

300618
1
20



UNIVERSIDAD LA SALLE

ESCUELA DE QUIMICA

Incorporada a la U.N.A.M.

MODIFICACION DEL METODO TSUBOKA-KATAYAMA Y LA ELABORACION DE UNA UNIDAD DIDACTICA PARA LA SIMULACION DE UNA TORRE DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

EDUARDO ACOSTA MORA

Asesor de Tesis: José Luis González Díaz

México, D.F.

1988

FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

I N D I C E

Indice	2
1.- Objetivo	4
2.- Información general de la extracción líquido-líquido	6
2.1.- Extracción líquida	7
2.2.- Modelo termodinámico	20
3.- Explicación del Método	
3.1.- Método Tsuboka-Katayama	27
3.2.- Modificaciones al método	30
4.- Manual del usuario	32
5.- Ejemplos	40
5.1.- Planteamiento de problemas	41
5.2.- Casos de estudio	50
5.3.- Resumen gráfico de los casos de estudio	99
6.- Conclusiones	103
7.- Apéndices	
7.1.- Estructura del programa	106
7.2.- Técnicas de operación	107
7.3.- Secuencia de cálculo	113
7.4.- Tolerancias empleadas	115
7.5.- Diagrama de flujo	117
7.6.- Listado del programa	153
7.7.- Listado de variables que inter- vienen en el programa	175
7.8.- Constantes para algunos pares binarios	177
8.- Bibliografía	182

CAPITULO I

OBJETIVO

O B J E T I V O

Elaborar una unidad didáctica para un simulador de extracción líquido-líquido mediante la modificación de un método riguroso de cálculo (el método de Tsuboka-Katsuyama).

Mediante modificaciones en la introducción de datos, el usuario podrá saber cómo varía el proceso si se cambian una o varias variables de operación de su sistema sin necesidad de efectuar de nuevo cuenta la introducción de todos los datos requeridos.

El programa está diseñado para que pueda ser usado convenientemente en un simulador general de procesos. El programa contiene parámetros que le permiten operar por sí mismo.

La modificación al método de Tsuboka-Katsuyama consiste en el aumento de temperatura en la extracción líquida, la aceleración de la convergencia, los estudios de estabilidad, la inicialización de variables. Es decir, se calcula rigurosamente el perfil de temperatura en la torre, en vez de asumir la operación de la torre a la misma temperatura o perfiles lineales, lo cual es especialmente útil cuando el "feed" disolvente(s) y la (s) alimentación(es) no se encuentran a la misma temperatura o bien cuando el valor de extracción, de absorción o de solución, es apreciable.

CAPITULO 11

INFORMACION GENERAL DE LA EXTRACCION LIQUIDA

INFORMACION GENERAL DE LA EXTRACCION LIQUIDA

2.1.- Extracción Líquida.

La separación de los componentes en una solución líquida se puede efectuar mediante el contacto con otro líquido insoluble en el primero, siempre y cuando se tenga una distribución desigual de componentes. A esta operación se le conoce con el nombre de extracción líquida o simplemente extracción líquida, aunque algunas veces se le conoce con el nombre de extracción con disolventes, etc.

El proceso se puede llevar a cabo en muchas formas. En la mayoría de los casos, la solución a ser tratada se pone en contacto con un líquido parcial o totalmente inmiscible a ella. Debido a que las sustancias que componen la solución original se distribuyen de una manera distinta entre las dos fases líquidas, se logra una separación o extracción de uno o varios de los componentes. Esta separación se puede incrementar mediante el uso de contactos múltiples.

La separación en la vida se basará exclusivamente en las características físicas de los componentes, ya que no habrá cambios químicos. Sin embargo, las características químicas de cada uno de los componentes, influye definitivamente en el proceso de separación, ya que la separación se basa exclusivamente en la inmiscibilidad de las soluciones. Por otra parte, la inmiscibilidad puede cambiar por métodos artificiales, como por ejemplo, mediante la adición de una sal a una solución en la cual la sal pueda disolverse con una relativa facilidad, es así que se logra la separación de el (o los) componentes en la cual la sal no es soluble. Se puede alterar la inmiscibilidad mediante cambios de temperatura, de pH, o del estado de oxidación de una sal disuelta.

En algunos casos se puede lograr la extracción mediante reacciones químicas, pero este tipo de separación es muy limitado.

La extracción líquida se utiliza frecuentemente en operaciones que no se pueden efectuar mediante otros procesos como la destilación, y sus resultados son muy costosos.

A la solución de la cual se le va a extraer un compuesto, si se llama alimentación y el líquido añadido con el propósito de hacer posible ésta, se le llama disolvente.

Si el disolvente que se va a utilizar consiste principalmente de una sustancia, se le llama disolvente puro; por si tiene trazas de material proveniente de reciclaje, se le llama disolvente recuperado. Al disolvente que consiste en una solución de una o mas sustancias elegidas para darle algunas propiedades específicas, se le llama disolvente mezclado.

La corriente de disolvente, producto del proceso, que contiene uno o varios constituyentes desalorados por la extracción se le llama extracto; es la solución rica en el producto a separar. Por el contrario, a la corriente que contiene las "impurezas" disueltas al extracto, se le llama refinado, y es el disolvente con las sustancias removidas.

Se puede efectuar además, una separación mediante dos disolventes inmiscibles entre sí, uno de los cuales será el solvente y el otro varias veces el de la medida. En este tipo de extracción se le conoce por extracción por doble disolvente o fraccionada. Aquí no se aplican los términos de extracto y refinado.

El requerimiento mínimo para la extracción es el contacto íntimo entre las fases líquidas que se mezclan, para que en la interfase haya de masa de los constituyentes desde una fase del líquido a la otra, seguida de la separación física de los mismos.

Cualquier tipo de reactor o nivel líquido que permita ponerlos en contacto una vez, se le llama etapa. Si los líquidos del efluente están en equilibrio, la etapa se denomina teórica o ideal. A la relación entre una etapa real y una ideal, se le llama eficiencia de la etapa.

Este proceso puede ser así también por etapas de extracción continua o diferencial, en las cuales no hay separación física de etapas discretas.

La utilidad de la forma de introducción de los flujos depende mucho del tipo de separación que se desea hacer.

La forma de extracción puede ser a flujo cruzado o a contracorriente.

La extracción a flujo cruzado se basa en que en cada etapa se realiza una "extracción":

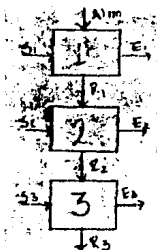


Figura 1.

La extracción a contracorriente, también llamada "extracción en cascada", se basa en que el "refinado" de una etapa se utiliza como "extracto" en la siguiente etapa:

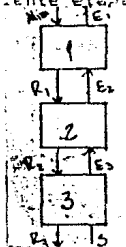


Figura 2.

Existen dos tipos de extractores utilizados frecuentemente en la industria: extractores por etapas, y extractores de contacto continuo o diferenciales.

EXTRACTORES POR ETAPAS. El equipo de extracción por etapas que se utiliza es de dos tipos, principalmente: cascadas de mezclador-sedimentador o un tipo de varias etapas, o torres perforadas de varias etapas.

Un mezclador-sedimentador es un aparato de una etapa, que generalmente consiste en dos partes: un mezclador para poner en contacto las dos fases líquidas y lograr la transferencia de masa, y un sedimentador para separarlas mecánicamente. La interfase puede ser continua o por lotes.

Los mezcladores son de 2 tipos: mezcladores de flujo y tanques de mezclado. Los mezclados de flujo, o mezcladores de línea, son aparatos de volumen muy pequeño colocados en una línea de tubos, con una serie de orificios o biquillas de alimentación. a través de los cuales se bombean e corriente paralela los líquidos que se van a poner en contacto.

Los tanques de mezclado se representan en la figura 3.

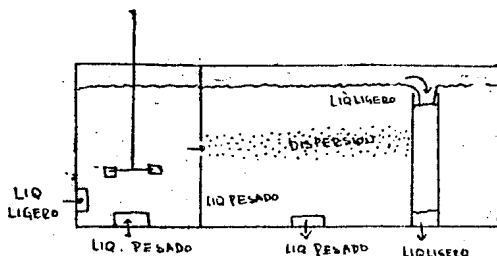


Figura 3.

Los mezcladores de flujo se pueden representar en la fig. 4.

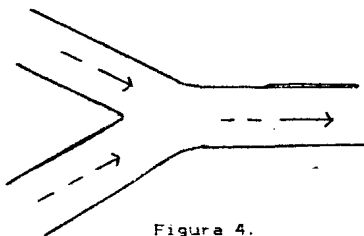


Figura 4.

Para operación continua, los líquidos que se van a poner en contacto pueden entrar en el fondo, salir por la parte superior; en algunas arreses de cascadas, los líquidos ligeros y pesados entran a través de la pared lateral, parte de la parte superior y de la parte inferior, respectivamente, y salen a la vez de una salida en la pared opuesta al impulso.

TORRES DE PLATOS PERFORADOS. Estas torres de las las etapas a contracorriente. tanto con respecto a la capacidad de manejo del líquido como a la eficiencia en la extracción, son muy efectivas, en particular para sistemas de baja tensión interfacial que no requieren agitación mecánica para una buena dispersión.

La figura 5 muestra una torre de diseño sencillo en donde se puede observar el arreglo utilizado para que el líquido ligero se disperse: los líquidos ligeros pasan a través de las perforaciones y las burbujas ascienden a través de la fase continua pesada y coalescen en una capa que se acumula entre cada plato.

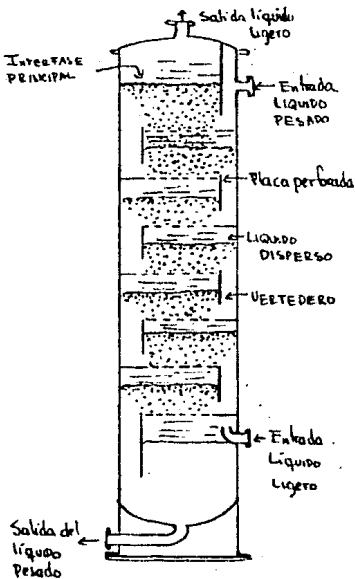


Figura 5.

* **EXTRACTORES DIFERENCIALES DE CONTACTO CONTINUO.** Cuando los líquidos fluyen a contracorriente a través de una sola pieza del equipo, se puede tener el equivalente de todas las etapas ideales deseadas. En estos aparatos (figura 6), el flujo a contracorriente se produce debido a la diferencia en las densidades de los líquidos; por lo que, debido a la fuerza de gravedad, el extractor adopta generalmente la forma de una torre vertical, en la que el líquido ligero entra por el fondo y el pesado por la parte superior.

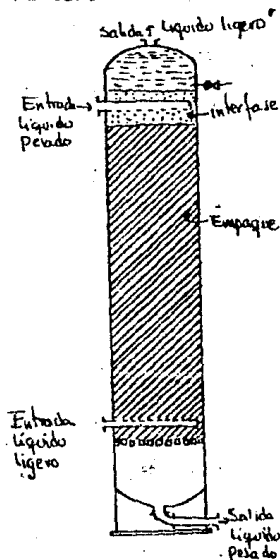


Figura 6.

Debido a que el diseño final de un extractor de este tipo con un sistema multicomponente requiere de la determinación de los balances de materia, equivalentes a los balances de energía, para cada etapa, se considerará que cada etapa j puede ser alimentada por un flujo inferior F_{j-1} con una composición en fracción molar del componente i ($x_{j-1,i}$). Además, se alimenta con un flujo de la etapa inferior $j+1$ ($L_{j+1,i}$) con composición en fracción molar $x_{j+1,i}$. Y con un flujo de la etapa superior $j-1$ ($V_{j-1,i}$) con composición $y_{j-1,i}$.

En la etapa j sale el extracto con composición $X_{2j,j}$. Esta corriente se puede dividir para lograr un flujo lateral W_j , una corriente $LA(j)$ a la siguiente etapa $j+1$, o si $j=1$, a la talica. Además, fluye un "refinado" con composición $X_{1(i,j)}$, el cual se puede dividir a su vez en un flujo lateral U_j y una corriente $LD(j)$ a la etapa $j+1$, o salir del extractor si $j=N$.

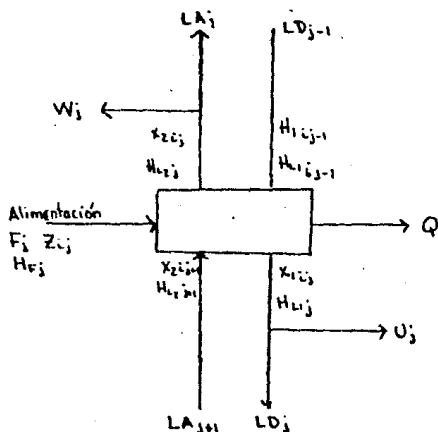


FIGURA 7

Sin embargo, otras variables pueden ser usadas: por ejemplo, los flujos pueden ser representados por fracciones mol; los flujos laterales pueden ser dados, además, como fracciones de flujo entre etapas.

La torre formada por N etapas en cascada se puede representar mediante el esquema que se muestra en la figura 3:

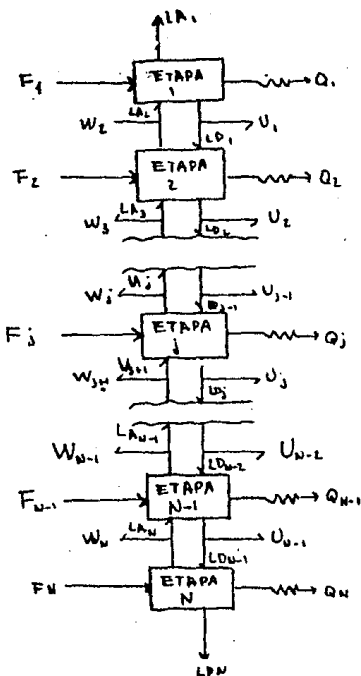


Figura 3.

En especificadas las temperaturas y flujos de las alimentaciones, las salidas laterales, el número de etapas, las composiciones en cada fase, las únicas variables a ser ajustadas son los flujos molares alimentados $L_{A,i}$.

Además en cada etapa se debe cumplir con las condiciones de equilibrio de masa, equilibrio de fases y equilibrio entálpico, como se observa en el siguiente sistema de ecuaciones:

$$LD(J-1)X_1(i, J-1) + LA(J+1)X_2(i, J+1) + F(J)X_2(i, J) - (LD(J)+DU(J))X_1(i, J) - (LA(J)+WU(J))X_2(i, J) = 0 \quad -1$$

$$L_1(i, J) - F(i, J)X_1(i, J) = 0 \quad -2$$

$$\sum_{i=1}^C X_2(i, J) - 1.0 = 0 \quad -3$$

$$\sum_{i=1}^C X_1(i, J) - 1.0 = 0 \quad -4$$

i= No. del componente

J= No. de etapa

$$H(i, J) = LD(J-1)H_1(i, J-1) + LA(J+1)H_2(i, J+1) + F(i)H_2(i, J) - (LD(J)+DU(J))H_1(i, J) - (LA(J)+WU(J))H_2(i, J) = 0 \quad -5$$

Estas condiciones se pueden combinar si $\sum_{i=1}^C H(i, J) = 1.0$.

Para las etapas 1 a J:

$$LD(J) = LA(J-1) - \sum_{i=1}^C (F(i)H_2(i, J) - WU(i, J)) - LA(J) \quad -6$$

Los primeros procesos que utilizaron la extracción líquida fueron los de la industria del azúcar, ya que diferentes compuestos con diferentes propiedades químicas y físicas tienen semejantes puntos de ebullición semejantes. Los equipos que se utilizan, tienen diferentes características (12) que deben ser analizadas antes de decidir su uso.

Uno de los procesos que utiliza la extracción líquida es la recuperación del ácido acético de soluciones acuosas diluidas (9): la evaporación del agua de una solución requiere de una gran cantidad de calor, y la curva de equilibrio vapor-líquido para este sistema es tal que se necesita de un refujo muy elevado para eliminar el agua con un contenido casi nulo de ácido acético. Un disolvente que sea más miscible con el ácido acético que el agua, aumentará la concentración del ácido acético sin el costo de una gran cantidad de calor.

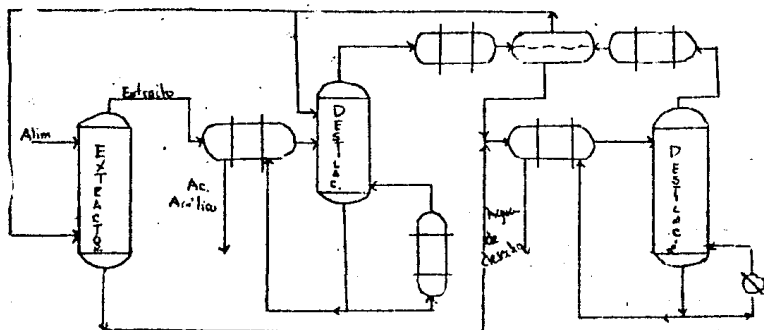


Figura 9.

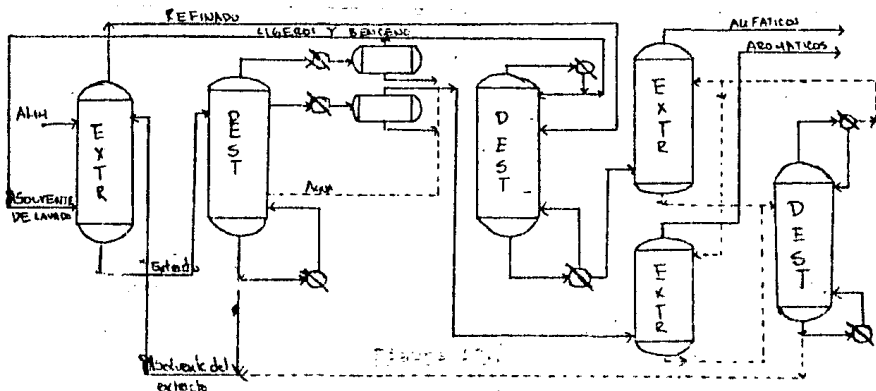
Para separar el ácido acético industrialmente, se utilizan diversos disolventes como: los acetatos metílico, etílico, propílico, butílico, pentílico; los ésteres etílico e isopropílico; el propanol, metilacetato, metilbutilacetato, benceno, tolueno y xileno.

La refinación de aceites vegetales y minerales, el alquitrán de hulla, los productos de pirólisis y los preparados farmacéuticos, son algunas de las aplicaciones más frecuentes de la extracción líquida (4). La libertad de elección de un disolvente o una combinación de disolventes, entre la gran cantidad de compuestos, con las propiedades específicas deseadas, permite que casi todas las mezclas importantes que se presenten, puedan separarse (4).

Las separaciones más simples, son las de los productos en que la alimentación es simplemente una mezcla de dos sustancias (4). En estos casos, pueden separarse con alta pureza uno o los dos componentes, mediante la selección adecuada de el o los disolventes que se van a utilizar.

Los mezclas de isómeros y las de compuestos homólogos pueden separarse por extracción con un disolvente, al igual que las mezclas de especies moleculares diferentes (4). El refuerzo de la extracción química se efectúa mediante la formación selectiva de complejos, por ejemplo, por disolventes alcalinos para la separación de ceras, ácidos del alquitrán y eliminación del azufre del petróleo (4) se encuentra en forma de sulfuro de hidrogeno de mercaptanos).

El proceso Udel (5), es un proceso de fraccionamiento líquido-líquido de todo tipo para la separación de compuestos aromáticos y alifáticos. En este proceso, los disolventes utilizados para la extracción, son el dietilenglicol o el tricileno-glicol. Los cuales son recuperados por destilación, se pueden separar el extracto del refinado por medio de una separación líquida con agua. Este proceso se muestra en el esquema de la figura 10.



Subsecuentes modificaciones al proceso utilizan el tetilén-glicol como un disolvente de extracción para la fase de extracción principal (2). El agua dispersada por la distilación se usa para extraer el disolvente que queda en el extracto, y esta es eliminada mediante la destilación.

En la extracción de metales con un alto grado de pureza a partir de sus minerales, la mezcla que se introduce en el extractor suele ser una mezcla de cloruros en solución acuosa reforzada con ácido. Otra aplicación constituye la eliminación del cloruro de sodio residual de las soluciones concentradas de hidróxido de sodio obtenidas por la electrolisis de la sal.

En la separación del uranio (3), que se muestra en la figura 11, los disolventes utilizados son los fosfatos de alquilo en queroseno, los cuales son recuperados por extracción líquida. El refinado, prácticamente no requiere que se le elimine el disolvente debido a que la solubilidad de los disolventes en agua es muy baja, y a que la mayoría de la pérdida del disolvente ocurre por que pequeñas gotas de éste caen en el agua. La economía del proceso de extracción líquido-líquido, depende de cual disolvente es el usado para el refinado, y cual es el usado para quitarle los disolventes al refinado.

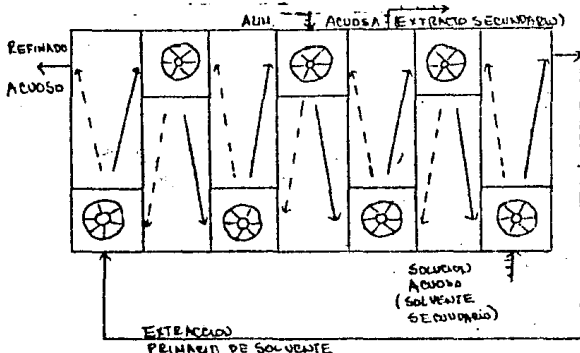


Figura 11.

Además, se utiliza para separar las fracciones más pesadas del petróleo, como aceites pesados, queroseno, combustible diesel y aceites lubricantes.

En la producción de penicilina, clindamicina, tetraciclina, bacitracina, rifamicina y en general los compuestos más sensibles al calor, se separan los contaminantes indeseados, el gran volumen de agua presente en el caldo de fermentación, eliminado como disolvente al inicio de amlior, por que el antibiótico sufre una degradación severa.

Las características que se deben de tomar en cuenta para la elección de un disolvente son varias (12). Entre las principales se encuentran:

1.- Selectividad.- Uno de los atributos más importantes para un buen disolvente, es la capacidad de extraer el componente B de una mezcla A-B, para que la relación de B después de la extracción, sea diferente a la de la mezcla inicial.

2.- Recuperación.- El disolvente debe de recuperarse tanto por un método como del refinado. Como el método más usual es la destilación, es deseable que se utilicen disolventes volátiles con calor latente de vaporización bajo.

3.- Capacidad del disolvente.- El disolvente debe de disolver al soluto extraído.

4.- Solubilidad del disolvente.- Es deseable un alto grado de insolubilidad con respecto a la mezcla original. Esto produce una gran selectividad.

5.- Densidad.- Es esencial para que se pueda efectuar el flujo de los líquidos que se han puesto en contacto en el extractor.

6.- Tensión interfacial.- Es necesaria si se requiere de una extracción rápida. Usualmente se necesitan agitadores mecánicos para llevar a cabo la extracción, pero tiene la ventaja de que no hay problemas de emulsiones entre las fases.

7.- Otras propiedades deseables de los disolventes son: la baja corrosividad de los disolventes con los materiales usados en la construcción de las unidades de extracción, baja viscosidad, no inflamables, no tóxicos, y con bajo costo de recuperación.

2.2.- Modelo termodinámico.

Quando los líquidos son muy distintos, los coeficientes de actividad son grandes, pueden coexistir 2 o más fases líquidas en equilibrio, las cuales representan los límites de solubilidad de un líquido en otro líquido.

Para estas fases que coexisten, se tiene una ecuación de equilibrio de la siguiente forma:

$$\delta_{11}^{(1)} \gamma_{11}^{(1)} = \delta_{11}^{(2)} \gamma_{11}^{(2)}$$

o:

$$\gamma_{11}^{(1)} = K_{11}^{(1)} \gamma_{11}^{(2)}$$

que permite la determinación de las regiones de dos fases.

Estas regiones, tienen que satisfacer las ecuaciones de equilibrio de materia y energía, las cuales se discuten en el apéndice 7.2.

La actividad se define a su vez como:

$$a_i = \frac{f_i}{f_i^0}$$

en donde f_i es la fugacidad del líquido a una determinada temperatura, y f_i^0 es la fugacidad a una temperatura de referencia.

A).- Equilibrio líquido-líquido.

Los coeficientes de actividad pueden ser calculados por ecuaciones empíricas o semi-empíricas, algunas de las cuales son las siguientes:

1).- Ecuación de Van Laar. (12)

Se hace en unas constantes de interacción $A(1,2)$ que ajustan las curvas de composición para desviaciones de la Ley de Raoult; es decir, son dependientes de la solubilidad mutua de cada uno de los componentes entre sí.

Para una mezcla de multicomponentes, se utiliza un sistema pseudo-binario en el cual, la ecuación depende de las composiciones y de las constantes binarias.

Los coeficientes binarios se calculan a partir de las siguientes ecuaciones:

$$\frac{A_{1,2}(x)}{A_{2,1}(x)} = \frac{(S_{11}(1)/S_{11}(2) + S_{11}(2)/S_{11}(1)) \left[\frac{\ln(S_{11}(1)/S_{11}(2))}{\ln(S_{11}(2)/S_{11}(1))} - 2 \right]}{(S_{11}(1)/S_{11}(2) + S_{11}(2)/S_{11}(1)) \left[\frac{S_{11}(1) \ln(S_{11}(1)/S_{11}(2)) + S_{11}(2) \ln(S_{11}(2)/S_{11}(1))}{S_{11}(1) \ln(S_{11}(1)/S_{11}(2))} \right]}$$

(1-1)

$$A_{1,1} = A_{1,2} + S_{11}(1) + A_{2,1} + S_{11}(2) \quad (1-2)$$

(1-2)

$$A_{2,2} = A_{1,2} + S_{11}(1) + A_{2,1} + S_{11}(2) \quad (1-3)$$

$$\ln(S_{11}(1)/S_{11}(2)) =$$

$$\frac{A + B}{A + B}$$

en donde $S_{11}(1)$, $S_{11}(2)$ son los datos de solubilidad crítica del componente 1 a una determinada temperatura en ambas fases.

Si las solubilidades críticas son iguales en las dos fases, esto es, si $SI(i) = SI(j)$, se usan unas ecuaciones modificadas:

$$\frac{A(i,j)}{A(j,i)} = \frac{1 - (SI(i))^2}{2SI(i) - (SI(i))^2}$$

ya:

$$A(i,j) = \frac{13.50 (1 - (SI(i))^2)}{(1 - (SI(i))^2)^2 \times (1 - (SI(i))^2)^2}$$

Para isómeros, estas dependen de soluciones totalmente miscibles, $A(i,j) = A(j,i) = 0$.

La dependencia de $A(i,j)$ con respecto a la temperatura es:

$$A(i,j) = \frac{A(i,j) \times T \text{ (a la cual se tienen los datos)}}{T \text{ (a la cual se va a efectuar la extracción)}}$$

Los coeficientes de actividad se pueden calcular a partir de:

$$A = \sum_{j=1}^C x_j \gamma_j A(i,j)$$

$$E = \sum_{j=1}^C x_j \gamma_j A(j,i)$$

$$\ln \gamma_{\text{antrac}} = \frac{1 - x_{\text{antrac}}}{A} \left[\frac{1}{x_{\text{DMS}} + (1 - x_{\text{DMS}})^2} \right]$$

2.- Modelo N.R.T.L. (Non-Random, Two-Liquid). '3., 12.-3)

Introduce el concepto de la concentración molar local basada en una distribución aleatoria de naturaleza hipotética de las moléculas.

Define la utilización de la Energía libre en función de parámetros $G^E(i,j)$ y $\alpha^E(i,j)$, como funciones de la temperatura:

$$G^E(i,j) = G^E(i,j) + G^E(i,j)(T-273.15)$$

$$\alpha^E(i,j) = \alpha^E(i,j) + \alpha^E(i,j)(T-273.15)$$

Estos parámetros son usados para calcular el coeficiente de actividad a partir de la siguiente ecuación:

$$\ln a_{i,j} = \frac{\sum_k P_{i,j,k} G_{i,j,k}(T)}{\sum_k G_{i,j,k}(T) R(T)}$$

$$+ \sum_k \left[\frac{G_{i,j,k}(T)}{\sum_k G_{i,j,k}(T) R(T)} P_{i,j,k} - \frac{\sum_k P_{i,j,k} G_{i,j,k}(T) R(T)}{\sum_k G_{i,j,k}(T) R(T)} \right]$$

en donde:

$$P_{i,j,k} = \frac{G_{i,j,k}(T)}{R(T)}$$

$$G_{i,j,k}(T) = E_{i,j,k} + \alpha_{i,j,k}(T) \frac{G_{i,j,k}(T)}{R(T)}$$

3.- Ecuación de Chao-Seader. (2)

Es una ecuación para correlacionar propiedades de hidrocarburos y algunos gases ligeros, basada en la premisa de no idealidad de las soluciones, debida a las fuerzas de atracción intermolecular de Van der Waals.

La expresión para el coeficiente de actividad se define como:

$$\ln \gamma_i = \frac{V_i^L(i) \left[\delta_i^2 - \sum_{j=1}^n \Phi_j \delta_j \delta_i \right]}{R T} - \ln \left(\frac{V_i^L(i)}{V_i^L} \right) - 1 + \frac{V_i^L(i)}{V_i^L}$$

en donde Φ_j es la fracción molar, asumiendo volúmenes molares aditivos.

$$\Phi_j = \frac{V_j^L(i) V_i^L(i)}{V_i^L}$$

δ_j es el parámetro de solubilidad.

$$\delta_j = \left[\frac{\lambda_j - R T}{V_i^L} \right]^{1/2}$$

$$V_i^L = \sum_{j=1}^n V_j^L(i)$$

FUNCIONES

La fugacidad se calcula a partir de una ecuación de estado la cual es función de la temperatura, presión, composición de la mezcla.

