



112  
2ej  
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

"ELABORACION DE UN SISTEMA COMPUTACIONAL  
PARA EL CALCULO DE ETAPAS DE EXTRACCION  
LIQUIDO - LIQUIDO PARA SISTEMAS TERNARIOS"

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A :  
JOSE LUIS VENEGAS MARTINEZ



MEXICO, D. F.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

1991



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

## CONTENIDO

		PAGINA
CAPITULO I.	INTRODUCCION.....	1
	OBJETIVOS.....	2
CAPITULO II.	GENERALIDADES SOBRE LA EXTRACCION	
	LIQUIDO - LIQUIDO.....	3
II.1	DEFINICION.....	3
II.2	APLICACION.....	5
II.3	EQUIPO UTILIZADO.....	9
CAPITULO III.	VARIABLES DE OPERACION Y EQUILIBRIO	
	FISICO.....	15
III.1	DESCRIPCION DE LAS VARIABLES DE	
	OPERACION.....	15
III.1.1	EFFECTO DE LA PRESION.....	15
III.1.2	EFFECTO DE LA TEMPERATURA.....	15
III.1.3	EQUILIBRIO.....	15
III.1.4	EFFECTO DEL FLUJO.....	15
III.1.5	EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A	
	CORRIENTE CRUZADA.....	16
III.1.6	EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A CONTRA	
	CORRIENTE.....	17
III.2	CONCEPTO DE EQUILIBRIO Y LOS DIFE-	
	RENTES TIPOS DE SISTEMAS DE EQUILI-	
	BRIO.....	19
CAPITULO IV.	ANALISIS DE LOS MODELOS FISICOS PARA	
	LA REPRESENTACION DE UNA ETAPA DE	
	EXTRACCION LIQUIDO - LIQUIDO.....	38

	PAGINA
IV.1 ANALISIS DE DISTINTOS PROCESOS QUE SE APLICAN FRECUENTEMENTE EN LA INDUSTRIA.....	38
IV.2 MODELOS FISICOS PARA LA REPRESENTACION DE LOS PROCESOS DE EXTRACCION LIQUIDO - LIQUIDO.....	43
CAPITULO V. FORMULACION DEL MODELO MATEMATICO DEL SISTEMA DE EXTRACCION LIQUIDO - LIQUIDO.....	80
V.1 EQUILIBRIO DE FASES.....	80
V.2 REPRESENTACION DE CADA UNO DE LOS COMPONENTES DE ACUERDO A LA DESCRIPCION DE LAS FUNCIONES.....	83
V.3 MODELO MATEMATICO.....	86
V.3.1 BALANCE DE MATERIA.....	86
V.3.2 EQUILIBRIO FISICO.....	88
CAPITULO VI. SISTEMA DE CALCULO.....	93
VI.1 DIAGRAMA DE FLUJO.....	93
CAPITULO VII. APLICACION DEL SISTEMA.....	96
CAPITULO VIII. RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES.....	201
CAPITULO IX. BIBLIOGRAFIA.....	205

## CAPITULO I

## INTRODUCCION.

Mediante la elaboración de sistemas computacionales se pretende desarrollar una serie de programas que nos permita realizar cálculos en la operación de extracción líquido-líquido para diferentes sistemas ternarios con el objeto de predecir el comportamiento de estos procesos. Esto tiene una gran aplicación en diseño de equipos de proceso o en el establecimiento de condiciones más adecuadas para la operación de una planta química ya construida. Una forma de encontrar las condiciones más adecuadas, condiciones que impliquen mayor rendimiento a mínimo costo de operación será operando la planta, por este procedimiento es prohibitivo llevarlo a la práctica por el costo que implica, por lo que es preferible utilizar un sistema computacional.

Con el objeto de encontrar las condiciones más adecuadas con costos bajos de pruebas, sería formulando un modelo matemático de la planta y este resolverse por distintas condiciones de operación. Un algoritmo recomendable de cálculo es el Ponchon-Savarit ya que genera información acerca del equilibrio físico y la operación en cada etapa de extracción líquido-líquido.

**OBJETIVOS.**

El presente trabajo tiene como objetivo fundamental, la creación de un sistema computacional para el cálculo de procesos de extracción líquido-líquido en sistemas ternarios.

A través de la exposición del método, se presentará la selección, desarrollo y solución del modelo matemático correspondiente. Se hará un análisis de resultados y en función de éste se harán ciertas recomendaciones.

## CAPITULO II

## GENERALIDADES SOBRE LA EXTRACCION LIQUIDO - LIQUIDO

## II.1 DEFINICION.

La extracción líquido-líquido, llamada algunas veces extracción con disolvente, es la separación de los componentes de una solución líquida por contacto con otro líquido insoluble. Si las sustancias que componen la solución original se distribuyen de manera distinta entre las dos fases líquidas, se puede lograr cierto grado de separación, que puede incrementarse mediante el uso de contactos múltiples o su equivalente en la forma de la absorción de gases y la destilación.

La solución cuyos componentes se deben separar, constituye la alimentación del proceso. El líquido agregado a la alimentación con fines de extracción es el disolvente. Si el disolvente consiste primordialmente en una sustancia es un disolvente simple. Un disolvente que consiste en una solución de una o más sustancias escogidas para dar propiedades especiales es un disolvente mixto mezclado. La solución de alimentación residual, pobre en disolvente y con una ó más constituyentes retirados por extracción es el refinado. La solución rica en disolvente que contiene el soluto extraído es el extracto. Dos disolventes inmiscibles entre los cuales se distribuyen los constituyentes de la alimentación forman un disolvente doble, en cuyo caso ya no se aplican los términos de extracto y refinado.

El requisito mínimo para la extracción de líquidos es el contacto íntimo de dos líquidos inmiscibles, con el fin de que se produzca la transferencia de masa de constituyentes - de un líquido(ó una fase) a otra, seguida por la separación

física de los dos líquidos inmiscibles. Cualquier dispositivo o conjunto de dispositivos que realice esta una vez es una etapa. Si los líquidos efluentes están en equilibrio, de modo que no se hubiera producido ningún cambio adicional en las concentraciones en el caso de que permanecieran en contacto durante más tiempo, la etapa es teórica e ideal. El acercamiento al equilibrio que se obtiene en realidad es la eficiencia de la etapa. Una cascada de etapas múltiples es un grupo de etapas, dispuestas para el flujo a contracorriente u otro tipo de flujo de líquidos de una etapa a otra, con el fin de realizar la amplitud de la separación.

