.4 TO 81,172.2 TO 82,172 TO 83,171

```

```

      .8 TO 84,171.5: HPLOT 84,171.5 TO 85,171.2 TO 86,170.8 TO 87,170
      .4
340 HPLOT 87,170.4 TO 88,169.9 TO 89,169.3 TO 90,168.7 TO 91,168 TO
      92,167.2 TO 93,166.3 TO 94,165.3 TO 95,164.1 TO 96,162.8 TO 97,1
      61.2 TO 98,159.3 TO 99,156.6
350 AA$ = "@C@O@L@U@M@N@A @D@E @D@E@S@T@I@L@A@C@I@O@N": VTAB 1: HTAB
      9: GOSUB 50
351 VTAB 24:AA$ = "@PRESIONA 'ESC' PARA REGRESAR AL MENU": GOSUB 50
352 AA$ = "@F  ": VTAB 14: GOSUB 50:AA$ = "@X@F  ": VTAB 16: GOSUB 50
      :AA$ = "@HF  ": VTAB 18: GOSUB 50
353 AA$ = "@D  ": VTAB 7: HTAB 32: GOSUB 50:AA$ = "@X@d  ": VTAB 9: HTAB
      31: GOSUB 50:AA$ = "@HD  ": VTAB 11: HTAB 31: GOSUB 50
354 AA$ = "@B  ": VTAB 16:: HTAB 32: GOSUB 50:AA$ = "@X@B  ": VTAB 18
      : HTAB 31: GOSUB 50:AA$ = "@HB  ": VTAB 20: HTAB 31: GOSUB 50
355 AA$ = "@Q@d  ": VTAB 4: HTAB 24: GOSUB 50:AA$ = "@D@B  ": VTAB 23
      : HTAB 24: GOSUB 50
356 AA$ = "@PLATOS ": VTAB 18: HTAB 20: GOSUB 50:AA$ = "@REFLUJO  ": VTAB
      9: HTAB 16: GOSUB 50
357 AA$ = "HERVIDOR": VTAB 21: HTAB 18: GOSUB 50
358 AA$ = "CONDENSADOR": VTAB 6: HTAB 17: GOSUB 50
359 AA$ = "@SISTEMA": VTAB 3: GOSUB 50
500 GET FF$: IF FF$ < > CHR$ (27) THEN 500
510 PR# 0: IN# 0: TEXT : HOME : POKE 54,189: POKE 55,158
520 PRINT CHR$ (4)"RUN MENU"

```

```

10 HOME : SPEED= 100: VTAB 1: HTAB 10: PRINT "I M P O R T A N T E "
20 PRINT : PRINT : PRINT : PRINT "PARA EL FUNCIONAMIENTO DEL MODULO,
   SE NECESITAN CONOCER LOS SIGUIENTES DATOS:"
30 PRINT : PRINT : PRINT : INVERSE : HTAB 10: PRINT "BALANCE DE MASA
   ": NORMAL
35 PRINT : PRINT : PRINT : HTAB 3: PRINT "A) FLUJOS DEL ALIMENTADO,
   KG-MOL/HR."
36 PRINT : PRINT : HTAB 3: PRINT "B) FRACCION MOLAR DEL ALIMENTADO"
37 PRINT : PRINT : HTAB 3: PRINT "C) FRACCION MOLAR DEL DESTILADO"
38 PRINT : PRINT : HTAB 3: PRINT "D) REFLUJO. LO/D"
39 PRINT : PRINT : HTAB 3: PRINT "E) FRACCION MOLAR DEL RESIDUO
   (CASO MAS COMUN)"
40 PRINT : PRINT : HTAB 3: PRINT "F) FLUJO DEL DESTILADO, KG-MOL/HR.
   (CASO MENOS COMUN)"
70 PRINT : PRINT : PRINT : PRINT : INVERSE : VTAB 23: HTAB 7: PRINT
   "RELACION DE EQUILIBRIO": NORMAL
80 PRINT : PRINT : VTAB 24: PRINT "DEACUERDO AL TIPO DE OPCION SE NE
   CESITA:
90 PRINT : PRINT
100 VTAB 24: HTAB 3: PRINT "A) CONSTANTES DE ANTOINE"
110 PRINT : PRINT : VTAB 24: HTAB 3: VTAB 24: PRINT "B) DATOS EXPERI
   MENTALES"
120 PRINT : PRINT : PRINT : PRINT : PRINT : INVERSE : VTAB 24: HTAB
   7: PRINT "BALANCE DE ENERGIA": NORMAL
130 PRINT : PRINT : PRINT : VTAB 24: PRINT "1) ENTALPIA DEL LIQUIDO
   "
135 PRINT : PRINT : PRINT "SE NECESITAN LOS CALORES ESPECIFICOS"
140 PRINT : PRINT : PRINT : VTAB 24: PRINT "2) PARA LAS ENTALPIAS DE
   L VAPOR"
145 PRINT : PRINT : PRINT "DEACUERDO AL TIPO DE OPCION SE NECESITA:"
150 PRINT : PRINT : PRINT : VTAB 24: HTAB 3: PRINT "A) CALOR LATENTE
   DE VAPORIZACION. TEMPERATURA A LA CUAL ESTA DADO EL
   CALOR LATENTE. Y LA TEMPERATURA CRITICA"
160 PRINT : PRINT : VTAB 24: HTAB 3: PRINT "B) CALCULADOS POR UNA CO
   RRELACION SE NECESITA: TEMPERATURA CRITICA. TEMPERATURA
   RA DE EBULLICION Y FRESION CRITICA"
170 PRINT : PRINT : VTAB 24: HTAB 3: PRINT "C) CALORES LATENTES SI P
   ERMANECEN CONSTANTES "
172 PRINT : PRINT : PRINT : PRINT : PRINT : PRINT : INVERSE : HTAB 1
   2: PRINT "I M P O R T A N T E ": NORMAL
174 PRINT : PRINT : PRINT "CUANDO ALIMENTE LOS DATOS. SI ALIMENTA UN
   VALOR MAL. NO SE PREOCUPE AL FINAL DE CADA BLOQUE DE DATOS. HAY
   UNA INSTRUCCION CON LA CUAL PUEDE CORREGIR LOS DATOS MAL ALIMEN
   TADOS"
180 PRINT : PRINT : PRINT : VTAB 24: INPUT "PARA CONTINUAR PRESIONE
   <RETURN>":MK#: HOME : SPEED= 255
190 DIM CP(2).01(2).02(2).03(2).04(2).HN(2).TI(2).TC(2).FC(2).TB(2).
   AI(2).BI(2).CI(2)
200 DIM A(5.5).B(5.1).C(5.5).Z(4).DD(5.5).ZI(5).XN(30).YN(30).HV(30)
   .HL(30).H(90).V(30).L(30)
210 DIM YA(30).LI(30).VA(30).TN(30).HT(30).01(2).02(2).03(2).04(2).C
   D(2).HX(2).TM(30).HC(30).HA(30).XA(30)

```



```

220 HOME : VTAB 12: HTAB 4: PRINT "SECCION DE ALIMENTACION DE DATOS"
    : FOR I = 1 TO 3000: NEXT I
230 HOME : VTAB 7: INPUT "ALIMENTA EL NOMBRE DEL                CO
MPONENTE MAS VOLATIL....=" ;D$(1)
240 VTAB 12: INPUT "ALIMNTE EL NOMBRE DEL                COMPONEN
TE MENOS VOLATIL..=" ;D$(2)
250 SPEED= 150
260 HOME : VTAB 8: PRINT " VARIABLES USUALMENTE CONOCIDAS: "
270 VTAB 11: HTAB 5: PRINT "1.- F, XF, XD, XB, RE "
280 PRINT : HTAB 5: PRINT "2.- F, XF, D, XD, RE "
290 SPEED= 255
300 PRINT : PRINT
310 VTAB 16: HTAB 5: INPUT "QUE OPCION DESEAS ? ";KO$:KO = VAL (KO$
)
320 IF KO = 1 THEN 360
330 IF KO = 2 THEN 700
340 PRINT CHR$ (7)
350 GOTO 310
360 SPEED= 100: HOME : INVERSE : VTAB 3: HTAB 10: PRINT "DATOS POR A
LIMENTAR": NORMAL
370 VTAB 7: HTAB 5: PRINT " F = FLUJO DEL ALIMENTADO
(KMOL/HR) "
380 VTAB 10: HTAB 5: PRINT "XF = COMPOSICION DEL ALIMENTADO
FRACCION MOL."
390 VTAB 13: HTAB 5: PRINT "XD = COMPOSICION DEL DESTILADO
FRACCION MOL."
400 VTAB 16: HTAB 5: PRINT "XB = COMPOSICION DEL RESIDUO
FRACCION MOL."
410 VTAB 19: HTAB 5: PRINT "RE - RELACION DE REFLUJO
(LO/D) "
420 VTAB 23: INPUT "PARA CONTINUAR PRESIONE <RETURN> ":MF$: SPEED= 2
55
430 HOME : VTAB 2: INPUT "ALIMENTE EL VALOR DEL                AL
IMENTADO EN (KMOL/HR).....F = ";F
440 VTAB 5: INPUT "ALIMENTE LA COMPOSICION                DEL ALIME
NTADO EN (FRAC.MOL) XF = ";XF
450 VTAB 8: INPUT "ALIMENTE LA COMPOSICION                DEL DESTI
LADO EN (FRAC.MOL)..XD = ";XD
460 VTAB 11: INPUT "ALIMENTE LA COMPOSICION                DEL RESI
DUO EN (FRAC.MOL)....XB = ";XB
470 VTAB 14: INPUT "ALIMENTE LA RELACION DE                REFLUJO
(LO/D) .....RE = ";RF
480 VTAB 23: INPUT "ESTAN CORRECTOS LOS DATOS 'SI', 'NO'        (S/N) "
;LM$
490 IF LM$ = "S" THEN 1030
500 IF LM$ < > "N" THEN 480
510 POKE 34,20: HOME : VTAB 22: INPUT "ALIMENTE EL NOMBRE DE LA VARI
ABLE ";WQ$
520 IF WQ$ = "F" THEN 590
530 IF WQ$ = "XF" THEN 600
540 IF WQ$ = "XD" THEN 610
550 IF WQ$ = "XB" THEN 620
560 IF WQ$ < > "RE" THEN 510
570 INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE RE = ";RF
580 GOTO 630

```

```

590 INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO F = ":F: GOTO 630
600 INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE XF = ":XF: GOTO 630
610 INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE XD = ":XD: GOTO 630
620 INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE XB = ":XB: GOTO 630
630 POKE 34,0: HOME
640 HOME : VTAB 2: PRINT "ALIMENTE EL VALOR DEL          AL
    IMENTADO EN (KMOL/HR).....F = ":F
650 VTAB 5: PRINT "ALIMENTE LA COMPOSICION          DEL ALIME
    NTADO EN (FRAC.MOL).XF = ":XF
660 VTAB 8: PRINT "ALIMENTE LA COMPOSICION          DEL DESTI
    LADO EN (FRAC.MOL)..XD = ":XD
670 VTAB 11: PRINT "ALIMENTE LA COMPOSICION          DEL RESI
    DUO EN (FRAC.MOL)....XB = ":XB
680 VTAB 14: PRINT "ALIMENTE LA RELACION DE          REFLUJO
    (LO/D) .....RE = ":RF
690 GOTO 480
700 SPEED= 100: HOME : INVERSE : VTAB 3: HTAB 10: PRINT "DATOS FOR A
    LIMENTAR": NORMAL
710 VTAB 7: HTAB 5: PRINT " F = FLUJO DEL ALIMENTADO
    (KMOL/HR)"
720 VTAB 10: HTAB 5: PRINT "XF = COMPOSICION DEL ALIMENTADO
    FRACCION MOL."
730 VTAB 13: HTAB 5: PRINT " D = FLUJO DEL DESTILADO
    (KMOL/HR)"
740 VTAB 16: HTAB 5: PRINT "XD = COMPOSICION DEL DESTILADO
    FRACCION MOL."
750 VTAB 19: HTAB 5: PRINT "RE = RELACION DE REFFLUJO
    (LO/D)"
760 VTAB 23: INPUT "PARA CONTINUAR PRESIONE <RETURN> ":MK#: SPEED= 2
    55
770 HOME : VTAB 2: INPUT "ALIMENTE EL VALOR DEL          AL
    IMENTADO EN (KMOL/HR).....F = ":F
780 VTAB 5: INPUT "ALIMENTE LA COMPOSICION          DEL ALIME
    NTADO EN (FRAC.MOL).XF = ":XF
790 VTAB 8: INPUT "ALIMENTE EL VALOR DEL          DESTILADO
    EN (KMOL/HR).....D = ":D
800 VTAB 11: INPUT "ALIMENTE LA COMFOSICION          TE DEST
    ILADO EN (FRAC.MOL)..XD = ":XD
810 VTAB 14: INPUT "ALIMENTE LA RELACION DE          REFLUJO
    (LO/D) .....RE = ":RF
820 VTAB 23: INPUT "ESTAN CORRECTOS LOS DATO 'SI', 'NO'      (S/N) ":
    LM#
830 IF LM# = "S" THEN 1030
840 IF LM# < > "N" THEN 820
850 POKE 34.20: HOME : VTAB 22: INPUT "ALIMENTE EL VALOR DE LA VARIA
    BLE ":WQ#
860 IF WQ# = "F" THEN 590
870 IF WQ# = "XF" THEN 600
880 IF WQ# = "D" THEN 610
890 IF WQ# = "XD" THEN 620
900 IF WQ# < > "RE" THEN 850
910 INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE RE = ":RF
920 GOTO 970
930 INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO F = ":F: GOTO 970
940 INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE XF = ":XF: GOTO 970
950 INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE D = ":D: GOTO 970

```