Una de las ecuaciones que más se ajusta al modelo de extracción líquida es la propuesta por Scovel-Mathias (15), ya que involucra constantes para sustancias polares, como la mayoría de los disolventes lo son.

$$\ln f(i) = \left(\frac{z}{b} \sum_{j=1}^c x(j) b(i,j) - 1 \right) (z-1) - \ln(z-1) - \frac{A}{B} \ln \left(1 + \frac{B}{z} \right)$$

$$\ln z = \frac{1}{z} \sum_{j=1}^c x(j) a(i,j) - \frac{1}{z} \sum_{j=1}^c x(j) b(i,j) - 1$$

B).- Cálculo de Entalpía (2)

La ecuación para el cálculo de entalpía para una mezcla de multicomponentes, es el propuesto para el modelo N.R.T.L.:

$$A = \sum_{j=1}^c x(j) * G(i,j)$$

$$B = \sum_{k=1}^c F(i,k) * G(i,k) * x(k)$$

$$E = \sum_{j=1}^c x(j) * (-273.15 + C(i,j))$$

$$H(i) = \sum_{j=1}^c \frac{x(j)}{T} \sum_{k=1}^c x(k) * G(i,k) \left[B * (1 - \alpha(i,j)) * (C(i,j) - \frac{E}{T}) + F * T * 2 * \alpha(i,j) * C(i,j) * (F(i,j) - \frac{E}{A}) \right]$$

LISTADO DE VARIABLES EMPLEADAS EN ESTE CAPITULO

A	Fugacidad.
AL(j,j)	Cte. de interacción de Van Laar.
ALFAC(i,j)	Cte. de interacción de N.R.T.L.
ALFAT(i,j)	Cte. de interacción de N.R.T.L.
CI(i,j)	Cte. de interacción de N.R.T.L.
CC(i,i)	Parámetros para N.R.T.L.
CT(i,i)	Parámetros para N.R.T.L.
(j)	Parámetro de solubilidad de la Ecu. de Ince-Saeger.
F	Fugacidad a la temperatura T.
F ₀	Fugacidad a una temperatura de referencia.
G(i)	Cte. de interacción de N.R.T.L.
GAMMA(i)	Coefficiente de actividad.
N(i)	Cte. de equilibrio entre fases.
PHI(j)	Fracción volumen.
PI(i,j)	Cte. de interacción N.R.T.L.
P	Cte. de los gases ideales.
SII(i,j)	Solubilidad en el equilibrio del componente i con respecto a j en la fase del refinado.
SIII(i,j)	Solubilidad en el equilibrio del componente i con respecto a j en la fase del extracto.
T	Temperatura.
VL(i)	Volumen parcial del componente i.
VL	Volumen total del líquido.
x(i)	Fracción mol.
XI(i)	Fracción mol.
XII(i)	Fracción mol.

CAPITULO III

EXPLICACION DEL METODO TSUBOKA-KATAYAMA

3.1 METODO TSUBOKA-KATAYAMA

El equipo empleado en la extracción líquido-líquido, frecuentemente opera adiabáticamente. Cuando las corrientes de entrada están básicamente a la misma temperatura y el calor de mezclado es despreciable, la operación es también isotérmica.

Cuando esto sucede, se emplea una versión simplificada del método de SUM RATES.

El método de SUM RATES consiste en que un cálculo inicial de variables $T(j)$ y los flujos del líquido ascendente ($LA(j)$) es asumido al iniciar el cálculo de el extractor. Para la mayoría de los problemas, es suficiente con asumir $LA(j)$, basado en que se supone que hay un flujo molar inter-etapas.

Se calculan las composiciones y si la tolerancia es menor a la requerida, se sale del ciclo; si no, se repite nuevamente el cálculo.

El método Tsuboka-Katayama consiste en que se fija un perfil de temperaturas a lo largo de la torre, y se mantiene constante a través del proceso iterativo, con el cual se tiene el cálculo de las composiciones en las etapas, los flujos correspondientes a las condiciones de operación.

El balance de entalpía debe usarse para el cálculo de un intercambiador de calor que le permita al sistema mantener la temperatura deseada, aunque no forme parte del cálculo iterativo.

La transferencia de masa debe ser unidireccional o debe existir un cambio igual entre ambas fases. Esta transferencia de masa se determina por medio de parámetros de solubilidad.

En sí, el proceso del cálculo de extracción en etapas múltiples de sistemas multicomponentes del método Tsuboka-Katayama para un proceso isotérmico, consiste esencialmente de dos ciclos anidados: el primero (interno), calcula las composiciones de las etapas, y el segundo calcula las relaciones de flujo entre las etapas.

La convergencia se alcanza cuando los perfiles de composición y los flujos no varían de una iteración a otra y se satisfacen las ecuaciones de equilibrio de fases, de materia y de energía.

El algoritmo para el método de las isotermas de Tsuboka-Katayama es el siguiente:

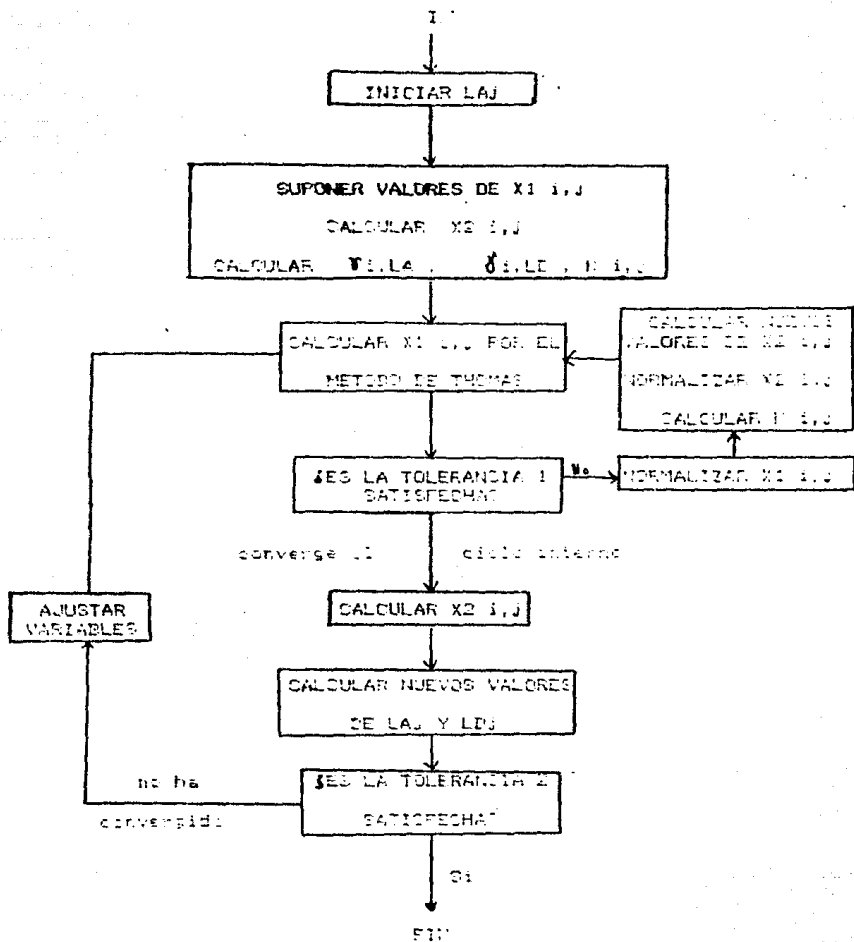


Figura 12.

Las especificaciones para el cálculo, consisten en flujos, composiciones de los flujos, localización de las alimentaciones, su temperatura, las salidas laterales y el número total de las etapas. Las presiones en las etapas no necesitan ser especificadas, pero se sobreentiende que deben de ser mayores a las correspondientes presiones de vapor para evitar la vaporización.

Las únicas variables que se requieren para iniciar el cálculo, son los valores estimados de los flujos molares ascendentes $LA(j)$. Un conjunto inicial se obtiene asumiendo una separación perfecta del componente que se va a separar.

3.2 MODIFICACION AL METODO

La modificación al método consiste en suponer que en la operación de la torre existe un perfil de temperaturas que varía de una etapa a otra, por lo que la operación de la torre no tiene la misma temperatura en todos los niveles.

Es así, que se var modificando los factores K en cada etapa, de modo que se puedan simular las torres en las que el disolvente o la alimentación no están a la misma temperatura.

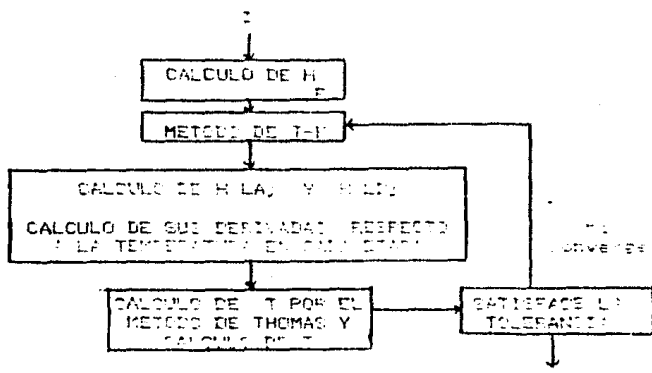
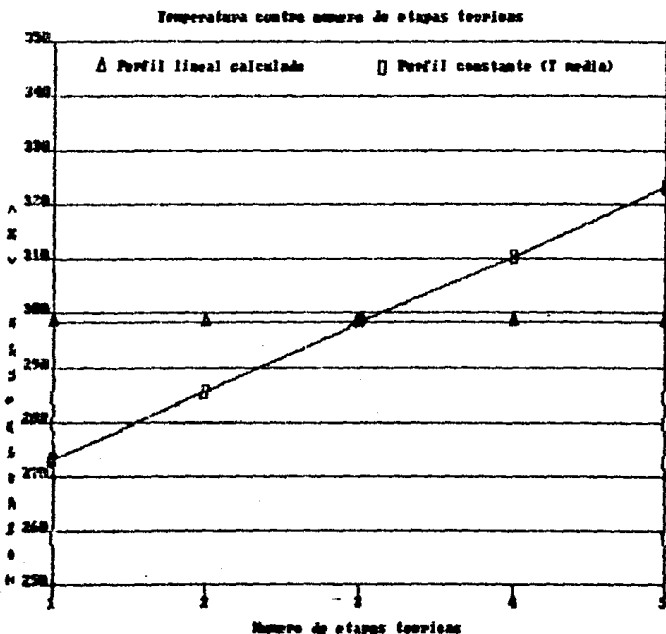


Figura 13.

Las correcciones a las temperaturas en los platos se efectúan cuando los perfiles de flujo ya componen un todo constante para una temperatura de una iteración anterior, permitiendo así, una convergencia rápida.

La siguiente gráfica muestra el comportamiento de las temperaturas en cada etapa para el problema 1 del capítulo V, comparada con la gráfica de temperaturas del método Teubokan-Katayama.



La modificación supone unos perfiles iniciales de temperatura de la torre que no varían significativamente, aun cuando exista una gran diferencia de temperaturas en las alimentaciones.

CAPITULO IV

MANUAL DEL USUARIO

MANUAL DEL USUARIO

El simulador, compatible con IBM/PC, puede ser operado en modo directo desde el sistema operativo.

Una vez que el sistema operativo fue cargado, se le llama:

A) EXLIQ <RETURN>

ejecutando el simulador, apareciendo la siguiente pantalla:

U L S A

```
1111111111111111111111111111111111
^ MODIFICACIONES AL ^
^ METODO TSUBOKA-KATAYAMA ^
^ PARA EXTRACCION LIQUIDA ^
^ EDUARDO ACOSTA MORA ^
^ 1111111111111111111111111111111111+
```

1987

OPRIME <RETURN> PARA CONTINUAR

Se oprime cualquier tecla, y aparece el siguiente menú para imprimir de resultados:

FORMA DE IMPRESION DE RESULTADOS

- 1.- Pantalla
- 2.- Impresora

Escoge una opcion

..

A continuación, aparece el menú principal:

MENU

- 1.- CORRIDA-EXTERNA
- 2.- CORRIDA INTERNA
- 3.- CAMBIO DE VARIABLES
EN LA CORRIDA ACTUAL
- 4.- CAMBIO DEL METODO DE CALCULO
DE ACTIVIDADES
- 5.- FIN DE PROGRAMA

ESCOGE UNA OPCION?

Se escoge una forma de operación del simulador y en seguida aparece el siguiente menú para el cálculo de actividades:

CALCULO DE ACTIVIDADES

- 1.- VAN LAAR
- 2.- CHAO-SEADER
- 3.- MML

ESCOGE UNA OPCION?

El menú para el cálculo de entalpías es el siguiente:

CALCULO DE ENTALEPIA

1.- IDEAL

2.- N.R.T.L.

ESCOGE UNA OPCION?

-Formas de operación-

1.- Introducción de datos.-

Los datos se pueden introducir de dos formas:

A.- Con una externa:

En esta forma de operación, el usuario introduce los datos que el simulador le va pidiendo en la siguiente secuencia:

I.- No. de alimentaciones.- El usuario introduce el No. de todas las corrientes de alimentación que llegan a la torre propuesta (incluyendo las entradas intermedias).

II.- No. de alimentaciones del disolvente.- Todas las corrientes del disolvente introducidas (incluyendo las entradas intermedias).

III.- No. de flujos de salida del refinador.- Todas las corrientes de salida de los refinados (incluyendo las corrientes laterales).

IV.- No. de flujos de salida del extractor.- Todas las corrientes de salida del extractor.

V.- No. de etapas del extractor.

VI.- No. de componentes.- El número total de componentes que se van a introducir en el separador (tanto de los flujos de alimentación, como del disolvente).

- VII.- No. del componente a separar.- El No. del componente de todos los que se alimentan si se supone va a ser separado. Se necesita para hacer un perfil inicial de las composiciones dentro de la torre.
- VIII.- No. del plato de la 1a. alimentación.- Nos. de platos de todas las corrientes de alimentación.
- IX.- Temperatura de entrada.- Se especifican las temperaturas a las cuales se introducen las alimentaciones.
- X.- No. del plato de la 1a. alimentación del disolvente.- Nos. de platos de las corrientes de alimentación del disolvente. Los flujos de la corriente que se alimentan en etapas superiores a las corrientes de alimentación se suponen que se introducen como alimentación.
- XI.- Temperatura de entrada.- Se especifican las temperaturas a las cuales se introducen las alimentaciones del disolvente.
- XII.- No. de platos de la 1a. salida del refinador.- No. de platos de las salidas del refinador.
- XIII.- No. de platos de la 1a. salida del extractor.- No. de platos de las salidas del extractor.
- XIV.- Presión de operación.
- XV.- Nombre y capacidad térmica de cada componente.
- XVI.- Dependiendo de la forma del cálculo de actividades preguntará:
- a).- Van Laar.
 - 1.- Solubilidad de los componentes entre sí.
 - 2.- Temperatura a la cual están referidas las solubilidades.

b).- Chao-Seader.

- 1.- Masas moleculares.
- 2.- Calores latentes de evaporación.
- 3.- Densidades.
- 4.- Factor acéntrico de Pitzer.
- 5.- Temperaturas críticas.
- 6.- Presiones críticas.
- 7.- Volúmenes molares parciales.

c).- N.R.T.L.

- 1.- Constantes $CC(i,i)$, y $CT(i,i)$.
- 2.- Constantes $CC(i,j)$, y $CT(i,j)$.

XVII.- Dependiendo de la forma del cálculo de Entalpías, si se van a calcular las entalpías idealmente o los coeficientes de actividad por N.R.T.L., se pregunta ningún dato; en caso contrario, preguntará los coeficientes de interacción binaria.

XVIII.- Pregunta todas las alimentaciones por medio de flujos (así se pueden calcular las composiciones de la alimentación).

XIX.- Todas las flujos de salida (tanto del extracto como del refinado).

Ya que los datos fueron introducidos, el programa comienza su ejecución.

B.- Corrida interna:

Se escoge uno de los problemas propuestos, y el usuario no necesita introducir ningún dato ya que se encuentran incluidos en el paquete del simulador.

2.- Impresión de resultados.-

La impresión de resultados se puede efectuar por pantalla o por medio de una impresora, a elección del usuario. El simulador pregunta si se desean imprimir los datos de la torre, los datos de las alimentaciones, los datos de las salidas y las composiciones más el plato.

En caso afirmativo, se imprimen los resultados.

A continuación se imprimen las condiciones a la salida de la torre y el porcentaje de recuperación y el porcentaje del disolvente transferido al refinado.

Pregunta además, si se quiere cambiar la forma de impresión de resultados, y por último, regresa al menú principal en donde se busca otra forma de operar el simulador.

3.- Cambio de variables en la corrida actual.-

Aparece el siguiente menú:

1. # de etapas
2. # de Alimentaciones
3. # de Alimentaciones del solvente en la torre
4. # de flujos de salida del refinado
5. # de flujos de salida del extracto
6. # de Componentes
7. # del Componente a separar
8. Temperatura de entrada de flujos
9. Presión de Operación
10. Cambio del # de plato de las alimentaciones
11. Cambio del # de plato de las extracciones
12. Flujo de las alimentaciones
13. Flujo de los solventes

ESCOGE UNA OPCIÓN

en el cual, sólo se necesitan darle los cambios que se desean por la introducción de todos los datos para que se corran en la simulación.

4.- Cambio del método de cálculo de actividades.-

El usuario puede cambiar el método de cálculo de actividades sin la necesidad de introducir de nueva cuenta todos los datos del simulador.

Si el paquete no contiene los datos que se requieren para el cálculo, preguntará si el usuario los tiene. Si no los tuviera, vuelve a preguntar nuevamente el método para el cálculo de actividades.

5.- Fin del programa.-

Suspende la ejecución del simulador.

CAPITULO V

EJEMPLOS

EJEMPLOS

Ej. - Planteamiento de problemas.

Problema No. 1.- (12)

La separación del benceno (B) del n-heptano (H) por destilación, es difícil. A una presión atmosférica, los puntos de ebullición difieren por 18.3°C. Sin embargo, debido a la no idealidad de las fases líquidas, la volatilidad relativa decrece a concentraciones elevadas del benceno.

Una alternativa para su separación es la extracción líquida con una mezcla de dimetilformamida (DMF) y agua a 20 °C y 20 psia.

Los datos de los coeficientes de interacción binarios experimentales para este sistema y para la ecuación de N.R.T.L. son:

Par binario (i,j)	CC(i,j)	CT(i,j)	CC(i,i)	CT(i,i)
DMF, H	1150	1.7974	1115	-0.1223
AGUA, H	4180	-3.0221	2800	-0.0270
B, H	700	-0.1072	-200	0.3002
AGUA, DMF	1430	-0.0141	-1250	0.5200
B, DMF	-140	0.101	400	-0.3119
B, AGUA	2100	0.9839	3400	-2.5344

Par binario (i,j)	ALFAC(i,j)	ALFAT(i,i)
DMF, H	.25	0
AGUA, H	.15	0
B, H	.0	0
AGUA, DMF	.25	.00015
B, DMF	.42	.0025
B, AGUA	.2	.00015

Calcular las composiciones a las salidas si se tiene una columna de extracción de 5 etapas. Se alimentan 100.00 kgmol/hr (200 lbmol/hr) de H y 15.00 kgmol/hr (30 lbmol/hr) de B en la etapa 1, y 340.20 kgmol/hr (750 lbmol/hr) de DMF y 113.40 kgmol/hr (250 lbmol/hr) de agua en la etapa 5.

Solución:

A continuación se muestran los resultados obtenidos.

MODIFICACION AL METODO TSUBOCHI-KATAYAMA

20-01-1955

02:46:39

Página 1

de Alimentaciones: 1

Alimentaciones del disolvente: 1

de flujos de salida del refinado: 1

de flujos de salida del extracto: 1

de etapas: 5

de Componentes: 4

del Componente a separar: 2

Fraccion de Operacion (en Atmosferas): 1.330549

	HEXANO	BENCENO	DMF	ACVA
Plato No.	1			
Temperatura:	293.15			
	300	100	0	0
Plato No.	5			
Temperatura:	293.15			
	0	0	750	250

de plato de la 1 a. salida del refinado: 5

de plato de la 1 a. salida del extracto: 1

MODIFICACION AL METODO TSUBOKA-KATAYAMA

20-01-1988

02:47:01

Pagina 2

Comp.	REFINADO	EXTRACTO
Plato No. 1 Temperatura	293.0397	
	394.3497	1108.073
HEXANO	.7527501	2.329705E-02
BENCENO	.1714221	9.564238E-02
DMF	7.518007E-02	.6655085
AGUA	6.44103E-04	.2255504
Plato No. 2 Temperatura	292.0007	
	360.8922	1102.923
HEXANO	.9114711	2.088624E-02
BENCENO	.1177370	5.174447E-02
DMF	6.522109E-02	.6755279
AGUA	4.020122E-04	.2266374
Plato No. 3 Temperatura	292.8757	
	331.021	1009.766
HEXANO	.8713257	1.700081E-02
BENCENO	7.447741E-02	2.497165E-02
DMF	5.484240E-02	.7120193
AGUA	3.44241E-04	.2340052
Plato No. 4 Temperatura	292.9847	
	319.7502	1044.394
HEXANO	.9111187	1.773735E-02
BENCENO	4.130202E-02	1.806907E-02
DMF	4.730545E-02	.7207467
AGUA	2.735255E-04	.2394160
Plato No. 5 Temperatura	292.7422	
	291.0271	1027.632
HEXANO	.7092144	1.846675E-02
BENCENO	1.747507E-02	7.655645E-02
DMF	4.004007E-02	.7321781
AGUA	2.011701E-04	.2402470

MODIFICACION AL METODO TSUDOKA-KATAYAMA

20-01-1968

22:47:02

Pasina C

Comp.	Extracto	Refinado
HEXANO	25.81483	274.1851
BENCENO	94.89855	5.101447
DMF	707.4287	12.5704
AGUA	249.9298	.0701999
FLUJO TOTAL	1168.078	291.9271

Porcentaje de HEXANO de la alimentacion extraido: 0.604334

Porcentaje de BENCENO de la alimentacion extraido: 0.008555

Porcentaje de disolvente transferido al refinado 1.26408

Problema No. 2.- (16)

Calcular las concentraciones y los flujos en los platos para una torre de 12 platos a 20°C con las siguientes condiciones de operación:

Plato de alim.	flujo kgmol	flujo lbmol	concentración			
			c-Hexano	Benceno	i-Octano	Furfural
1	22.28	70.00	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
5	45.24	100.00	0.8000	0.2000	0.0000	0.0000
12	66.72	200.00	0.8000	0.0000	0.0000	1.0000

Las constantes de NRTL para este sistema son:

Pa	CC(1,2)	CC(1,3)	CC(1,4)	CC(2,3)
H,H	- 18	- 0.05	140	0.1
H,C	400	0.05	- 287	- 1.25
H,F	1483	- 2.15	1050	- 3.55
C,C	523	0.01	50	- 6.05
C,F	771	-16.85	464	-20.05
F,F	1000	- 2.75	1204	0.2

Par binario (1,2) ALFAC(1,2) ALFAT(1,2)

H,C	.3	0
H,F	.3	0
C,F	.2801	.00316
C,C	.3	0
C,F	.3	0
F,F	.254	.0020

Solución:

A continuación se muestra la impresión de los resultados.

MODIFICACION AL METODO TOSUCHI-KATAYAMA

20-01-1969
 CD:CE:48
 Pagina 1

de Alimentaciones: 2

Alimentaciones del disolvente: 1

de flujos de salida del refinado: 1

de flujos de salida del extracto: 1

de etapas: 12

de Componentes: 4

del Componente a separar: 2

Presion de Operacion (en Atmosferas): 1

	n-HEXANO	BENCENO	1-OCTANO	FURFURAL
Plato No.	1			
Temperatura:	290.15			
	0	0	0	0
Plato No.	5			
Temperatura:	293.15			
	0	20	0	0
Plato No.	12			
Temperatura:	290.15			
	0		0	200

de Plato de la 1 a. salida del refinado: 12

de Plato de la 1 a. salida del extracto: 1

MODIFICACION AL METODO TSUDONA-KATALAMA

20-01-1988

03:03:07

Pagina 2

Comp.	REFINADO	EXTRACTO
Plato No. 1	Temperatura	291.5798
	59.28236	222.2969
n-HEXANO	0.110421E-02	4.574524E-03
BENCENO	.1240075	.0628869
i-OCTANO	.7502902	.045512
FURFURAL	6.509792E-02	.8670751
Plato No. 2	Temperatura	291.5798
	55.18734	242.1793
n-HEXANO	9.359215E-02	1.469200E-02
BENCENO	.1546774	.1117174
i-OCTANO	.0547715	.0500726
FURFURAL	9.185684E-02	.6125278
Plato No. 3	Temperatura	291.7009
	50.75099	250.5541
n-HEXANO	.1011542	0.860835E-02
BENCENO	.1412565	.1228565
i-OCTANO	.5044273	1.277544E-02
FURFURAL	7.314103E-02	.7779614
Plato No. 4	Temperatura	292.0741
	97.41805	271.6479
n-HEXANO	.013835	7.024307E-02
BENCENO	.1217410	.119321
i-OCTANO	.50085	.069373
FURFURAL	6.057374E-02	.7330629
Plato No. 5	Temperatura	292.2892
	107.5030	270.315
n-HEXANO	.5455539	.1139742
BENCENO	.1293301	.1121799
i-OCTANO	.2420257	0.1015077E-02
FURFURAL	.0825573	.7071001
Plato No. 6	Temperatura	292.409
	186.3858	270.4052
n-HEXANO	.5340908	.1004217
BENCENO	.1069161	8.915219E-02
i-OCTANO	.2520174	2.938846E-02
FURFURAL	7.697241E-02	.7750375

Plato No. 7 Temperatura 292.8931
 177.2838 259.2827
 c-HEXANO .5511353 .100889
 BENCENO 8.641908E-02 7.093321E-02
 i-OCTANO .261231 2.744935E-02
 FURFURAL .0712141 .9007282

Plato No. 8 Temperatura 292.9154
 170.1355 250.1807
 c-HEXANO .5959691 9.611314E-02
 BENCENO 6.918999E-02 5.509017E-02
 i-OCTANO .2692069 2.580826E-02
 FURFURAL 6.360071E-02 .8229793

Plato No. 9 Temperatura 292.2875
 184.0775 243.0425
 c-HEXANO .6091411 9.229367E-02
 BENCENO 5.194030E-02 6.190015E-02
 i-OCTANO .0761161 2.445766E-02
 FURFURAL 6.278202E-02 .8417885

Plato No. 10 Temperatura 292.5045
 160.5070 207.5744
 c-HEXANO .6211507 6.980269E-02
 BENCENO 3.726040E-02 2.953846E-02
 i-OCTANO .2624608 2.362098E-02
 FURFURAL 5.911323E-02 .8570249

Plato No. 11 Temperatura 292.4557
 155.2505 200.4848
 c-HEXANO .6300455 6.090845E-02
 BENCENO 2.030500E-02 1.714007E-02
 i-OCTANO .2910755 2.355937E-02
 FURFURAL 5.504398E-02 .8684827

Plato No. 12 Temperatura 292.5610
 127.1001 208.5674
 c-HEXANO .6213578 6.279413E-02
 BENCENO 1.208995E-02 9.490545E-03
 i-OCTANO .0185667 2.349635E-02
 FURFURAL 5.9296140E-02 .894214

MODIFICACION AL METODO TQUEOKA-KATAYAMA

20-01-1988

03:03:11

Pagina 4

Comp.	Extracto	Refinado
n-HEXANO	1.019647	78.9803
BENCENO	18.46405	1.535907
1-OCTANO	10.14471	39.85529
FURFUVAL	193.2885	1.731567
FLUIDO TOTAL	222.8969	122.1001

Porcentaje de n-HEXANO de la alimentacion extraido: 1.274559

Porcentaje de BENCENO de la alimentacion extraido: 92.32045

Porcentaje de 1-OCTANO de la alimentacion extraido: 20.23941

Porcentaje de disolvente transferido al refinado: 0.000004

II. Casos de estudio:

1er. Caso:

En el problema No. 1, se desea ahora calcular las composiciones si los flujos de DMF y agua varían y son ahora de 500 lbmol/hr para el DMF y 500 lbmol/hr para el agua.

Solución:

A continuación se muestra la impresión de los resultados.

MODIFICACION AL METODO TSUBOMA-KATAYAMA

20-01-1989

02:40:52

Página 1

de Alimentaciones: 1

Alimentaciones del disolvente: 1

de flujos de salida del refinado: 1

de flujos de salida del extracto: 1

de etapas: 5

de Componentes: 4

del Componente a separar: 2

Presión de Operación (en Atmosferas): 1.320544

	HEXANO	BENCENO	DMS	AGUA
Plato No.	1			
Temperatura:	203.15			
	300	100	0	0
Plato No.	5			
Temperatura:	203.15			
	0	0	500	500

de plato de la 1 a. salida del refinado: 5

de plato de la 1 a. salida del extracto: 1

Comp.	REFINADO	EXTRACTO
Plato No. 1 Temperatura	292.9591	
	421.9210	1082.081
HEXANO	.7120115	4.517707E-00
BENCENO	.2421927	2.375412E-11
DMF	4.070225E-00	.4725007
AGUA	1.050110E-11	.4642277
Plato No. 2 Temperatura	292.9701	
	421.8117	1050.820
HEXANO	.7125828	4.007147E-00
BENCENO	.2418239	.0404234
DMF	4.065007E-00	.4001011
AGUA	1.054928E-00	.4745809
Plato No. 3 Temperatura	292.9600	
	417.4124	1051.048
HEXANO	.7105040	4.301008E-00
BENCENO	.2354511	.009610
DMF	4.074218E-00	.4003407
AGUA	1.013702E-00	.4747103
Plato No. 4 Temperatura	290.0290	
	404.8715	1049.443
HEXANO	.7412400	4.771233E-00
BENCENO	.2170153	0.217651E-00
DMF	4.022481E-00	.4321431
AGUA	9.112724E-04	.4705975
Plato No. 5 Temperatura	211.0127	
	307.969	1101.012
HEXANO	.6003400	.0015020
BENCENO	.1101174	0.006614E-00
DMF	1.057515E-01	.1010015
AGUA	0.005070E-04	.4021015

NOTIFICACION AL METODO TOSHIKAWA-MATAYAMA

20-01-1988
02:50:03
Pagina 3

Comp.	Extracto	Refinado
HEXANO	4.052124	295.3478
BENCENO	30.89817	60.00382
BMF	487.8407	12.25624
ACBA	488.7887	12810906
FLUIDO TOTAL	1002.001	307.800

Porcentaje de HEXANO de la alimentacion extraido: 1.550708
 Porcentaje de BENCENO de la alimentacion extraido: 30.89817

Porcentaje de disolvente transferido al refinado: 1.261734

20. Caso:

En el problema No. 1, se sabe ahora calcular las composiciones si los flujos de DMF y agua varían y son ahora de 625 lbmol/hr para el DMF y 375 lbmol/hr para el agua.

Solución:

A continuación se muestra la impresión de los resultados.