## II.2 APLICACION.

En la práctica, casi siempre hay que elegir entre los métodos para seguir. Así, podemos elegir entre métodos químicos de los cuales se hace reaccionar químicamente con un reactivo dado una de las sustancias que han de separarse, que de este modo se precipita o se destruye; métodos mecánicos, como la flctación, y lo que podríamos llamar métodos físicos de los que son representativos las operaciones de transferencia de masa. Además, casi siempre también es posible elegir entre estas operaciones, que pueden dividirse en dos categorías: operaciones directas e indirectas. Por métodos directos se entiende aquellos en que no se añaden sustancias extrañas (por ejemplo, un disolvente) y entre ellos figuran la destilación, la evaporación, algunas formas de cristalización. La extracción en fase líquida, por utilizar una substancia agregada, figura en la categoría de métodos indirectos, entre los cuales están también incluidos la destilación por extracción y azotrópica, la absorción de gas, la adsorción y el intercambio iónico.

En los métodos indirectos, la adición de una substancia extraña, como un disolvente para la extracción, presenta varios problemas. La substancia agregada, que ha de ser insoluble en la mezcla original, tiene que ser por necesidad químicamente distinta, lo cual complica la elección de los materiales de construcción con la seguridad de que sean resistentes a la corrosión. A veces será necesario tener en almacen grandes cantidades de la substancia que ha de agregarse, y esto supone tener invertido un capital relativamente grande. Estas operaciones dan el producto separado en forma de una nueva

solución, que contiene el disolvente agregado, y así ha de idearse un sistema de recuperación del disolvente, lo que a su vez supone incurrir en gastos. Hay pérdidas inevitables de disolvente, que habrán de reemplazarse.

En todo caso, es evidente que la extracción en fase líquida será útil cuando fallen los métodos directos o cuando, a pesar de sus inconvenientes, proporcione no obstante un proceso total menos costoso que un método directo ó químico en competencia y esto puede decirse, lógicamente, de cualquiera de las operaciones indirectas de transferencia de masa. El proceso completo de extracción puede comprender, además, otras operaciones tales como la separación y la recuperación del disolvente de su mezcla con el soluto y del disolvente que haya quedado disuelto en la disolución tratada. La separación y la recuperación del disolvente puede tener más importancia como determinante de una buena operación de extracción, que el grado de extracción y de separación conseguida, especialmente cuando se utilizan costosos o especiales. La separación y la recuperación de los disolventes puede realizarse según varios métodos, tales como la destilación, el simple calentamiento o enfriamiento para disminuir la solubilidad del soluto o del disolvente, etc. A continuación se numeran ciertos campos representativos en donde se ha demostrado que la extracción en fase líquida tiene propiedades únicas como métodos de separación.

1. En substitución de métodos más directos, cuando estos son más costosos.

a) Separación de líquidos de puntos de ebullición próximos. Un ejemplo representativo es la separación de butadieno

(p. eb.  $4.75^{\circ}\text{C}$ ) de butilenos ( p. eb.  $-5$  a  $-6^{\circ}\text{C}$ ), que resultaría muy costoso por destilación. La extracción en fase líquida con solución acuosa de acetato de cuproamonio procura una separación fácil.

b) Separación de líquidos de mala volatilidad relativa. Un ejemplo es la separación de ácido acético y agua, los cuales, a pesar de su diferencia relativamente grande de puntos de ebullición, tienen mala volatilidad relativa. Las soluciones diluidas del ácido, en particular, exigen la evaporación de grandes cantidades de agua, y la extracción del ácido con acetato de etilo o con mezclas de acetato de etilo y benceno resulta un proceso más económico.

c) En substitución de la destilación en alto vacío, o destilación molecular, para mezclas cuyos puntos de ebullición son tan altos que han de ser destiladas de esta manera. Los ácidos grasos de cadena larga y las vitaminas pueden ser extraídas de aceites naturales con propano líquido como disolvente en vez de por destilación.

d) En substitución de evaporación costosa. Así, el ácido benzoico puede ser separado de solución acuosa diluida por evaporación del agua (calor latente de vaporización =  $538.8$  Kcal/Kg). También puede extraerse en benceno, con un aumento de diez tantos en concentración, y separarse el benceno por evaporación (calor latente de vaporización =  $94.4$  Kcal/Kg).

e) En substitución de la cristalización fraccionada. El tantalio y el niobio pueden separarse por una serie tediosa y sumamente cara, de cristalizaciones fraccionadas de sus sales dobles con fluoruro de potasio; pero la separación, mucho más fácil, por extracción de la solución de los metales

en ácido fluorhídrico con metilisobutilcetona.

2. Como medio de separación cuando fallan los métodos directos.

a) Separación de sustancias sensibles al calor. La penicilina y la mayoría de los antibióticos, en solución diluida en celdas de fermentación, no pueden concentrarse por evaporación del agua a temperaturas de ebullición ordinarias, pues el producto sería destruido químicamente.

b) Separación de mezclas que formen azeótropos. Estas sustancias no pueden separarse por destilación directa. Así metiletilcetona y agua pueden separarse por extracción del agua en salmuera acuosa y concentrada de cloruro cálcico, o de la cetona en tricloroetano.

c) Separación por el tipo químico, cuando los puntos de ebullición se traslapan. Los hidrocarburos aromáticos, como benceno, tolueno y xileno, se separan de hidrocarburos parafínicos del mismo intervalo de ebullición por extracción con anhídrido sulfuroso líquido furfural o dietilenglicol.

3. In substitución de métodos químicos costosos. Como ejemplo, podemos citar la separación de uranio del vanadio en líquidos de lixiviación de sus minerales, y de elementos no deseados por extracción con soluciones de ácido dialquilfosfóricos en quercensol a diferentes valores de pH.

La extracción en fase líquida, al igual que todas las demás operaciones de transferencia de masa, encuentra usos en el laboratorio, en pequeña escala, y en la industria, en gran escala.