```

960 INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE XD = ":XD: GOTO 970
970 POKE 34,0: HOME
980 VTAB 5: PRINT "ALIMENTE LA COMPOSICION DEL ALIME
    NTADO EN (FRAC.MOL).XF = ":XF
990 VTAB 8: PRINT "ALIMENTE LA COMPOSICION DEL DESTI
    LADO EN (FRAC.MOL)..XD = ":XD
1000 VTAB 11: PRINT "ALIMENTE LA COMPOSICION DEL RES
    IDUO EN (FRAC.MOL)....XB = ":XB
1010 VTAB 14: PRINT "ALIMENTE LA RELACION DE REFLUJO
    (LO/D) .....RE = ":RF
1020 GOTO 480
1030 HOME
1040 VTAB 5: PRINT "DATOS PARA CALCULAR LOS COEFICIENTES DE DISTR
    IBUCION. (K) : "
1050 VTAB 10: HTAB 5: PRINT " 1.- ECUACION DE ANTOINE "
1060 VTAB 13: HTAB 5: PRINT " 2.- DATOS EN EQUILIBRIO "
1070 VTAB 17: HTAB 5: INPUT "QUE OPCION DESEAS ? ":RE$:RE = VAL (RE
    $)
1080 IF RE = 1 THEN 1120
1090 IF RE = 2 THEN 970
1100 PRINT CHR$(7)
1110 GOTO 1070
1120 HOME : SPEED= 100
1130 PRINT : PRINT "CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCION POR
    MEDIO DE LA ECUACION DE ANTOINE "
1140 VTAB 6: HTAB 15: PRINT "DE LA FORMA "
1150 VTAB 9: HTAB 9: PRINT "LN(P)= A - B/(C+T) "
1160 VTAB 11: HTAB 9: PRINT "T= 'K "
1170 VTAB 13: HTAB 9: PRINT "P= MMHG "
1180 PRINT : PRINT
1190 PRINT : PRINT " 1.- COMPONENTE MAS VOLATIL ":D$(1)
1200 PRINT : PRINT " 2.- COMPONENTE MENOS VOLATIL ":D$(2)
1210 PRINT : PRINT
1220 PRINT : INPUT "PARA CONTINUAR PRESIONE <RETURN> ":MK$: HOME : SPEED=
    255
1230 M = 5
1240 FOR I = 1 TO 2
1250 VTAB (M - 2): HTAB 21: PRINT I".-": VTAB (M - 2): HTAB 25: PRINT
    D$(I)
1260 VTAB (M): INPUT "ALIMENTE EL VALOR DE A = ":AI(I)
1270 M = M + 2: VTAB (M): INPUT "ALIMENTE EL VALOR DE B = ":BI(I)
1280 M = M + 2: VTAB (M): INPUT "ALIMENTE EL VALOR DE C= ":CI(I)
1290 M = M + 7: NEXT I
1300 VTAB 23: INPUT "ESTAN CORRECTOS LOS DATOS 'SI' O 'NO' (S/N) "
    :WP$
1310 IF WP$ = "S" THEN 1510
1320 IF WP$ < > 'N" THEN 1300
1330 POKE 34,21: HOME
1340 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL NUMERO DE DATO DONDE ESTA EL
    ERROR ":WQ

```

```

1350 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL NOMBRE DE LA VARIABLE ":WQ$
1360 IF WQ$ = "A" THEN 1400
1370 IF WQ$ = "B" THEN 1410
1380 IF WQ$ < > "C" THEN 1350
1390 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE C= ";CI(WQ
): GOTO 1420
1400 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE A= ";AI(WQ
): GOTO 1420
1410 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE B= ";BI(WQ
)
1420 POKE 34.0: HOME
1430 M = 5
1440 FOR I = 1 TO 2
1450 VTAB (M - 2): HTAB 21: PRINT I".-": VTAB (M - 2): HTAB 25: PRINT
D$(I)
1460 VTAB (M): PRINT "ALIMENTE EL VALOR DE A = ":AI(I)
1470 M = M + 2: VTAB (M): PRINT "ALIMENTE EL VALOR DE B = ":BI(I)
1480 M = M + 2: VTAB (M): PRINT "ALIMENTE EL VALOR DE C = ":CI(I)
1490 M = M + 7: NEXT I
1500 GOTO 1300
1510 HOME : VTAB 3: INPUT "ALIMENTE LA PRESION T
OTAL EN (MMHG).....P= "P
1520 SPEED= 100: INVERSE : VTAB 8: HTAB 15: PRINT "IMPORTANTE': NORMAL
1530 VTAB 11: PRINT "EL NUMERO MINIMO DE CALCULOS DE LOS COEFICIENTE
S DE DISTRIBUCION(K) Y EL MAXIMO SON : "
1540 VTAB 15: HTAB 15: PRINT "< 1 0 - 1 0 0 >"
1550 SPEED= 255: VTAB 18: INPUT "ALIMENTE EL NUMERO DESEADO
DE CALCULOS.....N= 'N
1560 DIM K1(N).K2(N).KC(N).KN(N).T(N).PX(N).PY(N)
1570 VTAB 22: INPUT "ESTAN CORRECTOS LOS DATOS'SI' O 'N' (S/N)":
WP$
1580 IF WP$ = "S" THEN 2260
1590 IF WP$ < > "N" THEN 1570
1600 POKE 34.21: HOME
1610 VTAB 22: INPUT "ALIMENTE EL NOMBRE DE LA VARIABLE ":WL$
1620 IF WL$ = "P" THEN 1650
1630 IF WL$ < > 'N" THEN 1610
1640 INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE N ":N: GOTO 1660
1650 INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE P = ":P
1660 POKE 34.0: HOME : VTAB 3: PRINT "ALIMENTE LA PRESION
TOTAL EN (MMHG).....P= "P
1670 INVERSE : VTAB 8: HTAB 15: PRINT "IMPORTANTE': NORMAL
1680 VTAB 11: PRINT 'EL NUMERO MINIMO DE CALCULOS DE LOS COEFICIENTE
S DE DISTRIBUCION(K) Y EL MAXIMO SON : '
1690 VTAB 15: HTAB 15: PRINT "< 1 0 - 1 0 0 >"
1700 VTAB 18: PRINT "ALIMENTE EL NUMERO DESEADO DE CALC
ULOS.....N= "N
1710 GOTO 1570
1720 GOTO 2260
1730 HOME : SPEED= 100
1740 VTAB 3: PRINT "CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBU-CION POR
MEDIO DE DATOS EN EQUILIBRIO"
1750 INVERSE : VTAB 9: HTAB 15: PRINT "IMPORTANTE": NORMAL
1760 VTAB 13: PRINT "<EL NUMERO MAXIMO POR ALIMENTAR SON 100>"
1770

```

```

VTAB 20: INPUT "ALIMENTE EL NUMERO TOTAL DE DATOS N= ":N
1780 DIM Y(N),X(N),XI(N),K1(N),KC(N),YI(N),K2(N),KN(N),T(N),KX(N),KY(N)
1790 HOME : VTAB 8: HTAB 15: PRINT "IMPORTANTE "
1800 VTAB 12: PRINT "ALIMENTE LOS DATOS DE T('K) , 'X ' Y 'Y' DE LA
TEMPERATURA MAYOR A LA MENOR "
1810 SPEED= 255
1820 HOME
1830 POKE 34,7
1840 INVERSE : VTAB 2: HTAB 10: PRINT "DATOS EN EQUILIBRIO ": NORMAL

1850 VTAB 4: HTAB 3: PRINT "SISTEMA : ":D$(1):" - ":D$(2)
1860 VTAB 6: PRINT " N      ":"T('K)" TAB( 20)"XE" TAB( 33)"YE"
1870 W = 8
1880 VTAB 8
1890 FOR S = 1 TO N
1900 PRINT S".- "
1910 IF W > 23 THEN 1940
1920 VTAB (W): HTAB 5
1930 GOTO 1950
1940 VTAB 23: HTAB 5
1950 INPUT " ":T(S)
1960 IF W > 23 THEN 1990
1970 VTAB (W): HTAB 18
1980 GOTO 2000
1990 VTAB 23: HTAB 18
2000 INPUT " ":X(S)
2010 IF W > 23 THEN 2040
2020 VTAB (W): HTAB 31
2030 GOTO 2050
2040 VTAB 23: HTAB 31
2050 INPUT " ":Y(S)
2060 W = W + 1
2070 NEXT S
2080 POKE 34.0
2090 PRINT : INPUT "ESTAN CORRECTOS LOS DATOS ?(SI/NO):":B$
2100 IF B$ = "SI" THEN 2260
2110 PRINT : INPUT "ALIMENTE EL NUMERO DE LA LISTA QUE ESTA MAL ":S
2120 PRINT : INPUT "ALIMENTE LOS DATOS CORREGIDOS SEPARADOS POR UNA
COMA (T,X,Y): ":T(S),X(S),Y(S)
2130 HOME
2140 POKE 34.8
2150 INVERSE : VTAB 2: HTAB 10: PRINT "DATOS EN EQUILIBRIO": NORMAL

2160 VTAB 4: PRINT "SISTEMA :":D$(1):" - ":D$(2)
2170 VTAB 7: PRINT " N      ":"T"; TAB( 15):"XE"; TAB( 27):"YE"
2180 FOR S = 1 TO N
2190 T(S) = INT (1E2 * T(S) + .5) / 1E2
2200 X(S) = INT (1E4 * X(S) + .5) / 1E4
2210 Y(S) = INT (1E4 * Y(S) + .5) / 1E4
2220 PRINT : PRINT S".- ":T(S): TAB( 14):X(S): TAB( 25):Y(S)
2230 NEXT S
2240 POKE 34.0
2250 GOTO 2090
2260 HOME
2270 IF RE = 1 THEN 2290

```

```

2280 IF RE = 2 THEN 2600
2290 REM CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCION CON LA ECUACION
    N DE ANTOINE
2300 HOME : VTAB 13: PRINT "CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE DISTRI-
    BUCION CON LA ECUACION DE ANTOINE"
2310 FOR I = 1 TO 2
2320 TQ(I) = (BI(I) / (AI(I) - LOG (P)) - CI(I))
2330 NEXT I
2340 T1 = TQ(1):T2 = TQ(2)
2350 IF T1 < T2 THEN 2390
2360 PRINT CHR$( 7)
2370 SPEED= 100 HOME : VTAB 10: PRINT : PRINT "EL COMPONENTE SELECCI
    ONADO COMO EL      MAS VOLATIL NO ES EL INDICADO": SPEED= 255
2380 VTAB 23: PRINT "VUELVA A CORRER EL PROGRAMA": END
2390 H = (T2 - T1) / N
2400 R = T1
2410 FOR S = 1 TO N
2420 P1 = EXP (AI(1) - BI(1) / (R + CI(1)))
2430 P2 = EXP (AI(2) - BI(2) / (R + CI(2)))
2440 XI = (P - P2) / (P1 - P2)
2450 X = INT (1E4 * XI + .5) / 1E4
2460 YI = P1 * XI / P
2470 Y = INT (1E4 * YI + .5) / 1E4
2480 K1(S) = Y / X
2490 K1(S) = INT (1E4 * K1(S) + .5) / 1E4
2500 K2(S) = (1 - YI) / (1 - XI)
2510 K2(S) = INT (1E4 * K2(S) + .5) / 1E4
2520 KC(S) = (K1(S) / R) ^ (1 / 3)
2530 KN(S) = (K2(S) / R) ^ (1 / 3)
2540 T(S) = INT (R * 1E2 + .5) / 1E2
2550 R = R + H
2560 NEXT S
2570 SE = 1
2580 SN = N
2590 GOTO 2760
2600 REM CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCION POR MEDIO DE D
    ATOS EXPERIMENTALES
2610 HOME : VTAB 13: PRINT "CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE DISTRI-
    BUCION CON DATOS EXPERIMENTALES"
2620 FOR S = 2 TO N
2630 XI(S) = Y(S) / X(S)
2640 K1(S) = INT (1E4 * XI(S) + .5) / 1E4
2650 KC(S) = (XI(S) / T(S)) ^ (1 / 3)
2660 NEXT S
2670 FOR S = 1 TO N - 1
2680 YI(S) = (1 - Y(S)) / (1 - X(S))
2690 K2(S) = INT (1E4 * YI(S) + .5) / 1E4
2700 KN(S) = (YI(S) / T(S)) ^ (1 / 3)
2710 NEXT S
2720 T2 = T(1)
2730 T1 = T(N)
2740 SE = 2
2750 SN = N - 1
2760 REM CALCULO CORRELACIONADO DEL COEFICIENTE DE DISTRIBUCION DEL
    COMPONENTE MAS VOLATIL POR EL METODO DE REGRESION POLINOMIAL

```