MODIFICACION AL METODO TSUBOKA-KATAYAMA

20-01-1988

08:42:56

Página 1

de Alimentaciones: 1

Alimentaciones del disolvente: 1

de flujos de salida del refinado: 1

de flujos de salida del extracto: 1

de etapas: 5

de Componentes: 4

del Componente a separar: 2

Presion de Operacion (en Atmosferas): 1.030000

	HEXANO	BENCENO	DMF	AGUA
Plato No.	1			
Temperatura:	270.15			
	300	100	0	0
Plato No.	15			
Temperatura:	290.15			
	0	0	625	375

de plato de la 1 a. salida del refinado: 5

de plato de la 1 a. salida del extracto: 1

Comp.	REFINADO	EXTRACTO
Plato No. 1 Temperatura	292.7611	
	408.7191	1084.792
HEXANO	.7227092	1.292996E-02
BENCENO	.2129212	7.500141E-02
DMF	5.211099E-02	.500411
AGUA	7.37042E-04	.3455011
Plato No. 2, Temperatura	292.7911	
	391.9566	1090.51
HEXANO	.745115	1.203404E-02
BENCENO	.1395447	.0129917
DMF	.0508700	.5815791
AGUA	4.500381E-04	.3431001
Plato No. 3 Temperatura	292.7694	
	368.5068	1074.731
HEXANO	.800477	1.152125E-02
BENCENO	.1483901	4.934417E-02
DMF	1.413007E-02	.5900874
AGUA	5.366624E-04	.3490171
Plato No. 4 Temperatura	292.9875	
	346.0095	1055.301
HEXANO	.8546800	1.064569E-02
BENCENO	.1061947	3.612679E-02
DMF	3.867101E-02	.5990651
AGUA	4.3407E-04	.3531024
Plato No. 5 Temperatura	292.1755	
	318.2034	1001.001
HEXANO	.9070770	9.484782E-03
BENCENO	0.935017E-01	1.765005E-02
DMF	0.250360E-01	.3071100
AGUA	0.43872E-04	.3883201

Comp.	Extracto	Refinado
HEXANO	14.01841	285.9814
BENCENO	81.44991	18.55007
DHF	118.6079	10.56200
AGUA	374.8850	.114727
FLUJO TOTAL	1008.022	315.2084

Porcentaje de HEXANO de la alimentación extraído: 4.67267

Porcentaje de BENCENO de la alimentación extraído: 81.44991

Porcentaje de disolvente transferido al refinado: 1.067694

3er. Caso:

En el problema No. 1, se desea ahora calcular las composiciones si los flujos de DMF y agua varían y son ahora de 250 lbmol/hr para el DMF y 750 lbmol/hr para el agua.

Solución:

A continuación se muestra la impresión de los resultados.

MODIFICACION AL METODO TSUBOKA-KATAYAMA

20-01-1985
00:48:41
Pagina 1

de Alimentaciones: 1

Alimentaciones del disolvente: 1

de flujos de salida del refinado: 1

de flujos de salida del extracto: 1

de etapas: 5

de Componentes: 4

del Componente a separar: 2

Presion de Operacion (en Atmosferas): 1.030544

	HEXANO	BENCENO	DMF	AGUA
Plato No.	1			
Temperatura:	203.15			
	000	100	0	0
Plato No.	5			
Temperatura:	203.15			
	0	0	250	750

de plato de la # 1 a. salida del refinado: 5

de plato de la # 1 a. salida del extracto: 1

MODIFICACION AL METODO TOLUENA-KATAVANI

10-01-1
00:48:47
Pagina 2

Comp.	REFINADO	EXTRACTO
Plato No. 1	Temperatura 292.9522	
	405.878	1001.858
HEXANO	.7382002	6.813701E-04
BENCENO	.2470457	6.525525E-03
DMF	1.274864E-02	.24457
AGUA	1.007278E-03	.7482231
Plato No. 2	Temperatura 292.9522	
	406.015	1007.734
HEXANO	.7389525	7.021336E-04
BENCENO	.2468735	6.755781E-03
DMF	1.008194E-02	.2482774
AGUA	1.007237E-03	.7442645
Plato No. 3	Temperatura 292.9919	
	406.0067	1007.673
HEXANO	.7389481	7.020774E-04
BENCENO	.2469533	6.78129E-03
DMF	1.007022E-02	.2483720
AGUA	1.007229E-03	.7441635
Plato No. 4	Temperatura 292.9564	
	405.7077	1007.865
HEXANO	.739527	7.033419E-04
BENCENO	.2464201	6.749458E-03
DMF	1.304568E-02	.2480776
AGUA	1.005263E-03	.7441373
Plato No. 5	Temperatura 293.0107	
	399.1413	1007.501
HEXANO	.7517361	7.007147E-04
BENCENO	.2347460	6.463238E-03
DMF	1.249672E-02	.2404376
AGUA	1.70572E-04	.7440172

MODIFICACION AL METODO TSUJIKAWA-NATAYAMA

20-01-1988

00:48:48

Página 3

Comp.	Extracto	Refinado
HEXANO	1.6820366	299.3173
BENCENO	6.537652	93.46235
DMF	245.0255	4.975469
AGUA	745.3167	.3864251
FLUIDO TOTAL	1001.958	398.1416

Porcentaje de HEXANO de la alimentacion extraido: .2275454

Porcentaje de BENCENO de la alimentacion extraido: 6.537652

Porcentaje de disolvente transferido al refinado .5361894

40. Caso:

(Qué sucedería si en vez de tener 5 platos, el extractor tuviera 6 platos?)

Solución:

A continuación se muestra la impresión de los resultados.

MODIFICACION AL METODO TSUBOKA-KATAYAMA

20-01-1988

00:19:26

Pagina 1

de Alimentaciones: 1

Alimentaciones del disolvente: 1

de flujos de salida del refinado: 1

de flujos de salida del extracto: 1

de etapas: 6

de Componentes: 4

del Componente a separar: 2

Presion. de Operacion (en Atmosferas): 1.360544

	HEXANO	BENCENO	DMF	AGUA
Plato No.	1			
Temperatura:	290.15			
	300	100	0	0
Plato No.	6			
Temperatura:	290.15			
	0	0	750	250

de plato de la 1 a. salida del refinado: 6

de plato de la 1 a. salida del extracto: 1

MODIFICACION AL METODO TORRESA-LATAYANA

20-01-1991

09:21:59

Página 2

Comp.	REFINADO	EXTRACTO
Plato No. 1 Temperatura	292.9986	
	392.2555	1109.455
HEXANO	.7522020	2.364727E-02
BENCENO	.171838	8.678026E-11
DMF	7.103001E-02	.0340415
AGUA	6.880141E-04	.2252017
Plato No. 2, Temperatura	292.7791	
	364.1774	1102.001
HEXANO	.3062405	5.027006E-02
BENCENO	.1240379	5.791255E-11
DMF	4.016574E-02	.0317757
AGUA	5.058822E-04	.2336853
Plato No. 3 Temperatura	292.9751	
	341.7903	1079.027
HEXANO	.8540210	1.018075E-02
BENCENO	3.529599E-02	3.633365E-02
DMF	5.962044E-02	.7091805
AGUA	3.838138E-04	.2329152
Plato No. 4 Temperatura	292.9601	
	325.7532	1051.449
HEXANO	.8941277	.0174722
BENCENO	5.090009E-02	2.420448E-02
DMF	.0516820	.7204922
AGUA	3.099353E-04	.2370251
Plato No. 5 Temperatura	292.9470	
	312.5477	1025.405
HEXANO	.9244151	1.391858E-02
BENCENO	2.969011E-02	1.338111E-11
DMF	4.503672E-02	.7832301
AGUA	2.581408E-04	.2419703
Plato No. 6 Temperatura	292.915	
	290.3479	1023.1
HEXANO	.9426392	1.570064E-02
BENCENO	1.275739E-02	5.478054E-03
DMF	4.412640E-02	.7344570
AGUA	2.470937E-04	.2410403

Comp.	Extracto	Refinado
HEXANO	26.24024	273.7598
ZENCENO	11.29592	3.704038
BMF	717.1877	12.81832
AGUA	141.921	.6720057
FLUJO TOTAL	1117.152	290.3473

Porcentaje de HEXANO de la alimentación extraido: 9.746746

Porcentaje de ZENCENO de la alimentación extraido: 96.29592

Porcentaje de disolvente transferido al refinado 1.238403

50. Caso:

Calcular las composiciones en el extractor del problema si tuviera 7 platos.

Solución:

A continuación se muestra la impresión de los resultados.

de Alimentaciones: 1

Alimentaciones del disolvente: 1

de flujos de salida del refinador: 1

de flujos de salida del extractor: 1

de etapas: 7

de Componentes: 4

del Componente a separar: 2

Fraction de Operacion (en Atmosferas): 1.000000

	HEXANO	BENCENO	DMF	AGUA
Plato No.	1			
Temperatura:	293.15			
	300	100	0	0
Plato No.	7			
Temperatura:	293.15			
	0	0	750	250

de plato de la 1 a. salida del refinador: 7

de plato de la 1 a. salida del extractor: 1

Comp.	REFINADO	EXTRACTO
Plato No. 1 Temperatura	292.9248	
	395.1419	1110.888
HEXANO	.7407947	2.030007E-02
BENCENO	.1741852	8.710187E-02
DMF	7.556028E-02	.8607817
AGUA	3.547503E-04	.2247117
Plato No. 2 Temperatura	292.0151	
	337.4411	1101.021
HEXANO	.7000252	2.008920E-02
BENCENO	.1279423	5.962545E-02
DMF	7.110252E-02	.8001014
AGUA	5.325367E-04	.2237040
Plato No. 3 Temperatura	292.8070	
	345.874	1079.329
HEXANO	.8447337	1.050004E-02
BENCENO	9.241001E-02	4.147969E-02
DMF	1.215507E-02	.7050410
AGUA	4.163164E-04	.2219771
Plato No. 4 Temperatura	292.9454	
	390.2251	1056.753
HEXANO	.8021160	1.740788E-02
BENCENO	6.271007E-02	2.775005E-02
DMF	5.482022E-02	.7181665
AGUA	1.297895E-04	.2201424
Plato No. 5 Temperatura	292.0148	
	318.7412	1071.117
HEXANO	.8117410	1.084804E-02
BENCENO	6.218481E-02	1.754002E-02
DMF	4.878740E-02	.7201171
AGUA	2.846722E-04	.2401100
Plato No. 6 Temperatura	292.902	
	310.0305	1020.000
HEXANO	.8001014	1.000000E-02
BENCENO	2.141177E-02	0.500100E-02
DMF	4.420004E-02	.7201171
AGUA	2.876600E-04	.2201171

Plato No. 7 Temperatura 292.9465

	282.1184	1020.918
HEXANO	.3488100	1.552472E-02
BENCENO	8.171307E-03	3.906675E-03
DMP	4.671708E-02	.7356254
AGUA	2.952214E-04	.2498800

MODIFICACION AL METODO TECNICA MATAYAMA

20-01-1980

01:23:10

Pagina 4

Comp.	Entrada	Refinado
HEXANO	26.24000	270.7585
BENCENO	57.0484	2.651564
DMF	777.0000	12.8504
AGUA	249.8291	7.091025E-02
FLUJO TOTAL	1110.098	287.1164

Porcentaje de HEXANO de la alimentacion entrada: 6.747011

Porcentaje de BENCENO de la alimentacion entrada: 57.0484

Porcentaje de disolvente transferido al refinado 1.271001

10. Caso.

Calcular las composiciones en el caso 2.º del problema si
tiene 8 platos.

Solución:

A continuación se muestra la impresión de los resultados.

de Alimentaciones: 1

Alimentaciones del disolvente: 1

de flujos de salida del refinado: 1

de flujos de salida del extracto: 1

de etapas: 0

de Componentes: 1

del Componente a separar: 2

de la Operacion en Atmosferas: 1, 2, 3, 4, 5

	HEXANO	BENCENO	IMP	ACID
Plato No.	1			
Temperatura:	293.15	100	0	
	000			
Plato No.	2			
Temperatura:	273.15	0	700	200
	0			

de plato de la 1 a. salida del refinado: 1

de plato de la 1 a. salida del extracto: 1

Comp.	REFINED	EXTRACT
Plate No. 1 Temperature	290.0025	
HEXANE	314.8214	1111.717
BENZENE	1.778103	2.210007E-01
DMF	1.178103	3.821772E-01
ACQUA	1.178103E-01	.5503676
	0.000000E-01	.2240140
Plate No. 2 Temperature	290.1125	
HEXANE	110.3117	1102.210
BENZENE	1.778103	2.029487E-01
DMF	1.178103	1.117044E-01
ACQUA	1.178103E-01	.4027001
	0.000000E-01	.2207507
Plate No. 3 Temperature	291.8141	
HEXANE	343.9813	1081.573
BENZENE	1.778103	1.990401E-01
DMF	1.178103E-01	4.250741E-01
ACQUA	1.178103E-01	.701100
	0.000000E-01	.2012177
Plate No. 4 Temperature	292.9803	
HEXANE	333.3250	1060.666
BENZENE	1.778103	1.781045E-01
DMF	1.178103E-01	3.061635E-01
ACQUA	1.178103E-01	.7174700
	0.000000E-01	.2087703
Plate No. 5 Temperature	291.1341	
HEXANE	322.4431	1045.140
BENZENE	1.778103	1.781045E-01
DMF	1.178103E-01	2.102125E-01
ACQUA	1.178103E-01	.7007400
	0.000000E-01	.2012177
Plate No. 6 Temperature	290.1000	
HEXANE	110.3117	1020.110
BENZENE	1.778103	1.781045E-01
DMF	1.178103E-01	1.7001070
ACQUA	1.178103E-01	.2012177

Plato No. 7 Temperatura 232.9259

	307.8427	1026.040
HEXANE	.6408572	.0163051
BENZENE	1.034000E-02	1.730411E-02
DMF	4.025820E-02	.733167E
ACN	2.400733E-02	.110121E

Plato No. 8 Temperatura 232.6081

	232.6081	1016.901
HEXANE	.7401111	.1500701E
BENZENE	1.710000E-02	2.001111E-02
DMF	4.040000E-02	.731111E
ACN	2.400111E-02	.110000E

MODIFICACION AL METODO COMERCIAL AT 40MA

21-01-1988
08:00:10
Pagina 4

Comp.	Extracto	Refinado
HEXANO	24.20680	273.7631
BENCENO	98.07311	1.928807
DMF	717.4701	12.5501
ACN	249.9298	7.120047E-02
FLUIDO TOTAL	1111.710	294.2931

Porcentaje de HEXANO de la alimentacion extraido: 8.745612
Porcentaje de BENCENO de la alimentacion extraido: 08.07311

Porcentaje de disolvente transferido al refinado: 1.259301

70. Caso:

Calcular las composiciones de la leche del extracto del problema 2, si la etapa de entrada de la alimentación fuera la A2.

Solución:

A continuación se muestra la impresión de los resultados.

de Alimentaciones: 2
 # Alimentaciones del disolvente: 1
 # de flujos de salida del refinado: 1
 # de flujos de salida del extracto: 1
 # de etapas: 12
 # de componentes: 4
 # del Componente a separar: 2
 # de las Etapas (en Atmosferas): 1

	n-HEXANO	BENCENO	i-OCTANO	SURFURAL
Plato No.	1			
Temperatura:	200.15			
	0	0	50	0
Plato No.	4			
Temperatura:	200.15			
	80	20	0	0
Plato No.	12			
Temperatura:	200.15			
	0		0	200

de plato de la 1 a la salida del refinado: 12
 # de plato de la 1 a la salida del extracto: 1

Comp.	REFINADO	EXTRACTO
Plato No. 1 Temperatura	201.4165	
	73.3196	225.4534
n-HEXANO	7.354402E-02	5.152200E-01
BENZENO	.1140755	.0904010
1-OCTANO	.7512471	4.122221E-02
FURFURAL	7.800501E-02	.6873711
Plato No. 2 Temperatura	201.4177	
	91.12172	241.7150
n-HEXANO	.1750400	5.077011E-02
BENZENO	.1011411	.1109170
1-OCTANO	.6215242	5.102128E-01
FURFURAL	7.249703E-02	.6913701
Plato No. 3 Temperatura	201.4157	
	94.03653	235.5842
n-HEXANO	.0071740	1.128411E-01
BENZENO	.120457	.1154040
1-OCTANO	.5077711	5.102128E-01
FURFURAL	.044427	.7500155
Plato No. 4 Temperatura	202.2190	
	195.1092	267.0
n-HEXANO	.5450010	.1154007
BENZENO	.1307224	.1116450
1-OCTANO	.2402171	5.120943E-02
FURFURAL	9.375114E-02	.740175
Plato No. 5 Temperatura	201.4275	
	134.5444	201.0727
n-HEXANO	.5007100	.1154011
BENZENO	.11034071	5.102128E-01
1-OCTANO	.2402171	5.120943E-02
FURFURAL	7.810479E-02	.7750175
Plato No. 6 Temperatura	202.0100	
	137.1701	210.0727
n-HEXANO	.5310700	.1154007
BENZENO	1.127100E-01	5.120943E-01
1-OCTANO	.2507231	5.120943E-02
FURFURAL	7.222010E-02	.7500155

MODIFICACION AL METODO TITULACION KATAVANA

21-01-1982
10:00 AM
Pagina 1

Plato No. 7 Temperatura 292.974
 129.1703
 251.2645
 C-HEXANO .5947191 9.660328E-02
 BENCENO 7.000200E-02 5.728840E-02
 1-OCTANO .2848822 2.579671E-02
 FURFUROL 1.000000E-11 .0200114

Plato No. 8 Temperatura 292.8169
 129.1703
 244.0540
 C-HEXANO .6072215 9.207150E-02
 BENCENO 5.511004E-02 4.421451E-02
 1-OCTANO .2712704 2.456734E-02
 FURFUROL 1.000000E-12 .0002460

Plato No. 9 Temperatura 291.4257
 129.1703
 208.0577
 C-HEXANO .1165905 9.004174E-02
 BENCENO 4.000000E-11 3.000074E-02
 1-OCTANO .2711101 2.057551E-02
 FURFUROL .0000000 .0000000

Plato No. 10 Temperatura 292.0753
 129.1703
 204.5906
 C-HEXANO .6284849 8.814311E-02
 BENCENO 2.000000E-02 2.001525E-02
 1-OCTANO .2048402 2.000000E-02
 FURFUROL .0000000 .0000104

Plato No. 11 Temperatura 292.4771
 129.1703
 201.4438
 C-HEXANO .0000000 .0000000
 BENCENO 1.000000E-11 1.000000E-02
 1-OCTANO .2017510 2.000000E-02
 FURFUROL 5.000000E-11 .0000000

Plato No. 12 Temperatura 292.5071
 129.1703
 200.1000
 C-HEXANO .0000000 .0000000
 BENCENO 5.000000E-12 5.000000E-02
 1-OCTANO .1000000 .0000000
 FURFUROL 5.000000E-02 .0000000

ESTO ES UN DOCUMENTO
 CONFIDENCIAL
 DE LA COMISION
 NACIONAL DE INVESTIGACIONES CIENTIFICAS
 Y TECNOLOGICAS

Comp.	Extracto	Refinado
n-HEXANO	2.241187	77.758814
BENCENO	19.926210	1.173790
n-OCTANO	19.970211	21.129789
TRIFENILO	173.14117	1.858829
TOTAL	205.1194	101.7203

Porcentaje de n-HEXANO de la alimentación: 2.100107

Porcentaje de BENCENO de la alimentación: 19.1181

Porcentaje de n-OCTANO de la alimentación: 21.95970

Porcentaje de disolventes transferidos al refinado: 1.07107

El tipo:

Calcula las composiciones de la salida del extractor del problema 1, si la etapa de entrada de la alimentación fuera la 7a.

Solución:

A continuación se muestra la impresión de los resultados.

MODIFICACION AL METODO TONDOVA MATAJANA

1-11-1980
 10:51:01
 Pagina 1

de Alimentaciones: 2

Alimentaciones del disolvente: 1

de flujos de salida del refinador: 1

de flujos de salida del extractor: 1

de etapas: 17

de Componentes: 2

del Componente a separar: 2

Presión de Operación (en Atmosferas): 1

	HEXANO	BENCENO	1-OCTANO	FUELRAL
Flujo No.	1			
Temperatura:	200.15			
	0	0	50	
Flujo No.	5			
Temperatura:	200.15			
	50	20	0	
Flujo No.	10			
Temperatura:	200.15			
	0		0	50

de flujos de salida del refinador: 10

de flujos de salida del extractor: 1

MODIFICACION AL METRICO TONEL MEXICANAS

20-11-1959

11:24:12

Página 2

Temp.	REFINADO	EXTRACTO
Estado No. 1	Temperatura	201.5407
	22.82247	221.105
1.000000	1.157000E-02	1.151740E-02
BENJEN	1.079725	7.252224E-01
1.000000	1.000000	1.000000
EXTRACTO	7.187041E-02	1.012000E
Estado No. 2	Temperatura	201.5407
	27.10001	130.7000
1.000000	1.000000E-02	1.000000E-01
BENJEN	1.079725	1.000000
1.000000	1.000000	1.000000
EXTRACTO	6.100000E-02	1.000000
Estado No. 3	Temperatura	201.5407
	78.42212	240.7175
1.000000	7.187041E-02	1.000000E-02
BENJEN	1.079725	1.100000
1.000000	1.000000	1.000000
EXTRACTO	1.100000	1.000000
Estado No. 4	Temperatura	201.5407
	90.80000	247.5331
1.000000	1.157000E-02	1.000000E-02
BENJEN	1.079725	1.100000
1.000000	1.000000	1.000000
EXTRACTO	1.100000	1.000000
Estado No. 5	Temperatura	201.5407
	112.1000	251.0151
1.000000	1.000000E-02	1.000000E-01
BENJEN	1.079725	1.000000
1.000000	1.000000	1.000000
EXTRACTO	1.000000E-02	1.000000
Estado No. 6	Temperatura	201.5407
	112.1000	270.5651
1.000000	1.000000E-02	1.000000E-01
BENJEN	1.079725	1.000000
1.000000	1.000000	1.000000
EXTRACTO	1.000000E-02	1.000000

IDENTIFICATION AL METILI NINDIA KATAMBA

21/01/1971
 01/04/1971
 FESTAL 10

Plato No. 7 Temperature 292,0929
 100,0000 170,5
 1-HEXANE .5470755 .1091251
 BENZENE .1091251 .1091251
 1-OCTANE .1091251 .1091251
 NITROBENZENE .1091251 .1091251

Plato No. 8 Temperature 291,4887
 100,0000 170,5
 1-HEXANE .5470755 .1091251
 BENZENE .1091251 .1091251
 1-OCTANE .1091251 .1091251
 NITROBENZENE .1091251 .1091251

Plato No. 9 Temperature 291,7411
 100,0000 170,5
 1-HEXANE .5470755 .1091251
 BENZENE .1091251 .1091251
 1-OCTANE .1091251 .1091251
 NITROBENZENE .1091251 .1091251

Plato No. 10 Temperature 291,0411
 100,0000 170,5
 1-HEXANE .5470755 .1091251
 BENZENE .1091251 .1091251
 1-OCTANE .1091251 .1091251
 NITROBENZENE .1091251 .1091251

Plato No. 11 Temperature 291,1094
 100,0000 170,5
 1-HEXANE .5470755 .1091251
 BENZENE .1091251 .1091251
 1-OCTANE .1091251 .1091251
 NITROBENZENE .1091251 .1091251

Plato No. 12 Temperature 291,7771
 100,0000 170,5
 1-HEXANE .5470755 .1091251
 BENZENE .1091251 .1091251
 1-OCTANE .1091251 .1091251
 NITROBENZENE .1091251 .1091251

Comp.	Extracto	Refinado:
n-HEXANO	1.005811	11.101440
HEXANO	17.14427	2.000718
HEPTANO	1.111111	21.111111
HEXANAL	192.1221	11.122111
VALOR TOTAL	201.2881	45.33647

Porcentaje de n-HEXANO en el alimentador: 0.002887
 Porcentaje de HEXANO en el alimentador: 0.008511
 Porcentaje de HEPTANO en el alimentador: 0.005475
 Porcentaje de HEXANAL en el alimentador: 0.093127

Porcentaje de Hexano transferido al refinado: 0.002887

Pr. Caso:

Calcular las composiciones de la salida del extractor del problema 2, si la etapa de entrada de la alimentación fuera la 7a.

Solución:

A continuación se muestra la impresión de los resultados.

de Alimentaciones: 2
 # Alimentaciones del disolvente: 1
 # de flujos de salida del refinado: 1
 # de flujos de salida del extracto: 1
 # de flujos de salida de la clarificación: 1
 # de flujos de salida de la evaporación: 1
 # del Componente a separar: 2
 # de flujos de salida de los condensados: 1

Plato No.	TEMPERATURA	CONDENS.	EVAPOR.	REFINADO
Temperatura:	21.15	0	50	0
Plato No.	7	20	0	0
Temperatura:	200.15			
Plato No.	10	0	0	20
Temperatura:	21.15			

de plato de la 1 a la salida del refinado: 10
 # de plato de la 1 a la salida del extracto: 1

MODIFICACION AL METODO TROMBA-MATAYAMA

21-01-1977
 00141.00
 Pagina 1

Comp.	REFINADO	EXTRACTO
Placa No. 1	Temperatura 201.5000	
n-HEXANO	01.71801	000.0000
BENZENO	1.710000E-02	0.000000E-02
1-OCTANO	.1019201	0.000000E-02
SUFURAL	7.1110000E-02	0.000000E-02
Placa No. 2	Temperatura 201.0000	
n-HEXANO	01.57900	000.1500
BENZENO	1.805000E-02	0.000000E-02
1-OCTANO	.1011140	0.000000E-02
SUFURAL	6.515000E-02	0.000000E-02
Placa No. 3	Temperatura 201.0000	
n-HEXANO	70.81801	000.0000
BENZENO	0.000000E-02	0.000000E-02
1-OCTANO	.1000000	0.000000E-02
SUFURAL	0.550000E-02	0.000000E-02
Placa No. 4	Temperatura 201.0000	
n-HEXANO	70.18800	041.1700
BENZENO	0.075000E-02	1.100000E-02
1-OCTANO	.1000000	0.000000E-02
SUFURAL	.1000000	0.000000E-02
Placa No. 5	Temperatura 201.0000	
n-HEXANO	01.00000	000.0000
BENZENO	.1000000	0.000000E-02
1-OCTANO	.1000000	0.000000E-02
SUFURAL	.1000000	0.000000E-02
Placa No. 6	Temperatura 201.0000	
n-HEXANO	01.10000	000.0000
BENZENO	.1000000	0.000000E-02
1-OCTANO	.1000000	0.000000E-02
SUFURAL	0.000000E-02	0.000000E-02

Plate No. 7 Temperature 292.2025
 291.1500 268.7321
 1-HEXANE 1.0114125 .1087419
 BENZENE 1.1480005 .1163904
 1-CYCLOHEXANE 1.2214125 1.891585E-02
 FURFURAL 1.1510000E-02 .747141

Plate No. 8 Temperature 291.375
 291.1500 271.5671
 1-HEXANE 1.0114125 1.800204E-02
 BENZENE 1.1480005 1.700000E-02
 1-CYCLOHEXANE 1.2214125 1.827611E-02
 FURFURAL 1.1510000E-02 .7700778

Plate No. 9 Temperature 291.434
 291.1500 291.0000
 1-HEXANE 1.0114125 1.800204E-02
 BENZENE 1.1480005 1.700000E-02
 1-CYCLOHEXANE 1.2214125 1.827611E-02
 FURFURAL 1.1510000E-02 .7700778

Plate No. 10 Temperature 291.525
 291.1500 298.4641
 1-HEXANE 1.0114125 1.800204E-02
 BENZENE 1.1480005 1.700000E-02
 1-CYCLOHEXANE 1.2214125 1.827611E-02
 FURFURAL 1.1510000E-02 .7700778

Plate No. 11 Temperature 292.9433
 291.1500 299.2700
 1-HEXANE 1.0114125 1.800204E-02
 BENZENE 1.1480005 1.700000E-02
 1-CYCLOHEXANE 1.2214125 1.827611E-02
 FURFURAL 1.1510000E-02 .7700778

Plate No. 12 Temperature 292.0514
 291.1500 291.0000
 1-HEXANE 1.0114125 1.800204E-02
 BENZENE 1.1480005 1.700000E-02
 1-CYCLOHEXANE 1.2214125 1.827611E-02
 FURFURAL 1.1510000E-02 .7700778

REGISTRACION AL USUARIO ANONIMO EN ESTADISTICA 10-01-1988
 11:41:00
 Pagina 4

Comp.	Extracto	Refinado
1-HEXANO	1.680767	79.60192
BENCENO	14.52071	3.479222
1-OCTANO	11.56870	23.49627
BURENAL	112.11	7.388501
GRUPO TOTAL	200.0000	107.9599

La cantidad de 1-HEXANO de la alimentacion animal es: 2100050
 La cantidad de BENCENO de la alimentacion animal es: 2100000
 La cantidad de 1-OCTANO de la alimentacion animal es: 23.18750

Propiedad de Industrias S.A. de C.V. de la refinacion. 11/1/88

100. Calor.

Calcular la composición de la sal de extracto del problema 1, si la temperatura de entrada del disolvente es de 50°C.

Solución:

A continuación se muestra la impresión de los resultados.

RESUMEN DE DATOS DEL PROCESO DE EXTRACCION

1000
1000
1000

de Dimensiones: 1
 # de Platos de salida del refinador: 1
 # de Platos de salida del extractor: 1
 # de Componentes: 1
 # del Componente a separar: 2

Presion de Operacion con Almidon: 1.000000

	MEYANO	INDICENO	OME	AGUA
Plato No.	1			
Temperatura:	100.00	100	0	0
Plato No.	2			
Temperatura:	100.00	0	100	100

de plato de la 1 a. salida del refinador: 5
 # de plato de la 1 a. salida del extractor: 1

Comp.	REFINADO	EXTRACTO
Plata No. 1 Temperatura	277.0049	1100.612
HEXANO	290.4019	1.042507E-02
BENCENO	1.720011	2.011000E-02
DMF	1.000000E-01	1.860000
AGUA	1.000000E-04	1.287000
Plata No. 2	277.0049	1071.014
HEXANO	1.820170	1.017300E-02
BENCENO	1.100000	1.100000E-02
DMF	0.000000E-01	1.000000
AGUA	1.000000E-01	1.200000
Plata No. 3 Temperatura	277.0049	1040.611
HEXANO	1.810000	1.000000E-02
BENCENO	7.900000E-02	1.500000E-02
DMF	0.000000E-01	1.000000
AGUA	0.000000E-04	1.200000
Plata No. 4 Temperatura	277.0004	1043.200
HEXANO	1.810000	1.000000E-02
BENCENO	4.110000E-01	1.000000E-02
DMF	0.000000E-01	1.000000
AGUA	0.000000E-04	1.200000
Plata No. 5 Temperatura	277.0077	1047.021
HEXANO	1.820000	1.000000E-02
BENCENO	1.720000E-02	1.100000E-02
DMF	0.000000E-01	1.000000
AGUA	4.000000E-04	1.200000

MINISTERIO DE ALIMENTOS Y AGRICULTURA

BO-00-1001
 10.0000
 Pagina 3

Comp.	Bruto	Refinado
MEXANO	205.4710	277.4529
SENSE	24.0000	5.117207
DMF	221.0700	14.8279
AGUA	220.0000	111.8571
TOTAL	770.5410	409.2685

El contenido de MEXANO de la muestra es de 205.4710 g y el de SENSE es de 24.0000 g.

El contenido de MEXANO de la muestra es de 205.4710 g y el de SENSE es de 24.0000 g.