### 11.3 EQUIPO UTILIZADO

Todos los aparatos de extracción pretenden asegurar una amplia superficie de contacto entre las fases, puesto que la velocidad de transferencia del componente a extraer es proporcional a dicha área. La clasificación de los distintos tipos de aparatos se basa en la forma utilizada para establecer el contacto de las fases líquidas. La mezcla de ambas fases y la consiguiente subdivisión y dispersión de una de ellas formará las superficies de separación que permiten el paso rápido del soluto a través de tan gran área de contacto. La facilidad para conseguir esta mezcla depende de la tensión interfacial existente entre las dos fases, de las densidades relativas de las fases y de la viscosidad de cada una.

En la mayoría de los casos de importancia industrial, la separación que ha de hacerse requiere más de una etapa de extracción. Las etapas, en cualquier número que sea, pueden conectarse para formar una cascada, para flujo de corrientes concurrentes ó más general, para flujo a contracorriente de los líquidos en contacto.

En general, los equipos de contacto líquido - líquido se pueden clasificar en dos categorías: de contacto por etapas (Mezclador-Sedimentador) y contacto continuo (diferencial).

Equipos por etapas.

Mezcladores - Sedimentadores.

La función de una etapa es poner los líquidos en contacto, permitir la aproximación al equilibrio y efectuar su separación mecánica. El contacto y la separación corresponde a la mezcla de los líquidos y la sedimentación de la dispersión resultante por lo que a esos dispositivos se les suele dar

el nombre de mezcladores-sedimentadores (figura 2.1)

Entre los mezcladores se incluyen los agitadores con aire, los mezcladores mecánicos y los mezcladores de flujo, que se aplican a la mezcla de las fases en determinados recipientes, mientras la separación se efectúa en otros recipientes separados.

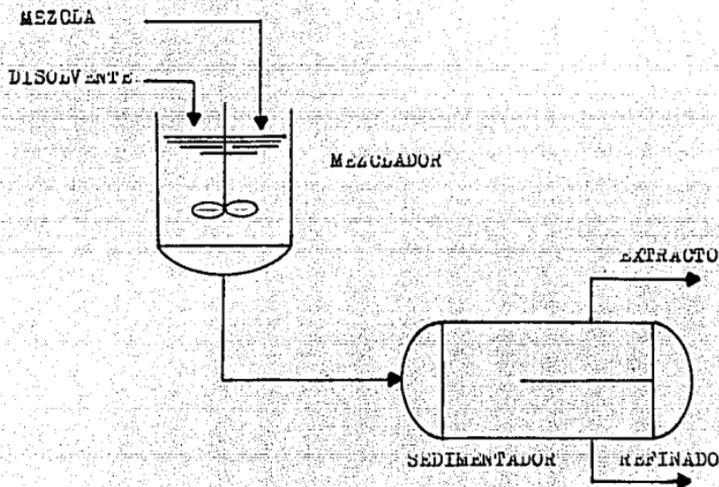


fig. 2.1 En este tipo los líquidos se mezclan en cada etapa, ocurre la extracción y los líquidos insolubles se separan por diferencia de densidades para volver a extraer a otra etapa. El ejemplo más común de esto es el mezclador-sedimentador.

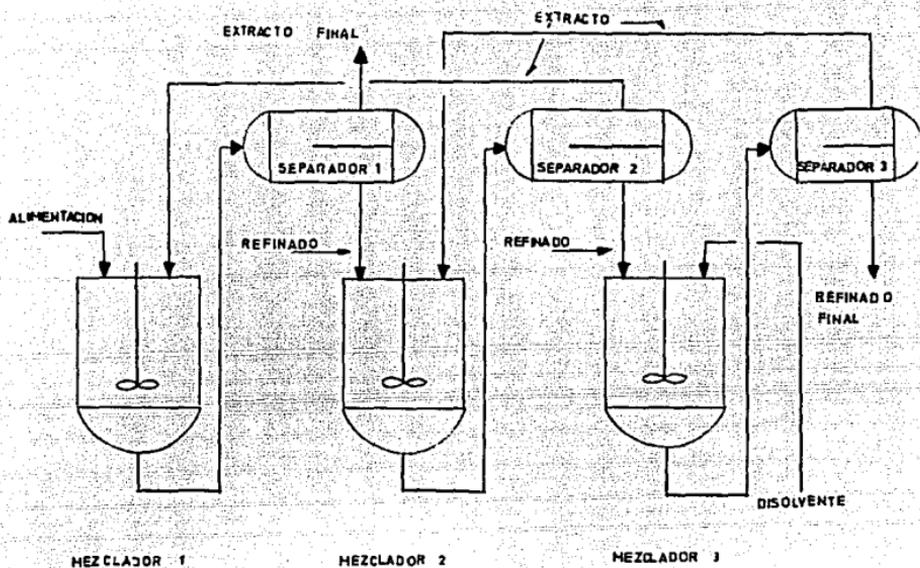


Fig. 2.2 Sistema de extracción mezclador - separador a contracorriente.

Es usual que se requieran varias etapas para ponerlos en contacto, un tren de mezcladores - separadores que operan a flujo contracorriente como se muestra en la figura 2.2

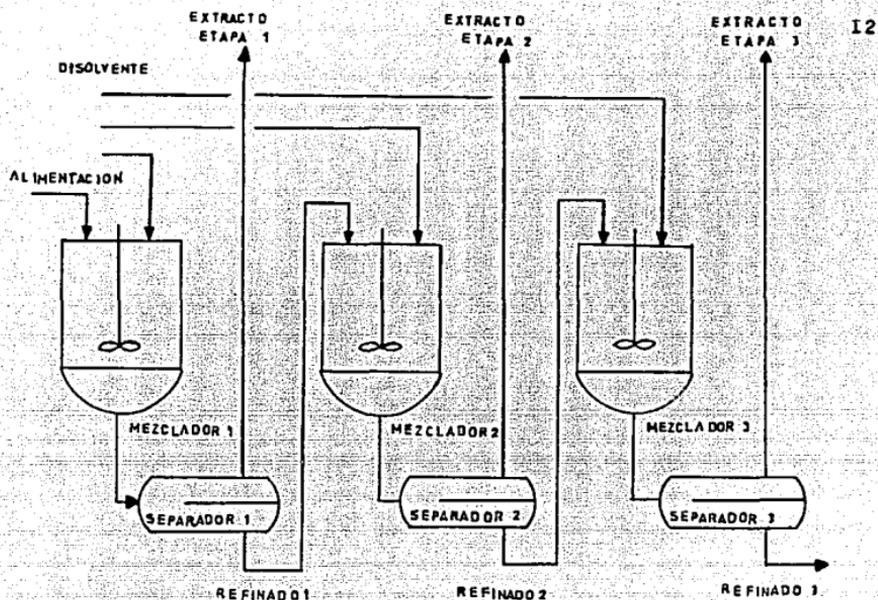


Fig. 2.3 Sistema de extracción mezclador - separador a flujo cruzado.