```

2770 PRINT : PRINT
2780 FOR I = 1 TO 4
2790 FOR K = SE TO N
2800 B(I,1) = B(I,1) + T(K) ^ (I - 1) * KC(K)
2810 NEXT K
2820 NEXT I
2830 HOME
2840 VTAB 10: PRINT : PRINT "CALCULO DE LOS VALORES CORRELACIONADOS
DE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCION DEL COMPONENTE MAS VOLATIL"
: "(" ; D$(1) ; ")"
2850 FOR I = 1 TO 4
2860 FOR J = 1 TO 4
2870 IF I = 1 AND J = 1 THEN A(I,J) = N: GOTO 2910
2880 FOR K = SE TO N
2890 A(I,J) = A(I,J) + T(K) ^ (I + J - 2)
2900 NEXT K
2910 NEXT J
2920 NEXT I
2930 HOME
2940 VTAB 10: PRINT : PRINT "CALCULO DE LOS VALORES CORRELACIONADOS
DE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCION DEL COMPONENTE MAS VOLATIL"
: "(" ; D$(1) ; ")"
2950 NI = 4
2960 FOR I = 1 TO NI
2970 FOR J = 1 TO NI + 1
2980 IF J = NI + 1 THEN A(I,J) = B(I,1)
2990 C(I,J) = A(I,J)
3000 NEXT J
3010 NEXT I
3020 HOME
3030 K = 0
3040 K = K + 1
3050 DD = A(K,K)
3060 FOR J = 1 TO NI + 1 STEP 1
3070 A(K,J) = A(K,J) / DD
3080 NEXT J
3090 IF K = NI THEN 3170
3100 VTAB 10: PRINT : PRINT "CALCULO DE LOS VALORES CORRELACIONADOS
DE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCION DEL COMPONENTE MAS VOLATIL"
: "(" ; D$(1) ; ")"
3110 FOR I = K + 1 TO NI
3120 PE = A(I,K)
3130 FOR J = 1 TO NI + 1
3140 A(I,J) = A(I,J) - PE * A(K,J)
3150 NEXT J: NEXT I
3160 GOTO 3040
3170 Z(NI) = A(NI,NI + 1)
3180 I = NI - 1
3190 Z(I) = A(I,NI + 1)
3200 FOR J = I + 1 TO NI
3210 Z(I) = Z(I) - A(I,J) * Z(J)
3220 NEXT J
3230 IF I = 0 THEN 3250
3240 I = I - 1: GOTO 3190
3250 PRINT : PRINT

```



```

3260 G = 1
3270 FOR S = 1 TO N
3280 KX(G) = T(S) * ( + Z(1) + Z(2) * T(S) + Z(3) * T(S) ^ 2 + Z(4) *
T(S) ^ 3) ^ 3
3290 KX(G) = INT (KX(G) * 1E4 + .5) / 1E4
3300 G = G + 1
3310 NEXT S
3320 PRINT : PRINT
3330 FOR I = 1 TO 5
3340 FOR J = 1 TO 5
3350 A(I,J) = 0
3360 C(I,J) = 0
3370 DD(I,J) = 0
3380 B(I,1) = 0
3390 NEXT J: NEXT I
3400 FOR I = 1 TO 4
3410 FOR K = 1 TO SN
3420 B(I,1) = B(I,1) + T(K) ^ (I - 1) * KN(K)
3430 NEXT K
3440 NEXT I
3450 HOME
3460 REM CALCULO CORRELACIONADO DEL COEFICIENTE DE DISTRIBUCION DEL
COMPONENTE MENOS VOLATIL POR EL METODO DE REGRESION POLINOMIAL
3470 VTAB 10: PRINT : PRINT "CALCULO DE LOS VALORES CORRELACIONADOS
DE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCION DEL COMPONENTE MENOS VOLATI
L"; "("; D*(2); ")"
3480 FOR I = 1 TO 4
3490 FOR J = 1 TO 4
500 IF I = 1 AND J = 1 THEN A(I,J) = N: GOTO 3540
3510 FOR K = 1 TO SN
3520 A(I,J) = A(I,J) + T(K) ^ (I + J - 2)
3530 NEXT K
3540 NEXT J
3550 NEXT I
3560 HOME
3570 NI = 4
3580 FOR I = 1 TO NI
3590 FOR J = 1 TO NI + 1
3600 IF J = NI + 1 THEN A(I,J) = B(I,1)
3610 C(I,J) = A(I,J)
3620 NEXT J
3630 NEXT I
3640 HOME
3650 VTAB 10: PRINT : PRINT "CALCULO DE LOS VALORES CORRELACIONADOS
DE LOS COEFICIENTES DE DISTRIBUCION DEL COMPONENTE MENOS VOLATI
L"; "("; D*(2); ")"
3660 K = 0
3670 K = K + 1
3680 DD = A(K,K)
3690 FOR J = 1 TO NI + 1 STEP 1
3700 A(K,J) = A(K,J) / DD
3710 NEXT J
3720 IF K = NI THEN 3790
3730 FOR I = K + 1 TO NI
3740 PI = A(I,K)
3750 FOR J = 1 TO NI + 1
3760 A(I,J) = A(I,J) - PI * A(K,J)
3770 NEXT J: NEXT I

```



```

3780 GOTO 3670
3790 ZI(NI) = A(NI,NI + 1)
3800 I = NI - 1
3810 ZI(I) = A(I,NI + 1)
3820 FOR J = I + 1 TO NI
3830 ZI(I) = ZI(I) - A(I,J) * ZI(J)
3840 NEXT J
3850 IF I = 0 THEN 3870
3860 I = I - 1: GOTO 3810
3870 PRINT : PRINT
3880 G = 1
3890 FOR S = 1 TO N
3900 KY(G) = T(S) * (ZI(1) + ZI(2) * T(S) + ZI(3) * T(S) ^ 2 + ZI(4) *
T(S) ^ 3) ^ 3
3910 KY(G) = INT (KY(G) * 1E4 + .5) / 1E4
3920 G = G + 1
3930 NEXT S
3940 SPEED= 100: HOME : VTAB 8: HTAB 5: FRINT "RESULTADOS DE LOS COE
FICIENTES"
3950 VTAB 10: HTAB 5: PRINT "DE DISTRIBUCION"
3960 VTAB 15: HTAB 10: PRINT "KE= EXPERIMENTAL"
3970 VTAB 20: HTAB 10: PRINT "KC= CORRELACIONADO"
3980 SPEED= 255: FOR I = 1 TO 5000: NEXT I
3990 SPEE = 155
4000 HOME : VTAB 2: HTAB 20: PRINT D$(1)
4010 VTAB 4: PRINT " N "; "T('K) "; TAB( 20); "KE"; TAB( 35); "KC"
4020 POKE 34.5
4030 SPEED= 155
4040 FOR S = 1 TO N
4050 PRINT : PRINT S".- ":T(S); TAB( 18);K1(S); TAB( 33);KX(S)
4060 NEXT S
4070 POKE 34.0
4080 PRINT : INPUT "PARA CONTINUAR PRESIONE <RETURN>. ":MK$
4090 HOME : VTAB (1): HTAB (20): FRINT D$(2)
4100 PRINT : PRINT " N "; 'T(K)"; TAB( 20); "KE"; TAB( 35); "KC "
4110 POKE 34,3
4120 FOR S = 1 TO N
4130 SPEED= 155
4140 PRINT : PRINT S".- ":T(S); TAB( 18);K2(S); TAB( 33);KY(S)
4150 NEXT S
4160 POKE 34.0
4170 SPEED= 255
4180 FOR I = 1 TO 3000: NEXT I
4190 HOME
4200 VTAB 10: PRINT "CALCULO DE LAS ENTALPIAS DEL LIQUIDO Y DEL V
APOR "
4210 FOR I = 1 TO 2000: NEXT I
4220 HOME
4230 VTAB 6: FRINT "CALCULO DE LAS ENTALPIAS DEL LIQUIDO : "
4240 VTAB 9: HTAB 7: FRINT "1.- CP= CTE. "
4250 VTAB 11: HTAB 7: PRINT "2.- CP=F(T) "
4260 VTAB 15: HTAB 6: INPUT "QUE OPCION DESEA ? ":NT$:NT = VAL (NT$
)
4270 IF NT = 1 THEN 4310
4280 IF NT = 2 THEN 4540

```

```

4290 PRINT CHR$(7)
4300 GOTO 4260
4310 HOME
4320 M = 4
4330 FOR I = 1 TO 2
4340 VTAB (M): HTAB 21: PRINT I".-": VTAB (M): HTAB 25: PRINT D$(I)
4350 VTAB (M + 4): HTAB 5: INPUT "ALIMENTE CP(KCAL/KMOL.'K) = ":CP(I)
)
4360 M = M + 8
4370 NEXT I
4380 VTAB 22: INPUT "ESTAN CORRECTOS LOS DATOS 'SI' O 'N' (S/N) "
:WP$
4390 IF WP$ = "S" THEN 4990
4400 POKE 34.20: HOME
4410 VTAB 22: INPUT "ALIMENTA EL NUMERO DONE SE ENCUENTRA EL ERROR "
:WQ
4420 IF WQ = 1 THEN 4440
4430 IF WQ < > 2 THEN 4410
4440 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTA EL VALOR CORRECTO CP= ":CP(WQ)
4450 POKE 34.0: HOME
4460 M = 4
4470 FOR I = 1 TO 2
4480 VTAB (M): HTAB 21: PRINT I".-": VTAB (M): HTAB 25: PRINT D$(I)
4490 VTAB (M + 4): HTAB 5: PRINT "ALIMENTE CP(KCAL/KMOL.'K) = ":CP(I)
)
4500 M = M + 8
4510 NEXT I
4520 GOTO 4380
4570 GOTO 4800
540 HOME
550 HOME : VTAB 5: PRINT "CALCULO DE LAS ENTALPIAS DEL LIQUIDO
560 VTAB 7: PRINT "FOR MEDIO DEL CP DE LA FORMA : "
4570 VTAB 15: PRINT "CP = A + B*T + C*T^2 + D*T^3 "
4580 VTAB 23: INPUT "PARA CONTINUAR PRESIONE <RETURN> ":M1$
4590 HOME :M = 4
4600 FOR S = 1 TO 4
4610 VTAB (M - 2): HTAB 21: PRINT S".-": VTAB (M - 2): HTAB (25): PRINT
D$(S)
4620 VTAB (M): HTAB 1: INPUT "ALIMENTE A = ":Q1(S)
4630 M = M + 2
4640 VTAB (M): HTAB 1: INPUT "ALIMENTE B = ":Q2(S)
4650 M = M + 2
4660 VTAB (M): HTAB 1: INPUT "ALIMENTE C = ":Q3(S)
4670 M = M + 2
4680 VTAB (M): HTAB 1: INPUT "ALIMENTE D = ":Q4(S)
4690 M = M + 4
4700 NEXT S
4710 VTAB 24: INPUT "ESTAN CORRECTOS LOS DATOS (S/N) ":WP$
4720 IF WP$ = "S" THEN 4990
4730 IF WP$ < > "N" THEN 4710
4740 POKE 34.22: HOME
4750 VTAB 24: INPUT "ALIMENTE EL NUMERO DONDE ESTA EL DATO ":WQ
4760 HOME : VTAB 24: INPUT "ALIMENTE EL NOMBRE DE LA VARIABLE ":WQ$
4770 IF WQ$ = "A" THEN 4820

```