110. Cccc:

Calcular las reacciones a la salida del estirido del problema 1, si la temperatura de entrada del disolvente es de 60°C.

Solución:

A continuación se muestra la impresión de los resultados.

de Alimentaciones: 1
 # Alimentaciones del Disolvente: 1
 # de flujos de salida del refinado: 1
 # de flujos de salida del extracto: 1
 # de etapas: 5
 # de Componentes: 4
 # del Componente a separar: 1
 Presión de Operación: 1.000000

	HEXANO	BENZENO	DMF	AGUA
Plato No.	1			
Temperatura:	200.15	100	0	0
	0			
Plato No.	5			
Temperatura:	270.15	0	250	750
	0			

de Plato de la 1 a la salida del refinado: 5
 # de Plato de la 1 a la salida del extracto: 1

Comp.	REFINADO	EXTRACTO
Plato No. 1 Temperatura	202.9522	
	405.1878	1001.051
HEXANO	.702900E	7.810701E-04
BENCENO	.1476457	1.525520E-01
DMS	1.274316E-10	.23457
ACUA	1.007273E-02	.7482201

Plato No. 2 Temperatura	202.7000	
	401.3000	1007.700
HEXANO	.702900E	7.823106E-04
BENCENO	.2445781	1.735701E-01
DMS	1.007104E-10	.2482774
ACUA	1.007273E-02	.7442145

Plato No. 3 Temperatura	201.9017	
	401.0983	1007.079
HEXANO	.702900E	7.828074E-04
BENCENO	.1440531	1.731295E-01
DMS	1.007104E-10	.2480721
ACUA	1.007273E-02	.7441205

Plato No. 4 Temperatura	202.0588	
	405.7077	1007.985
HEXANO	.702900E	7.000419E-04
BENCENO	.2444201	1.749450E-01
DMS	1.004580E-10	.2482774
ACUA	1.005202E-02	.7441101

Plato No. 5 Temperatura	201.1107	
	401.1411	1007.868
HEXANO	.702900E	7.009140E-04
BENCENO	.2047405	1.530000E-01
DMS	1.249670E-10	.2480074
ACUA	0.70572E-02	.7443801

Comp.	Extraído	Refinado
HEXANO	1.0026360	209.3170
BENCENO	0.0000000	10.41000
DMF	0.0000000	4.100000
ACN	0.0000000	1.000000
FLUJO TOTAL	1.0026360	224.8270

Porcentaje de HEXANO de la alimentación extraído: .2275454

Porcentaje de BENCENO de la alimentación extraído: 0.0000000

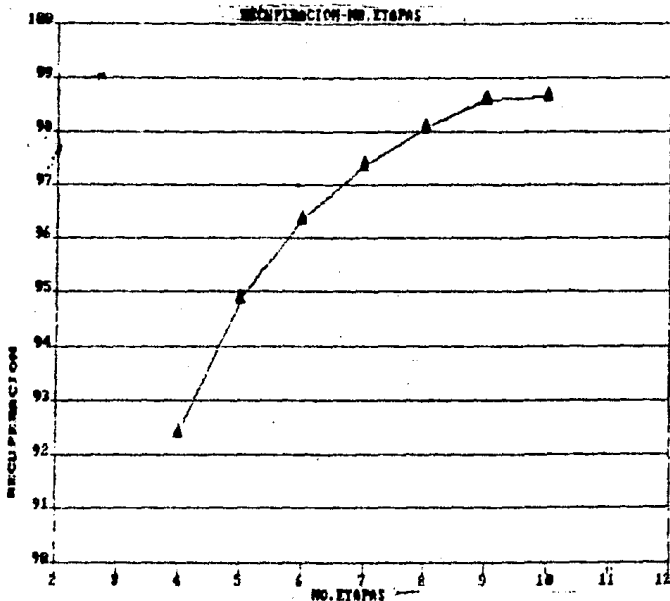
Porcentaje de disolvente transferido al refinado: .5561094

Fig. 3.- Diagrama gráfico de las tasas de estudio.

Con la posición de los ejes de abscisas, las temperaturas de salida de la torre, se mantienen constantes, pero que van variando de etapa en etapa debido a los calores de dilución entre los componentes.

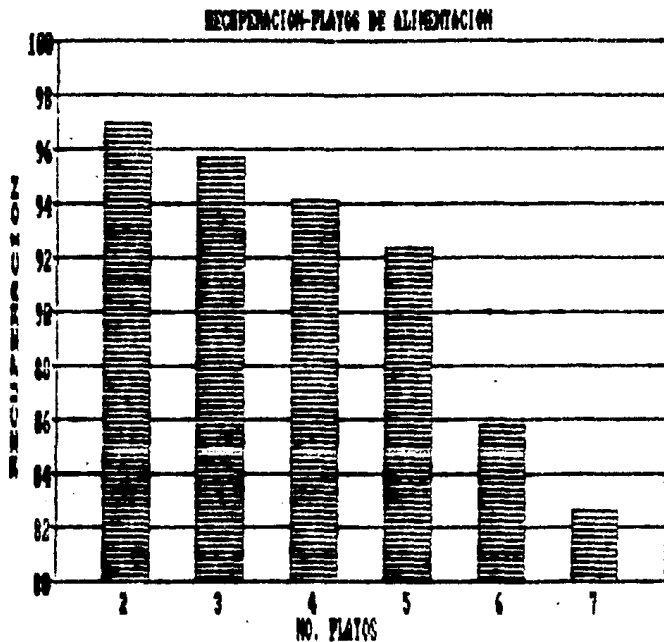
Además, se puede ver en el caso I la variación de la recuperación de la alimentación si se varían los flujos de entrada del disolvente.

La siguiente gráfica muestra la recuperación del disolvente con el No. de etapas. Como se puede observar, a medida que aumenta el No. de etapas, la recuperación va variando hasta estar en el orden de 98%. El número ideal de etapas es aquel en el cual se logra la buena recuperación del producto a separar, con el menor costo posible (tanto de operación como de instalación).



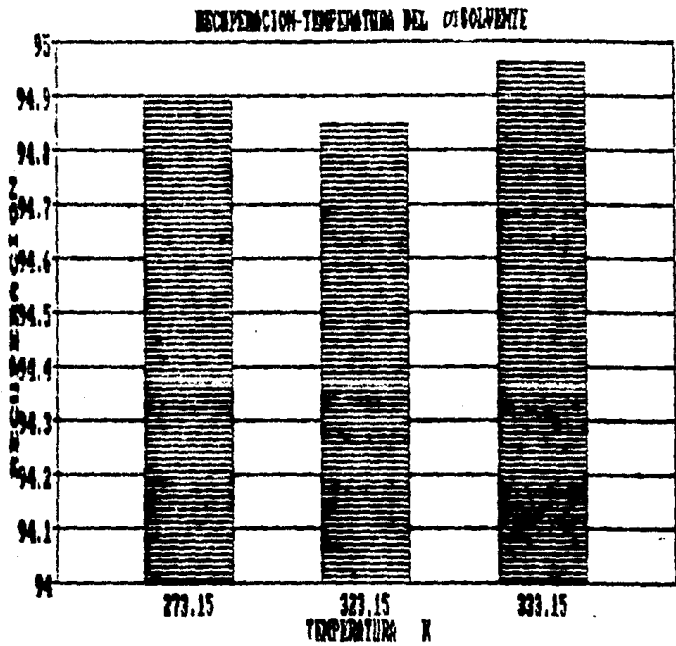
Como se puede ver en esta gráfica, el número de etapas en que se logra la buena recuperación (aproximadamente de 98.2%), se define precisamente, es de 8 a 10.

La siguiente gráfica muestra el comportamiento del % Recuperación, al pasar por las etapas de la alimentación. Se puede observar que a medida que se incrementa la etapa por donde se introducida la alimentación,

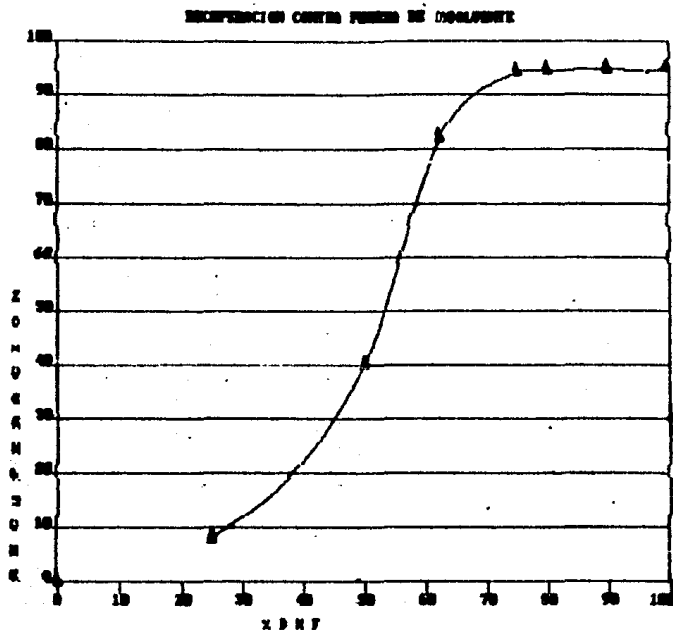


Se puede observar que entre más etapas se utilizan, disminuye la recuperación al plato de la calidad del extracto, así como la recuperación de la tunda del producto a recuperar, aunque siempre es una inferior. Por lo tanto, para determinar el número de platos de recuperación óptimo para un determinado tipo de solución, se debe considerar:

En la siguiente grafica se podrá observar como varía la recuperación al cambiar la temperatura de entrada del disolvente.



La siguiente graf. muestra el comportamiento de la curva al cambiar las condiciones del proceso. Se puede observar como depende la extracción del disolvente utilizado.



CAPITULO VI

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

La modificación propuesta simula satisfactoriamente una torre de extracción líquido-líquido, siendo este muy útil cuando se tienen flujos de entrada de alimentación o del disolvente diferente temperatura, ya que los componentes presentan calores de fusión que influyen significativamente en el perfil de temperatura de la torre.

La versatilidad del modelo para su modificación es tal que le permite al usuario conservar el comportamiento del modelo de un simulador de una columna de extracción con la modificación del resto de las variables de diseño. Además, le indica al usuario las partes susceptibles de ser alteradas que pueda resultar de la modificación del simulador.

En la versión 3.0 se podrá observar que el usuario realmente puede aprender y aplicar el funcionamiento de una torre de extracción líquido-líquido con sus propios conocimientos necesarios para el diseño de la misma.

Es de esperar que el usuario pueda que los datos de diseño de una torre de extracción líquido-líquido obtenidos desde el simulador de extracción de la presente tesis le permitan diseñar columnas de extracción, compuestas, eficientes, de menor tipo de extracción utilizada.

La recomendación para el diseño de una torre de extracción líquida es la suposición inicial de la eficiencia de la torre (o la eficiencia de la etapa) del 100%; la utilización de la modificación al método Tsubota-Matayama (con el cálculo de la eficiencia en la torre para el diseño estándar) el diseño hidráulico de la torre (con el correspondiente cálculo de la eficiencia); la modificación del tipo de geometría usada en la torre y el cálculo de composición por la modificación. El diseño óptimo es aquel en el cual se logren aproximar la eficiencia obtenida en el diseño hidráulico y la obtenida por la modificación al método de Tsubota-Matayama.

CAPITULO VII.

ANEXOS

ANEXOS

- 7.1.- Descripción del programa 107
- 7.2.- Términos de operación 110
- 7.3.- Secuencia de cálculos 112
- 7.4.- Tabla de expansión 113
- 7.5.- Diagrama de flujo 114
- 7.6.- Unidad de programación 115
- 7.7.- Listado de programación y comentarios en el programa 117
- 7.8.- Comentarios para algunos casos 118

E S T R U C T U R A D E L P R O G R A M A

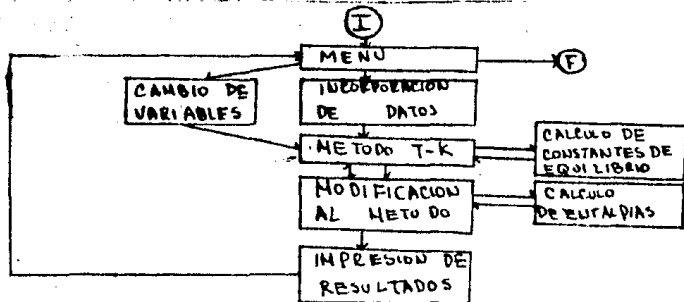
El programa está estructurado básicamente por módulos interconectados entre sí, lo cual permite facilidad en la operación. Estos módulos son independientes entre sí, y se pueden adaptar a cualquier otro módulo.

Su estructura se puede desglosar básicamente en:

- Menú de objetivos.
- Incorporación de los datos requeridos.
- Método cálculo de composiciones-flujos-temperaturas en el extractor, que incluye el método Tsuboka-Katayama.
- Cálculo de coeficientes de actividad en cada etapa de la operación.
- Cálculo de flujos de salida de los compuestos.
- Cálculo de las Entalpías de la alimentación y de las fases en cada etapa.

D I A G R A M A D E B L O Q U E S

Los módulos se interconectan entre sí de la siguiente manera:



A P E N D I C E 7.2

T E C N I C A S D E O P E R A C I O N

Suponemos una separación perfecta de los componentes de la alimentación, despreciando la transferencia de masa del solvente al refinado. Asimismo, por interpolación lineal, calculamos las composiciones $X1(i,j)$ y $X2(i,j)$ para obtener una aproximación a los valores de las constantes de equilibrio $K(i,j)$.

Todas las ecuaciones planteadas en el Capítulo II, se pueden resolver por medio de una matriz tridiagonal que resulta de la modificación de estas ecuaciones, ya que si se fijan $LA(j)$ y $LB(j)$, se vuelven lineales y la única variable desconocida es la fracción mol en el líquido.

Este conjunto de ecuaciones para cada componente se puede resolver rápida, eficiente y con bastante seguridad por el método de Thomas, el cual se basa en sustituir la Ec. 2 en la Ec. 1 para eliminar $X2(i,j)$. Además, si se sustituye la Ec. 6 en la Ec. 1, resulta una ecuación de la forma:

$$A(j) \cdot X_1(i, j-1) + B(j) \cdot X_1(i, j) + C(j) \cdot X_1(i, j+1) = 0$$

en donde:

$$A(j) = LA(j) + \sum_{m=1}^{j-1} (F(m) - W(m) - U(m)) - LA(1) \quad 2 \leq j \leq N$$

$$B(j) = -(LA(j+1) + \sum_{m=1}^j (F(m) - W(m) - U(m)) - LA(1) + U(j) + (LA(j) + W(j)) \cdot K(i, j)) \quad 1 \leq j \leq N$$

$$C(j) = LA(j+1) \cdot K(i, j+1) \quad 1 \leq j \leq N-1$$

$$D(j) = -F(j) \cdot x_2(i, j) \quad 1 \leq j \leq N$$

Para el extractor, $LA(N+1)=0$, $U(N)=0$, $X1(i,0)=0$, y $W(1)=0$. Si las ecuaciones se agrupan por componente, se pueden escribir como series de matrices en las cuales la única variable desconocida es $X1(i,j)$ para todas las etapas.

Estas ecuaciones se agrupan en la siguiente matriz:

$$\begin{bmatrix}
 B_1 & C_1 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & 0 \\
 A_2 & B_2 & C_2 & 0 & 0 & \dots & \dots & 0 \\
 0 & A_1 & B_1 & C_1 & 0 & \dots & \dots & 0 \\
 \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \ddots & \vdots \\
 \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\
 0 & \dots & \dots & \dots & 0 & A_{N-2} & B_{N-2} & C_{N-2} & 0 \\
 0 & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & A_{N-1} & B_{N-1} & C_{N-1} \\
 0 & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & 0 & A_N & B_N
 \end{bmatrix}
 \begin{bmatrix}
 x_{1j} \\
 x_{2j} \\
 x_{3j} \\
 \dots \\
 x_{N-2j} \\
 x_{N-1j} \\
 x_{Nj}
 \end{bmatrix}
 =
 \begin{bmatrix}
 D_1 \\
 D_2 \\
 D_3 \\
 \dots \\
 D_{N-2} \\
 D_{N-1} \\
 D_N
 \end{bmatrix}$$

Las constantes B(j) y C(j) para cada componente, dependen únicamente de K(i,j) para cada etapa, ya que la temperatura y los flujos (L(j)) son independientes de las composiciones.

Para 5 etapas el procedimiento es el siguiente:

$$\begin{bmatrix}
 B_1 & C_1 & 0 & 0 & 0 \\
 A_2 & B_2 & C_2 & 0 & 0 \\
 0 & A_1 & B_1 & C_1 & 0 \\
 0 & 0 & A_4 & B_4 & C_4 \\
 0 & 0 & 0 & A_3 & B_3
 \end{bmatrix}
 \begin{bmatrix}
 x_1 \\
 x_2 \\
 x_3 \\
 x_4 \\
 x_5
 \end{bmatrix}
 =
 \begin{bmatrix}
 D_1 \\
 D_2 \\
 D_3 \\
 D_4 \\
 D_5
 \end{bmatrix}$$

Matriz inicial

$$\begin{bmatrix}
 1 & p_1 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 1 & p_2 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 1 & p_3 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 1 & p_4 \\
 0 & 0 & 0 & 0 & 1
 \end{bmatrix}
 \begin{bmatrix}
 x_1 \\
 x_2 \\
 x_3 \\
 x_4 \\
 x_5
 \end{bmatrix}
 =
 \begin{bmatrix}
 q_1 \\
 q_2 \\
 q_3 \\
 q_4 \\
 q_5
 \end{bmatrix}$$

Matriz intermedia

$$\begin{bmatrix}
 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 1 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 0 & 1
 \end{bmatrix}
 \begin{bmatrix}
 x_1 \\
 x_2 \\
 x_3 \\
 x_4 \\
 x_5
 \end{bmatrix}
 =
 \begin{bmatrix}
 r_1 \\
 r_2 \\
 r_3 \\
 r_4 \\
 r_5
 \end{bmatrix}$$

Matriz resultado

Este procedimiento o algoritmo de Thomas, tiene estas ecuaciones para su resolución:

Para la etapa 1:

$$B(1) \times X_{i,2} + C(1) \times X_{i,2} = D(2)$$

de donde despejando obtenemos:

$$X_{i,1} = \frac{B(1) - C(1) \times X_{i,2}}{B(1)}$$

Para la etapa 2:

$$X_{i,2} = \frac{D(2) - A(2) \times Q(1)}{B(2) - A(2) \times P(1)} - \frac{C(2) \times X_{i,3}}{B(2) - A(2) \times P(1)}$$

si tenemos:

$$P(2) = \frac{C(2)}{B(2) - A(2) \times P(1)} \quad \text{y} \quad Q(2) = \frac{D(2) - A(2) \times Q(1)}{B(2) - A(2) \times P(1)}$$

entonces tendremos que:

$$X_{i,2} = B(2) - P(2) \times X_{i,3}$$

Así, $A(2)$, $B(2)$, $C(2)$ y $D(2)$ se convierten en $A(2)=0$, $B(2)=1$, $C(2)=P(2)$, y $D(2)=Q(2)$ respectivamente.

En general, podemos definir como:

$$P(J) = \frac{C(J)}{B(J) - A(J) \times P(J-1)}$$

$$Q(J) = \frac{B(J) - A(J) \times Q(J-1)}{B(J) - A(J) \times P(J-1)}$$

$$\text{y:} \quad X_{i,J} = Q(J) - P(J) \times X_{i,J+1}$$

en donde $A(j)=0$, $B(j)=1$, $C(j)=P(j)$ y $D(j)=Q(j)$, y en donde solamente los valores de $P(j)$ y $Q(j)$ necesitan ser guardados para los siguientes cálculos, con el consiguiente ahorro de memoria.

Así, empezando con la etapa 1, los valores de $P(j)$ y $Q(j)$ se calculan recursivamente en este orden:

$$P(1), Q(1), P(2), Q(2), \dots, P(N-1), Q(N-1), Q(N)$$

Por lo que, para la etapa N , llegamos a aislar $X(i,N)$ como:

$$X(i,N) = Q(N)$$

Los otros valores de $X(i,j)$ se calculan recursivamente por sustitución de N a 1:

$$X(i,j-1) = Q(j-1) - P(j-1) \times X(i,j)$$

en donde esta ecuación corresponde a la matriz identidad.

Este método, aplicado en esta forma, generalmente evita errores por truncamiento, y normalmente los valores calculados de $X(i,j)$ son positivos.

El programa de Tsuboka-Katayama hace los ajustes necesarios para corregir los perfiles de composición que se presentan en cada etapa.

Los efectos de las composiciones en las fases, a menudo influyen considerablemente en las constantes de equilibrio, por lo que es mejor proveer unos valores estimados de $X(i,j)$ y $X2(i,j)$ para los cuales se estima una $X(i,j)$. Los valores iniciales se obtienen por una interpolación lineal entre las composiciones iniciales y las de las salidas.

Los valores calculados de $X1(i,j)$ por el método de Thomas, se usan para calcular nuevos valores de $X2(i,j)$ y estos a su vez, sirven para el cálculo de las $X(i,j)$.

Si convergen los valores calculados por el método de Thomas, entonces se ajustan los valores de los flujos ascendentes y descendentes de las etapas, y si los dos ciclos convergen, entonces se obtienen resultados muy aproximados a la realidad. Los nuevos valores de $LA(j)$ se ajustan de la siguiente forma:

$$LA(j) = LA(j) \times \sum_{i=1}^C X2(i,j)$$

Estos valores son usados para obtener valores de $LB(j)$ hacer el recálculo de los valores de $X(i,j)$.

Si convergen los valores de las composiciones, se van a corregir los valores de las temperaturas en cada etapa. La ecuación para la recursión para el método de Newton-Raphson son:

$$\left(\frac{\delta H(J)}{\delta T(J-1)}\right) \Delta T(J-1) + \left(\frac{\delta H(J)}{\delta T(J)}\right) \Delta T(J) + \left(\frac{\delta H(J)}{\delta T(J+1)}\right) \Delta T(J+1) = -H(J) \quad -7$$

En donde:

$$\Delta T^{r+1}(J) = T^{r+1}(J) - T^r(J)$$

$$\frac{\delta H(J)}{\delta T(J-1)} = LB(J-1) \frac{\delta HL1(J-1)}{\delta T(J-1)}$$

$$\frac{\delta H(J)}{\delta T(J)} = (LB(J) + U(J)) \frac{\delta HL1(J)}{\delta T(J)} - (LA(J) + W(J)) \frac{\delta HL2(J)}{\delta T(J)}$$

$$\frac{\delta H(J)}{\delta T(J+1)} = LA(J+1) \frac{\delta HL2(J+1)}{\delta T(J+1)}$$

Las N ecuaciones obtenidas a partir de la Ec. 7, forman una matriz tridiagonal, la cual es lineal para $T(J)$, y se puede resolver por el método de Thomas. La forma para la resolución se basa en que:

$$A(J) = \frac{\delta H(J)}{\delta T(J-1)}$$

$$B(J) = \frac{\delta H(J)}{\delta T(J)}$$

$$C(J) = \frac{\delta H(J)}{\delta T(J+1)}$$

$$D(J) = -H(J)$$

Los nuevos valores de $T(j)$ se obtienen a partir de la siguiente ecuación:

$$T^{r+1}(j) = T^r(j) + \Delta T(j)$$

Los grados de libertad para la torre de extracción son solamente: el No. de etapas, flujos, composiciones y temperaturas de alimentación, los flujos de salida, y el No. de los platos de entrada y salida de flujos de la torre, ya que las temperaturas de las etapas dependen de las composiciones y los flujos entre cada una de las etapas. El diámetro de la torre, la altura entre los platos y demás diseños mecánicos de la torre, no son objeto de este estudio.

APENDICE 7.3

S E C U E N C I A D E C A L C U L O

Para esta secuencia de cálculo, se va a utilizar la notación del Apéndice XI.

1.- Se deben especificar todas las alimentaciones, sus temperaturas, composiciones, la presión de operación, el número de etapas, y las salidas intermedias, tanto de flujos de extracción, como de refinado.

2.- Se estiman inicialmente los flujos de extracción ($LA(j)$), y de refinado de cada componente en cada plato, basados en una separación ideal y una interpolación lineal por etapas.

3.- Se hace un cálculo de los flujos del refinado basados en los flujos de extracción y salidas laterales.

4.- Se hace una estimación inicial de las temperaturas, basada en los flujos de supuestos tanto del refinado como del extracto.

5.- Se hace un cálculo inicial de composiciones basado en los flujos del extracto y del refinado en cada plato.

6.- Se hace un cálculo del equilibrio entre fases de acuerdo con las composiciones.

7.- Se calculan las composiciones por el método de Thomas para los flujos de extracción y refinado calculados.

8.- Se normalizan todas las composiciones:

$$XPI(i, j) = \frac{XP1(i, j)}{\sum_i XP1(i, j)}$$

$$XII(i, j) = \frac{XII(i, j)}{\sum_i XII(i, j)}$$

9.- Se comparan los valores obtenidos con los valores asumidos inicialmente y se comparan con la tolerancia. Si la tolerancia es menor, se vuelve al punto 6.

10.- Se calculan los flujos ascendentes, y si:

$$\sum_{j=1}^N (1-XSII(j))^2 > \text{tolerancia}^2$$

se vuelve al paso No. 5.

11.- Se hace el cálculo para encontrar las variaciones de temperatura por el método de Thomas.

12.- Si la variación de las temperaturas con respecto a la iteración anterior no es aceptable, vuelve al paso No. 5.

13.- Impresión de resultados.

APENDICE 7.4

T O L E R A N C I A S E M P L E A D A S

El programa, ya que es multiobjetivos, fue hecho para poder manejarse con mucha flexibilidad por el usuario, y sin mucho conocimiento de los cálculos necesarios para el diseño de una torre de extracción líquida.

El número máximo de componentes fue fijado en 10, y las etapas máximas de la torre, en 20.

Cuando se hagan cambios en las variables del programa (por ejemplo el No. de etapas, composiciones, temperaturas, salidas, componentes, etc.), automáticamente pregunta las modificaciones que haya lugar a efectuarse.

El programa presupone que el usuario sabe cuál es el componente que se va a extraer, por lo que se estiman unas composiciones basadas en esta suposición. Las estimaciones iniciales se basan en que todo el componente se va a extraer.

El ciclo interno del método de Tsuboka-Katayama termina cuando la siguiente tolerancia es satisfecha:

$$\text{Tolerancia1} < 0.0005 \cdot N \cdot C$$

en donde:
$$\text{Tolerancia1} = \sum_{i=1}^C \left| X1(i,j) - XPI(i,j) \right|$$

N = No. de etapas

C = No. de componentes

Tanto $X1(i,j)$ como $XPI(i,j)$ son normalizadas por la siguiente ecuación:

$$X1(i,j) = \frac{X1(i,j)}{\sum X1(i,j)}$$

Cuando el ciclo interno converge, se ajustan los flujos molares ascendentes $LA(j)$.

El ciclo externo converge cuando

$$\text{Tolerancia2} < 0.0005 \cdot N$$

Usando estas tolerancias, el método generalmente es rápido, pero depende mucho del método de cálculo de actividades y las influencias de $X_i(i,j)$ en el cálculo de las constantes de equilibrio $K(i,j)$.

La convergencia de la modificación del método Tsuboka-Katayama es satisfecha cuando:

$$\sum_{j=1}^C \left| \frac{T}{T(j)} \right| < 0.02 \times N$$

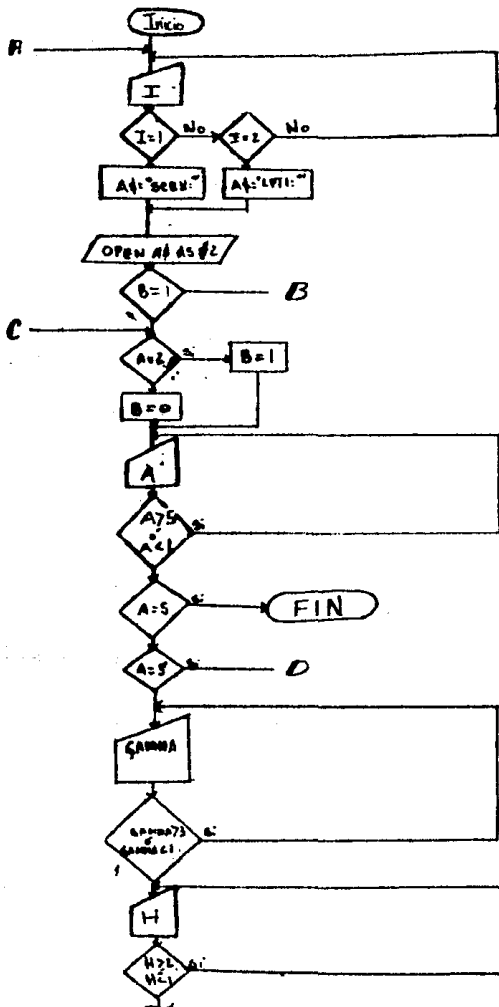
Se van a calcular las derivadas parciales de las entalpías de la mezcla con respecto a la temperatura para el recálculo de la variaciones de temperatura por medio de la siguiente ecuación:

$$f'(T) = \frac{[f(T \times 1.000001) - f(T)]}{0.000001}$$

por lo que se estimó que el error en el cálculo de la derivada es pequeño y puede tomarse como un valor confiable.

APENDICE 7.5

DIAGRAMA DE FLUJO



Inicio del simulador

Forma de impresión de resultados.

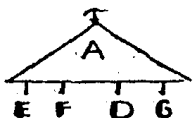
Apertura del canal de impresión de resultados.

Forma de la corrida del simulador.

Termina la simulación.

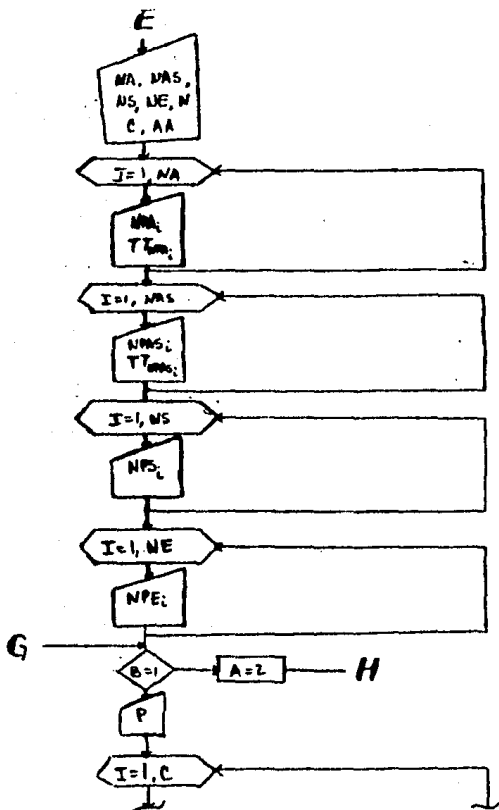
Forma del cálculo de actividades.