También es usual que se requieran varias etapas para ponerlos en contacto, un tren de mezcladores - separadores que operan a flujo cruzado como se muestra en la figura 2.3

Equipo para contacto continuo.

(Diferencial)

El equipo en el cual los líquidos insolubles fluyen a contracorriente en continuo contacto, sin sedimentación periódica ni separación física entre ellos, puede construirse de manera que contenga el equivalente de tantas etapas como se desee. También es posible flujo en paralelo o de corrientes concurrentes, por si se usara este tipo de flujo los aparatos proporcionarían a lo sumo equivalente de una etapa ideal y caerían en la categoría de mezcladores lineales.

Se consigue el flujo a contracorriente de los dos líquidos en contacto en virtud de la diferencia entre sus densidades. Si la fuerza impulsora del flujo es la fuerza de gravedad, el equipo suele tener la forma de una torre vertical (Figura 2.4)

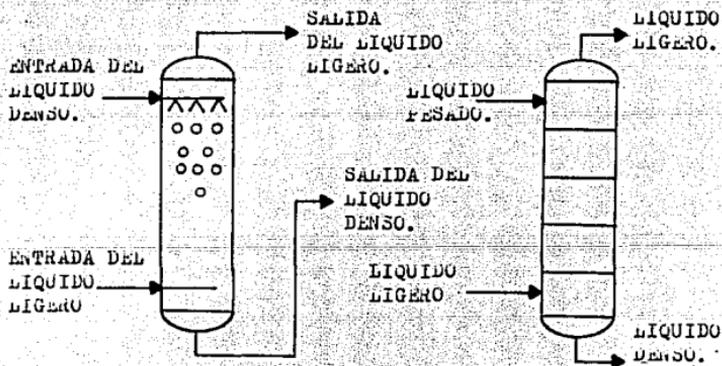


Fig. 2.4 En estos equipos los líquidos se meten por partes diferentes y se ponen en contacto durante el tránsito a través del aparato.

el líquido ligero entra por el fondo y asciende, mientras -  
desciende el líquido denso que entra por la parte superior,  
o también se puede generar una fuerza centrífuga mayor ha-  
ciendo girar rápidamente el extractor, y en este caso la di-  
rección general del flujo es radial respecto del eje de re-  
volución, el cual puede ser horizontal o vertical. Entre los  
equipos para contacto continuo se incluyen las torres de --  
riego, las torres de bandejas, las torres de placas perfora-  
das, las torres con relleno, las torres con agitador rotato-  
rio y extractores centrífugos.

## CAPITULO III

## VARIABLES DE OPERACION Y EQUILIBRIO FÍSICO.

## III.1 DESCRIPCIÓN DE LAS VARIABLES DE OPERACION.

## III.1.1 Efecto de la presión.

El efecto de la presión sobre los equilibrios en fase líquida es relativamente insignificante. Por consiguiente, podemos excluir la consideración de la fase vapor como no importante para los presentes fines.

## III.1.2 Efecto de la temperatura.

Una representación a presión constante que incluya las variables temperatura y composición será un prisma triangular ver figuras 3.8, 3.10 y 3.13

## III.1.3 Equilibrio.

La solución cuyos componentes se deben separar, constituye la alimentación del proceso. El líquido agregado a la alimentación con fines de extracción es el disolvente. La solución de alimentación residual, pobre en disolvente y con una o más constituyentes retirados por extracción es el refinado. La solución rica en disolvente que contiene el soluto extraído es el extracto.

## III.1.4 Efecto del flujo.

En la operación de una planta si la mezcla  $M$  no está en el área de dos fases líquidas no ocurrirá separación por extracción. Por consiguiente, hay una mínima cantidad de disolvente que situará  $M$  en el punto  $D$ , de lo que resultará un máximo de refinado de composición  $D$  y nada de extracto ver

figura 3.1. Así mismo habrá una cantidad máxima que situará E en G, de lo que resultará un máximo de extracto de composición G y nada de refinado. Una planta de extracción real ha de usar una cantidad de disolvente comprendida entre estos límites.

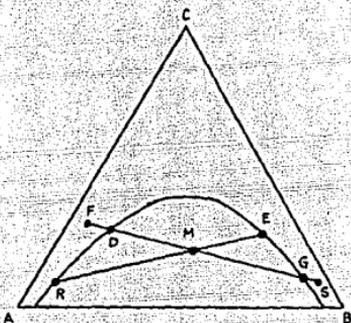


Figura 3.1

### III.1.5 EXTRACCIÓN EN VARIAS ETAPAS A CORRIENTE CRUZADA.

#### Variación de la temperatura.

Si el equilibrio y otras consideraciones hacen deseable usar diferentes temperaturas en cada etapa, se modifica la construcción en cualquiera de los sistemas de coordenadas para incluir las curvas de solubilidad y las líneas de interconexión apropiadas para cada etapa como se muestra en la figura 3.2

De ordinario, las concentraciones del disolvente y la solución de alimentación y la cantidad de esta solución están determinados por el proceso. Las otras variables más son: la cantidad total de disolvente, el reparto del disolvente entre

las etapas, el número de etapas y las composiciones del extracto y del refinado. Además de las partidas fijas antes mencionadas se podrían especificar: a) el número de etapas y la cantidad de disolvente para cada etapa; b) las composiciones del extracto y del refinado en cada etapa, juntamente con el número de etapas; c) la composición del refinado final y la cantidad total de disolvente, con la proporción que ha de usarse para cada etapa; d) composición del refinado final, número de etapas. Para una cantidad dada de disolvente y número infinito de etapas, el resultado neto será el mismo que con extracción diferencial.