```

4780 IF WQ$ = "B" THEN 4830
4790 IF WQ$ = "C" THEN 4840
4800 IF WQ$ < > "D" THEN 4760
4810 HOME : VTAB 24: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE D ":Q4(WQ)
: GOTO 4850
4820 HOME : VTAB 24: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE A ":Q1(WQ)
: GOTO 4850
4830 HOME : VTAB 24: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE B ":Q2(WQ)
: GOTO 4850
4840 HOME : VTAB 24: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE C ":Q3(WQ)
: GOTO 4850
4850 POKE 34.0: HOME
4860 M = 4
4870 FOR S = 1 TO 2
4880 VTAB (M - 2): HTAB 21: PRINT S".-": VTAB (M - 2): HTAB (25): PRINT
D$(S)
4890 VTAB (M): HTAB 1: PRINT "ALIMENTE A = ":Q1(S)
4900 M = M + 2
4910 VTAB (M): HTAB 1: PRINT "ALIMENTE B = ":Q2(S)
4920 M = M + 2
4930 VTAB (M): HTAB 1: PRINT "ALIMENTE C = ":Q3(S)
4940 M = M + 2
4950 VTAB (M): HTAB 1: PRINT "ALIMENTE D = ":Q4(S)
4960 M = M + 4
4970 NEXT S
4980 GOTO 4710
4990 HOME
5000 VTAB 5: PRINT "CALCULO DE LOS CALORES LATENTES DE VAPORIZA
CION : "
5010 VTAB 10: PRINT "1.- ENTALPIA DE VAFORIZACION ES CONOCIDA A U
NA T('K) DADA "
5020 VTAB 13: PRINT "2.- ENTALPIAS DE VAPORIZACION CALCULADAS POR
MEDIO DE UNA CORRELACION "
5030 VTAB 13: PRINT "2.- ENTALPIAS DE VAPORIZACION CALCULADAS POR
MEDIO DE UNA CORRELACION "
5040 VTAB 16: PRINT "3.- LAS ENTALFIAS PERMANECEN CONSTANTES EN
EL RANGO DE TEMPERATURA "
5050 VTAB 19: INPUT "QUE OPCION DESEAS ? ":NE$:NE = VAL (NE$)
5060 IF NE = 1 THEN 5110
5070 IF NE = 2 THEN 5540
5080 IF NE = 3 THEN 6000
5090 PRINT CHR$(7)
5100 GOTO 5050
5110 HOME
5120 SPEED= 100: VTAB 6: PRINT "CALULO DE LAS ENTALPIAS DE VAFORIZAC
ION POR MEDIO DE LOS CALORES LATENTES DE VA-PORIZACION CON ENTAL
PIAS DE VAPORIZACION CONOCIDAS A UNA DETERMINADA T('K) "
5130 INVERSE : VTAB 12: HTAB 10: PRINT "VARIABLES POR ALIMENTAR": NORMAL
5140 VTAB 15: HTAB 5: PRINT "TC = TEMPERATURA CRITICA ('K)"
5150 VTAB 17: HTAB 5: PRINT "T = TEMPERATURA A LA CUAL SE
CONOCE LA ENTALPIA ('K) "
5160 VTAB 20: HTAB 5: PRINT "HV = ENTALFIA DE VAPORIZACION
(KCAL/KMOL) "
5170 VTAB 23: INPUT "PARA CONTINUAR PRESIONE <RETURN> ":MK$: SPEED=
255
5180 HOME

```

```

5190 M = 5
5200 FOR E = 1 TO 2
5210 VTAB (M - 3): HTAB 21: PRINT E".-": VTAB (M - 3): HTAB (25): PRINT
D$(E)
5220 VTAB (M): HTAB 1: INPUT "ALIMENTE LA HV (KCAL/KMOL) = ":HN(E)
5230 M = M + 2
5240 VTAB (M): INPUT "ALIMENTE LA T ('K) DE HV.. = ":TI(E)
5250 M = M + 2
5260 VTAB (M): HTAB 1: INPUT "ALIMENTE LA TC ('K)..... = ":TC(E)
5270 M = M + 8
5280 NEXT E
5290 VTAB 23: INPUT "ESTAN CORRECTOS LOS DATOS 'SI' O 'NO' (S/N)
":WP$
5300 IF WP$ = "S" THEN 6260
5310 IF WP$ < > "N" THEN 5290
5320 POKE 34,21: HOME
5330 VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL NUMERO DONDE SE ENCUENTRE EL DATO
A CORREGIR ":WQ
5340 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL NOMBRE DE LA VARIABLE ":WQ$
5350 IF WQ$ = "HV" THEN 5400
5360 IF WQ$ = "T" THEN 5390
5370 IF WQ$ < > "TC" THEN 5340
5380 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE TC ":TC(WQ
): GOTO 5410
5390 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE LE VALOR CORRECTO DE T ":TI(WQ)
: GOTO 5410
5400 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CAORRECTO DE HV ":HN(W
Q)
5410 POKE 34,0: HOME
5420 M = 5
5430 FOR E = 1 TO 2
5440 VTAB (M - 3): HTAB 21: PRINT E".-": VTAB (M - 3): HTAB (25): PRINT
D$(E)
5450 VTAB (M): HTAB 1: PRINT "ALIMENTE LA HV(KCAL/KMOL) = ":HN(E)
5460 M = M + 2
5470 VTAB (M): PRINT "ALIMENTE LA T ('K) DE HV.. = ":TI(E)
480 M = M + 2
5490 VTAB (M): HTAB 1: PRINT "ALIMENTE LA TC ('K)..... = ":TC(E)
5500 M = M + 8
5510 NEXT E
5520 GOTO 5290
5530 GOTO 6260
5540 HOME
5550 SPEED= 100: VTAB 6: PRINT "CALCULO DE LOS CALORES LATENTES DE V
APORIZACION POR MEDIO DE UNA CORRELACION "
5560 INVERSE : VTAB 10: HTAB 8: PRINT "VARIABLES POR ALIMENTAR": NORMAL
5570 VTAB 12: HTAB 5: PRINT "TB = TEMPERATURA DE EBULLICION ('K)"
5580 VTAB 14: HTAB 5: PRINT "FC = PRESION CRITICA (ATM) "
5590 VTAB 16: HTAB 5: PRINT "TC= TEMFERATURA CRITICA ('K)"
5600 VTAB 20: INPUT "PARA CONTINUAR PRESIONE <RETURN> ":MK$: SPEED=
255

```

```

5610 HOME
5620 M = 5
5630 FOR EI = 1 TO 2
5640 VTAB (M - 3): HTAB 21: PRINT EI".-": VTAB (M - 3): HTAB (25): PRINT
D$(EI)
5650 VTAB (M): HTAB 1: INPUT "ALIMENTE LA TB ('K) = ":TI(EI)
5660 M = M + 2
5670 VTAB (M): HTAB 1: INPUT "ALIMENTE LA TC ('K) = ":TC(EI)
5680 M = M + 2
5690 VTAB (M): HTAB 1: INPUT "ALIMENTE LA PC (ATM) = ":PC(EI)
5700 M = M + 8
5710 NEXT EI
5720 VTAB 23: INPUT "ESTAN CORRECTOS LOS DATOS 'SI' O 'NO' (S/N) "
:WP$
5730 IF WP$ = "S" THEN 5960
5740 IF WP$ < > "N" THEN 5720
5750 POKE 34.20: HOME
5760 VTAB 22: INPUT "ALIMENTE EL NUMERO DONDE SE ENCUENTRE EL DATO
A CORREGIR ":WQ
5770 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL NOMBRE DE LA VARIABLE ":WQ$
5780 IF WQ$ = "TB" THEN 5830
5790 IF WQ$ = "TC" THEN 5820
5800 IF WQ$ < > "PC" THEN 5770
5810 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE PC ":PC(WQ
): GOTO 5840
5820 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE TC ":TC(WQ
): GOTO 5840
5830 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE TB ":TI(WQ
)
5840 POKE 34.0: HOME
5850 M = 5
5860 FOR EI = 1 TO 2
5870 VTAB (M - 3): HTAB 21: PRINT EI".-": VTAB (M - 3): HTAB (25): PRINT
D$(EI)
5880 VTAB (M): HTAB 1: PRINT "ALIMENTE LA TB ('K) = ":TI(EI)
5890 M = M + 2
5900 VTAB (M): HTAB 1: PRINT "ALIMENTE LA TC ('K) = ":TC(EI)
5910 M = M + 2
5920 VTAB (M): HTAB 1: PRINT "ALIMENTE LA PC (ATM) = ':PC(EI)
5930 M = M + 4
5940 NEXT EI
5950 GOTO 5720
5960 FOR EI = 1 TO 2
5970 HN(EI) = 2.17 * TI(EI) * ( LOG (PC(EI)) - 1) / (.930 - TI(EI) /
TC(EI))
5980 NEXT EI
5990 GOTO 6260
6000 REM LOS CALORES LATENTES DE VAPORIZACION PERMANECEN CTES.EN EL
RANGO DE TEMPERATURA
6010 SPEED= 100: HOME : VTAB 10: PRINT "LAS ENTALPIAS DE VAPORIZACIO
N PERMANECEN CTES.': SPEED= 255
6020 FOR I = 1 TO 2000: NEXT I: HOME

```

```

6030 M = 4
6040 FOR I = 1 TO 2
6050 VTAB (M): HTAB 21: PRINT I".-": VTAB (M): HTAB 25: PRINT D$(I)
6060 M = M + 4
6070 VTAB (M): INPUT "ALIMENTE LA ENTALPIA DE VAPORI
ZACION EN (KCAL/KMOL ..HV = ":HN(I)
6080 M = M + 4: NEXT I
6090 VTAB 23: INPUT "ESTAN CORRECTOS LOS DATOS 'SI' O 'NO' (S/N) "
:WP$
6100 IF WP$ = "S" THEN 6220
6110 IF WP$ < > "N" THEN 6090
6120 POKE 34.20: HOME
6130 VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL NUMERO DONDE ESTE EL DATOS A CORRE
GIR ":WQ
6140 HOME : VTAB 23: INFUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE HV ":HN(WQ
): POKE 34.0: HOME
650 M = 4
160 FOR I = 1 TO 2
170 VTAB (M): HTAB 21: PRINT I".-": VTAB (M): HTAB 25: PRINT D$(I)
6180 M = M + 4
90 VTAB (M): PRINT "ALIMENTE LA ENTALPIA DE VAPORI
ZACION EN (KCAL/KMOL ..HV = ":HN(I)
6200 M = M + 4: NEXT I
6210 GOTO 6090
6220 D$ = CHR$(4)
6230 PRINT D$"OPEN DATOS ALI."
6240 PRINT D$"DELETE DATOS ALI."
6250 PRINT D$"OPEN DATOS ALI."
760 PRINT D$"WRITE DATOS ALI."
6270 PRINT D$(1): PRINT D$(2): PRINT KD
80 IF KD = 1 THEN 6210
6290 PRINT F: PRINT XF: PRINT D: PRINT XD: PRINT RF
6300 GOTO 6330
6310 PRINT F: PRINT XF: PRINT XD: PRINT XB: PRINT RF
6320 PRINT NT
6330 IF NT = 1 THEN 6380
6340 FOR I = 1 TO 2
650 PRINT Q1(I): PRINT Q2(I): PRINT Q3(I): PRINT Q4(I)
6360 NEXT I
6370 GOTO 6390
6380 PRINT CP(1): PRINT CP(2)
6390 PRINT NE
6400 IF NE = 1 THEN 6440
6410 IF NE = 2 THEN 6440
6420 PRINT HN(1): PRINT HN(2)
6430 GOTO 6470
6440 FOR I = 1 TO 2
640 PRINT HN(I): PRINT TI(I): PRINT TC(I)
6460 NEXT I
6470 FOR S = 1 TO 4
6480 PRINT Z(S): PRINT ZI(S)
6490 NEXT S
00 PRINT T1: PRINT T2

```