Forma del cálculo de entalpías.



Ejecuta la forma de
corrida del
simulador.

Entrada de datos
por el usuario.



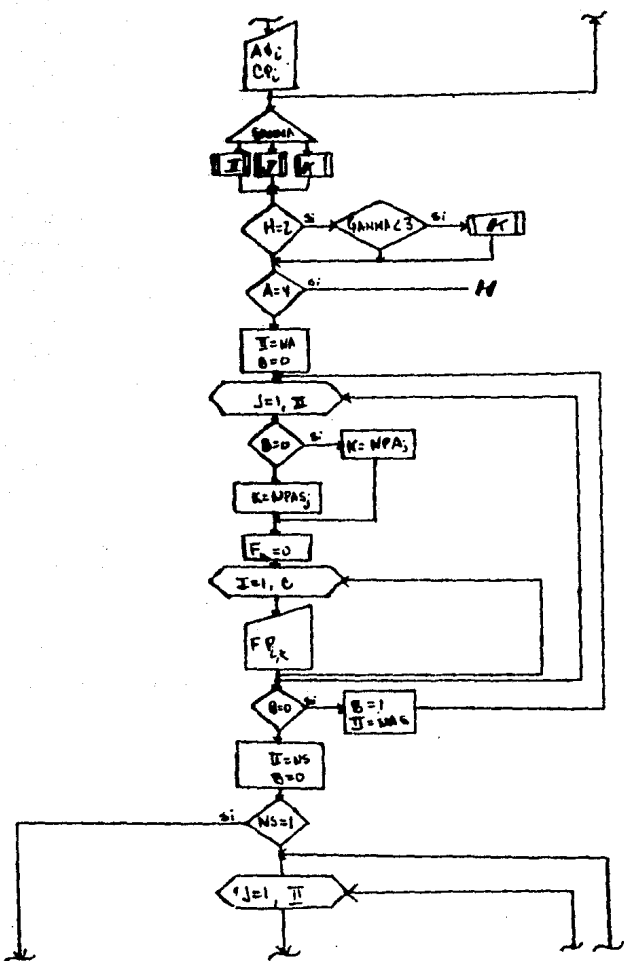
Entrada de los
platos de la
alimentación.

Entrada de los
platos de la
alimentación del
solvente.

Entrada de los
platos de salida
del refinado.

Entrada de los
platos de salida
del extracto.

Presión de
operación.

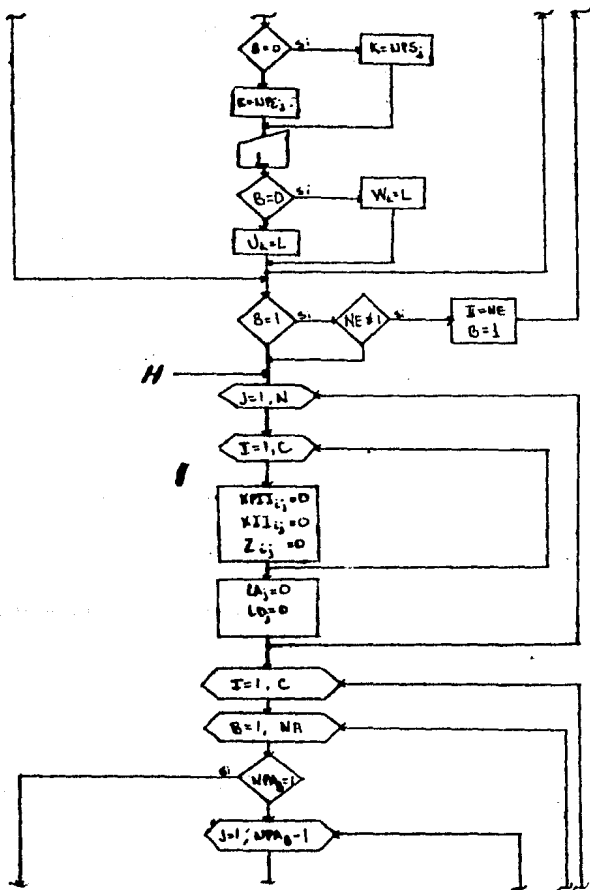


Nombre y Cp de los compuestos.

Calculo constantes de equilibrio.

Calculo entalpias.

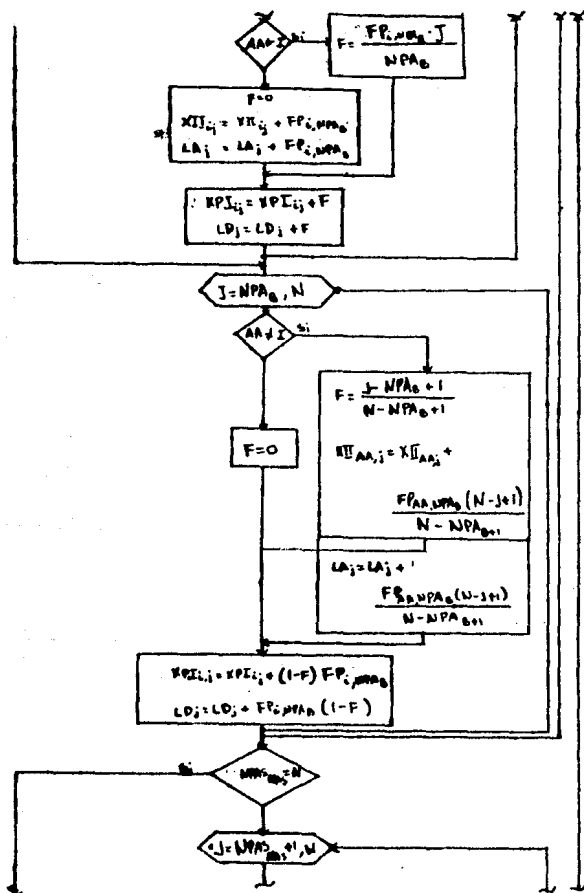
Entrada de flujos en alimentaciones

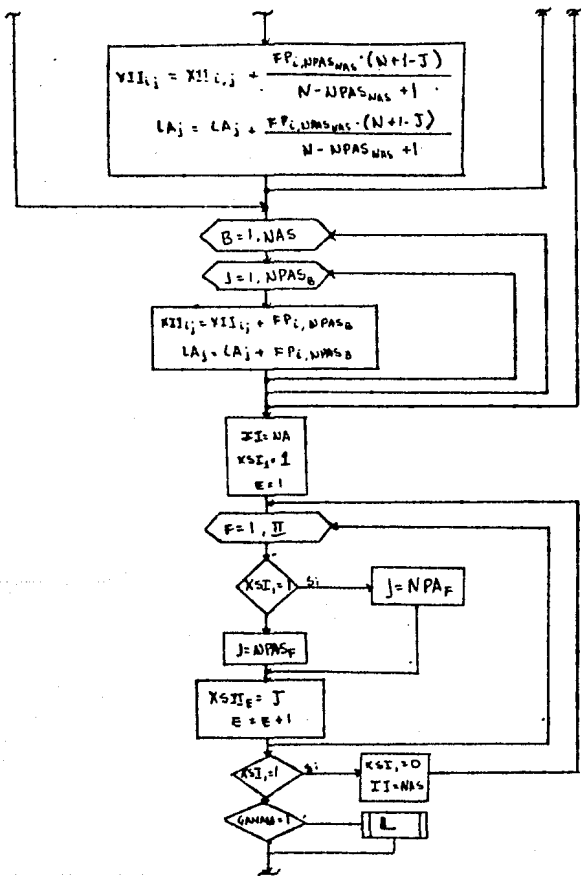


Entrada de los flujos a la salida.

Inicialización de variables.

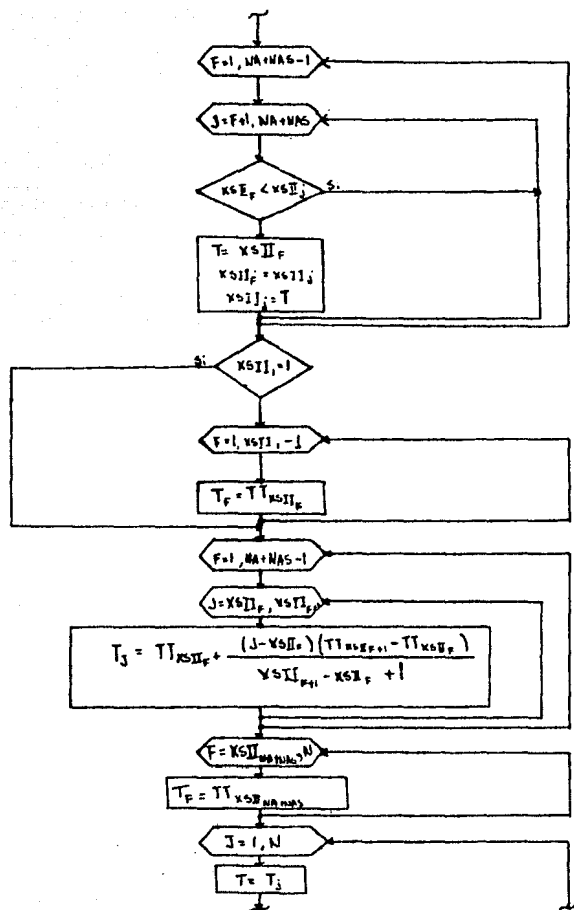
Inicialización de variables.





Estimación de temperaturas iniciales.

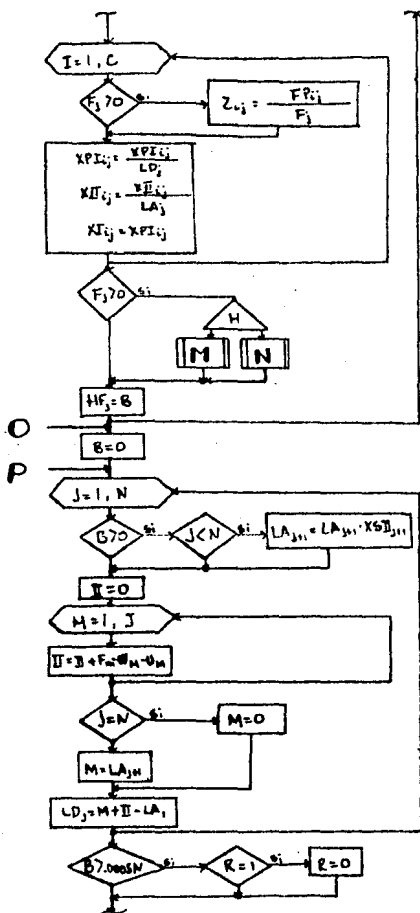
de



Corrección
temperaturas
iniciales.

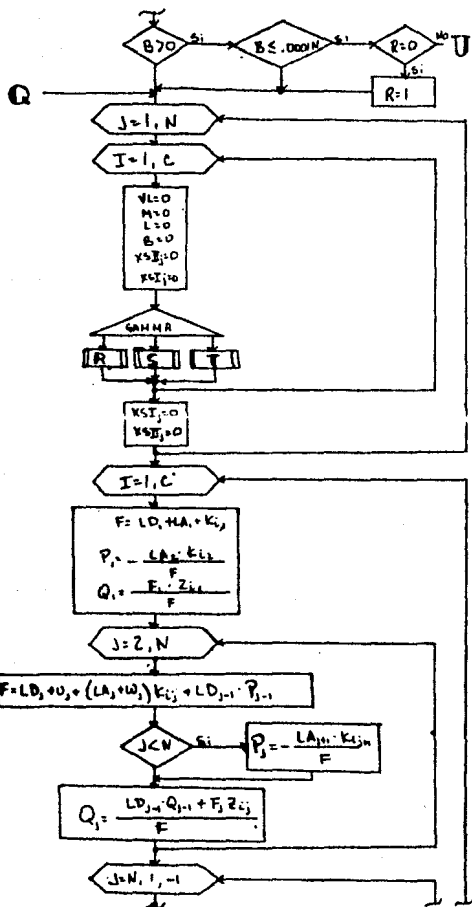
de

Cálculo inicial de
composiciones.



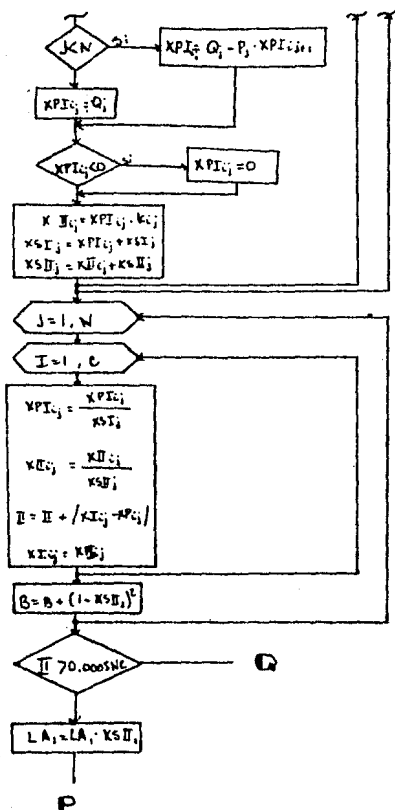
Modificación de flujos.

Verificación de la convergencia del método.



Calculo de la constante de equilibrio.

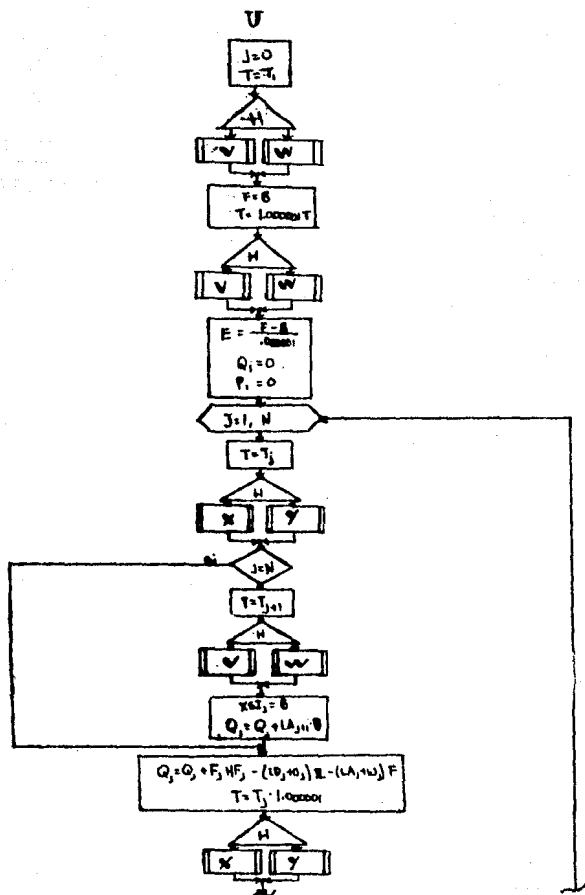
Metodo de Thomas para el calculo de condiciones.

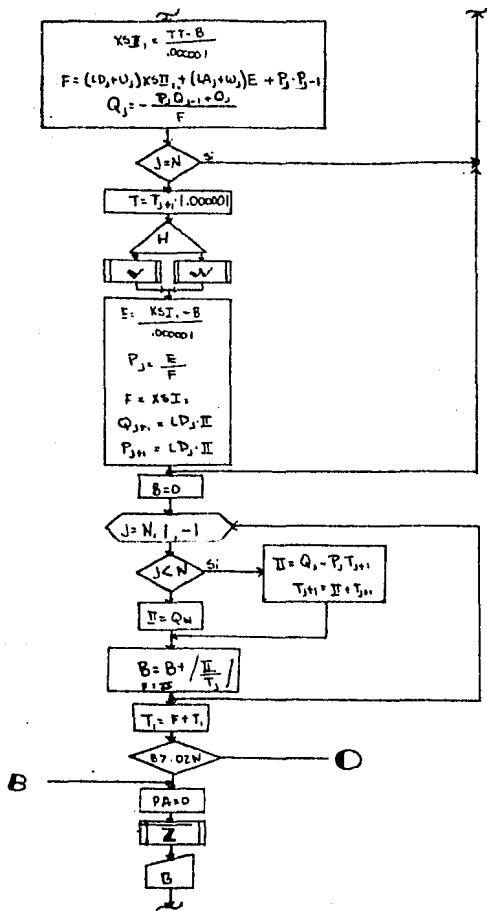


Normalización de composiciones.

Verificación de la convergencia del ciclo interno.

Método de Thomas para el cálculo de temperaturas.



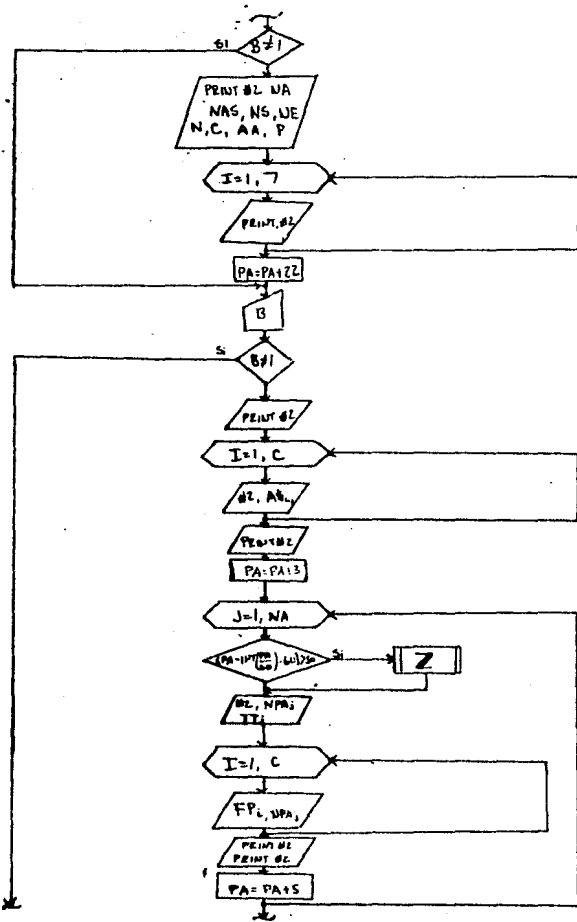


Normalización de temperaturas.

Verificación de la convergencia de temperaturas.

Impresión de resultados.

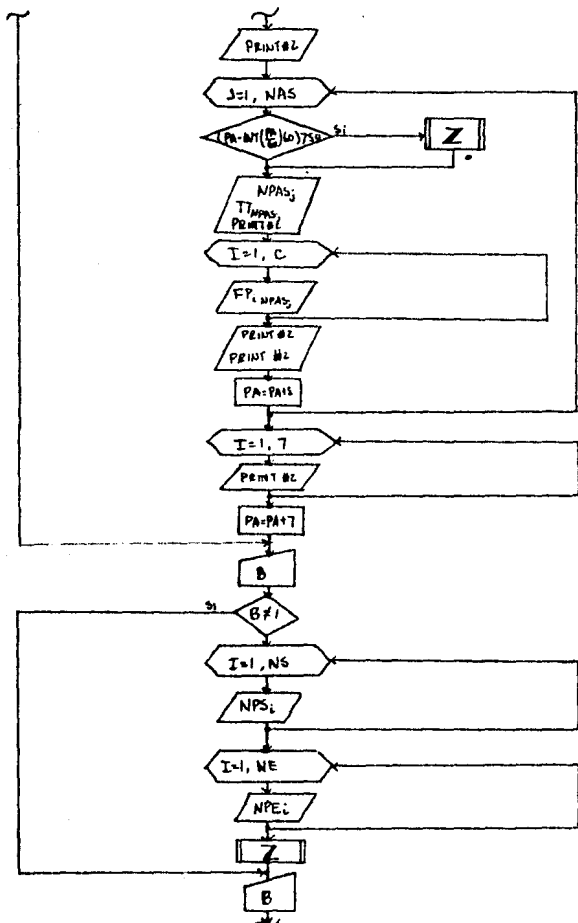
Pregunta si se desean los datos de la torre.



Impresión de los datos de la torre.

Pregunta si se requieren los datos de la alimentación.

Impresión de los datos de la alimentación.

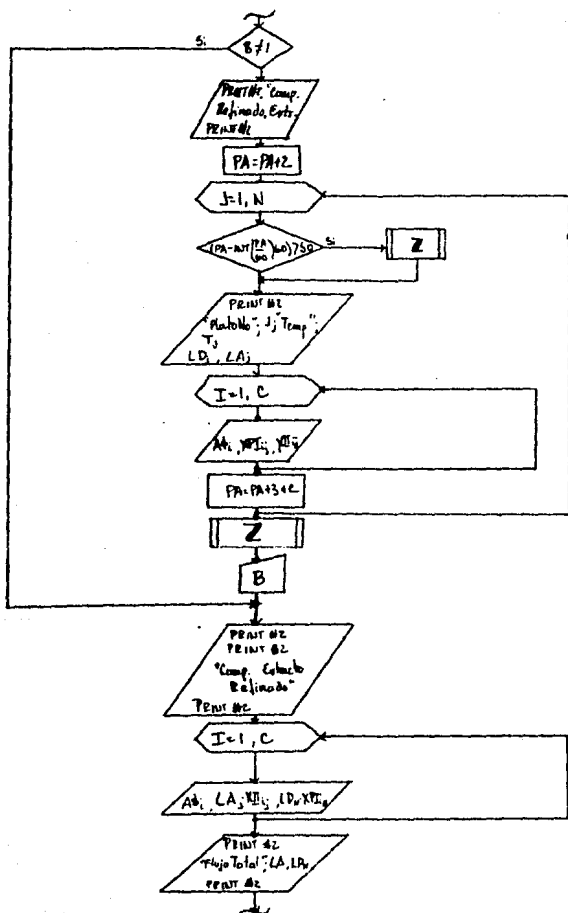


Impresión de los datos de la alimentación.

Pregunta si se desean los datos de las salidas.

Impresión de los datos de las salidas.

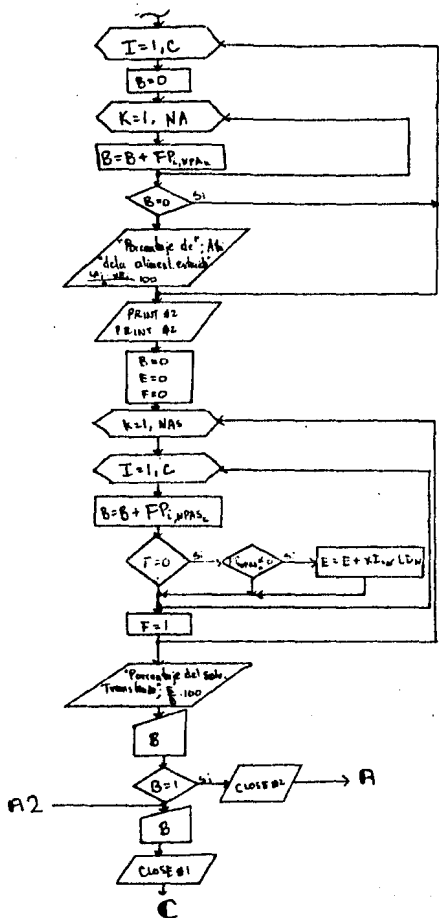
Pregunta si se desean los datos de las composiciones por pieza.



Impresión de los
datos de las
composiciones por
platos.

Impresión de
resultados.

Impresión de flujos
finales.

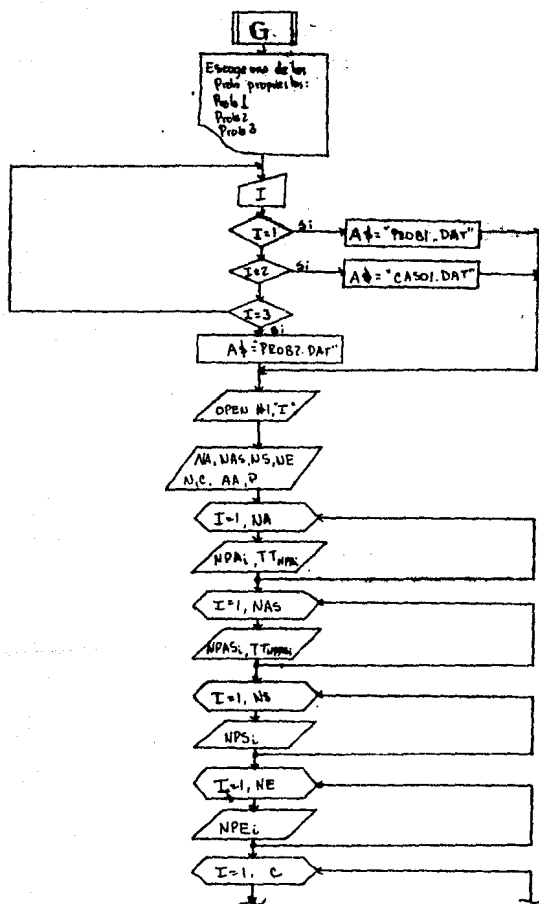


Impresión de porcentaje de la alimentación extraída.

Impresión de porcentaje de solvente transferido.

Pregunta si desea cambiar de forma de impresión.

Regresa al menú principal.



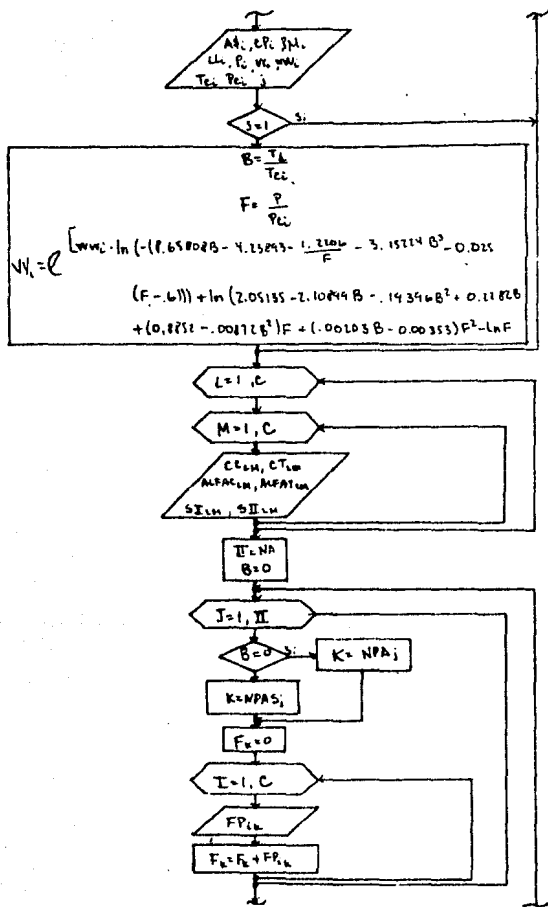
Introducción de datos obtenidos del archivo.

Lee el problema propuesto.

Abre canal de introducción de datos.

Introducción de platos y temperaturas de alimentación.

Introducción de plato y temperaturas de la alimentación del solvente
Introducción de los platos de salida.



Introducción de los datos de los componentes.

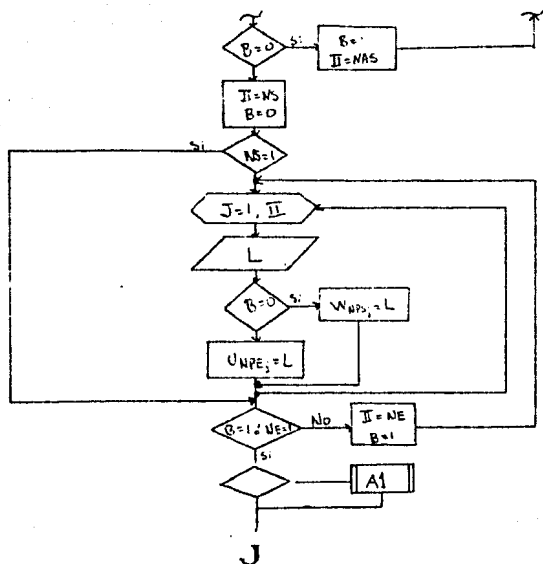
(Es válido el volumen molar obtenido del archivo?

Cálculo del volumen molar.

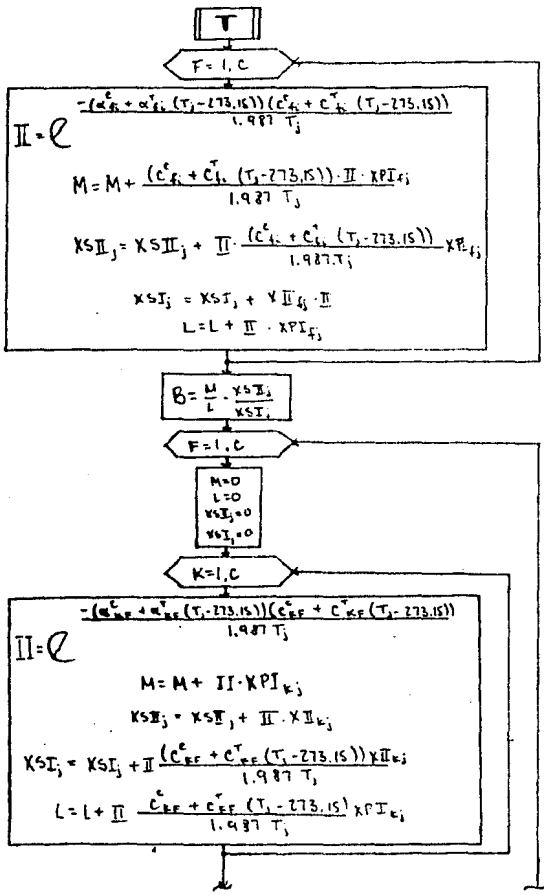
Introducción de datos para la ecuación de estado.

Introducción de los datos de las ecuaciones de estado.

Introducción de los
flujos de salida.