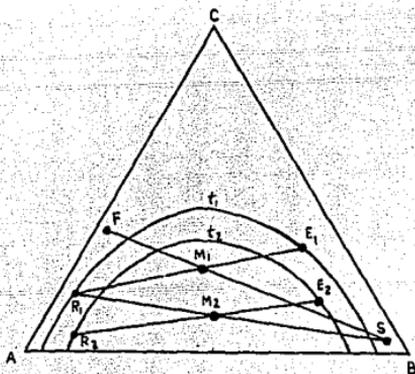


Fig 3.2 Contacto en dos etapas, con cada etapa a una temperatura diferente de la otra: coordenadas triangulares.

### III.1.6 EXTRACCIÓN EN VARIAS ETAPAS A CONTRACORRIENTE.

En este tipo de extracción se emplea una cascada de etapas con la alimentación y el disolvente introducidos por los extremos de la cascada de modo que las soluciones de extrac-

to y de refinado fluyen a contracorriente ver figura 4.3.  
La operación es continua.

#### Variación de la temperatura.

Las operaciones con las diversas etapas a temperaturas diferentes se sigue con facilidad en coordenadas triangulares con el uso de líneas de interconexión y curvas de solubilidad, para cada etapa, correspondientes a la temperatura de la etapa, la figura 3.3 muestra una construcción representativa de una planta en dos etapas con temperatura  $t_1$  y  $t_2$  para las etapas.

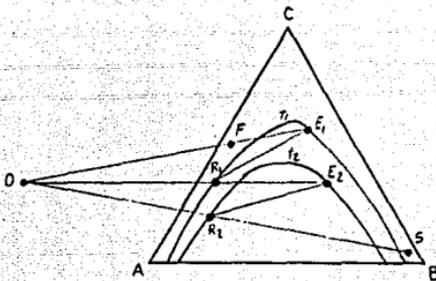


Fig. 3.3 Contacto a contracorriente en dos etapas a diferentes temperaturas.

La cantidad máxima de disolvente será tal que se disuelva por completo la solución de alimentación, como en el caso de una operación con contacto único.

De ordinario, la alimentación de la mezcla  $F$ , composición de la mezcla y disolvente están determinados por el proceso. Las variables mayores que queden, cantidad de disolvente  $S$ , número de etapas  $n$  y composiciones del extracto y del refinado  $x_E$  y  $x_{Rn}$ , pueden especificarse de manera adicional por pares.

### III.2 CONCEPTO DE EQUILIBRIO Y LOS DIFERENTES TIPOS DE SISTEMAS DE EQUILIBRIO.

Una serie de procesos industrialmente importante, como - destilación, absorción y extracción implica la participación de dos fases que no están en equilibrio. La rapidez con que una especie se transfiere de una fase a la otra depende del alejamiento de las condiciones de equilibrio y el tratamiento cuantitativo de estos procesos requiere del conocimiento de los estados del sistema.

El criterio termodinámico del equilibrio entre fases se expresa en términos de propiedades especiales; la termodinámica proporciona también las ecuaciones que relacionan estas propiedades con las composiciones de las fases, la temperatura y la presión. La conexión entre el criterio de equilibrio y la realidad física se establece primero a través del coeficiente de fugacidad  $\phi$  para la fase vapor (gaseosa) y por el coeficiente de actividad  $\gamma$  para la fase líquida.

#### Equilibrio.

Tenemos que para las diferentes fases, existe una condición de intercambio neto de las propiedades, llamada equilibrio, generalmente de masa y energía en los procesos físico-químicos. Para las combinaciones de fases que no se encuentran en el equilibrio, la diferencia en la concentración de alguna propiedad entre aquella existente, bajo esas condiciones y aquella que debe existir en la condición de equilibrio, es una fuerza motriz o diferencia de potencial que tiende a alterar el sistema y llevarlo a las condiciones de equilibrio.

Potencial o fuerza motriz. Cuando las sustancias o dos

no estan en equilibrio y se ponen en contacto hay una tendencia a que existe un cambio, o sea que se acercan al equilibrio.

La diferencia entre las condiciones existentes o sea actuales y las condiciones de equilibrio, será una fuerza motriz o potencial que se encargará de provocar el cambio. Esta diferencia puede ser expresada en términos de las concentraciones de los diversas propiedades de las sustancias.

Por ejemplo cuando tenemos una mezcla de ácido acético-agua y adicionamos eter isopropílico, los tres componentes se separan en dos fases líquidas, cada uno conteniendo alguna cantidad de las tres sustancias.

La concentración de cada una de las sustancias en cada una de las dos fases debe ser conocida para poder describir las condiciones de equilibrio, si las dos fases debe ser conocida para poder describir las condiciones de equilibrio, si las dos fases no están en equilibrio y se ponen en contacto, entonces ocurrirá una transferencia del éter isopropílico hacia la fase ácido-agua y la transferencia tanto del agua como del ácido dentro de la fase etérea hasta que el potencial de cada constituyente sea idéntico en ambas fases.

Por lo tanto el potencial (en este caso su concentración) de una sustancia existe, o de una mezcla, en su estado actual comparado con el potencial en las condiciones de equilibrio será, diferente, esta diferencia de potencial es precisamente la fuerza motriz que provoca el cambio de condiciones del sistema hacia el equilibrio.

La comprensión de las diferentes relaciones de equilibrio de fase son sumamente necesarios en la selección de la ope-

ración de transferencia de masa más adecuada para llevar a cabo la separación requerida.

Estos datos de equilibrio se determinan experimentalmente o en algunos casos las relaciones de equilibrio pueden deducirse mediante bases teóricas conocidas o bien mediante relaciones empíricas.

#### Regla de las Fases.

El concepto de las fases es útil para el entendimiento de los equilibrios de fase. Esta regla de las fases fue establecida por J. Willard Gibbs, la cual se deriva de la consideración del número de variables presentes en un sistema, junto con el número de ecuaciones que la relacionan, esta regla se enuncia de la siguiente forma.

$$F = C - P + 2$$

en que  $F$  = número de grados de libertad, o número de variables independientes (limitadas a temperatura, presión y concentración) que han de figurarse para definir por completo un sistema de equilibrio.