```
6510 PRINT D$ "CLOSE DATOS ALI."  
6520 PRINT CHR$ (4) "RUN METODO DE SOREL"
```

```

10 HOME
38 DIM CP(2),Q1(2),Q2(2),Q3(2),Q4(2),HN(2),TI(2),TC(2),PC(2)
39 DIM Z(4),ZI(4),XN(100),YN(100),HV(100),HL(100),H(100),V(100),L(10
  0)
40 DIM YA(30),LI(30),VA(30),TN(30),HT(30),O1(2),O2(2),O3(2),O4(2),CD
  (2),HX(2),TM(30),HC(30),HA(30),XA(30)
50 D$ = CHR$(4)
60 PRINT D$"OPEN DATOS ALI."
70 PRINT D$"READ DATOS ALI."
80 INPUT D$(1): INPUT D$(2): INPUT KO
90 IF KO = 1 THEN 120
100 INPUT F: INPUT XF: INPUT D: INPUT XD: INPUT RF
110 GOTO 130
120 INPUT F: INPUT XF: INPUT XD: INPUT XB: INPUT RF
130 INPUT NT
135 IF NT = 1 THEN 190
140 FOR I = 1 TO 2
150 INPUT Q1(I): INPUT Q2(I): INPUT Q3(I): INPUT Q4(I)
170 NEXT I
180 GOTO 200
190 INPUT CP(1): INPUT CP(2)
200 INPUT NE
205 IF NE = 1 THEN 230
210 IF NE = 2 THEN 230
220 INPUT HN(1): INPUT HN(2)
225 GOTO 270
230 FOR I = 1 TO 2
250 INPUT HN(I): INPUT TI(I): INPUT TC(I)
260 NEXT I
270 FOR I = 1 TO 4
280 INPUT Z(I): INPUT ZI(I)
290 NEXT I
300 INPUT T1: INPUT T2
310 PRINT D$"CLOSE DATOS ALI."
3710 HOME : VTAB 10: PRINT "DATOS PARA EL CALCULO DE LA ENTALPIA DE
  ALIMENTACION"
3720 FOR I = 1 TO 3000: NEXT I
3730 REM CALCULO DE LA ENTALPIA DE ALIMENTACION A LA TEMPERATURA CO
  NOCIDA
3740 HOME : VTAB 7: PRINT "CALCULO DE LA ENTALPIA DE ALIMENTACION"
3750 VTAB 12: INPUT "ALIMENTE LA TEMPERATURA TF('K) = ":TF
3760 XX = XF
3770 GOSUB 10150: REM CALCULO DE LA TEMPERATURA DE BURBUJA
3780 TB = T
3790 YY = XF
3800 GOSUB 10000: REM CALCULO DE LA TEMPERATURA DE ROCIO
3810 TR = T
3820 IF ABS (TF - TB) < = .7 THEN 3880
3830 IF ABS (TB - TF) > .8 AND TF < TB THEN 3960
3840 IF ABS (TF - TR) < = .7 THEN 4220
3850 IF ABS (TR - TF) > .8 AND TF > TR THEN 4120
3860 IF TF > TB AND TF < TR THEN 4040
3870 GOTO 3820
3880 REM CALCULO DE LA ENTALPIA A LA TEMPERATURA NORMAL DE EBULLICI
  ON
3890 HOME : VTAB 10: PRINT "EL FLUJO DE ALIMENTACION ENTRA A LA TEM-
  PERATURA NORMAL DE EBULLICION"

```



```

3900 FOR I = 1 TO 2000: NEXT I
3910 XX = XF
3920 T = TF
3930 GOSUB 10300: REM CALCULO DE LA ENTALPIA
3940 HF = HT
3950 GOTO 4700
3960 REM CALCULO DE LA ENTALPIA DE ALIMENTACION POR DEBAJO DE LA TEMPERATURA DE BURBUJA
3970 HOME : VTAB 10: PRINT "EL FLUJO DE ALIMENTACION ENTRA POR DEBAJO DE LA TEMPERATURA DE BURBUJA"
3980 FOR I = 1 TO 2000: NEXT I
3990 T = TF
4000 XX = XF
4010 GOSUB 10300: REM CALCULO DE LA ENTALPIA
4020 HF = HT
4030 GOTO 4700
4040 REM EL FLUJO DE ALIMENTACION ENTRA COMO LIQUIDO-VAPOR
4050 HOME : VTAB 10: PRINT "EL FLUJO DE ALIMENTACION ENTRA COMO LIQUIDO Y VAPOR"
4060 FOR I = 1 TO 2000: NEXT I
4070 T = TF
4080 GOSUB 10920: REM CALCULO DE LAS COMPOSICIONES DEL LIQUIDO Y VAPOR A ESA TEMPERATURA
4090 GOSUB 10300: REM CALCULO DE LAS ENTALPIAS DEL LIQUIDO Y VAPOR
4100 HF = HS * ((XF - XX) / (YY - XX)) + HT * (1 - ((XF - XX) / (YY - XX)))
4110 GOTO 4700
4120 REM CALCULO DE LA ENTALPIA DE ALIMENTACION COMO VAPOR SOBRECALENTADO
4130 HOME : VTAB 10: PRINT "EL FLUJO DE ALIMENTACION ENTRA COMO VAPOR SOBRECALENTADO"
4140 FOR I = 1 TO 2000: NEXT I
4150 T = TF
4160 YY = XF
4170 GOSUB 4290: REM CALCULO DE LA ENTALPIA DE ALIMENTACION COMO VAPOR SOBRECALENTADO
4180 T = TR
4190 GOSUB 10300: REM CALCULO DE LA ENTALPIA A LA TEMPERATURA DE ROCIO
4200 HF = HS + HE
4210 GOTO 4700
4220 REM CALCULO DE LA ENTALPIA DE ALIMENTACION COMO VAPOR SATURADO
4230 HOME : VTAB 10: PRINT "EL FLUJO DE ALIMENTACION ENTRA COMO VAPOR SATURADO"
4240 T = TF
4250 YY = XF
4260 GOSUB 10300: REM CALCULO DE LA ENTALPIA DE ALIMENTACION DEL VAPOR SATURADO
4270 HF = HS
4280 GOTO 4700
4290 REM SUBROUTINA PARA ALIMENTAR LOS CP DE VAPOR (SE CONSIDERA GAS IDEAL)
4300 HOME : VTAB 6: PRINT "CALCULO DE LAS ENTALPIAS DEL VAPOR "
4310 VTAB 9: HTAB 7: PRINT "1.- CP= CTE"

```

```

.320 VTAB 11: HTAB 7: PRINT "2.- CP=F(T) "
4330 VTAB 15: HTAB 6: INPUT "QUE OPCION DESEA ? ";SO$:SO = VAL (SO$
)
4340 IF SO = 1 THEN 4360
4350 IF SO = 2 THEN 4440
4351 PRINT CHR$ (7): GOTO 4330
4360 HOME
4370 M = 5
4380 FOR I = 1 TO 2
4390 VTAB (M): HTAB 21: PRINT I".-": VTAB (M): HTAB (25): PRINT D$(I
)
4400 VTAB (M + 4): INPUT "ALIMENTE EL CP(KCAL/KMOL) = ";CD(I)
4410 M = M + 9
4420 NEXT I
4421 VTAB 23: INPUT "ESTAN CORRECTOS LOS DATOS 'SI' O 'NO' (S / N)
? ";WP$
4422 IF WP$ = "S" THEN 4607
4423 IF WP$ < > "N" THEN 4421
4424 POKE 34,21: HOME
4425 VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL NUMERO DEL DATO ";WQ
4426 VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE CP = ";CD(WQ)
4427 POKE 34,0: HOME
4428 M = 5
4429 FOR I = 1 TO 2
4430 VTAB (M): HTAB 21: PRINT I".-": VTAB (M): HTAB (25): PRINT D$(I
)
4431 VTAB (M + 4): PRINT "ALIMENTE EL CP(KCAL/KMOL) ";CD(I)
4432 M = M + 6
4433 NEXT I
4434 GOTO 4421
4440 HOME
4450 VTAB 6: PRINT "CALCULO DE LA ENTALPIA DEL VAPOR POR "
4451 VTAB 8: PRINT "MEDIO DEL CP (KCAL/KMOL. K) DE LA "
4453 VTAB 10: PRINT "FORMA : "
4454 VTAB 15: HTAB 8: PRINT "CP = A + B*T + C*T^2 + D*T^3"
4459 VTAB 23: INPUT "PARA CONTINUAR PRESIONE < RETURN> ";MK$: HOME
4460 M = 4
4470 FOR S = 1 TO 2
4480 VTAB (M - 2): HTAB 21: PRINT S".-": VTAB (M - 2): HTAB (25): PRINT
D$(S)
4490 VTAB (M): INPUT "ALIMENTE A = ";O1(S)
4500 M = M + 2
4510 VTAB (M): INPUT "ALIMENTE B = ";O2(S)
4520 M = M + 2
4530 VTAB (M): INPUT "ALIMENTE C = ";O3(S)
4540 M = M + 2
4550 VTAB (M): INPUT "ALIMENTE D = ";O4(S)
4560 M = M + 4
4570 NEXT S
4571 VTAB 23: INPUT "ESTAN CORRECTOS LOS DATOS 'SI' O 'NO' (S/N) "
;WP$
4572 IF WP$ = "S" THEN 4607
4573 IF WP$ < > "N" THEN 4571

```

```

4574 POKE 34,20: HOME
4576 VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL NUMERO DONE ESTA EL DATO ":WQ
4577 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL NOMBRE DE LA VARIABLE ";WQ$
4578 IF WQ$ = "A" THEN 4583
4579 IF WQ$ = "B" THEN 4584
4580 IF WQ$ = "C" THEN 4585
4581 IF WQ$ < > "D" THEN 4577
4582 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE D = ";04(W
Q): GOTO 4586
4583 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE A = ";01(W
Q): GOTO 4586
4584 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE B = ";02(W
Q): GOTO 4586
4585 HOME : VTAB 23: INPUT "ALIMENTE EL VALOR CORRECTO DE C = ";03(W
Q)
4586 POKE 34,0: HOME
4588 M = 4
4589 FOR S = 1 TO 2
4590 VTAB (M - 2): HTAB 21: PRINT S".-": VTAB (M - 2): HTAB (25): PRINT
D$(S)
4591 VTAB (M): PRINT "ALIMENTE A = ";01(S)
4592 M = M + 2
4593 VTAB (M): PRINT "ALIMENTE B = ";02(S)
4594 M = M + 2
4595 VTAB (M): PRINT "ALIMENTE C = ";03(S)
4596 M = M + 2
4597 VTAB (M): PRINT "ALIMENTE D = ";04(S)
4598 M = M + 4
4599 NEXT S
4600 GOTO 4571
4607 T4 = TR
4608 IF SO = 1 THEN 4620
4609 IF SO = 2 THEN 4650
4620 FOR I = 1 TO 2
4630 HX(I) = CD(I) * (T - T4)
4640 NEXT I
4645 GOTO 4680
4650 FOR I = 1 TO 2
4660 HX(I) = O1(I) * (T - T4) + (O2(I) / 2) * (T ^ 2 - T4 ^ 2) + (O3(
I) / 3) * (T ^ 3 - T4 ^ 3) + (O4(I) / 4) * (T ^ 4 - T4 ^ 4)
4670 NEXT I
4680 HE = YY * HX(1) + (1 - YY) * HX(2)
4690 RETURN
4700 HOME : VTAB 10: PRINT "CALCULO DEL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA
"
4710 FOR I = 1 TO 3000: NEXT I
4720 HOME : VTAB 10: PRINT "CALCULO DEL BALANCE DE MATERIA TOTAL "
4730 FOR I = 1 TO 3000: NEXT I
4740 REM CALCULO DEL BALANCE DE MASA
4750 IF KO = 1 THEN 4770
4760 IF KO = 2 THEN 4820
4770 B = ((XF - XD) / (XB - XD)) * F
4780 B = INT (B * 1E5 + 0.5) / 1E5

```

```

4790 D = F - B
4800 D = INT (D * 1E5 + 0.5) / 1E5
4810 GOTO 4860
4820 B = F - D
4830 B = INT (B * 1E5 + 0.5) / 1E5
4840 XB = (F * XF - D * XD) / B
4850 XB = INT (XB * 1E5 + 0.5) / 1E5
4860 HOME : VTAB 6: PRINT "FLUJOS Y COMPOSICIONES DEL BALANCE TOTAL
"
4870 PRINT : PRINT "FLUJO DE ALIMENTADO (F) = ";F;" KMOL/HR"
4880 PRINT : PRINT "COMPOSICION DEL ALIMENTADO (XF) = ";XF
4890 PRINT : PRINT "FLUJO DEL DESTILADO (D) = ";D;" KMOL/HR"
4900 PRINT : PRINT "COMPOSICION DEL DESTILADO (XD) = ";XD
4910 PRINT : PRINT "FLUJO DE LOS FONDOS (B) = ";B;" KMOL/HR"
4920 PRINT : PRINT "COMPOSICION DE LOS FONDOS (XB) = ";XB
4930 FOR I = 0 TO 3200: NEXT I
4960 HOME : VTAB 10: PRINT : PRINT "CALCULO EN LA ZONA DE RECTIFICAC
ION "
4970 REM CALCULO DEL PRIMER PLATO
4980 YD = XD
4990 LD = RF * D
3000 V1 = LO + D
5010 YY = YD
5020 GOSUB 10000: REM CALCULO DE LA TEMPERATURA DEL CONDENSADOR
5030 GOSUB 10300
5040 M = 1
5050 TN(M) = T
5060 TA = T
5070 V(M) = V1
5080 XN(M) = XX
5090 YN(M) = YD
5100 HV(M) = HS
5110 HL(M) = HT
5120 XX = XD
5130 GOSUB 10150: REM CALCULO DE LA TEMPERATURA DEL DESTILADO(TEMPER
ATURA DE BURBUJA)
5140 GOSUB 10300: REM CALCULO DE LA ENTALPIA DEL DESTILADO
5150 HD = HT
5160 REM CALCULO DEL CALOR DEL CONDENSADOR
5170 QD = V(M) * (HD - HV(M))
5180 GOSUB 10620: REM IMPRIME LOS VALORES PARA EL CONDENSADOR