Equilibrium
 equilibrium
 K=1, C



$$\Pi = Q \frac{-K^2 c_p + d^2 c_p (T_i - 273.15) (c_p^2 + c_p^2 (T_i - 273.15))}{1.987 T_i}$$

$$VL = VL + X \Pi_{Fj} \frac{\Pi}{M} \left(\frac{c_p^2 + c_p^2 (T_i - 273.15)}{1.987 T_i} - \frac{L}{M} \right) - X \Pi_{Fj} \frac{\Pi}{K_5 \Pi_j} \left(\frac{c_p^2 + c_p^2 (T_i - 273.15)}{1.987 T_i} - \frac{X_5 J_j}{K_5 \Pi_j} \right)$$

$$K_{ij} = Q (B + VL)$$

RETURN

5

$$L = 1, C$$

$$M = M + \Pi_{Fj} V_{Lj}$$

$$F = F + X \Pi_{Fj} V_{Lj}$$

$$L = 1, C$$

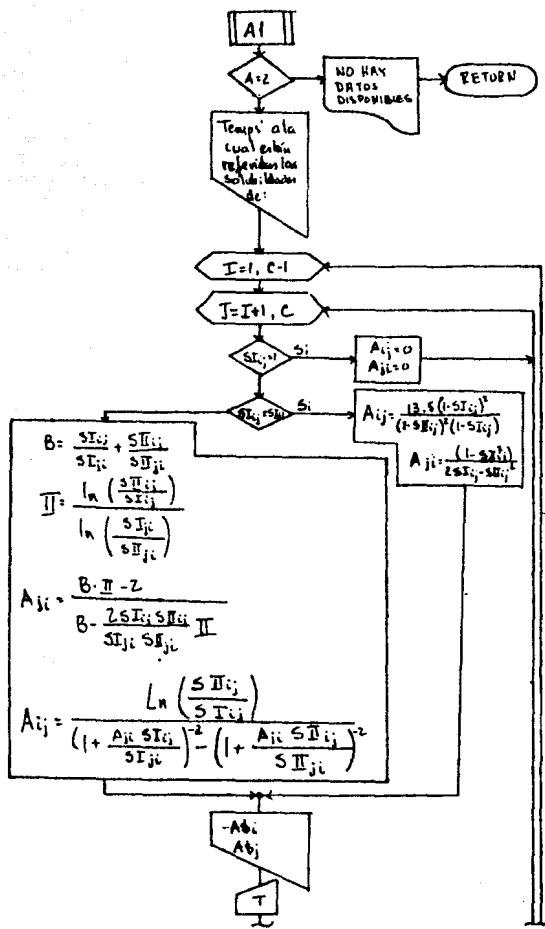
$$VL = VL + \frac{X \Pi_{Fj} V_{Lj}}{M} \sqrt{\frac{LL_i - 1.987 T_i}{V_{Lj}}}$$

$$B = B + \frac{X \Pi_{Fj} V_{Lj}}{F} \sqrt{\frac{LL_i - 1.987 T_i}{V_{Lj}}}$$

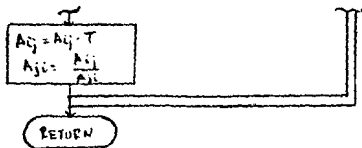
$$K_{ij} = Q \left[\frac{V_{Lj}}{1.987 T_i} \left(\sqrt{\frac{LL_i - 1.987 T_i}{V_{Lj}}} - VL \right) - \frac{V_{Lj}}{1.987 T_i} \left(\sqrt{\frac{LL_i - 1.987 T_i}{V_{Lj}}} - B \right)^2 + \ln \left(\frac{V_{Lj}}{V_L} \right) - \frac{V_{Lj}}{V_L} - \ln \left(\frac{V_{Lj}}{B} \right) + \frac{V_{Lj}}{B} \right]$$

RETURN

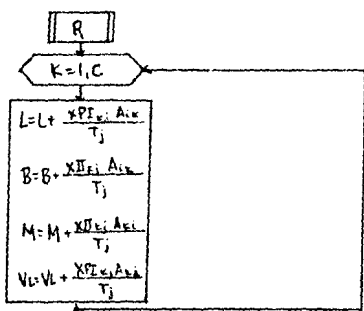
Calculo de la constante de equilibrio por Chao Seader.



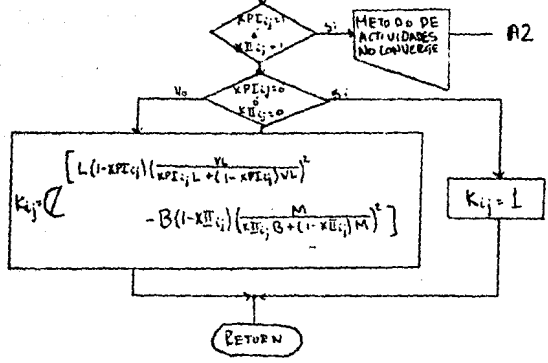
Cálculo de las constantes de interacción de Van Laar.



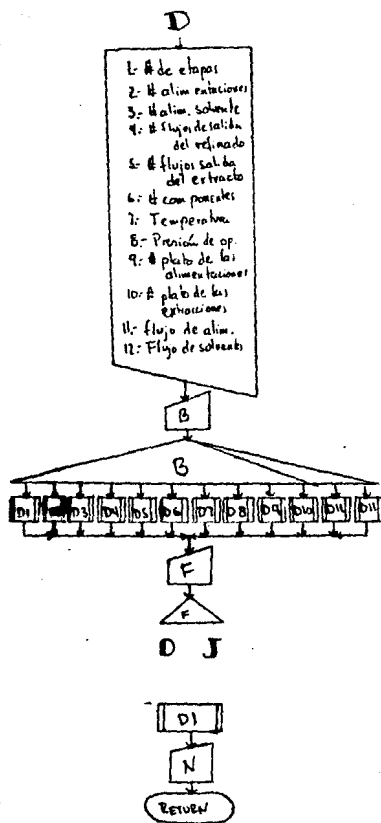
Calculo de las constantes de interacción de Van Laar.



Calculo de la constante de equilibrio por Van Laar.

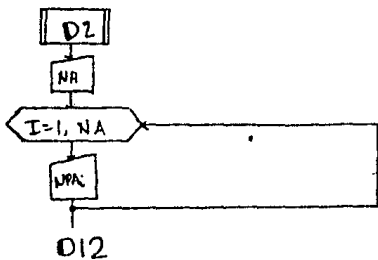


El metodo de actividades no converge.

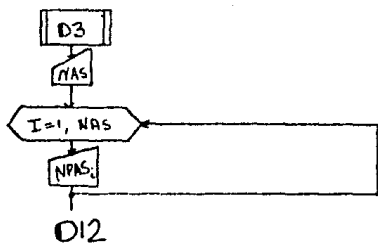


Cambio de variables en la corrida.

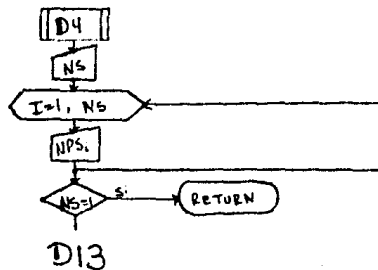
Introducción número de etapas.



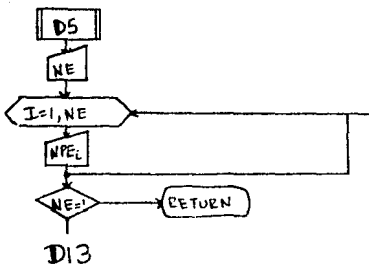
Cambio del No. de
alimentaciones.



Cambio del No. de
alimentaciones del
solvente.

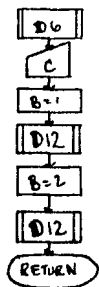


Cambio del No. de
flujos de salida
del refinado.

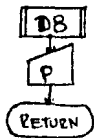


Cambio del No. de flujos de salida del extracto.

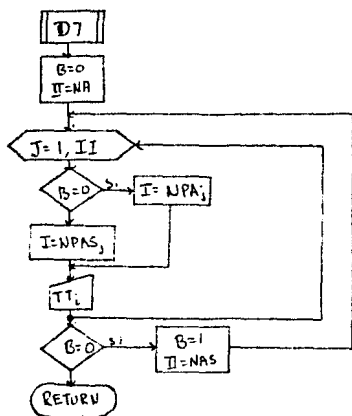
D13



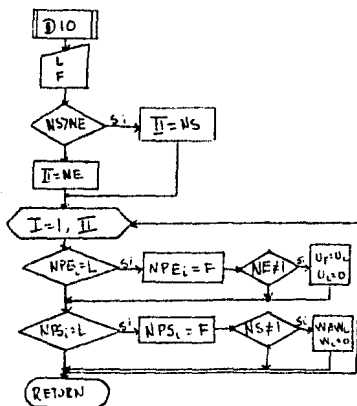
Cambio del No. de componentes.



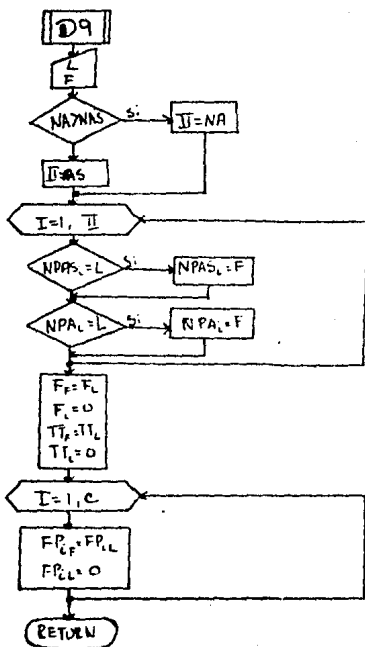
Cambio de la de precision operation.



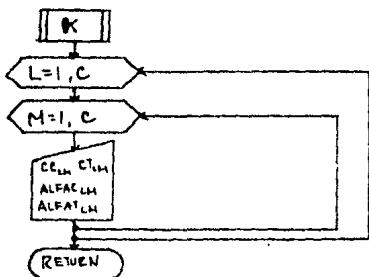
Cambio de temperatura de entrada de fluido.



Cambio del N. de plato de las extracciones.

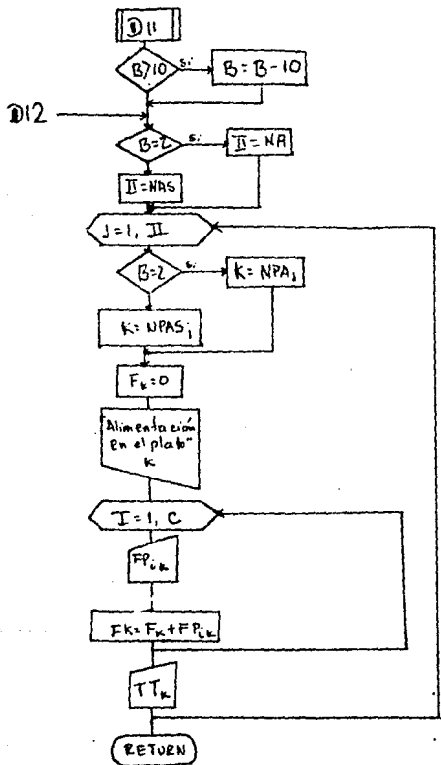


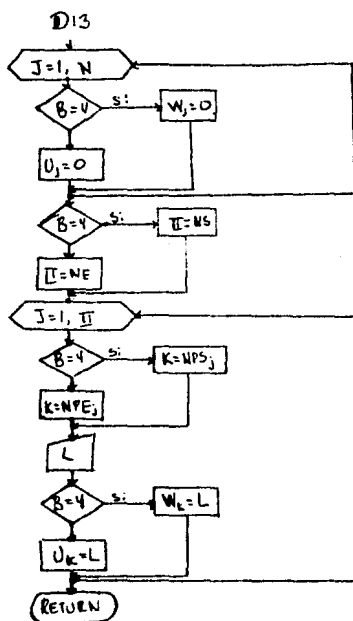
Cambio del No. de
 líneas de
 alimentación.



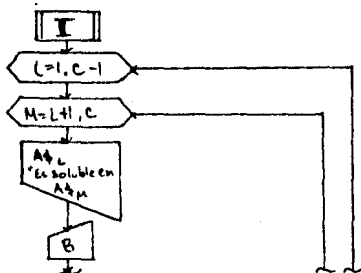
Introducción de
 datos para la Ec.
 K.R.T.L. por el
 usuario.

Entrada de flujos de alimentación en la torre.

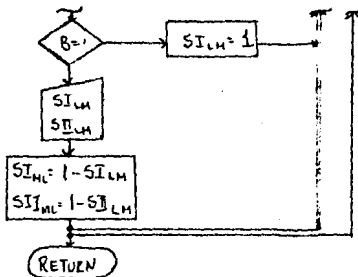




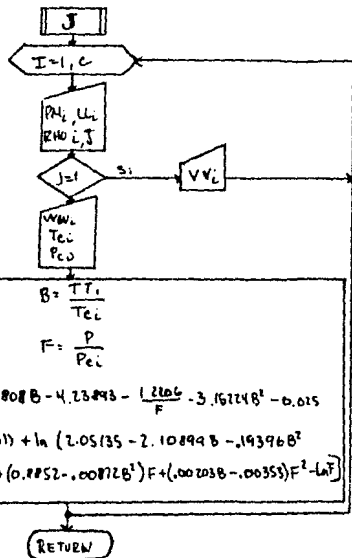
Introducción de
Lenguaje de Máquina



Introducción de
Lenguaje de Máquina
de Van Laar.

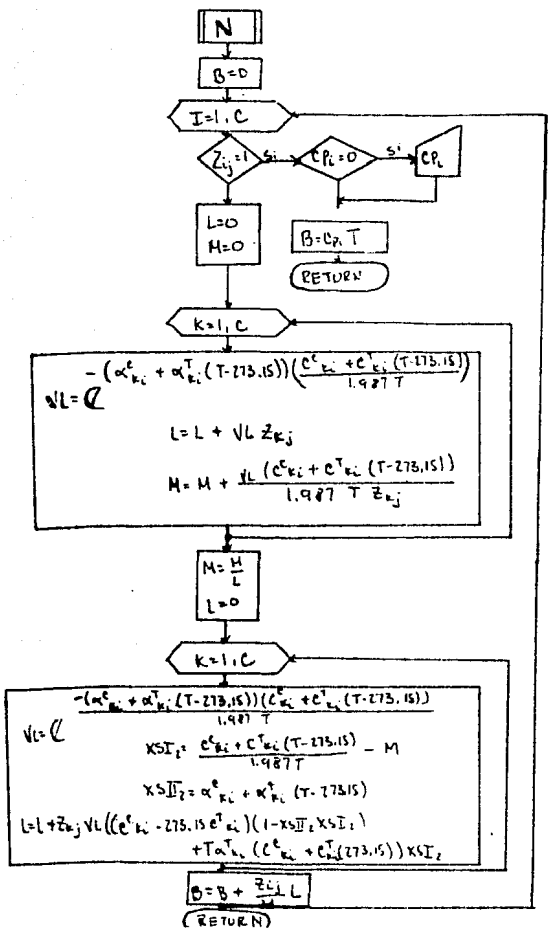


Introducción de
datos por el
usuario para la Ec.
de Van Laar.

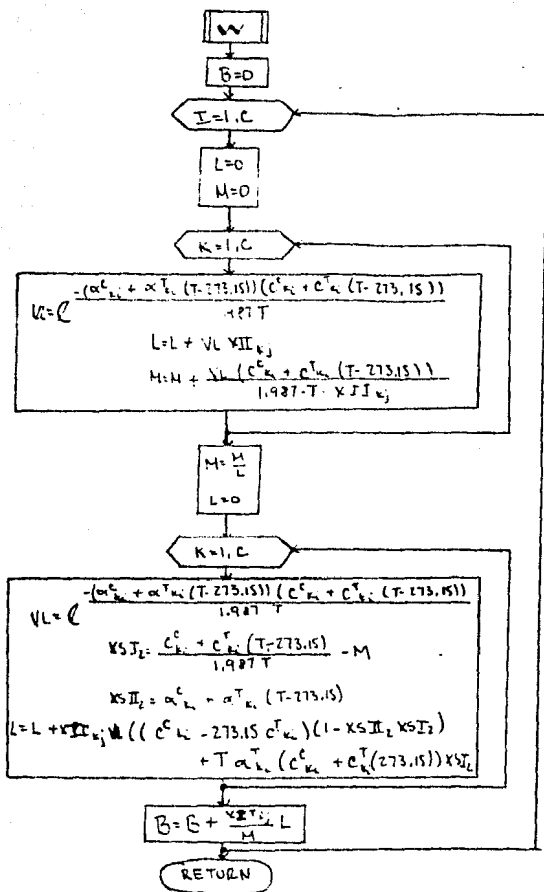


Introducción de
datos por el
usuario para la Ec.
de Chao-Scader.

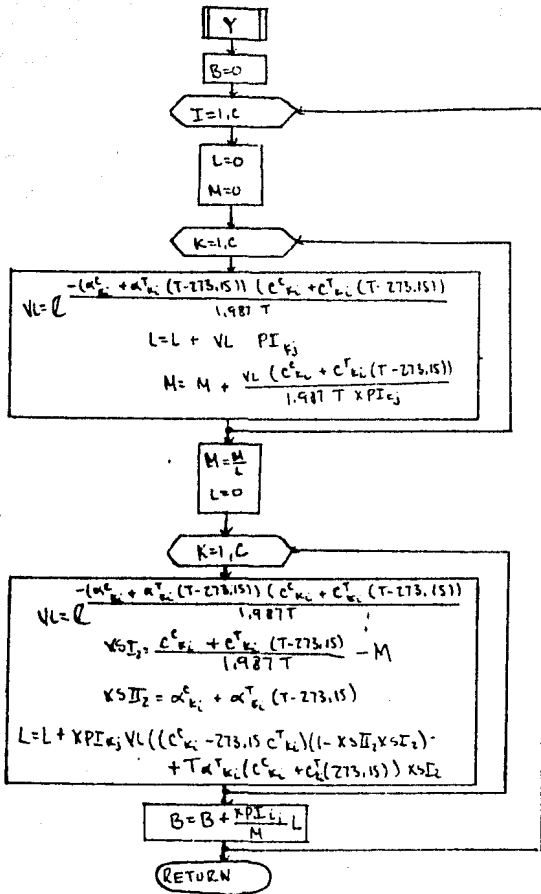
Calculo de los
 coeficientes de
 dilatacion para
 la Eq. N.º. T. 1.

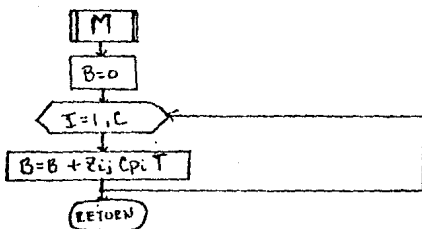


Calcula de
 entalpia de
 extracção de
 Ec. N.R.T.L.

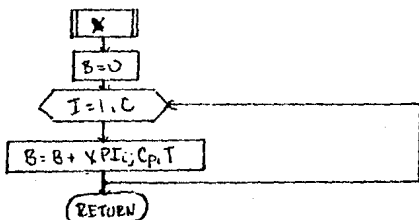


Calculo de las
entropías del
refinado para la
Ec. N.R.T.L.

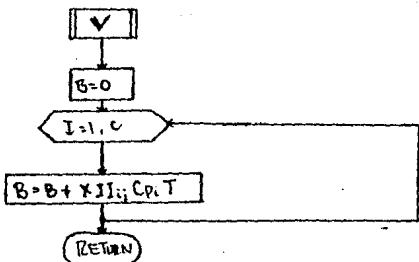




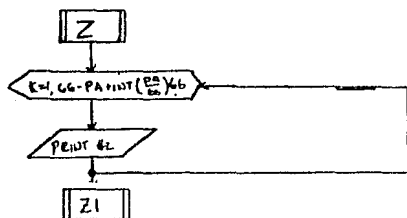
Cálculo de las entalpías de alimentación por la fórmula ideal.



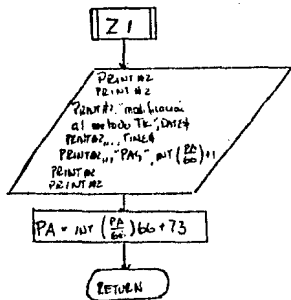
Cálculo de las entalpías del extracto por la fórmula ideal.



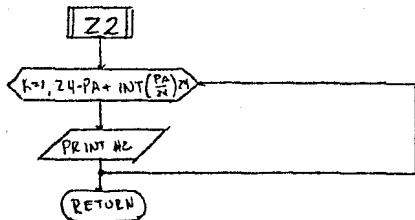
Cálculo de entalpías ideales para el refinado.



Formato
de impresión:
IMPRESORA.



Encabezado
de impresión.



Formato
de impresión:
pantalla.

APENDICE 7.6

LISTADO DEL PROGRAMA

```

10
20
30 IMPRESION DE LA PORTADA
40
50
60 KEY OFF :SCREEN 0,1 :COLOR 15,0,0 :WIDTH 40 :CLS :LOCATE 5,15
   :PRINT "U L S A"
70 COLOR 10,0 :LOCATE 10,6 :PRINT CHR$(213)+STRING$(25,205)+CHR$(
   184)
80 LOCATE 11,6 :PRINT CHR$(172)+* MODIFICACIONES AL *+CHR$(
   172)
90 LOCATE 12,6 :PRINT CHR$(172)+STRING$(25,32)+CHR$(172)
100 LOCATE 13,6 :PRINT CHR$(172)+* METODO TUBOXO KAWAYAMA *+CHR$(
   172)
110 LOCATE 14,6 :PRINT CHR$(172)+STRING$(25,32)+CHR$(172)
120 LOCATE 15,6 :PRINT CHR$(172)+* PARA EXTRACCION LIQUIDA *+CHR$(
   172)
130 LOCATE 16,6 :PRINT CHR$(172)+STRING$(25,32)+CHR$(172)
140 LOCATE 17,6 :PRINT CHR$(172)+* EDUARDO ACOSTA MORA *+CHR$(
   172)
150 LOCATE 18,6 :PRINT CHR$(212)+STRING$(25,205)+CHR$(172)
160 COLOR 15,0 :LOCATE 20,17 :PRINT "1988"
170 COLOR 14,0 :LOCATE 23,5 :PRINT "OPRIME <RETURNO> PARA CONTINUA
   R"
180 IF INKEY="" THEN 180
190 SCREEN 0 :COLOR 4 :WIDTH 80
200
210
220 DIMENSIONAMIENTO DE VARIABLES
230
240
250 DIM Z(10,20),X1(10,20),X2(10,20),X3(10,20),FF(10,20),R(10,2
   0)
260 DIM F(20),U(20),D(20),X11(20),X33(20),LA(20),F(20),W(20),VV(
   20),G(20),NFA(20),NPS(20),NFB(20),LB(20),NFA2(20),T(20),TT(20
   ),HF(20)
270 DIM PH(10),RH(10),TC(10),PC(10),WP(10),LL(10),A4(10),SP(10)
280 DIM A(10,10),CC(10,10),CT(10,10),ALFA(10,10),ALFA2(10,10),L1
   (10,10),S11(10,10)

```

```

290 /
300 /
310 /      MENU PARA ESCOGER LA FORMA DE IMPRESION DE RESULTADOS
320 /
330 /
340 CLS :LOCATE 5,25 :PRINT "FORMA DE IMPRESION DE RESULTADOS
350 PRINT :PRINT :PRINT "1.- Pantalla
360 PRINT :PRINT :PRINT "2.- Impresora
370 PRINT :PRINT :INPUT "  ESCOGE UNA OPCION";I
380 IF I=1 THEN B1="SCRN:" ELSE IF I=2 THEN B1="LPT1:" ELSE B1="
390 OPEN B1 FOR OUTPUT AS WF
400 IF B1 THEN GOTO
410 /
420 /
430 /      MENU PRINCIPAL
440 /
450 /
460 CLS :IF A=2 THEN B=1 ELSE B=C
470 LOCATE 2,35 :PRINT "MENU"
480 PRINT :PRINT :PRINT "1.  CORRIDA EXTERNA
490 PRINT :PRINT :PRINT "2.- CORRIDA INTERNA
500 PRINT :PRINT :PRINT "3.- CAMBIO DE VARIABLES
510 PRINT "      EN LA CORRIDA ACTUAL
520 PRINT :PRINT :PRINT "4.- CAMBIO DEL METODO DE CALCULO
530 PRINT "      DE ACTIVIDADES
540 PRINT :PRINT :PRINT "5.- FIN DE PROGRAMA
550 PRINT :PRINT :INPUT "      ESCOGE UNA OPCION";A
560 CLS :IF A>5 OR A<1 THEN GOTO 470
570 IF A=5 THEN END
580 IF A=3 THEN GOTO 6350
590 /
600 /
610 /      MENU PARA EL CALCULO DE ACTIVIDADES
620 /
630 /
640 LOCATE 5,30 :PRINT "CALCULO DE ACTIVIDADES
650 PRINT :PRINT :PRINT "1.- VAN LAAR
660 PRINT :PRINT :PRINT "2.- CHAO-SEABER
670 PRINT :PRINT :PRINT "3.- NETL
680 PRINT :PRINT :INPUT "      ESCOGE UNA OPCION";GAMMA
690 CLS :IF GAMMA >3 OR GAMMA<1 THEN GOTO 590

```

```

700
710
720      MENU PARA EL CALCULO DE ENTALPIAS
730
740
750 LOCATE 5,30 :PRINT "CALCULO DE ENTALPIAS"
760 PRINT :PRINT :PRINT "1.- IDEAL"
770 PRINT :PRINT :PRINT "2.- N.R.T.L."
780 PRINT :PRINT :INPUT "      ESCOGE UNA OPCION";H
790 CLS :IF H#2 THEN 700
800 ON A GOTO 810,8130,8350,1130
810
820
830      INTRODUCCION DE DATOS POR EL USUARIO
840
850
860 INPUT "N de Alimentaciones";NA
870 INPUT "N de Alimentaciones del solvente";NAS
880 INPUT "N de flujos de salida del refinado";NS
890 INPUT "N de flujos de salida del extracto";NE
900 INPUT "N de etapas";N
910 INPUT "N de Componentes";C
920 INPUT "N del Componente a separar";AA
930 CLS :PRINT :PRINT :PRINT
940 FOR I=1 TO NA
950 PRINT "N de plato de la ";I;"a. alimentacion"; :INPUT NPA(I)
960 INPUT "Temperatura de entrada";TI(NPA(I))
970 PRINT
980 NEXT I
990 CLS :PRINT :PRINT :PRINT
1000 FOR I=1 TO NAS
1010 PRINT "N de plato de la ";I;"a. alimentacion del solvente";
      :INPUT NPAS(I)
1020 INPUT "Temperatura de entrada";TI(NPAS(I))
1030 PRINT
1040 NEXT I
1050 CLS :PRINT :PRINT :PRINT
1060 FOR I=1 TO NS
1070 PRINT "N de plato de la ";I;"a. salida del refinado"; :INPUT
      NPS(I)
1080 NEXT I
1090 CLS :PRINT :PRINT :PRINT
1100 FOR I=1 TO NE
1110 PRINT "N de plato de la ";I;"a. salida del extracto"; :INPUT
      NPE(I)
1120 NEXT I
1130 IF B=1 THEN A=2 :GOTO 1450
1140 INPUT "Presion de Operacion (en Atmosferas)";P
1150 FOR I=1 TO C
1160 CLS :PRINT :PRINT
1170 PRINT "Nombre del compuesto";I; :INPUT A#(I)

```

```

1180 PRINT "CP de ";A*(I); :INPUT CP(I)
1190 NEXT I
1200 ON GAMMA GOSUB 7480,7660,7870
1210 IF GAMMA=1 THEN GOSUB 5950
1220 IF H=2 THEN IF GAMMA<3 THEN GOSUB 7870
1230 CLS :IF A=4 THEN 1450
1240 II=NA :B=0
1250 FOR J=1 TO II
1260 IF B=0 THEN K=NPA(J) ELSE K=NPAS(J)
1270 F(K)=0
1280 PRINT :PRINT :PRINT "Alimentacion en el plato #":E
1290 FOR J=1 TO C
1300 PRINT "Flujo del compuesto No. ";J; :INPUT FP(1,E)
1310 F(K)=F(K)+FP(1,K)
1320 NEXT J
1330 NEXT J
1340 IF B=0 THEN CLS :PRINT "Alimentacion del solvente" :PRINT :P
PRINT :B=1 :II=NAS :GOTO 1250
1350 II=NS :B=0
1360 IF NS=1 THEN 1430
1370 CLS :PRINT :PRINT "Extraccion del refinado" :PRINT :P
PRINT
1380 FOR J=1 TO II
1390 IF B=0 THEN K=NPB(J) ELSE K=NPBE(J)
1400 PRINT :PRINT "Extraccion en el plato # ";E; :INPUT L
1410 IF B=0 THEN U(K)=L ELSE U(K)=L
1420 NEXT J
1430 CLS
1440 IF B=1 THEN IF NE<> THEN II=NE :B=1 :PRINT :PRINT "Salidas
del extracto" :PRINT :PRINT :GOTO 1380
1450 /
1460 /
1470 / ESTIMACION DE COMPOSICIONES INICIALES
1480 /
1490 /
1500 FOR J=1 TO N
1510 FOR I=1 TO C
1520 XPI(I,J)=0 :XII(1,J)=0 :Z(1,J)=0
1530 NEXT I
1540 LA(J)=0 :LDR(J)=0
1550 NEXT J
1560 FOR I=1 TO C
1570 FOR B=1 TO NA
1580 IF NPA(B)=I THEN 1670
1590 FOR J=1 TO NPA(B)+1
1600 IF A<>1 THEN T=I :II=NPA(B)+J/NPA(B) ELSE T=0 :XII(1,J)=XII
(1,J)+FP(I,NPA(B)) :LA(J)=LA(J)+FP(I,NPA(B))
1610 XPI(1,J)=XPI(1,J)+F
1620 LD(J)=LD(J)+F
1630 NEXT J
1640 FOR J=NPA(B)+1 TO N

```

```

1650 IF AA=1 THEN F=(J-NPA(B)+1)/(N-NPA(B)+1) ELSE F=C :GOTO 1680
1660 XII(AA,J)=XII(AA,J)+FP(AA,NPA(B))*(N-J+1)/(N-NPA(B)+1)
1670 LA(J)=LA(J)+FP(AA,NPA(B))*(N-J+1)/(N-NPA(B)+1)
1680 XPI(I,J)=XPI(I,J)+FP(I,NPA(B))*(1-F)
1690 LD(J)=LD(J)+FP(I,NPA(B))*(1-F)
1700 NEXT J
1710 NEXT B
1720 IF NPAS(NAS)=N THEN 1770
1730 FOR J=NPAS(NAS)+1 TO N
1740 XII(1,J)=XII(1,J)+FP(1,NPAS(NAS))*(N-J+1)/(N-NPAS(NAS)+1)
1750 LA(J)=LA(J)+FP(1,NPAS(NAS))*(N-J+1)/(N-NPAS(NAS)+1)
1760 NEXT J
1770 FOR B=1 TO NAS
1780 FOR J=1 TO NPAS(B)
1790 XII(1,J)=XII(1,J)+FP(1,NPAS(B))
1800 LA(J)=LA(J)+FP(1,NPAS(B))
1810 NEXT J
1820 NEXT B
1830 NEXT I
1840 IF GAMMA=1 THEN GOSUB 5250
1850
1860
1870
1880
1890
1900
1910
1920
1930
1940
1950
1960
1970
1980
1990
2000
2010
2020
2030
2040
2050
2060
2070
2080
2090
2100
2110
2120
2130
2140