$C$  = número de componentes, o número mínimo de componente variables independientes necesarios para expresar la composición de cada fase.

$P$  = número de fases. Se define una fase como toda parte homogénea de un sistema, limitada por superficies y cuya separación mecánica del resto del sistema es factible.

### DIFERENTES TIPOS DE SISTEMAS DE EQUILIBRIO.

Sistemas ternarios en la extracción en fase líquida. Si los tres componentes se mezclan en todas proporciones con formación de soluciones homogéneas, el sistema carece de importancia para la extracción en fase líquida. Los sistemas en que ocurre inmiscibilidad pueden clasificarse como sigue:

Tipo 1. Formación de un par de líquidos -  
parcialmente miscibles.

Tipo 2. Formación de dos pares de líquidos -  
dos parcialmente miscibles.

Tipo 3. Formación de tres pares de líquidos -  
dos parcialmente miscibles.

Tipo 4. Formación de fases sólidas.

Tipo 1. Formación de un par de líquidos parcialmente miscibles.

Todas las mezclas de los componentes representadas por puntos en el área por fuera de la curva  $DWPL$  son soluciones homogéneas de una sola fase líquida, mientras las mezclas en el interior del área limitada por la curva y la línea  $DE$  forman dos capas líquidas insolubles. La curva  $DWPL$  representa las soluciones saturadas y se llama curva de solubilidad o binodal. De ordinario es cóncava continua hacia abajo totalmente como se muestra en la figura 3.4. Una mezcla de composición total  $W$  formará las dos soluciones líquidas inmiscibles de composiciones  $L$  y  $W$ , respectivamente, y por ello el punto  $W$  está en la línea recta  $LN$ , la cual es una línea de interconexión. Estas líneas no son paralelas y de ordinario cambian de pendiente lentamente en una dirección al cambiar la concentración. Sin embargo, son bastante

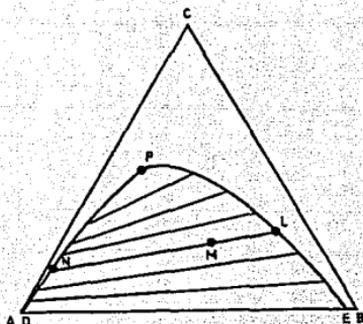


Fig. 3.4 Equilibrios líquidos ternarios del tipo I.

comunes los casos en que hay una inversión de la pendiente, y estos sistemas han sido llamados "solutrópicos", la solutropía desaparece frecuentemente cuando se calculan las concentraciones en fracciones molares en vez de fracciones en peso.

Aplicación de la regla de las fases. Para tres componentes  $F=5 - \nu$ , y a temperatura y presión constantes,  $F=3 - \phi$ . Para mezclas de una fase líquida,  $F=2$ , y han de enunciarse dos composiciones para determinar el sistema. En el área de heterogeneidad, con dos fases líquidas, el sistema es univariante; en el punto de pliegue, con la restricción de que las dos fases líquidas han de ser idénticas, el sistema es invariante. Debe mencionarse que mientras en sistemas binarios el punto crítico de disolución está definido cuando se fija la presión, en sistemas ternarios el punto crítico o de pliegue sólo está definido a temperatura y presión fijas. En sistemas del tipo que se acaba de examinar tienen interés dos casos.

Sistemas sin T.C.D. (Temperatura crítica de disolución) ternaria, como se indica en la (Figura 3.5)

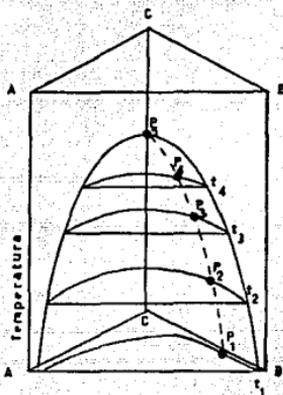


Fig. 3.5 Sistema ternario sin temperatura crítica de disolución ternaria.

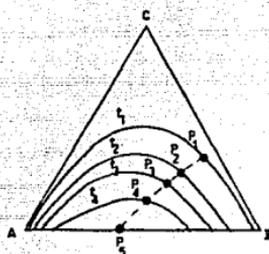


Fig. 3.6 Isotermas en un sistema ternario sin temperatura crítica de disolución ternaria.

La (Figura 3.6) muestra las isotermas en proyección sobre la base del prisma.

Sistemas que tienen una T.C.D. ternaria. Vease la (Figura 3.7). En este caso, la curva que pasa por los puntos de pliegue  $P_1$ ,  $P_2$ ,  $P_3$ ,  $P_4$  y  $P_5$  alcanza un máximo ternario en  $P_6$ . Las proyecciones de las isotermas sobre la base de la figura se indican en la (Figura 3.8).

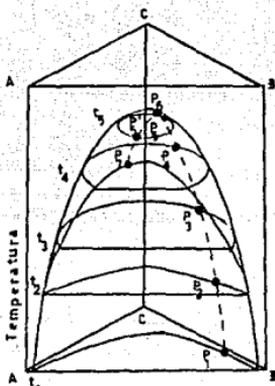


Fig. 3.7 Sistema ternario con una temperatura crítica de disolución ternaria.

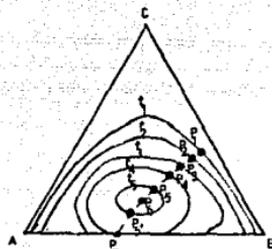


Fig. 3.8 Isotherma en un sistema ternario con una temperatura crítica de disolución ternaria.

Tipo 2. Formación de dos pares de líquidos parcialmente miscibles. En este caso, a la temperatura del trazado de gráfica, ambos pares de líquidos A-B y B-C son parcialmente miscibles y C se disuelve en A en todas proporciones (Figura 3.9)

El área en el interior de la banda que atraviesa el triángulo representa mezclas que forman dos capas líquidas y cuyas composiciones están en los extremos de las líneas de interconexión que pasan por los puntos que representan las mezclas como conjunto.