5190 ZB = 1E - 3
5200 M = M + 1
5205 GI = 1
5210 T = TA + 0.1
5220 GOSUB 10920: REM CALCULO DE LAS COMPOSICIONES DEL LIQUIDO Y VAP
OR
5230 GOSUB 10300: REM CALCULO DE LAS ENTALPIAS DEL LIQUIDO Y VAPOR
5240 XN(M) = XX
5250 HV(M) = HS
5260 HL(M) = HT
5270 TN(M) = T
5280 L(M - 1) = (D * (HD - HV(M)) - QD) / (HV(M) - HL(M - 1))
5290 V(M) = L(M - 1) + D
5300 YN(M) = (L(M - 1) * XN(M - 1) + D * XD) / V(M)

```

```

510 GOSUB 10720: REM IPRIME LOS VALORES PARA CADA ITERACION CALCUL
ADA
5315 IF ABS ((YY - YN(M)) / YN(M)) < = ZB THEN 5390
5320 IF YN(M) > YY THEN 5360
5340 TA = TN(M)
5345 GI = GI + 1
5350 GOTO 5210
5360 ZB = ZB + 1E - 3
5370 TA = TN(M - 1)
5375 GI = 1
5380 GOTO 5210
5390 MX = M
5400 GOSUB 10810: REM IMPRIME LOS VALORES DE LA RAIZ ENCONTRADA
5410 IF XN(M) < = XF THEN 5440
5420 TA = TN(M)
5430 GOTO 5200
5440 REM CALCULO EN LA ZONA DE AGOTAMIENTO
5450 HOME : VTAB 10: FRINT "CALCULO EN LA ZONA DE AGOTAMIENTO "
5460 FOR I = 1 TO 100: NEXT I
5470 XX = XB
5480 GOSUB 10150: REM CALCULO DE LA TEMPERATURA DE BURBUJA
5490 GOSUB 10300: REM CALCULO DE LAS ENTALPIAS DEL LIQUIDO Y VAPOR
5500 HB = HT
5510 REM CALCULO DEL CALOR DEL HERVIDOR
5520 QB = D * HD + B * HB - F * HF - QD
5530 MY = 1: REM SE INICIALIZA UN CONTADOR
5540 LI(MY) = B
5550 TM(MY) = T
5560 XA(MY) = XB
5570 YA(MY) = YY
5580 HA(MY) = HB
5590 HC(MY) = HS
5600 GOSUB 10980: REM IMPRIME LOS VALORES
5610 TE = T
5620 ZB = 3E - 3
5630 MY = MY + 1
5635 GI - 1
5640 T = TE - .1
5650 GOSUB 10920: REM CALCULO DE X.Y
5660 GOSUB 10300: REM CALCULO DE LAS ENTALPIAS
5670 TM(MY) = T
5680 HA(MY) = HT
5690 HC(MY) = HS
5700 YA(MY) = YY
5710 LI(MY) = (B * (HB - HC(MY - 1)) - QB) / (HA(MY) - HC(MY - 1))
5720 VA(MY - 1) = LI(MY) - B
5730 XA(MY) = (VA(MY - 1) * YA(MY - 1) + B * XB) / LI(MY)
5740 GOSUB 11070: REM IMPRIME LOS VALORES
5745 IF ABS ((XX - XA(MY)) / XA(MY)) < = ZB THEN 5820
5750 IF XX > XA(MY) THEN 5790
5770 TE = TM(MY)
5775 GI = GI + 1
5780 GOTO 5640
5790 ZB = ZB + 3E - 3
5800 TE = TM(MY - 1)
5805 GI = 1

```

```

5810 GOTO 5640
5820 ZA = MY
5830 GOSUB 11160: REM IMPRIME LA RAIZ
5840 IF XA(MY) > = XF THEN 5870
5850 TE = TM(MY)
5860 GOTO 5630
5870 L(MX) = VA(ZA - 1) + L(MX - 1) + F - V(MX): REM CALCULO DEL FLO
      JO DEL LIQUIDO EN EL PLATO DE ALIMENTACION
5880 MX = MX + 1
5890 FOR ZE = ZA - 1 TO 1 STEP - 1
5900 XN(MX) = XA(ZE)
5910 YN(MX) = YA(ZE)
5920 HL(MX) = HA(ZE)
5930 HV(MX) = HC(ZE)
5940 TN(MX) = TM(ZE)
5950 L(MX) = LI(ZE)
5960 V(MX) = VA(ZE)
5970 MX = MX + 1
5980 NEXT ZE
5990 FOR I = 1 TO MX
6000 XN(I) = INT (XN(I) * 1E4 + .5) / 1E4
6010 YN(I) = INT (YN(I) * 1E4 + .5) / 1E4
6020 L(I) = INT (L(I) * 1E4 + .5) / 1E4
6030 V(I) = INT (V(I) * 1E4 + .5) / 1E4
6040 HL(I) = INT (HL(I) * 1E2 + .5) / 1E2
6050 HV(I) = INT (HV(I) * 1E2 + .5) / 1E2
6060 TN(I) = INT (TN(I) * 1E2 + .5) / 1E2
6070 NEXT I
6080 D$ = CHR$(4)
6090 PRINT D$"OPEN DATOS GRAFICA"
6100 PRINT D$"DELETE DATOS GRAFICA"
6110 PRINT D$"OPEN DATOS GRAFICA"
6120 PRINT D$"WRITE DATOS GRAFICA"
6130 PRINT F: PRINT XF: PRINT HF: PRINT D: PRINT XD: PRINT HD: PRINT
      B: PRINT XB: PRINT HB
6140 PRINT RF: PRINT QD: PRINT QB: PRINT MX
6150 PRINT D$(1): PRINT D$(2)
6160 PRINT D$"CLOSE DATOS GRAFICA"
6170 D$ = CHR$(4)
6180 PRINT D$"OPEN DATOS PRESENTACION"
6190 PRINT D$"DELETE DATOS PRESENTACION"
6200 PRINT D$"OPEN DATOS PRESENTACION"
6210 PRINT D$"WRITE DATOS PRESENTACION"
6220 PRINT MX: PRINT D$(1): PRINT D$(2)
6230 PRINT D$
6240 FOR I = 1 TO MX
6250 PRINT D$"WRITE DATOS PRESENTACION"
6260 PRINT XN(I): PRINT YN(I): PRINT HL(I): PRINT HV(I): PRINT L(I):
      PRINT V(I): PRINT TN(I)
6270 NEXT I
6280 PRINT D$"CLOSE DATOS PRESENTACION"
6290 PRINT CHR$(4)"RUN UNIDADES GRAFICA"
6299 FOR I = 1 TO 10000: NEXT I
6650 PRINT CHR$(4)"RUN UNIDADES GRAFICA"
10000 REM SUBROUTINA PARA EL CALCULO DE LAS TEMPERATURAS DE ROCIO
'0010 T = (T1 - T2) * YY + T2

```

```

10020 G1 = (Z(1) + Z(2) * T + Z(3) * T ^ 2 + Z(4) * T ^ 3)
10030 G2 = (ZI(1) + ZI(2) * T + ZI(3) * T ^ 2 + ZI(4) * T ^ 3)
10040 G7 = (Z(2) + 2 * Z(3) * T + 3 * Z(4) * T ^ 2)
10050 G8 = (ZI(2) + 2 * ZI(3) * T + 3 * ZI(4) * T ^ 2)
10060 F1 = YY / (G1 ^ 3 * T) + (1 - YY) / (G2 ^ 3 * T) - 1
10070 F2 = ( - YY / (G1 ^ 3 * T) ^ 2) * (G1 ^ 3 + 3 * T * G1 ^ 2 * G7
      ) - ((1 - YY) / (G2 ^ 3 * T) ^ 2) * (G2 ^ 3 + 3 * T * G2 ^ 2 * G
      B)
10080 TN = T - F1 / F2
10090 IF ABS ((T - TN) / TN) < 1E - 4 THEN 10120
10100 T = TN
10110 GOTO 10020
10120 T = TN
10130 XX = YY / (G1 ^ 3 * T)
10140 RETURN
10150 REM SUBROUTINA PARA EL CALCULO DE LAS TEMPERATURAS DE BURBUJA
10160 T = (T1 - T2) * XX + T2
10170 D1 = (Z(1) + Z(2) * T + Z(3) * T ^ 2 + Z(4) * T ^ 3)
10180 D2 = (ZI(1) + ZI(2) * T + ZI(3) * T ^ 2 + ZI(4) * T ^ 3)
10190 D7 = (Z(2) + 2 * Z(3) * T + 3 * Z(4) * T ^ 2)
10200 D8 = (ZI(2) + 2 * ZI(3) * T + 3 * ZI(4) * T ^ 2)
10210 F1 = XX * (T * D1 ^ 3) + (1 - XX) * (D2 ^ 3 * T) - 1
10220 F2 = XX * (D1 ^ 3 + 3 * T * D1 ^ 2 * D7) + (1 - XX) * (D2 ^ 3 +
      3 * T * D2 ^ 2 * D8)
10230 TN = T - F1 / F2
10240 IF ABS ((T - TN) / TN) < 1E - 4 THEN 10280
10250 T = TN
10260 GOTO 10170
10270 T = TN
10280 YY = D1 ^ 3 * TN * XX
10290 RETURN
10300 REM SUBROUTINA PARA EL CALCULO DE LAS ENTALPIAS DEL LIQUIDO Y
      EL VAPOR SATURADO
10310 T0 = 273
10320 IF NT = 1 THEN 10335
10330 IF NT = 2 THEN 10380
10335 REM CALCULO DE LA ENTALPIA DEL LIQUIDO CON CP=CTE.
10340 FOR I = 1 TO 2
10350 HT(I) = CP(I) * (T - T0)
10360 NEXT I
10370 GOTO 10420
10380 REM CALCULO DE LA ENTALPIA DEL LIQUIDO CON CP=F(T)
10390 FOR S = 1 TO 2
10400 HT(S) = Q1(S) * (T - T0) + (Q2(S) / 2) * (T ^ 2 - T0 ^ 2) + (Q3
      (S) / 3) * (T ^ 3 - T0 ^ 3) + (Q4(S) / 4) * (T ^ 4 - T0 ^ 4)
10410 NEXT S
10420 REM CALCULO DE LAS ENTALPIAS DEL VAPOR
10430 IF NE = 1 THEN 10460
10440 IF NE = 2 THEN 10510
10450 IF NE = 3 THEN 10565
10460 REM CALCULO DE LAS ENTALPIAS CONOCIENDOLA A UNA DETERMINADA TE
      MPERATURA
10470 FOR E = 1 TO 2
10480 HS(E) = HN(E) * ((1 - T / TC(E)) / (1 - TI(E) / TC(E))) ^ .38
10490 NEXT E
10500 GOTO 10590

```