```

ESTIMACION DE TEMPERATURAS INICIALES

```

1910 II=NA :XSI(1)=1:E=1
1910 FOR F=1 TO II
1920 IF XSI(1)=1 THEN J=NPA(F) ELSE J=NPAS(F)
1930 XSI(E)=J
1940 E=E+1
1950 NEXT F
1960 IF XSI(1)=1 THEN XSI(1)=0 :II=NAS :GOTO 1910
1970 FOR F=1 TO NA+NAS-1
1980 FOR J=F+1 TO NA+NAS
1990 IF XSI1(F)<XSI1(J) THEN 2030
2000 T=XSI1(F)
2010 XSI1(F)=XSI1(J)
2020 XSI1(J)=T
2030 NEXT J
2040 NEXT F
2050 IF XSI1(1)=1 THEN 2090
2060 FOR F=1 TO XSI1(1)-1
2070 T(F)=TT(XSI1(1))
2080 NEXT F
2090 FOR F=1 TO NA+NAS-1
2100 FOR J=XSI1(F) TO XSI1(F+1)
2110 T(J)=TT(XSI1(F))+J-XSI1(F))/(XSI1(F+1)-XSI1(F)+1)*(TT(XSI1(F))
+TT(XSI1(F+1)))
2120 NEXT J
2130 NEXT I
2140 FOR F=XSI1(NA+NAS) TO N

```

```

2150 T(F)=TT(XS11(NA+NAS))
2160 NEXT F
2170 /
2180 /
2190 /          CALCULO INICIAL DE COMPOSICIONES
2200 /
2210 /
2220 FOR J=1 TO N
2230 T=T(J)
2240 FOR I=1 TO C
2250 IF F(J)>0 THEN Z(I,J)=FP(I,J)/F(J)
2260 XPI(I,J)=XPI(I,J)/LD(J)
2270 XI(I,J)=XPI(I,J)
2280 XII(I,J)=XII(I,J)/LA(J)
2290 NEXT I
2300 IF F(J)>0 THEN ON I GOSUB 8300,8030
2310 HF(J)=B
2320 NEXT J
2330 /
2340 /
2350 /          MODIFICACION DE FLUJOS
2360 /
2370 /
2380 B=0
2390 FOR J=1 TO N
2400 IF B>0 THEN IF J<N THEN LA(J+1)=LA(J+1)*XS11(J+1)
2410 II=0
2420 FOR M=1 TO J
2430 II=II+F(M)-U(M)-W(M)
2440 NEXT M
2450 IF J=N THEN M=0 ELSE M=LA(J+1)
2460 LD(J)=M+II-LA(1)
2470 NEXT J
2480 /
2490 /
2500 /          VERIFICACION DE LA CONVERGENCIA DEL METODO
2510 /
2520 /
2530 IF B>.0005*N THEN IF E=1 THEN E=0
2540 IF B>0 THEN IF B<-.0005*N THEN IF R=0 THEN R=1 ELSE 3110
2550 /
2560 /
2570 /          CALCULO DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO
2580 /
2590 /
2600 FOR J=1 TO N
2610 FOR I=1 TO C
2620 VL=0 :M=0 :L=0 :H=0 :XS11(J)=0 :XS1(J)=0
2630 ON GAMMA GOSUB 6200,5780,4850
2640 NEXT I
2650 XS1(J)=0 :XS11(J)=0
2660 NEXT J

```

```

2670 /
2680 /
2690 /      METODO DE THOMAS PARA EL CALCULO DE COMPOSICIONES
2700 /
2710 /
2720 FOR I=1 TO C
2730 F=LB(1)+LA(1)*K(1,1)
2740 P(1)=-LA(2)*E(1,2)/F
2750 Q(1)=F(1)*Z(1,1)/F
2760 FOR J=2 TO N
2770 F=LB(J)+U(J)+(LA(J)+W(J))*X(1,J)+LB(J-1)*P(J-1)
2780 IF J<N THEN P(J)=-LA(J+1)*K(1,J+1)/F
2790 Q(J)=(LB(J-1)*Q(J-1)+F(J)*Z(1,J))/F
2800 NEXT J
2810 FOR J=N TO 1 STEP -1
2820 IF J<N THEN XP1(I,J)=Q(J)-P(J)*XP1(1,J+1) ELSE XP1(I,N)=Q(N)
2830 IF X1(I,J)<0 THEN X1(I,J)=0
2840 X11(I,J)=XP1(I,J)*K(1,J)
2850 XS1(J)=XP1(1,J)+XS1(J)
2860 XS11(J)=X11(I,J)+XS11(J)
2870 NEXT J
2880 NEXT I
2890 /
2900 /
2910 /      NORMALIZACION DE COMPOSICIONES
2920 /
2930 /
2940 II=0 :B=0
2950 FOR J=1 TO N
2960 FOR I=1 TO C
2970 XP1(I,J)=XP1(I,J)/XS1(J)
2980 X11(I,J)=X11(I,J)/XS11(J)
2990 II=II+ABS(X11(I,J)-XP1(I,J))
3000 X1(I,J)=XP1(I,J)
3010 NEXT I
3020 B=(1-XS11(J))^2*B
3030 NEXT J
3040 /
3050 /
3060 /      VERIFICACION DE LA CONVERGENCIA DEL CALCULO DE
3070 /      COMPOSICIONES EN EL CICLO INTERNO
3080 /
3090 /
3100 IF II>.0005*N*% THEN 2550 ELSE LA(1)=LA(1)*XS11(1) :GOTO 239
O

```



```

3110 /
3120 /
3130 /      METODO DE THOMAS PARA EL CALCULO DE TEMPERATURAS
3140 /
3150 /

```

```

3160 J=0 :T=T(1)
3170 ON N GOSUB 8980,8740
3180 F=B :T=T*1.000001
3190 ON N GOSUB 8980,8740
3200 E=(F-B)/.000001
3210 G(1)=0 :F(1)=0
3220 FOR J=1 TO N
3230 T=T(J)
3240 ON E GOSUB 8640,8400
3250 II=E
3260 IF J=N THEN 3210
3270 T=T(J+1)
3280 ON E GOSUB 8980,8740
3290 XS1(J)=B
3300 G(J)=G(J)+LA(J+1)*E
3310 G(J)=G(J)+I(J)*HT(J) : LB(J)=G(J)+II*(LA(J)+E*HT(J))
3320 T=T(J)*1.000001
3330 ON E GOSUB 8640,8400
3340 XS1(J)=(II-B)/.000001
3350 F=(LB(J)+G(J))*XS1 : T=(LA(J)+G(J))*B+I*(G(J)+F)
3360 G(J)=(F(J)+G(J)+I*(G(J)+F))
3370 IF J=N THEN 3130
3380 T=T(J+1)*1.000001
3390 ON E GOSUB 8980,8740
3400 E=(XS1(J)-B)/.000001
3410 F(J)=E/F
3420 F=XS1(1) :G(J+1)=LB(J)+II : I(J+1)=LB(J)+XS1(1)
3430 NEXT J
3440 /
3450 /

```

```

3460 /      NORMALIZACION DE TEMPERATURAS
3470 /
3480 /

```

```

3490 B=C
3500 FOR J=N TO 1 STEP -1
3510 IF J=N THEN II=G(J)+F(J)+T(J+1) ELSE II=G(J)
3520 B=B+ABS(II/T(J))
3530 IF J=N THEN T(J+1)=II+T(J+1)
3540 T=II
3550 NEXT J
3560 T(1)=T(1)

```

```

3570 /
3580 /
3590 /      VERIFICACION DE LA CONVERGENCIA DE LAS TEMPERATURAS
3600 /
3610 /
3620 IF B>.02*N THEN 2330
3630 /
3640 /
3650 /      IMPRESION DE RESULTADOS
3660 /
3670 /
3680 PA=0 :GOSUB 9170
3690 INPUT "QUIERES LOS DATOS DE LA TORRE (1>Si <2>No)";B
3700 CLS :IF B<>1 THEN 3810
3710 PRINT #2, "          # de Alimentaciones:";NA
3720 PRINT #2, :PRINT #2, "          # Alimentaciones del solvente:"
      ;NAS
3730 PRINT #2, :PRINT #2, " # de flujos de salida del refinado:"
      ;NS
3740 PRINT #2, :PRINT #2, " # de flujos de salida del extractor:"
      ;NE
3750 PRINT #2, :PRINT #2, "          # de etapas:"
      ;N
3760 PRINT #2, :PRINT #2, "          # de Componentes:"
      ;C
3770 PRINT #2, :PRINT #2, "          # del Componente a separar:"
      ;AA
3780 PRINT #2, :PRINT #2, "Presion de Operacion (en Atmosferas):"
      ;P
3790 PA=PA+15
3800 IF B#="SCRN:" THEN IF PA>7>25 THEN INPUT "OPRIME <RETORN> PA
      RA CONTINUAR";B :GOSUB 9170
3810 PRINT :PRINT :PRINT :INPUT "QUIERES LOS DATOS DE LAS ALIMENT
      ACIONES (1>Si <2>No)";B
3820 CLS :IF B<>1 THEN 4100
3830 FOR I=1 TO 7
3840 PRINT #2,
3850 NEXT I
3860 PA=PA+7
3870 PRINT #2, ,
3880 FOR I=1 TO C
3890 PRINT #2, A*(I),
3900 NEXT I
3910 PRINT #2,
3920 PA=PA+2
3930 FOR J=1 TO NA
3940 IF B#="SCRN:" THEN IF PA-INT(PA/24)*24>19 THEN INPUT "OPRIME
      <RETURN> PARA CONTINUAR";B :GOSUB 9290 :GOSUB 9170
3950 IF B#<>"SCRN:" THEN IF PA-INT(PA/66)*66>50 THEN GOSUB 9080 :
      GOSUB 9170
3960 PRINT #2, "Plato No.",NPA(J)

```

```

3970 PRINT #2, "Temperatura:", TT(NPA(J))
3980 PRINT #2, ,
3990 FOR I=1 TO C
4000 PRINT #2, FP(1,NPA(J)),
4010 NEXT I
4020 PRINT #2, :PRINT #2,
4030 PA=PA+5
4040 NEXT J
4050 PRINT #2, :PA=PA+1
4060 FOR J=1 TO MAS
4070 IF B4="SCRN:" THEN IF PA-INT(PA/24)*24>19 THEN INPUT "OPRIME
<RETURN> PARA CONTINUAR";B :GOSUB 9290 :GOSUB 9170
4080 IF B4<>"SCRN:" THEN IF PA-INT(PA/66)*66>50 THEN GOSUB 9080 :
GOSUB 9170
4090 PRINT #2, "Plato No.",NPA(J)
4100 PRINT #2, "Temperatura:",TT(NPA(J))
4110 PRINT #2, ,
4120 FOR I=1 TO C
4130 PRINT #2, FP(1,NPA(J)),
4140 NEXT I
4150 PRINT #2, :PRINT #2,
4160 PA=PA+5
4170 NEXT J
4180 PRINT :PRINT :PRINT :INPUT "QUIERES LOS DATOS DE LAS SALIDAS
<1>SI <2>No";B
4190 CLS :IF B<>1 THEN 4370
4200 FOR I=1 TO 7
4210 PRINT #2,
4220 NEXT I
4230 PA=PA+7
4240 IF B4="SCRN:" THEN IF PA-INT(PA/24)*24>19 THEN INPUT "OPRIME
<RETURN> PARA CONTINUAR";B :GOSUB 9290 :GOSUB 9170
4250 IF B4<>"SCRN:" THEN IF PA-INT(PA/66)*66>50 THEN GOSUB 9080 :
GOSUB 9170
4260 FOR I=1 TO NS
4270 PRINT #2, "N de plato de la ";I;"a. salida del refinado:";NF
S(I)
4280 NEXT I
4290 PRINT #2,
4300 PA=PA+NS+1
4310 IF B4="SCRN:" THEN IF PA-INT(PA/24)*24>19 THEN INPUT "OPRIME
<RETURN> PARA CONTINUAR";B :GOSUB 9290 :GOSUB 9170
4320 IF B4<>"SCRN:" THEN IF PA-INT(PA/66)*66>50 THEN GOSUB 9080 :
GOSUB 9170
4330 FOR I=1 TO NE
4340 PRINT #2, "N de plato de la ";I;"a. salida del extracto:";NF
E(I)
4350 NEXT I
4360 PA=PA+NE
4370 PRINT :PRINT :PRINT :INPUT "QUIERES LOS DATOS DE LAS COMPOSI
CIONES POR PLATO <1>SI <2>No";B

```

```

4380 CLS :IF B<>1 THEN 4530
4390 IF B#="SCRN:" THEN GOSUB 9290 ELSE GOSUB 9080
4400 GOSUB 9170
4410 PRINT #2,"Comp.          REFINADO          EXTRACTO" :PRINT #2,
4420 PA=PA*2
4430 FOR J=1 TO N
4440 IF B#="SCRN:" THEN IF PA-INT(PA/24)*24>24-3-C THEN INPUT "OP
RIME <RETURN> PARA CONTINUAR";B :GOSUB 9290 :GOSUB 9170
4450 IF B<>"SCRN:" THEN IF PA-INT(PA/66)*66>55-3-C THEN GOSUB 90
80 :GOSUB 9170
4460 PRINT #2, :PRINT #1, "Plato No. ";J;"Temperatura ";T(J)
4470 PRINT #2, ,LB(J),L6(J)
4480 FOR I=1 TO C
4490 PRINT #2, A6(I),X1(I),J),X11(I),J)
4500 NEXT I
4510 PA=PA+3+C
4520 NEXT J
4530 PRINT :PRINT :PRINT :INPUT "Oprime <RETURN> para continuar";
B
4540 IF B#="SCRN:" THEN GOSUB 9290 ELSE GOSUB 9080
4550 GOSUB 9170
4560 CLS :PRINT #2, :PRINT #2, :PRINT #2,"Comp.          Extracto
Refinado" :PRINT #2,
4570 FOR I=1 TO C
4580 PRINT #2, A6(I),LA(I)*X11(I),X1(I),N)*LB(N) :PA=PA+1
4590 NEXT I
4600 PRINT #2, :PRINT #2,"PLUGS TOTAL",LA(I),LB(N)
4610 PRINT #2,
4620 FOR I=1 TO C
4630 B=C
4640 FOR K=1 TO NA
4650 B=B+FP(1,NPA(K))
4660 NEXT K
4670 IF B=C THEN 4690
4680 PRINT #2, "Porcentaje de ";A6(I);" de la alimentacion extrai
da";LA(I)*X11(I),1)/B*100
4690 NEXT I
4700 PRINT #2, :PRINT #2,
4710 B=C :B=C :IF C
4720 FOR K=1 TO NAC
4730 FOR I=1 TO C
4740 B=B+FP(1,NPA(K))
4750 IF B=C THEN IF FP(1,NPA(K))>0 THEN L=B*X11(I),N)*LB(N)
4760 NEXT I
4770 B=1
4780 NEXT K
4790 PRINT #2, "Porcentaje de solvente transferido al refinado ";
B/E*100
4800 PRINT :PRINT :INPUT "Quieres cambiar forma de impresion de
resultados (1)SI (2)NO";E
4810 IF B : THEN CLOSE #2 :GOTO 290

```

```

4820 PRINT :PRINT :INPUT "Oprime <RETURN> para salir al menu prin
cipal";B
4830 CLOSE #1
4840 GOTO 410
4850 '
4860 '
4870 '      CALCULO DE LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO POR M.R.T.L.
4880 '
4890 '
4900 FOR F=1 TO C
4910 I1=(EXP(-(ALFAC(F,1)+ALFAT(F,1)*(T(J)-273.15)))*(CC(F,1)+CT(F
,1)*(T(J)-273.15)))/1.987/T(J))
4920 M=M+(CC(F,1)+CT(F,1)*(T(J)-273.15))*11/1.987/T(J)*XP1(F,J)
4930 XS11(J)=XS11(J)+I1*(CC(F,1)+CT(F,1)*(T(J)-273.15))/1.987/T(J
)*X11(F,J)
4940 XS1(J)=XS1(J)+I1*X11(F,J)
4950 L=L+I1*XP1(F,J)
4960 NEXT F
4970 B=M/L-XS11(J)/XS1(J)
4980 FOR K=1 TO C
4990 M=0 :L=0 :XS11(J)=0 :XS1(J)=0
5000 FOR N=1 TO C
5010 I1=(EXP(-(ALFAC(K,1)+ALFAT(K,1)*(T(J)-273.15)))*(CC(K,1)+CT(K
,1)*(T(J)-273.15)))/1.987/T(J))
5020 M=M+I1*XP1(K,J)
5030 XS11(J)=XS11(J)+I1*X11(K,J)
5040 XS1(J)=XS1(J)+I1*(CC(K,1)+CT(K,1)*(T(J)-273.15))/1.987/T(J)*
X11(K,J)
5050 L=L+I1*(CC(K,1)+CT(K,1)*(T(J)-273.15))/1.987/T(J)*XP1(K,J)
5060 NEXT K
5070 I1=EXP(-(ALFAC(1,F)+ALFAT(1,F)*(T(J)-273.15)))*(CC(1,F)+CT(1,
F)*(T(J)-273.15))/1.987/T(J))
5080 VL=VL+XP1(F,J)*11/M*(CC(1,F)+CT(1,F)*(T(J)-273.15))/1.987/T
(J)-L/M)
5090 VL=VL-X11(F,J)*11/XS11(J)*(CC(1,F)+CT(1,F)*(T(J)-273.15))/1
.987/T(J)-XS1(J)/XS11(J))
5100 NEXT F
5110 K(1,J)=EXP(B*VL)
5120 RETURN
5130 '
5140 '
5150 '      INTRODUCCION DE DATOS OBTENIDOS EN EL ARCHIVO
5160 '
5170 '
5180 LOCATE 5,20 :PRINT "ESCOGE UNO DE LOS PROBLEMAS PROPUESTOS
5190 LOCATE 9,15 :PRINT "1.- PROBLEMA #1" :PRINT :PRINT
5200 PRINT "  4      2.- PROBLEMA #1, CASO A)" :PRINT :PRINT
5210 PRINT "      3.- PROBLEMA #2" :PRINT :PRINT
5220 INPUT "      ESCOGE UNA OPCION";I
5230 CLS :IF I=1 THEN A1="PROB1.DAT" ELSE IF I=2 THEN A1="CASO1.D
AT" ELSE IF I=3 THEN A1="PROB2.DAT" ELSE CLS :GOTO 5100

```

```

5240 OPEN "1",#1,A#
5250 INPUT #1,NA,NAS,NS,NE,N,C,AA
5260 INPUT #1,P
5270 FOR I=1 TO NA
5280 INPUT #1,NPA(I)
5290 INPUT #1,TT(NPA(I))
5300 NEXT I
5310 FOR I=1 TO NAS
5320 INPUT #1,NPAS(I)
5330 INPUT #1,TT(NPAS(I))
5340 NEXT I
5350 FOR J=1 TO NS
5360 INPUT #1,NPS(I)
5370 NEXT I
5380 FOR I=1 TO NE
5390 INPUT #1,NPE(I)
5400 NEXT I
5410 FOR I=1 TO C
5420 INPUT #1,A4(I)
5430 INPUT #1,CP(I)
5440 INPUT #1,PM(I),LL(I),RHO(I),VV(I)
5450 INPUT #1,WW(I),TC(I),PC(I)
5460 INPUT #1,J
5470 IF J=1 THEN 5520
5480 B=TT(I)/TC(I) :F=P/PC(I)
5490 VV(I)-WW(I)*LOG(- (B.65808*B-4.23893-1.2206/F-3.15224*(B^3)-
(.025*(F-.6)))
5500 VV(I)-LOG(2.05135-2.10899*B-.19396*B^2+.02282*B^3+(.08852-.0
0077*B^2)*F+(.00203*B-.00353)*F^2-LOG(F))+VV(I)
5510 VV(I)=EXP(VV(I))
5520 NEXT I
5530 FOR L=1 TO C
5540 FOR M=1 TO C
5550 INPUT #1,CC(L,M),CT(L,M)
5560 INPUT #1,ALFAC(L,M),ALFAT(L,M)
5570 INPUT #1,S1(L,M),S11(L,M)
5580 NEXT M
5590 NEXT L
5600 IF GAMMA=1 THEN GOSUB 5950
5610 I1=NA :B=0
5620 FOR J=1 TO I1
5630 IF B=0 THEN K=NPA(J) ELSE K=NPAS(J)
5640 F(K)=0
5650 FOR I=1 TO C
5660 INPUT #1,FP(I,K)
5670 F(K)=F(K)+FP(I,K)
5680 NEXT I
5690 NEXT J
5700 IF B=0 THEN B=1 :I1=NAS :GOTO 5620
5710 I1=NS :B=0
5720 IF NS=1 THEN 5770

```

```

5730 FOR J=1 TO 11
5740 INPUT #1,I
5750 IF B=0 THEN U(NPS(J))=L ELSE U(NPE(J))=L
5760 NEXT J
5770 IF B=1 OR NE=1 THEN 1450 ELSE I1=NE :B=1 :GOTO 5730
5780 /
5790 /
5800 /          CALCULO DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO POR CHAO SEADER
5810 /
5820 /
5830 FOR L=1 TO C
5840 M=B*XP(L,J)*VV(L)
5850 P=F*X1(L,J)*VV(L)
5860 NEXT L
5870 FOR I=1 TO C
5880 VL=L*XP(L,I)*VV(L)+M*CORR(L,I)-1.987*T(I)/VV(L)
5890 B=F*X1(L,I)*VV(L)+P*CORR(L,I)-1.987*T(I)/VV(L)
5900 NEXT I
5910 H(L)=VV(L)/1.987/T(I)+LOG(VL/I)-1.987/T(I)/VV(L)+VL/I
5920 H(I)=X1(I,J)*VV(I)/1.987/T(I)+CORR(L,I)-1.987/T(I)/VV(I)
      +B/I
5930 H(I,J)=EXP(X(I,J)+LOG(VV(I)/VL)-VV(I)/VL-LOG(VV(I)/B)+VV(I)/
      B)
5940 RETURN
5950 /
5960 /
5970 /          CALCULO DE CONSTANTES DE INTERACCION DE VAN LAAR
5980 /
5990 /
6000 IF A=2 THEN LOCATE 12,17 :PRINT "No hay datos para la ecuaci
on de Van Laar"
6010 IF A=2 THEN LOCATE 17,0 :PRINT "Se usara la ecuacion de N.R.
T.L. para el calculo de actividades" :FOR I=1 TO 2000 :NEXT
      I :GAMMA=3 :CLS :GOTO 6190
6020 PRINT "Temp. a la cual estan referidas las solubilidades de
      "
6030 FOR I=1 TO C 1
6040 FOR J=1 TO C
6050 IF S1(I,J)=1 THEN A(I,J)=S1(I,J) :GOTO 6120
6060 IF S1(I,J)=S11(I,J) THEN S120
6070 B=S1(I,J)/S1(I,J)+S11(I,J)/S11(I,J)
6080 C=LOG(S1(I,J)/S11(I,J)/LOG(S11(I,J)/S11(I,J)))
6090 A(I,J)=B+1-1/2*(B+S11(I,J)/S11(I,J)+S11(I,J)/S11(I,J))
6100 A(I,J)=LOG(S11(I,J)/S1(I,J)+A(I,J)+S11(I,J)/S1(I,J)+S11(I,J)
      /S1(I,J)+S11(I,J)/S11(I,J)+S11(I,J)/S11(I,J))
6110 GOTO 6140
6120 A(I,J)=1-S11(I,J)/S1(I,J)+S11(I,J)/S11(I,J)+S11(I,J)/S11(I,J)
6130 A(I,J)=LOG(S1(I,J)/S11(I,J)+2*(S11(I,J)/S1(I,J)+S11(I,J)/S11(I,J))
6140 NEXT J
6150 A(I,J)=A(I,J)+B(I,J)+C(I,J) :PRINT #1
6160 A(I,J)=A(I,J)+T

```

```

6170 NEXT J
6180 NEXT I
6190 RETURN
6200 '
6210 '
6220 '      CALCULO DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO POR VAN LAAR
6230 '
6240 '
6250 FOR K=1 TO C
6260 L=L*XP1(K,J)*A(I,K)/T(J)
6270 B=B*X11(K,J)*A(I,K)/T(J)
6280 M=M*X11(K,J)*A(K,I)/T(J)
6290 VL=VL*XP1(K,J)*A(K,I)/T(J)
6300 NEXT K
6310 IF XP1(I,J)=1 OR X11(I,J)=1 THEN CLS :LOCATE 10,20 :PRINT "E
L METODO DE ACTIVIDADES NO CONVERGE" :PRINT :PRINT :PRINT :P
RINT :GOTO 4820
6320 IF XP1(I,J)=0 OR X11(I,J)=0 THEN K(I,J)=1:GOTO 6340
6330 K(I,J)=EXP(L*(1-XP1(I,J))*(VL/(XP1(I,J)*L+(1-XP1(I,J))*VL))
- B*(1-X11(I,J))*(M/(X11(I,J)*B+(1-X11(I,J))*M))*2)
6340 RETURN
6350 '
6360 '
6370 '      CAMBIO DE VARIABLES DE LA CORRIERA
6380 '
6390 '
6400 M=1
6410 PRINT " 1. # de etapas"
6420 PRINT " 2. # de Alimentaciones"
6430 PRINT " 3. # de Alimentaciones del Solvente en la torre"
6440 PRINT " 4. # de flujos de salida del refinado"
6450 PRINT " 5. # de flujos de salida del extracto"
6460 PRINT " 6. # de Componentes "
6470 PRINT " 7. Temperatura de entrada de flujos"
6480 PRINT " 8. Presion de Operacion "
6490 PRINT " 9. Cambio del # de plato de las alimentaciones"
6500 PRINT "10. Cambio del # de plato de las extracciones"
6510 PRINT "11. Flujo de las alimentaciones"
6520 PRINT "12. Flujo de los solventes"
6530 IF M=1 THEN PRINT :PRINT :INPUT "ESCOGE UNA OPCION";B :CLS
6540 IF M=1 THEN ON B GOSUB 7080,6590,6650,6850,6910,7100,7160,72
40,7260,7400,6700,6700
6550 IF M=1 THEN CLS :M=0 :GOTO 6410
6560 PRINT :PRINT :PRINT :INPUT "NECESITAS OTRO CAMBIO (1. Si , 2
. No )";M
6570 CLS :IF M=0 THEN M=2
6580 ON M GOTO 6410,1450
6590 INPUT "# de alimentaciones";NA
6600 PRINT
6610 FOR I=1 TO NA
6620 PRINT "# de plato de la ";I;"a. alimentacion"; :INPUT NFA(I)

```



```

6630 NEXT I
6640 GOTO 6710
6650 INPUT "# de alimentaciones del solvente";NAS
6660 PRINT
6670 FOR I=1 TO NAS
6680 PRINT "# de plato de la ";I;"a. alimentacion del solvente";
      :INPUT NPAS(I)
6690 NEXT I
6700 IF B>10 THEN B=B-10
6710 IF B=2 THEN II=NA ELSE II=NAS
6720 CLS
6730 FOR J=1 TO II
6740 IF B=2 THEN K=NPAS(J) ELSE K=NPAS(J)
6750 F(K)=C
6760 PRINT :PRINT :PRINT "Alimentacion en el plato #";J
6770 FOR I=1 TO C
6780 PRINT "Flujo del compuesto No. ";I, :INPUT FP(I,J)
6790 F(K)=F(K)+FP(I,J)
6800 NEXT I
6810 PRINT "Temperatura de entrada en el plato";K, :INPUT TT(K)
6820 PRINT
6830 NEXT J
6840 RETURN
6850 INPUT "# de flujos de salida del refinado";NS
6860 PRINT
6870 FOR I=1 TO NS
6880 PRINT "# de plato de la ";I;"a. salida del refinado"; :INPUT
      NPS(I)
6890 NEXT I
6900 IF NS=1 THEN 7070 ELSE 6970
6910 INPUT "# de flujos de salida del extracto";NE
6920 PRINT
6930 FOR I=1 TO NE
6940 PRINT "# de plato de la ";I;"a. salida del extracto"; :INPUT
      NPE(I)
6950 NEXT I
6960 IF NE=1 THEN 7070
6970 FOR J=1 TO N
6980 IF B=4 THEN W(J)=0 ELSE W(J)=0
6990 NEXT J
7000 IF B=4 THEN II=NS ELSE II=NE
7010 CLS
7020 FOR J=1 TO II
7030 IF B=4 THEN K=NPS(J) ELSE K=NPE(J)
7040 PRINT :PRINT "Extraccion en el plato # ";K, :INPUT L
7050 IF B=4 THEN W(K)=L ELSE U(K)=L
7060 NEXT J
7070 RETURN
7080 LOCATE 10,20 :INPUT "# de etapas";N
7090 RETURN
7100 LOCATE 10,1 :INPUT "# de Componentes";C

```

```

7110 B=1
7120 GOSUB 6710
7130 B=2
7140 GOSUB 6710
7150 RETURN
7160 B=0 :I1=NA
7170 FOR J=1 TO 11
7180 IF B=0 THEN I=NPA(J) ELSE I=NPAS(J)
7190 PRINT "Temperatura de entrada en el plato";I; :INPUT TT(I)
7200 PRINT
7210 NEXT J
7220 IF B=0 THEN B=1 :I1=NA :GOTO 7170
7230 RETURN
7240 INPUT "Presion de Operacion (en Atmosferas)";P
7250 RETURN
7260 INPUT "del plato #";L
7270 INPUT " al plato #";I
7280 IF W>NA5 THEN I1=NA ELSE I1=NA5
7290 FOR I=1 TO 11
7300 IF NPAS(I)=L THEN NPAS(I)=P
7310 IF NPA(I)=L THEN NPA(I)=P
7320 NEXT I
7330 F(I)=F(I) :TT(I)=TT(I)
7340 F(L)=G :TT(L)=0
7350 FOR I=1 TO C
7360 FP(I,P)=FP(I,L)
7370 FP(I,L)=0
7380 NEXT I
7390 RETURN
7400 INPUT "del plato #";L
7410 INPUT " al plato #";P
7420 IF W>NE THEN I1=NE ELSE I1=NE
7430 FOR I=1 TO 11
7440 IF NPE(I)=L THEN NPE(I)=P :IF NEX(I) THEN W(P)=W(L) :W(L)=0
7450 IF NPS(I)=L THEN NPS(I)=P :IF NEX(I) THEN W(P)=W(L) :W(L)=0
7460 NEXT I
7470 RETURN
7480 /
7490 /
7500 /      INTRODUCCION DE DATOS PARA LA EC. DE VAN LAAR
7510 /
7520 /
7530 FOR L=1 TO C :
7540 FOR M=1 TO 6 :
7550 PRINT A(L); " en soluble en ";A(M);" % ", :INPUT "1.- CS1
2.- KNO3";D
7560 PRINT :PRINT
7570 IF B=1 THEN S(L,M)=1 :GOTO 7630
7580 PRINT "Solubilidad de ";A(L);" en ";A(M);" en la fase de "
7590 :PRINT :INPUT S(L,M)
7600 PRINT :PRINT