Este tipo de diagrama de solubilidad puede considerarse frecuentemente derivado de una situación más simple por un cambio en la temperatura, como se muestra en la (Figura 3.10) entre la temperatura crítica de disolución  $t_2$  del binario BC

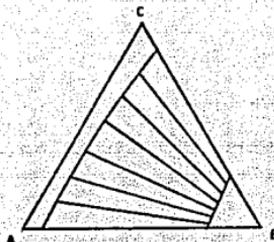


Fig. 3.9 Equilibrios líquidos ternarios del tipo 2.

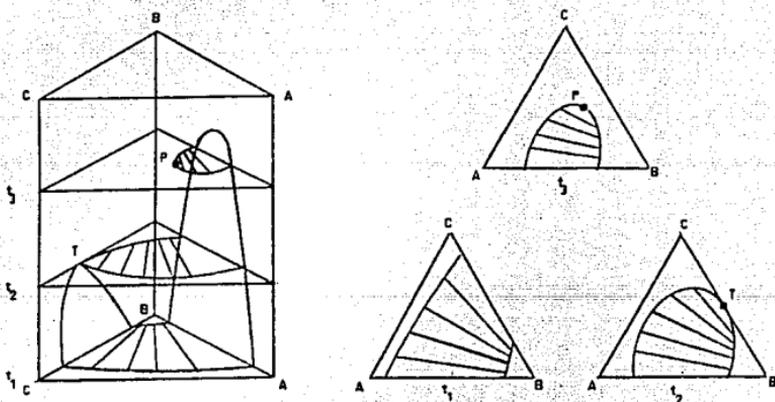


Fig. 3.10 Formación de un sistema del tipo 2 a partir del tipo I.

y la temperatura crítica de disolución del binario AB, el sistema es del Tipo 1, mientras por debajo de  $t_2$  se forma el sistema del tipo 2.

En otros casos ocurren cambios de temperatura más complicados, como los descritos en la (Figura 3.II)

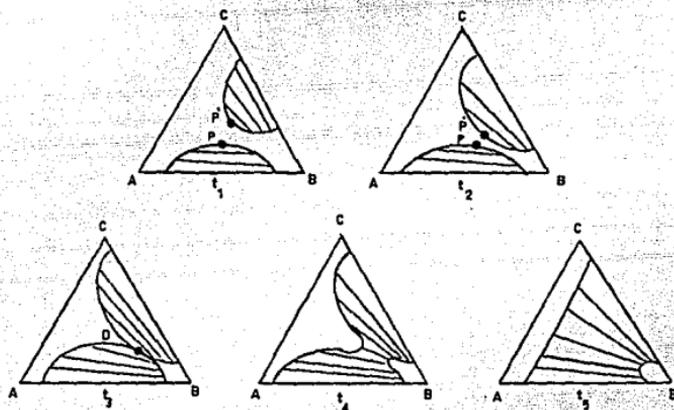


Fig. 3.II Formación de un sistema del tipo 2.

El punto D, el punto de cuello, es el punto inicial de contacto de las curvas binodales separadas y representan la función de los puntos de pliegue separados, P y P.

Tipo 3. Formación de tres pares de líquidos parcialmente miscibles. Estos sistemas son muy complejos en las relaciones variables que surgen al cambiar la temperatura. La (Figura 3.I2 muestra el sistema etilenoglicol (A) - alcohol laurílico (B) - nitrometano (C), que a  $29^{\circ}\text{C}$  exhibe tres regiones separadas (2L) de mezclas de dos líquidos en equilibrio. Las lí-

neas de interconexión de la figura son esquemáticas y sirven solamente para indicar la naturaleza general de las concentraciones de equilibrio. A  $28^{\circ}\text{C}$ , han aumentado las áreas de solubilidad incompleta y ha aparecido una pequeña región cen-

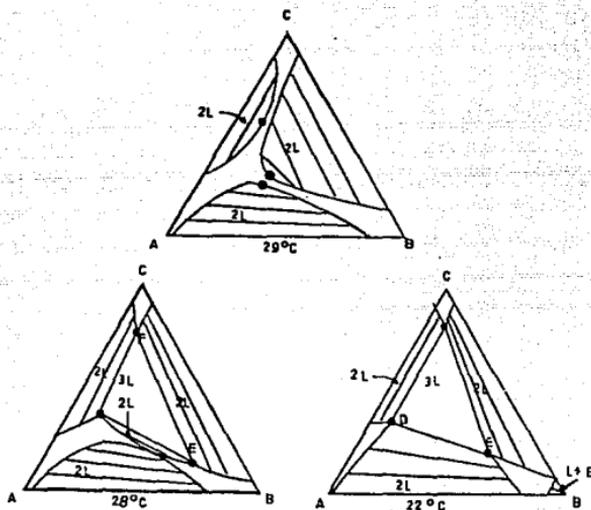


Fig. 3.12 Representación esquemáticas del sistema stilenoglicol (A)-alcohol laurílico (B)- nitrometano (C).

tral, de tres líquidos en equilibrio (3L). Toda mezcla ternaria dentro del área triangular  $DEF$  forma siempre los mismos líquidos insolubles en equilibrio  $D$ ,  $E$  y  $F$ . A  $22^{\circ}\text{C}$ , esta región aumenta de tamaño y como la temperatura está ahora por debajo del punto de fusión del alcohol laurílico, se ha formado una área de equilibrio sólido - líquido ( $L+B$ ).

Tipo 4. Formación de fases sólidas. Estos sistemas pueden ser muy complejos en cuanto al número de equilibrios existentes como se indica la (Figura 3.I3)

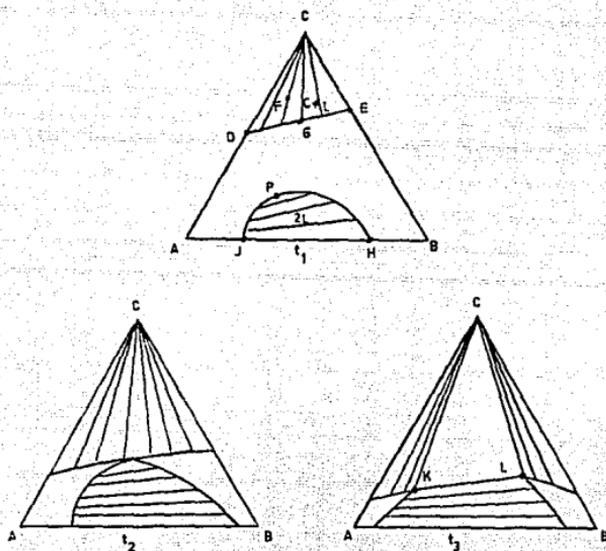


Fig. 3.I3 Equilibrio en que intervienen una fase sólida.