```

1510 REM CALCULO DE LAS ENTALPIAS POR MEDIO DE UNA CORRELACION
0520 FOR EI = 1 TO 2
10530 HN(EI) = 2.17 * TB(EI) * ( LOG (PC(EI)) - 1) / (.930 - TB(EI) /
TC(EI))
10540 HS(EI) = HN(EI) * ((1 - T / TC(EI)) / (1 - TB(EI) / TC(EI))) ^
.38
10550 NEXT EI
10560 GOTO 10590
10565 REM LAS ENTALPIAS DE VAPORIZACION PERMANECEN CONSTANTES
10570 HS(1) = HN(1)
10580 HS(2) = HN(2)
10590 HS = (HS(1) + HT(1)) * YY + (HS(2) + HT(2)) * (1 - YY)
10600 HT = HT(1) * XX + HT(2) * (1 - XX)
10610 RETURN
10620 REM SUBROUTINA PARA IMPRIMIR LOS DATOS QUE SE VAN CALCULANDO E
N LA ZONA DE RECTIFICACION
10630 HOME : VTAB 3: HTAB 15: PRINT "UNIDADES "
10631 VTAB 6: PRINT " HD = ENTALPIA DEL DESTILADO
(KCAL/KMOL)"
10632 VTAB 9: PRINT " HL.HV = ENTALPIA DEL LIQUIDO Y VAPOR
(KCAL/KMOL)"
10633 VTAB 12: PRINT " X.Y = FRACCIONES DEL LIQUIDO Y VAPOR
(MOL)"
10635 VTAB 15: PRINT " L.V = FLUJOS DEL LIQUIDO Y VAPOR
(KMOL/HR)
10636 VTAB 18: PRINT " QD = CALOR DEL CONDENSADOR
KCAL/HR"
10637 VTAB 21: PRINT " E = ERROR CALCULADO ENTRE Y ,YN"
10647 VTAB 23: INPUT "PARA CONTINUAR PRESIONE <RETURN> ":MK$
10648 HOME : VTAB 7: HTAB 8: PRINT "RESULTADOS DEL CONDENSADOR "
1649 VTAB 10: HTAB 15: PRINT "T('K)= ":TN(M)
10650 VTAB 12: PRINT "X =": INT (XN(M) * 1E4 + .5) / 1E4: VTAB 12: HTAB
25: PRINT "Y =": INT (YN(M) * 1E4 + .5) / 1E4
10660 VTAB 14: PRINT "HL = ": INT (HL(M)): VTAB 14: HTAB 25: PRINT "
HV = ": INT (HV(M))
10670 VTAB 16: PRINT "HD = ": INT (HD): VTAB 16: HTAB 25: PRINT "QD
= ": INT (QD)
10690 FOR I = 1 TO 5000: NEXT I
10700 HOME
10710 RETURN
10720 REM SUBROUTINA PARA IMPRIMIR RESULTADOS DE LAS ITERACIONES QUE
SE VAN CALCULANDO
0730 VTAB 5: HTAB 8: PRINT "RESULTADO DE CADA ITERACION "
0740 VTAB 8: HTAB 15: PRINT "T('K) = ": INT (T * 10 + .5) / 10
0750 VTAB 11: PRINT "HL = ": INT (HT): VTAB 11: HTAB 25: PRINT "HV
= ": INT (HV(M))
0760 VTAB 13: PRINT " L = ": INT (L(M - 1) * 1E4 + .5) / 1E4: VTAB
13: HTAB 25: PRINT " V = ": INT (V(M) * 1E4 + .5) / 1E4
0770 VTAB 15: PRINT " X = ": INT (XX * 1E4 + .5) / 1E4: VTAB 15: HTAB
25: PRINT " Y = ": INT (YY * 1E4 + .5) / 1E4
0780 VTAB 17: HTAB 12: PRINT " ": VTAB 17: PRINT " E = ": INT
(( ABS ((YY - YN(M)) / YN(M))) * 1E5 + .5) / 1E5: VTAB 17: HTAB
25: PRINT "YN = ": INT (YN(M) * 1E4 + .5) / 1E4
0790 VTAB 19: PRINT "TOLERANCIA = ":ZB
0791 VTAB 21: PRINT "ITERACION = ": VTAB 21: HTAB 13: PRINT " ": VTAB
21: HTAB 13: PRINT "":GI

```



```

10800 RETURN
10810 REM SUBROUTINA PARA IMPRIMIR EL RESULTADO DE LA RAIZ ENCONTRAD
A
10820 HOME : VTAB 7: PRINT "RESULTADOS DE LA RAIZ ENCONTRADA "
10830 VTAB 10: HTAB 15: PRINT "T('K) = "; INT (T * 10 + .5) / 10
10840 VTAB 12: PRINT "HL = "; INT (HT): VTAB 12: HTAB 25: PRINT "HV
= "; INT (HV(M))
10850 VTAB 14: PRINT "L = "; INT (L(M - 1) * 1E4 + .5) / 1E4: VTAB 1
4: HTAB 25: PRINT "V = "; INT (V(M) * 1E4 + .5) / 1E4
10860 VTAB 16: PRINT "X = "; INT (XN(M) * 1E4 + .5) / 1E4: VTAB 16: HTAB
25: PRINT "Y = "; INT (YY * 1E4 + .5) / 1E4
10870 VTAB 18: PRINT "E = "; INT (( ABS ((YY - YN(M)) / YN(M))) * 1E
5 + .5) / 1E5: VTAB 18: HTAB 25: PRINT "YN = "; INT (YN(M) * 1E4
+ .5) / 1E4
10880 VTAB 22: PRINT "PLATO # = "; MX - 1
10881 VTAB 20: PRINT "ITERACIONES = "; GI
10890 FOR I = 1 TO 5000: NEXT I
10900 HOME
10910 RETURN
10920 REM SUBROUTINA PARA EL CALCULO DE LAS COMPOSICIONES DEL LIQUID
O Y VAPOR POR MEDIO DE LOS COEFICINETES DE DISTRIBUCION
.0930 FA = T * (Z(1) + Z(2) * T + Z(3) * T ^ 2 + Z(4) * T ^ 3) ^ 3
.0940 FB = T * (ZI(1) + ZI(2) * T + ZI(3) * T ^ 2 + ZI(4) * T ^ 3) ^
3
.0950 XX = (FB - 1) / (FB - FA)
.0960 YY = XX * FA
.0970 RETURN
10980 REM SUBROUTINA PARA IMPRIMIR LOS CALCULOS EN LA ZONA DE AGOTAM
IENTO
10990 HOME : VTAB 3: HTAB 15: PRINT "UNIDADES "
10991 VTAB 6: PRINT " HB = ENTALPIA DEL RESIDUO
(KCAL/KMOL)"
10992 VTAB 9: PRINT " HL.HV = ENTALPIA DEL LIQUIDO Y VAPOR
(KCAL/KMOL)"
10993 VTAB 12: PRINT " X.Y = FRACCIONES DEL LIQUIDO Y VAPOR
(MOL)"
10995 VTAB 15: PRINT " L.V = FLUJOS DEL LIQUIDO Y VAPOR
(KMOL/HR)
10996 VTAB 18: PRINT " QB = CALOR DEL HERVIDOR
KCAL/HR"
10997 VTAB 21: PRINT " E = ERROR CALCULADO ENTRE Y ,YN"
10998 VTAB 23: INPUT "PARA CONTINUAR PRESIONE <RETURN> ";MK$
11004 HOME : VTAB 7: HTAB 8: PRINT "RESULTADOS DEL HERVIDOR "
11005 VTAB 10: HTAB 8: PRINT "T ('K) = "; INT (TM(MY) * 10 + .5) /
10
11010 VTAB 13: PRINT "XB = "; INT (XA(MY) * 1E4 + .5) / 1E4: VTAB 13
: HTAB 25: PRINT " Y = "; INT (YA(MY) * 1E4 + .5) / 1E4
1020 VTAB 16: PRINT "HV = "; INT (HC(MY)): VTAB 16: HTAB 25: PRINT
"HB = "; INT (HA(MY))
11030 VTAB 19: PRINT "PLATO #":MY: VTAB 19: HTAB 25: PRINT "QB = "; INT
(QB)
11040 FOR I = 1 TO 3000: NEXT I
11050 HOME
11060 RETURN
11070 REM IMPRIME LOS VALORES DE CADA ITERACION

```

```

11080 VTAB 6: HTAB 5: PRINT "RESULTADOS DE CADA ITERACION"
11090 VTAB 8: HTAB 10: PRINT "T ('K)= "; INT (TM(MY) * 10 + .5) / 10

1100 VTAB 10: PRINT "HL= "; INT (HA(MY)); VTAB 10: HTAB 25: PRINT "
HV = "; INT (HC(MY))
1110 VTAB 12: PRINT "L = "; INT (LI(MY) * 1E4 + .5) / 1E4; VTAB 12:
HTAB 25: PRINT " V = "; INT (VA(MY - 1) * 1E4 + .5) / 1E4
11120 VTAB 14: PRINT "Y = "; INT (YA(MY) * 1E4 + .5) / 1E4; VTAB 14:
HTAB 25: PRINT " X = "; INT (XX * 1E4 + .5) / 1E4
11130 VTAB 16: HTAB 12: PRINT " "; VTAB 16: PRINT "E = "; INT ((
ABS ((XX - XA(MY)) / XA(MY))) * 1E5 + .5) / 1E5; VTAB 16: HTAB
25: PRINT "XN = "; INT (XA(MY) * 1E4 + .5) / 1E4
11135 VTAB 20: PRINT "ITERACION = "; VTAB 20: HTAB 13: PRINT " "; VTAB
20: HTAB 13: PRINT " "; GI
1140 VTAB 18: PRINT "TOLERANCIA = "; ZB
1150 RETURN
1160 REM IMPRIME LA RAIZ
1170 HOME : VTAB 7: HTAB 9: PRINT "RESULTADOS DE LA RAIZ"
11180 VTAB 10: HTAB 10: PRINT "T ('K) = "; INT (TM(MY) * 10 + .5) /
10
11190 VTAB 12: PRINT "HL = "; INT (HA(MY)); VTAB 12: HTAB 25: PRINT
"HV = "; INT (HC(MY))
11200 VTAB 14: PRINT "L = "; INT (LI(MY) * 1E4 + .5) / 1E4; VTAB 14:
HTAB 25: PRINT " V = "; INT (VA(MY - 1) * 1E4 + .5) / 1E4
11210 VTAB 16: PRINT "Y = "; INT (YA(MY) * 1E4 + .5) / 1E4; VTAB 16:
HTAB 25: PRINT " X = "; INT (XX * 1E4 + .5) / 1E4
11220 VTAB 18: PRINT "E = "; INT (( ABS (XX - XA(MY))) * 1E5 + .5) /
1E5; VTAB 18: HTAB 25: PRINT "XN = "; INT (XA(MY) * 1E4 + .5) /
1E4
11225 VTAB 20: PRINT "ITERACIONES = "; GI
11230 VTAB 22: PRINT "PLATO # N"; "-"; ZA
11240 FOR I = 1 TO 3000: NEXT I
11250 HOME
1260 RETURN
4427 POKE 34,0: HOME

```

```
10 HOME
20 INVERSE ; VTAB 3: HTAB 9: PRINT "UNIDADES DE LA GRAFICA": NORMAL
30 VTAB 6: HTAB 9: PRINT "ALIMENTACION": VTAB 6: HTAB 23: PRINT "DES
  TILADO": VTAB 6: HTAB 34: PRINT "RESIDUO"
40 VTAB 9: PRINT "FLUJO(KMOL/HR)": VTAB 9: HTAB 17: PRINT "F": VTAB
  9: HTAB 26: PRINT "D": VTAB 9: HTAB 37: PRINT "B"
50 VTAB 11: PRINT "FRACCION(MOL)": VTAB 11: HTAB 16: PRINT "XF": VTAB
  11: HTAB 25: PRINT "XD": VTAB 11: HTAB 36: PRINT "XB"
60 VTAB 13: PRINT "ENTALPIA": VTAB 14: PRINT "(KCAL/KMOL)": VTAB 14:
  HTAB 16: PRINT "HF": VTAB 14: HTAB 25: PRINT "HD": VTAB 14: HTAB
  36: PRINT "HB"
70 VTAB 16: PRINT "CALOR DEL CON-": VTAB 17: PRINT "DENSADOR (KCAL/H
  R)": VTAB 17: HTAB 25: PRINT "QD"
80 VTAB 19: PRINT "CALOR DEL": VTAB 20: PRINT "HERVIDOR (KCAL/HR)": VTAB
  20: HTAB 36: PRINT "QB"
90 VTAB 23: INPUT "PARA CONTINUAR PRESIONE < RETURN> ":MK$
110 PRINT CHR$(4)"RUN GRAFICA 2"
```