```

```

7600 PRINT "Solubilidad de ";A$(L);" en ";A$(M);" en la fase de
      ;A$(H); :INPUT SII(L,M)
7610 SI(M,L)=1-SI(L,M)
7620 SII(M,L)=1-SII(L,M)
7630 NEXT M
7640 NEXT L
7650 RETURN
7660 '
7670 '
7680 '      INTRODUCCION DE DATOS PARA LA EC. DE CRAO SEADER
7690 '
7700 '
7710 FOR I=1 TO C
7720 CLS :PRINT :PRINT :PRINT
7730 PRINT "Peso Molecular del compuesto ";I; :INPUT PM(I)
7740 PRINT "Calor latente de evaporacion del compuesto ";I; :INPUT
      T LL(I)
7750 PRINT "Densidad del compuesto ";I; :INPUT KNO(I)
7760 PRINT "Se tiene el volumen parcial del compuesto";I; :INPUT
      "K1" D1. "K2" R1.";J
7770 IF J=1 THEN PRINT "Volumen Parcial del compuesto ";I; :INPUT
      VV(I) :GOTO 7850
7780 PRINT :INPUT "W (Factor acentrico de Pitzer) ";WW(I)
7790 PRINT :PRINT "Tc (Temperatura Critica de ) ";I; :INPUT TC(I)
7800 PRINT :PRINT "Pc (Presion Critica de ) ";I; :INPUT PC(I)
7810 B=TT(I)/TC(I) :F=P/PC(I)
7820 VV(I)=WW(I)*LOG(-(0.65408*B)-4.23893-(1.22067/F)-3.15224*(B^
      3)-(0.025*(F-.6)))
7830 VV(I)=LOG(2.05135-2.10899*B-.19372*B^2+.02282*B^3+(0.08852+.0
      0872*B^2)*F+(0.00208*B-.00353)*F^2-LOG(F))+VV(I)
7840 VV(I)=EXP(VV(I))
7850 NEXT I
7860 RETURN
7870 '
7880 '
7890 '      INTRODUCCION DE DATOS PARA LA EC. DE N.K.T.L.
7900 '
7910 '
7920 FOR L=1 TO C
7930 FOR M=1 TO C
7940 CLS
7950 PRINT "CC(";L;";";M;")"; :INPUT CC(L,M)
7960 PRINT "CT(";L;";";M;")"; :INPUT CT(L,M)
7970 PRINT "ALFAC(";L;";";M;")"; :INPUT ALFAC(L,M)
7980 PRINT "ALFAT(";L;";";M;")"; :INPUT ALFAT(L,M)
7990 PRINT
8000 NEXT M
8010 NEXT L
8020 RETURN

```

```

8030 /
8040 /
8050 /           CALCULO DE LAS ENTALPIAS DE ALIMENTACION POR N.R.T.L.
8060 /
8070 /
8080 B=0
8090 FOR I=1 TO C
8100 IF Z(1,J)=1 THEN IF CP(I)=0 THEN PRINT "Cp de ";A*(I); :INPU
      T CP(I) :CLS
8110 IF Z(1,J)=1 THEN B=CP(I)*T :GOTO 8290
8120 L=0 :M=0
8130 FOR K=1 TO C
8140 VL=(CC(K,1)+CT(K,1))*(T-273.15)/1.987/T
8150 VL=EXP(-(ALFAC(K,1)+ALFAT(K,1))*(T-273.15))*VL
8160 L=L+VL*Z(X,J)
8170 M=M+VL*(CC(K,1)+CT(K,1))*(T-273.15)/1.987/T+Z(X,J)
8180 NEXT K
8190 M=M/L
8200 L=0
8210 FOR K=1 TO C
8220 VL=EXP(-(ALFAC(K,1)+ALFAT(K,1))*(T-273.15))*(CC(K,1)+CT(K,1)*
      (T-273.13))/1.987/T)
8230 XS1(2)=(CC(K,1)+CT(K,1))*(T-273.15)/1.987/T-B
8240 XS1(2)=(ALFAC(K,1)+ALFAT(K,1))*(T-273.15)
8250 L=L+Z(X,J)*VL*(CC(K,1)-273.15*CT(K,1))*(1-XS1(2)+XS1(2))*T
      *ALFAT(K,1)*(CC(K,1)+CT(K,1))*(T-273.15)*XS1(2)
8260 NEXT K
8270 B=B+Z(1,J)/M*L
8280 NEXT I
8290 RETURN
8300 /
8310 /
8320 /           CALCULO DE ENTALPIAS IDEALES PARA LA ALIMENTACION
8330 /
8340 /
8350 B=0
8360 FOR I=1 TO C
8370 B=B+Z(1,J)*CP(I)*T
8380 NEXT I
8390 RETURN

```

```

8400 '
8410 '
8420 '      CALCULO DE ENTALPIAS PARA LA FASE I POR N.R.T.L.
8430 '
8440 '
8450 B=0
8460 FOR I=1 TO C
8470 L=0 :M=0
8480 FOR J=1 TO C
8490 VL=EXP(-(ALFAC(I,1)+ALFAT(I,1)*(T-273.15))*(CC(I,1)+CT(I,1)*
      (T-273.13))/1.9877T)
8500 L=L+VL*XP(I,C,J)
8510 M=M+VL*(CC(I,1)+CT(I,1)*(T-273.15))/1.9877T*XP(I,C,J)
8520 NEXT J
8530 M=M/L
8540 L=L
8550 FOR I=1 TO C
8560 VL=EXP(-(ALFAC(I,1)+ALFAT(I,1)*(T-273.15))*(CC(I,1)+CT(I,1)*
      (T-273.13))/1.9877T)
8570 XS(I,2)=(CC(I,1)+CT(I,1)*(T-273.15))/1.9877T*M
8580 XS(I,3)=(ALFAC(I,1)+ALFAT(I,1)*(T-273.15))
8590 L=XP(I,C,J)*VL*(CC(I,1)+CT(I,1)*(T-273.15)*(1+XS(I,2)+XS(I,3))
      +ALFAT(I,1)*(CC(I,1)+CT(I,1)*(T-273.15)))*XS(I,2)
8600 NEXT J
8610 B=B+XP(I,1,J)*M*VL
8620 NEXT I
8630 RETURN
8640 '
8650 '
8660 '      CALCULO DE ENTALPIAS IDEALES PARA LA FASE I
8670 '
8680 '
8690 D=0
8700 FOR I=1 TO C
8710 D=D+XP(I,1,J)*CP(I)*T
8720 NEXT I
8730 RETURN
8740 '
8750 '
8760 '      CALCULO DE ENTALPIAS PARA LA FASE II POR N.R.T.L.
8770 '
8780 '
8790 D=0
8800 FOR I=1 TO C
8810 L=C :M=0
8820 FOR J=1 TO C
8830 VL=EXP(-(ALFAC(I,1)+ALFAT(I,1)*(T-273.15))*(CC(I,1)+CT(I,1)*
      (T-273.13))/1.9877T)
8840 L=L+VL*XS(I,2,J)
8850 M=M+VL*(CC(I,1)+CT(I,1)*(T-273.15))/1.9877T*XP(I,C,J)
8860 NEXT J

```

```

8070 M=M*L
8080 L=0
8090 FOR K=1 TO C
8900 VL=EXP(-(ALFAC(K,1)+ALFAT(K,1)*(T-273.15))*(CC(K,1)+CT(K,1)*
(T-273.13))/1.987/T)
9910 XSI(2)=(CC(K,1)+CT(K,1)*(T-273.15))/1.987/T-M
8920 XSI(1)=(ALFAC(K,1)+ALFAT(K,1)*(T-273.15))
8930 L=L+X11(K,1)*VL*(CC(K,1)+273.15*CT(K,1))*(1-XSI(2))*XSI(2
)*T*ALFAT(K,1)*(CC(K,1)+CT(K,1)*(T-273.15))*XSI(2)
8940 NEXT K
8950 B=B+X11(1,1)/M*L
8960 NEXT 1
8970 RETURN
8980 '
8990 '
9000 '          CALCULO DE ENCABEZADO PARA LA PÁGINA 11
9010 '
9020 '
9030 B=0
9040 FOR I=1 TO C
9050 B=B+X11(1,1)*CT(I)*T
9060 NEXT 1
9070 RETURN
9080 '
9090 '
9100 '          FORMATO DE HOJAS EN IMPRESION
9110 '
9120 '
9130 FOR K=1 TO CC PA=INT(10000/CC)
9140 PRINT #2,
9150 NEXT K
9160 RETURN
9170 '
9180 '
9190 '          IMPRESION DE ENCABEZADO
9200 '
9210 '
9220 PRINT #2, :PRINT #2,
9230 PRINT #2, "MODIFICACION AL MOTOR TSUBOKA MATAYAMA",DATE$
9240 PRINT #2, ":",TIME$
9250 PRINT #2, ":", "Pág. 04";INT(PA/80)+1
9260 PRINT #2, :PRINT #2,
9270 PA=INT(PA/80)*80+70
9280 RETURN

```

```
9290 /
9300 /
9310 /   FORMATO DE IMPRESION DE PANTALLA
9320 /
9330 /
9340 FOR K=1 TO 24-PA+INT(PA/24)*24
9350 PRINT #2,
9360 NEXT K
9370 RETURN
```

APENDICE 7.7

LISTADO DE VARIADLES QUE INTERVIENEN EN EL PROGRAMA

A	Forma de la corrida.
AA	Nombre del archivo abierto para la introducción de datos por corrida interna.
AA(i)	Nombre del compuesto.
AA	No. del componente a separar.
AA(i,j)	Cte. de interacción de Van Laar.
ALFAC(i,j)	Cte. de interacción de N.E.T.L.
ALFAT(i,j)	Cte. de interacción de N.E.T.L.
B	Variable auxiliar.
B4	Forma de impresión de resultados.
C	No. total de componentes presentes.
CC(i,i)	Parámetros para N.E.T.L.
CT(i,i)	Parámetros para N.E.T.L.
CP(i)	Capacidad calorífica del componente i.
D(J)	Parámetro de solubilidad de la Eq. de Chou-Saeder
E	Variable auxiliar.
F	Variable auxiliar.
F(i,j)	Flujo total en el plato j.
F(i,j)	Alimentación de i en el plato j.
GAMMA	No. del método del cálculo de actividades usado.
H	Forma para el cálculo de Entalpías.
HF(J)	Entalpía de entrada en el plato j.
I	Variable auxiliar.
II	Variable auxiliar.
J	Variable auxiliar.
K	Variable auxiliar.
K(i,j)	Cte. de equilibrio entre fases.
L	Variable auxiliar.
LA(j)	Flujo molar ascendente.
LD(j)	Flujo molar descendente.
LL(i)	Calor latente de evaporación del componente i.
M	Variable auxiliar.
N	No. de etapas.
NA	No. de alimentaciones.
NAS	No. de alimentaciones del solvente.
NE	No. de salidas del extracto.
NPAS(i)	No. de los platos de entrada de la alimentación.
NPAS(i)	No. de los platos de entrada del solvente.
NPE(i)	No. de los platos de salida del extracto.
NPS(i)	No. de los platos de salida del refinado.
NS	No. de salidas del refinado.
P	Presión de operación.
PA	Variable para el cambio de página en impresión.

PC(J) Cte. del método de Thomas.
 PC(i) Presión crítica del componente i.
 PM(i) Peso molecular del componente i.
 Q(J) Cte. del método de Thomas.
 RHO(i) Densidad del componente i.
 SI(i,J) Solubilidad en el equilibrio del componente i con respecto a J en la fase del refinado.
 SII(i,J) Solubilidad en el equilibrio del componente i con respecto a J en la fase del extracto.
 T Temperatura.
 T(J) Temperatura en la etapa J.
 TT(J) Temperatura de entrada del flujo en la etapa J.
 TC(i) Temperatura crítica del componente i.
 U(J) Salida intermedia del extracto.
 VL Variable de estado.
 VV(i) Volumen molar del componente i.
 W(J) Salida intermedia del refinado.
 WW(i) Factor acentrífico de Pitzer del componente i.
 XI(i,J) Fracción molar inicial del componente i en la etapa J en el refinado.
 XPI(i,J) Fracción molar actual del componente i en la etapa J en el refinado.
 XII(i,J) Fracción molar del componente i en la etapa J en el extracto.
 XSI(J) Sumatoria de las fracciones mol en el refinado.
 XSII(J) Sumatoria de las fracciones mol en el extracto.
 z(i,J) Fracción molar de la alimentación del componente i en la etapa J.

APENDICE 7.0

DATOS DE CONSTANTES PARA ALGUNOS
PARES BINARIOS

Datos de componentes
seleccionados y su
relación entre sí

n-hexane	01																			
n-heptane	02	0102																		
Isopentane	03		0103																	
Cyclohexane	04	0104	0204	0304																
Benzene	05	0105	0205	0305	0405															
Toluene	06	0106	0206	0306	0406	0506														
Tetrachlore de carbone	07		0207		0407	0507														
Methanol	08	0108	0208		0508	0608	0708													
Ethanol	09	0109	0209		0409	0509	0609	0709	0809											
Propenol	10	0110	0210		0510	0610	0710	0810	0910											
Acetate d'ethyle	11				0411	0511		0811	0911											
Acetone	12	0112	0212		0412	0512		0712	0812	0912										
Acetonitrile	13				0513															1213
Aniline	14				0414	0514	0614	0714												
Chloroforme	15	0115			0515		0715	0815	0915											1215
Dimethylformamide	16		0216		0516		0716	0816												1216
Furfural	17	0117	0217	0317	0417	0517	0617													
Nitrobenzene	18				0418	0518														
Nitromethane	19				0519		0719	0819												1319
Eau	20							0820	0920	1020	1120	1220	1320							1620
Numero Repte du corps	01	02	03	04	05	06	07	08	09	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	

Paramètres pour la équation
 Redlich-Kister pour liquides purs et
 binarios seleccionados

COMPONENT (1) (2)	PARAMÈTRES						NOMBRE DE POINTS (3)			ÉCART TYPE ENTRE GRANDIÈRES CALCULÉS ET MESURÉS (4)					DOMAINE DE TEMPÉRATURE (°C)
	C ₁₂	C ₂₁	*C ₁₂	C ₁₂	C ₁₁	*C ₁₂	L1	H	S	100 $\frac{\Delta P}{P}$	100 Δ	$\frac{\Delta H}{S}$	100 ΔS	$\frac{10}{T} \Delta T$	
01 02	-234	266 0.2	-5.49	6.72	0	0	85	4	0	0	1	1.1	0.2		20-98
01 04	-440	597 0.2	-1.43	1.70	0	0	7	9	0	0	0.3	-	0.1		20-98
01 03	-287	840 0.2	-1.33	-0.70	0	0	84	20	0	0	0.4	0.4	1.3		20-80
01 06	-20	377 0.2	-3.71	3.87	0	0	99	7	0	0	1	0.5	0.8		20-111
01 08	1144	1346 0.4339	-3.34	-0.50	-0.000925	7	58	0	0	4.7	2.0	3.5			25-62
01 09	1519	808 0.4189	-1.53	-0.89	-0.000437	108	67	0	3	3.2	3.0	3.1		2.1	-10-55
01 10	746	500 0.2	-4.5	6	0	0	14	25	0	0	2.5	2.7	4.8		25-97
01 12	758	754 0.4539	-2.67	-0.66	0.001937	97	9	26	3	1.6	0.9	1	1.2	0.8	-99-100
01 15	-334	930 0.2	-1.31	-2.15	0	0	32	0	0	0	0.3	0.3			45-61
01 17	1776	1552 0.3940	-6.24	-3.50	0.000070	0	0	14	3			0.1	0.4		20-100
02 04	-217	271 0.2	-1.15	0.43	0	0	24	22	0	0	0.5	0.6	1		20-98
02 05	-456	1024 0.1662	-5.90	4.78	-0.000582	174	25	0	0	0.4	0.5	6.45			20-98
02 06	-145	497 0.2	-1.48	0.72	0	0	23	21	0	0	0.2	0.2	0.8		20-111
02 07	-737	1084 0.2	0	0	0	0	13	0	0	0	0.5	1.4			50
02 08	1590	1520 0.4346	-4.05	-1.32	-0.000139	9	33	4	0	0.7	0.6	4.1	2.3		30-92
02 09	1861	1133 0.4571	-5.75	-1.53	0.000294	43	0	98	0	3.4	2.8	5.3			10-82
02 10	1628	918 0.4960	-4	-0.32	0.000540	83	72	36	0	2.4	4.2	4.0			30-75
02 12	553	747 0.3956	-1.76	-0.44	0.004136	11	6	12	2	1.9	1.2	3.8	2.7	0.4	-80-90
02 16	1464	1152 0.4546	-5.06	-3.78	0.001523	29	8	0	0	1.7	3.4	1.0			25-85
02 17	1620	1588 0.3640	-3.75	-1.99	0.000604	8	0	29	4	2.3		0.4	0.9		24-102
03 04	-286	383 0.2	-1.26	0.95	0	0	29	20	0	0	0.1	0.2	0.2		25-75
03 05	-718	1396 0.1034	-6.36	4.93	-0.000223	67	20	0	0	1.9	0.4	0.4			25-100
03 06	-310	502 0.2	0	0	0	0	24	0	0	0	0.6	0.7			99-110
03 17	1311	1321 0.1782	-2.76	6.31	0.002291	13	0	18	0	3.2	0.4		0.8		20-161
04 05	-37	411 0.2	-1.56	0.11	0	0	83	24	0	0	0.9	0.6	1.6		25-80
04 06	146	196 0.2	-0.12	-1.02	0	0	33	13	0	0	0.3	0.3	0.9		20-110
04 07	-81	186 0.2	-0.21	-0.03	0	0	31	10	0	0	0.4	0.6	0.15		15-80
04 09	1481	862 0.4466	-0.02	-0.28	0.000287	89	6	0	0	0.93	1.3	1.65			10-74
04 11	612	632 0.6161	-2.29	-3.00	0.001842	14	13	0	0	0.4	0.4	1			35-78
04 12	-76	1254 0.2	0	0	0	0	25	0	0	0	1.1	1.3			56-80
04 14	1265	1026 0.3715	-2.78	-2.36	0.001036	45	0	6	0	1.0	0.6		1.6		*D-119
04 17	1463	689 0.1973	-3.52	4.69	0.003160	12	0	12	0	1.4	1.4		0.4		20-161
04 18	1198	714 0.4308	-2.02	-1.32	0.001590	7	5	0	0	0.2	0.5	1.2			25-80
05 06	-960	796 0.2	-2.54	3.26	0	0	16	5	0	0	1.1	0.8	0.1		20-120
05 07	-229	341 0.2	-3.12	3.75	0	0	63	31	0	0	0.7	0.2	0.4		10-995
05 08	1343	735 0.4588	-3.36	0.29	-0.000132	35	50	0	3	1.8	2.0	1.9		1.6	25-70
05 09	1335	580 0.4706	-4.21	-1.32	-0.000940	111	57	0	3	1.4	1.1	2.6		2.3	25-80
05 10	1353	333 0.4422	-2.71	-2.91	-0.001454	14	36	0	1	1.3	2.7	1.7		0.2	25-97
05 11	350	-201 0.2	-7.41	6.68	0	0	19	7	0	0	0.2	0.2	0.7		35-80
05 12	467	-249 0.2	-1.37	-1.10	0	0	26	8	0	1	2.2	0.5		1.9	45-100

(1) Données d'équilibre liquide-vapeur (L^v), enthalpie de mélange (H), solubilités mutuelles (S), coefficients d'activité à dilution infinie (γ[∞])

(2) Les Δ indiquent les différences entre grandeur calculée et grandeur expérimentale $\frac{\Delta P}{P} = \frac{P^c - P^e}{P^e}$ etc.

Paramètres de la réaction
 H₂O + H₂O = H₃O⁺ + OH⁻
 Données sélectionnées
 (cont.)

Compo- sant (1)	PARAMÈTRES						ÉCART TYPE ENTRE GRANDEURS CALCULÉES ET MESURÉES (2)					DOMAINE DE TEMPÉRATURE (°C)				
	C ₁₁	C ₁₂	C ₁₃	C ₂₁	C ₂₂	a ₁₁	L	H	S	100 $\frac{\Delta P}{P}$	100 Δ		$\frac{\Delta H}{S}$	10 $\frac{\Delta S}{S}$	10 $\frac{\Delta V}{V}$	
05 13	291	3670.2		1.69	-1.19	0	14.11	0.3		0.4	0.5	0.65			25-100	
05 14	416	13470.2		4.21	-4.28	0	100.10	0.0		1.2	0.7	0.8			25-151	
05 15	-608	66470.2		4.79	-7.74	0	68.6	0.0		1.1	1.2	0.6			25-80	
05 16	814	-35470.2		1.92	-0.68	0	55.6	0.3		1.1	0.7	0.6		1.5	25-100	
05 17	1094	-55170.2		-16.64	20.15	0	21.0	0.3		2.3	1.5				25-161	
05 18	787	-42570.2		0	0	0	17.0	0.2		1.5	0.3				2.4	25-100
05 19	218	58870.2		1.06	-1.58	0	26.7	0.3		0.9	0.6	0.5		1.0	25-100	
06 00	1367	81070.4635		-3.91	0.02	-0.000348	10.30	0.0		0.8	0.4	2.2			25-70	
06 00	1284	74470.4945		-4.71	0.20	0	107.77	0.0		2.5	1.4	3.6			13-111	
06 00	1258	44670.4762		-4.09	-1.63	-0.001135	127.10	0.2		0.75	0.7	1.9		0.5	25-104	
06 14	345	27670.2		1.68	-1.94	0	40.0	0.0		0.4	1.35				80-100	
06 17	-583	178170.2		0	0	0	17.0	0.0		2.1	1.8				111-161	
07 00	1681	74070.4714		-2.69	0.37	-0.060311	60.70	0.0		1.6	1.2	4.3			0-76	
07 00	1683	43470.4648		-1.84	2.13	0.006065	32.11	0.0		0.75	0.9	1.45			35-65	
07 18	-59	109070.1312		11.36	-10.57	0.001106	22.64	0.0		3.9	2.1	4.5			0-97	
07 12	977	-28770.2		-1.33	1.34	0	96.9	0.0		0.55	0.7	0.65			30-71	
07 14	941	59570.5343		-2.27	-0.21	0.001947	42.24	0.0		1.1	0.8	0.3			25-56	
07 15	190	27870.2		0.83	-3.33	0	77.14	0.0		0.9	0.45	0.6			25-55	
07 16	1796	-66770.2		-0.86	1.12	0	66.11	0.0		2.1	0.6	0.7			25-50	
07 19	1225	86470.4083		-1.31	-1.02	0.001011	12.9	0.0		0.4	0.45	0.6			25-60	
08 00	86	-5270.2		7.40	-6.33	0	40.15	0.0		1.1	0.9	0.4			45	
08 00	-834	156870.2		-3.04	7.52	0	9.21	0.0		4.9	4.6	0.6			25-100	
08 11	67	77170.2		1.64	-3.39	0	100.15	0.0		1.2	1.1	0.8			25-99	
08 12	601	-21970.2		-8.41	9.21	0	31.6	0.0		1.3	2.3				25-77	
08 19	-604	211570.2		3.77	-8.26	0	60.0	0.0		1.0	1.0				7-64	
08 05	-826	51070.2		25.44	-23.86	0	46.0	0.0		1.35	—				35-63	
08 10	497	43770.2		0	0	0	17.0	0.0		1.3	1				20-40	
08 20	-334	79470.2		-0.87	3.21	0	45.18	0.0		1.1	0.85	1			64-97	
09 00	772	-48670.2		2.04	-1.84	0	36.15	0.0		0.5	0.6	0.01			25-140	
09 11	436	61570.9917		-2.99	-2.81	-0.001899	59.14	0.0		1.0	1.0	0.4			25-90	
09 12	238	35070.2		3.07	-5.81	0	51.0	0.0		0.5	0.8				75-77	
09 15	-769	228070.2		3.66	-9.93	0	81.9	0.0		1.4	1.0	5.0			32-75	
09 20	-998	794070.2		-1.50	5.75	0	109.36	0.0		1.5	2.0	0.6			25-55	
10 20	-84	161470.2		-8.49	8.96	0	60.0	0.0		2.1	2.5				25-100	
11 20	841	176770.3434		-2.25	11.0	0.000103	7.0	0.0		1.15	2.3		0.1		60-95	
12 13	-364	71370.2		-0.32	0.42	0	12.9	0.0		0.2	0.2				15-76	
12 15	-865	34370.2		-3.47	10.07	0	60.38	0.0		0.5	0.6	2.1			45	
12 00	810	-42570.2		-7.54	6.66	0	44.0	0.0		1.5	—				0-63	
12 10	-364	47570.1676		-11.71	19.271	-0.000499	45.36	0.0		1.9	1.5	1.9			20-60	
13 10	-916	135870.2		-3.38	4.83	0	10.7	0.0		2.6	0.8	0.2			25-112	
13 20	198	136770.2		0	0	0	10.0	0.0		2.4	1.9				45-80	
16 20	-441	78770.2		0	0	0	20.0	0.0		0.85	0.75				78-81	
															100-145	

(1) Données d'équilibre liquide-vapeur (L1), enthalpie de mélange (H), solubilités mutuelles (S), coefficients d'activité à pression infinie (1);
 (2) Δ indiquent ici les écarts entre grandeur calculée et grandeur expérimentale $\frac{\Delta P}{P} = \frac{P' - P^s}{P^s}$ etc.

Figuras propiedades
termodinámicas de los compuestos

CORPS N°	T_m (°K)	P_m (°K) _{cor}	r_m (cm ³ /mole)	ω	ω_m	μ_m (debyes)	η_i
01	507,9	29,9	372,4	0,298	0	0	0
02	540,2	27,0	431,9	0,349	0	0	0
03	514,1	25,4	468,9	0,303	0	0	0
04	554,1	40,6	309,6	0,208	0	0	0
05	562,0	48,6	260,1	0,211	0	0	0
06	594,0	40,0	331,1	0,241	0	0	0
07	556,4	45,0	279,6	0,193	0	0	0
08	513,2	78,5	117,7	0,557	0,105	1,66	1,21
09	516,3	63,0	167,0	0,637	0,152	1,69	1,10
10	540,7	51,0	218,0	0,612	0,201	1,68	0,57
11	523,3	37,8	286,0	0,363	0,278	1,78	0,50
12	508,7	46,6	213,5	0,304	0,187	2,88	0
13	547,9	47,7	173,1	0,321	0,152	3,94	0
14	698,8	52,3	274,0	0,379	0,242	1,53	0,20
15	536,6	54,0	240,0	0,214	0,187	1,02	0,28
16	655,0	45,2	240,0	0,320	0,152	3,82	0
17	656,0	38,4	375,2	0,292	0,270	2,00	0
18	719,3	43,4	300,0	0,434	0,285	4,25	0
19	588,0	62,3	173,0	0,346	0,187	3,44	0
20	647,4	218,3	55,2	0,344	0,010	1,83	0

Velocidad molar del líquido
en función de la temperatura

Comp. N°	T_1 (°K)	v_1^l (cm ³ /mole)	T_2 (°K)	v_2^l (cm ³ /mole)	T_3 (°K)	v_3^l (cm ³ /mole)
01	273,15	127,304	323,15	136,434	343,15	141,219
02	273,15	143,045	323,15	152,303	373,15	163,619
03	273,15	161,265	323,15	171,250	373,15	183,669
04	293,15	108,080	353,85	116,640	373,15	120,010
05	283,15	87,811	323,15	92,228	353,15	96,027
06	273,15	104,059	323,15	109,788	373,15	112,249
07	293,15	96,509	313,15	98,934	353,15	104,192
08	273,15	70,550	323,15	41,850	373,15	44,874
09	273,15	57,141	323,15	60,356	373,15	64,371
10	273,15	73,343	333,15	78,039	373,15	82,034
11	273,15	95,309	323,15	102,015	373,15	105,118
12	228,15	67,380	273,15	71,483	323,15	76,826
13	293,15	52,182	353,16	56,923	373,15	58,757
14	273,15	89,625	313,15	92,565	373,15	97,774
15	209,85	72,661	273,15	78,218	303,15	81,185
16	298,15	77,380	333,15	80,200	393,15	85,580
17	273,15	81,348	298,15	83,299	323,15	85,147
18	275,15	106,662	298,15	102,735	323,15	104,864
19	273,15	52,399	298,15	53,984	303,15	54,280
20	277,15	18,060	323,15	18,278	373,15	18,844

CAPITULO VIII

BIBLIOGRAFIA

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

- 1.-Design of equilibrium stage processes
Smith, Buford D. (1963)
Mc. Graw Hill
(Chemical Engineering Series)
- 2.-Staged cascades in chemical processing
Thibaut, Brian (1972)
Prentice Hall
- 3.-Basic principles and calculations in chemical engineering
Himmelblau, David M. (1982)
Prentice Hall 4th. Edition.
- 4.-Extracción en fase líquida
Treybal, Robert E. (1968)
UTHEA
- 5.-The properties of gases and liquids
Reid, Robert C.; Prausnitz, John M. (1977)
Mc. Graw Hill 3rd. Edition.
- 6.-Calcul sur ordinateur des équilibres liquide-vapeur
et liquide-liquide
Renon, H.; Asselineau, L.; Cohen, G.; Rimbault
Editions Technip, Paris (1971)
- 7.-Operaciones de transferencia de masa
Treybal, Robert E. (1980)
Mc. Graw Hill
- 8.-Problemas de balances de materia
Valiente, A.; Stivalet R. P. (1981)
Editorial Alhambra Mexicana
- 9.-Chemical Engineers' Handbook
Perry & Chilton
Sixth edition (1984)
Mc. Graw Hill

- 10.-Liquid-liquid equilibriums
Francis, A. U. (1963)
Wiley Interscience, N. Y.
- 11.-International Data Series: Selected Data on Mixtures
Kehiaian, H.V.; Zwolinsk, B. J.
Thermodynamics Research Center
Texas A and M University (1973)
- 12.-Equilibrium stage separations operations in chemical
Engineering.
Henley, E.J.; Seader, J.D. (1981)
John Willey & Sons.
- 13.-A versatile method for liquid extraction.
Tsuboka-Katayama.
J. of Chemical Engineering of Japan 9,40-45 (1976)
- 14.-Modification of the Thomas method for the liquid extraction
Friday & Smith.
AIChE 10,698-704 (1964)
- 15.-A versatile phase equilibrium equation of state
Mathias, P.M. (1983)
Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., Vol 22 No. 3,385
- 16.-Handbook for components in solvent extraction
Francis, A.W. (1982)
Gordon & Breach N.Y.
- 17.-Survey of solubility diagrams for ternary and quaternary
liquid systems
Himmelblau, D.M.; Brady, D.L.; McKetta, J.J.
Bureau of Engineering Research (1959)
Special Publication No. 30. University of Texas, Austin.
- 18.-Solubilities of inorganic and metal-organic compounds
Seidell, A.; Linke, W.F.
Vols. 1, 2 y suplementos
Van Nostrand, Princeton N.J.