```

10 REM SUBROUTINA PARA CARGAR EL SET DE GRAFICAS
15 HGR2 : HCOLOR= 3
20 POKE 216.0
21 DD$ = CHR$ (4)
22 PRINT DD$"OPEN DATOS GRAFICA"
23 PRINT DD$"READ DATOS GRAFICA"
24 INPUT F: INPUT XF: INPUT HF: INPUT D: INPUT XD: INPUT HD: INPUT B
   : INPUT XB: INPUT HB
25 INPUT RF: INPUT QD: INPUT QB: INPUT MX
26 INPUT D$(1): INPUT D$(2)
27 PRINT DD$"CLOSE DATOS GRAFICA"
30 GOTO 110
40 REM ** CASE CONVERTER SUBR.**
50 II$ = "": FOR JJ = 1 TO LEN (AA$):LL = 32
60 LL$ = MID$ (AA$.JJ.1): IF LL$ = "@" OR LL$ = "&" THEN JJ = JJ + 1
   :LL = 0 - 64 * (LL$ = "&")
70 II = ASC ( MID$ (AA$.JJ)): IF II < ASC ("AA") OR II > ASC ("ZZ"
   ) THEN LL = 0
80 PRINT CHR$ (II + LL):: NEXT JJ: PRINT : RETURN
90 II$ = II$ + CHR$ (II + LL): NEXT JJ: PRINT II$: RETURN
100 REM REMOVE LINE 35 FOR LINE -AT-A- TIME MODE
110 TEXT : CALL - 936
120 PRINT CHR$ (4)"BLOAD HI-RES CHARACTER GENERATOR"
130 PRINT CHR$ (4)"BLOAD CHARACTER TABLE"
140 HGR2 : REM TURN-ON HIRES SCREEN
150 PR# 0: IN# 0: POKE 54.0: POKE 55.96: REM INITIALIZE HIRES CHARA
   CTER MODE
160 HPLOT 55.50 TO 55.155 TO 100.155 TO 100.50: HPLOT 55.50: HPLOT 7
   7.5,32.5 TO 77.5,27.5 TO 150,27.5 TO 150,35: HPLOT 110.35 TO 190
   ,35 TO 190,50 TO 110,50 TO 110,35
170 HPLOT 55.50 TO 100.50
180 HPLOT 150.50 TO 150.55: HPLOT 200,55 TO 100.55 TO 103.52: HPLOT
   100.55 TO 103.58: HPLOT 200,55 TO 197.58: HPLOT 200.55 TO 197.52
190 HPLOT 77,172 TO 77,180 TO 150,180 TO 150,170: HPLOT 115,170 TO 1
   80,170 TO 180,155 TO 115,155 TO 115,170: HPLOT 150,155 TO 150,15
   0 TO 100,150 TO 103,147: HPLOT 100,150 TO 103,153: HPLOT 190,150
   TO 200,150 TO 197,153: HPLOT 200,150 TO 197,147
200 HPLOT 10,95 TO 55,95 TO 52,92: HPLOT 55,95 TO 52,98
220 HPLOT 180,160 TO 190,160 TO 190,150
280 HPLOT 55,70 TO 77,70: HPLOT 100,90 TO 77,90: HPLOT 55,110 TO 77,
   110: HPLOT 100,130 TO 77,130: HPLOT 55,150 TO 77,150: HPLOT 100,
   57 TO 77,57
290 HPLOT 55,50 TO 58,43.8 TO 61,39.7 TO 65.36.3 TO 70,33.8 TO 74,32
   .8
291 HPLOT 89,35 TO 90.37
300 HPLOT 74,32.8 TO 79,32.6 TO 80,32.6 TO 85,33.8 TO 88.35
310 HPLOT 92,37.8 TO 96,42.2 TO 97,43.8 TO 98,45.7 TO 99.48.4
320 HPLOT 55,155 TO 58,161.2 TO 61,165.3 TO 65,168.7 TO 68.170.4
330 HPLOT 73,172.6 TO 82,172 TO 85,171.2 TO 86.170.8
340 HPLOT 89,169.3 TO 92,167.2 TO 93,166.3 TO 94,165.3 TO 95,164.1 TO
   96,162.8 TO 97,161.2 TO 98,159.3 TO 99,156.6

```

```

341 H PLOT 68,170 TO 72,172
342 H PLOT 88,169 TO 88,169
350 AA$ = "@C@D@L@U@M@N@A @D@E @D@E@S@T@I@L@A@C@I@O@N": VTAB 1: HTAB
  9: GOSUB 50
351 AA$ = "@PRESIONA 'ESC' PARA CONTINUAR": VTAB 24: GOSUB 50
352 AA$ = "@F= ": VTAB 14: GOSUB 50: AA$ = "@X@F= ": VTAB 16: GOSUB 50
  : AA$ = "@HF= ": VTAB 18: GOSUB 50
353 AA$ = "@D= ": VTAB 7: HTAB 32: GOSUB 50: AA$ = "@X@D= ": VTAB 9: HTAB
  31: GOSUB 50: AA$ = '@HD= ": VTAB 11: HTAB 31: GOSUB 50
354 AA$ = "@B= ": VTAB 16: HTAB 32: GOSUB 50: AA$ = "@X@B= ": VTAB 18
  : HTAB 31: GOSUB 50: AA$ = "@HB= ": VTAB 20: HTAB 31: GOSUB 50
355 AA$ = "@Q@D= ": VTAB 4: HTAB 24: GOSUB 50: AA$ = "@Q@B= ": VTAB 23
  : HTAB 24: GOSUB 50
356 AA$ = "@PLATOS ": VTAB 18: HTAB 20: GOSUB 50: AA$ = "@REFLUJO =": VTAB
  9: HTAB 16: GOSUB 50
357 AA$ = "HERVIDOR": VTAB 21: HTAB 18: GOSUB 50: AA$ = "CONDENSADOR".
  VTAB 6: HTAB 17: GOSUB 50
358 VTAB 14: HTAB 3: AA$ = STR$ (F): GOSUB 50: VTAB 16: HTAB 4: AA$ =
  STR$ (XF): GOSUB 50: VTAB 18: HTAB 4: AA$ = STR$ ( INT (HF)): GOSUB
  50
359 VTAB 7: HTAB 34: AA$ = STR$ (D): GOSUB 50: VTAB 9: HTAB 34: AA$ =
  STR$ (XD): GOSUB 50: VTAB 11: HTAB 34: AA$ = STR$ ( INT (HD)): GOSUB
  50
360 VTAB 16: HTAB 34: AA$ = STR$ (B): GOSUB 50: VTAB 18: HTAB 34: AA$
  = STR$ (XB): GOSUB 50: VTAB 20: HTAB 34: AA$ = STR$ ( INT (HB)
  ): GOSUB 50
361 VTAB 4: HTAB 27: AA$ = STR$ ( INT (QD)): GOSUB 50: VTAB 23: HTAB
  27: AA$ = STR$ ( INT (QB)): GOSUB 50
362 VTAB 9: HTAB 25: AA$ = STR$ (RF): GOSUB 50: VTAB 18: HTAB 16: AA$
  = STR$ (MX - 1): GOSUB 50
363 AA$ = "@SISTEMA:": VTAB 3: GOSUB 50
364 AA$ = D$(1): VTAB 3: HTAB 10: GOSUB 50: AA$ = "-": VTAB 3: HTAB 10
  + LEN (D$(1)): GOSUB 50: AA$ = D$(2): VTAB 3: HTAB 11 + LEN (D
  $(1)): GOSUB 50
500 GET FF$: IF FF$ < > CHR$ (27) THEN 500
510 PR# 0: IN# 0: TEXT : HOME : FOKE 54.189: POKE 55.158
520 PRINT CHR$ (4) "RUN PRESENTACION FINAL"

```

```

10 DIM XN(40),YN(40),HL(40),HV(40),L(40),V(40),TN(40)
20 D$ = CHR$(4)
30 PRINT D$"OPEN DATOS PRESENTACION"
40 PRINT D$"READ DATOS PRESENTACION"
50 INPUT MX: INPUT D$(1): INPUT D$(2)
60 PRINT D$
70 FOR I = 1 TO MX
80 PRINT D$"READ DATOS PRESENTACION"
90 INPUT XN(I): INPUT YN(I): INPUT HL(I): INPUT HV(I): INPUT L(I): INPUT
  V(I): INPUT TN(I)
100 NEXT I
110 PRINT D$"CLOSE DATOS PRESENTACION"
120 HOME : VTAB 5: HTAB 15: PRINT "MENU DE RESULTADOS"
130 PRINT : PRINT "<1> COMPOSICIONES "
140 PRINT : PRINT "<2> ENTALPIAS "
150 PRINT : PRINT "<3> FLUJOS DE VAPOR Y LIQUIDO"
155 PRINT : PRINT "<4> VOLVER AL PROGRAMA"
160 PRINT : PRINT "<9> FIN DEL PROGRAMA"
170 PRINT : PRINT "QUE OPCION DESEA VER": VTAB 17: HTAB 22: GET IA$:
  HOME
180 IF IA$ = CHR$(49) THEN 225
190 IF IA$ = CHR$(50) THEN 345
200 IF IA$ = CHR$(51) THEN 465
205 IF IA$ = CHR$(52) THEN 700
210 IF IA$ = CHR$(57) THEN 590
220 GOTO 120
225 VTAB 7: HTAB 15: PRINT "UNIDADES"
226 VTAB 11: PRINT "X = FRACCION DEL LIQUIDO < MOL>": VTAB 15: PRINT
  "Y = FRACCION DEL VAPOR <MOL>"
227 FOR I = 0 TO 5000: NEXT I
229 HOME : VTAB 3: HTAB 5: PRINT "SISTEMA  ":D$(1):"-":D$(2)
230 VTAB 5: PRINT "PLATO": VTAB 5: HTAB 10: PRINT "T('K)": VTAB 5: HTAB
  23: PRINT "X": VTAB 5: HTAB 35: PRINT "Y"
240 POKE 34,6
250 SPEED= 155
260 FOR I = 1 TO MX - 1
270 PRINT
280 PRINT I".-": TAB( 8):TN(I): TAB( 21):XN(I): TAB( 33):YN(I)
290 NEXT I
300 SPEED= 255
310 POKE 34,0
320 VTAB 24: INPUT "PARA VOLVER AL MENU PRESIONE <RETURN>":MK$
340 GOTO 120
345 VTAB 7: HTAB 15: PRINT "UNIDADES"
346 VTAB 11: PRINT "HL = ENTALPIA DEL LIQUIDO <KCAL/KMOL>": VTAB 15:
  PRINT "HV = ENTALPIA DEL VAPOR <KCAL/KMOL>"
347 FOR I = 0 TO 5000: NEXT I
349 HOME : VTAB 3: HTAB 5: PRINT "SISTEMA  ":D$(1):"-":D$(2)
350 VTAB 5: PRINT "PLATO": VTAB 5: HTAB 10: PRINT "T('K)": VTAB 5: HTAB
  23: PRINT "HL": VTAB 5: HTAB 35: PRINT "HV"

```

```

360 POKE 34,6
370 SPEED= 155
380 FOR I = 1 TO MX - 1
390 PRINT
400 PRINT I".-": TAB( 8);TN(I);; TAB( 21);HL(I); TAB( 33);HV(I)
410 NEXT I
420 SPEED= 255
430 POKE 34,0
440 VTAB 24: INPUT "PARA VOLVER AL MENU PRESIONE <RETURN>":MK$
460 GOTO 120
465 HOME : VTAB 7: HTAB 15: PRINT "UNIDADES"
471 VTAB 11: PRINT " L = FLUJO DEL LIQUIDO (KMOL/HR)": VTAB 15: PRINT
"V = FLUJO DEL VAPOR (KMOL/HR)
472 FOR I = 1 TO 5000: NEXT I
478 HOME : VTAB 3: HTAB 5: PRINT "SISTEMA ":D$(1);"-":D$(2)
479 VTAB 5: PRINT "PLATO": VTAB 5: HTAB 10: PRINT "T('K)": VTAB 5: HTAB
23: PRINT "L": VTAB 5: HTAB 35: PRINT "V"
480 POKE 34,6
490 SPEED= 155
500 FOR I = 1 TO MX - 1
510 PRINT
520 PRINT I".-": TAB( 8);TN(I); TAB( 21);L(I); TAB( 33);V(I)
530 NEXT I
540 SPEED= 255
550 POKE 34,0
560 VTAB 24: INPUT "PARA VOLVER AL MENU PRESIONE <RETURN>":MK$
580 GOTO 120
589 C = 1
590 I = 24
591 B = 34
592 SPEED= 255
594 VTAB 10: HTAB (B): PRINT "F I N "
597 VTAB (I): HTAB 15: PRINT "F I N "
600 IF I = 10 THEN 601
601 IF B = 15 THEN 620
602 IF I = 10 THEN 604
603 I = I - 1
604 B = B - 1
605 FOR J = 0 TO 100: NEXT J
614 HOME
615 GOTO 592
620 FOR I = 1 TO 2500: NEXT I
621 FOR I = 1 TO 40
630 VTAB 5: HTAB I: PRINT "="
640 VTAB 15: HTAB I: PRINT "="
650 NEXT I
651 END
700 HOME
710 HTAB 10: VTAB 8: PRINT "VOLVER AL PROGRAMA"
715 VTAB 12: HTAB 5: PRINT "1.- ALIMENTACION DE LOS DATOS"
720 VTAB 15: HTAB 5: PRINT '2 - TEMPERATURA DE ALIMENTACION"
730 VTAB 18: HTAB 10: INPUT "QUE OPCION DESEA ? ":WP$:WP = VAL (WP$
)
740 IF WP - 1 THEN PRINT CHR$(4)"RUN ALIMENTACION DE DATOS"
750 IF WP < > 2 THEN 730
760 PRINT CHR$(4)"RUN METODO DE SOREL"

```