A temperatura  $t_1$ , A y B son líquidos solubles sólo parcialmente. A temperatura  $t_1$ , A y B son líquidos solubles sólo parcialmente y C es un sólido. Las solubilidades de C en A y B, respectivamente, están dados por los puntos D y E, pero la solubilidad del sólido se modifica cuando están presentes -

los dos líquidos A y B, como muestra la curva DE. Las mezclas ternarias, como la correspondiente a F, forman una solución saturada como en G y cristales del sólido C. La región de equilibrio de dos líquidos, limitada por la curva JPH es similar a la representada para sistemas del Tipo I. Una región que contiene sólo una fase líquida separa las dos áreas heterogéneas. A una temperatura inferior,  $t_2$ , las solubilidades mutuas se vuelven menores y las regiones de heterogeneidad se expanden y se unen; a temperatura aún más baja,  $t_3$ , la curva binodal de líquido es interrumpida por la curva de solubilidad del sólido. Todas las mezclas ternarias que se encuentran dentro del triángulo CKL forman tres fases: C sólido y las fases líquidas saturadas K y L. Un ejemplo de sistemas de este tipo es el sistema anilina (A)-isooctano (B)-naftaleno (C).

Coordenadas rectangulares para datos en sistemas ternarios. Los equilibrios ternarios suelen describirse en coordenadas triangulares equiláteras. El uso de escalas distintas es frecuentemente necesario para evitar acumulación de datos, también son útiles varios sistemas de coordenadas rectangulares. El primero de ellos, una gráfica de  $\lambda_B$  en función de  $\lambda_C$ , es en realidad un triángulo rectángulo, y en la (Figura 3.14) se muestran sus relaciones con las coordenadas triangulares, pues en ella se han trazado para cada una de las gráficas los puntos correspondientes. Los porcentajes del componente A se determinan por la diferencia de 100. El segundo es el esquema de coordenadas mostrado en la (Figura 3.15) tal como lo ideó Janacke, para sistemas representativos de los tipos I y 2.

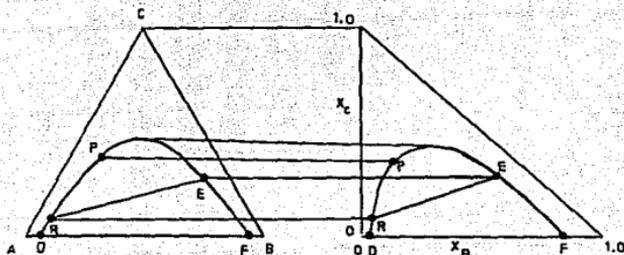


Fig. 3.14 Coordenadas triangulares rectangulares.

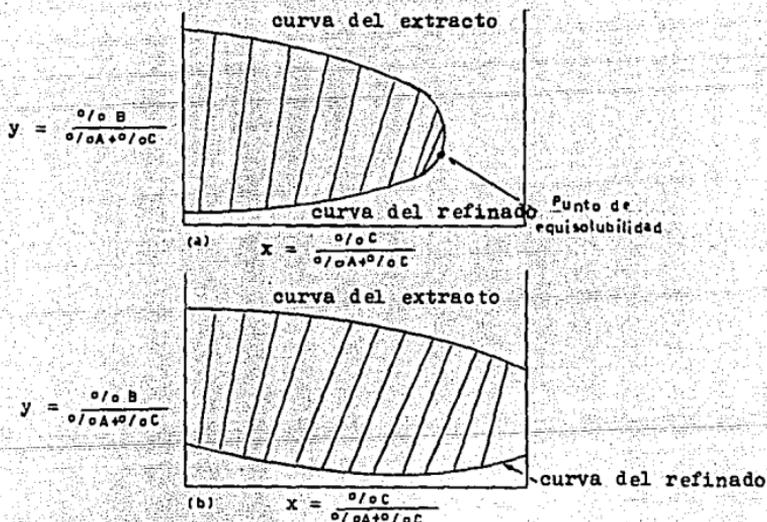


Fig. 3.15 Coordenadas rectangulares para a) Sistemas ternarios del tipo I, y b) Sistemas ternarios del tipo 2. Donde la abscisa  $x$  es la relación de soluto sobre la mezcla y la ordenada  $y$  es la relación del disolvente sobre la mezcla.

Curvas de distribución. Se han ideado muchos métodos para trazar gráficamente las concentraciones de soluciones conjugadas, una frente a otra, con objeto de correlacionar datos y facilitar la interpolación. Es preferible que estas gráficas sean rectilíneas para todos los sistemas, pues entonces no solo se facilita la extrapolación, sino que, además, se pueden usar dos líneas de interconexión determinadas para predecir con seguridad las posiciones de todas las demás líneas.

La curva de distribución más sencilla es una gráfica de la concentración de  $C$  en la fase rica en  $A$  ( $x_{CA}$ ) en función de la concentración de equilibrio de  $C$  en la fase rica en  $B$  ( $x_{CB}$ ). Véase la (Figura 3.15), en la cual se muestran varias curvas representativas en su relación con los diagramas de fases completas correspondientes. En (a), para un sistema representativo del Tipo I, el punto  $D$  en el diagrama de distribución corresponde a la línea de interconexión  $dE$  y la curva en que está incluida  $D$  representa entonces todas estas líneas de interconexión. El que la curva quede por encima o por debajo de la diagonal a  $45^\circ$  depende evidentemente de cuál de las substancias no consolutas de la mezcla ternaria se haya designado como  $A$  y de cuál como  $B$ . La razón  $X_{CB}/X_{CA}$ , en cualquier punto de la curva es el coeficiente de distribución o razón de distribución  $m$  que en este caso baja constantemente al aumentar la concentración de  $C$ , y finalmente es igual a la unidad en el punto de pliegue.

En (b), la (Figura 3.16), se ve la curva de distribución para un sistema del Tipo 2, la cual se detiene en la línea

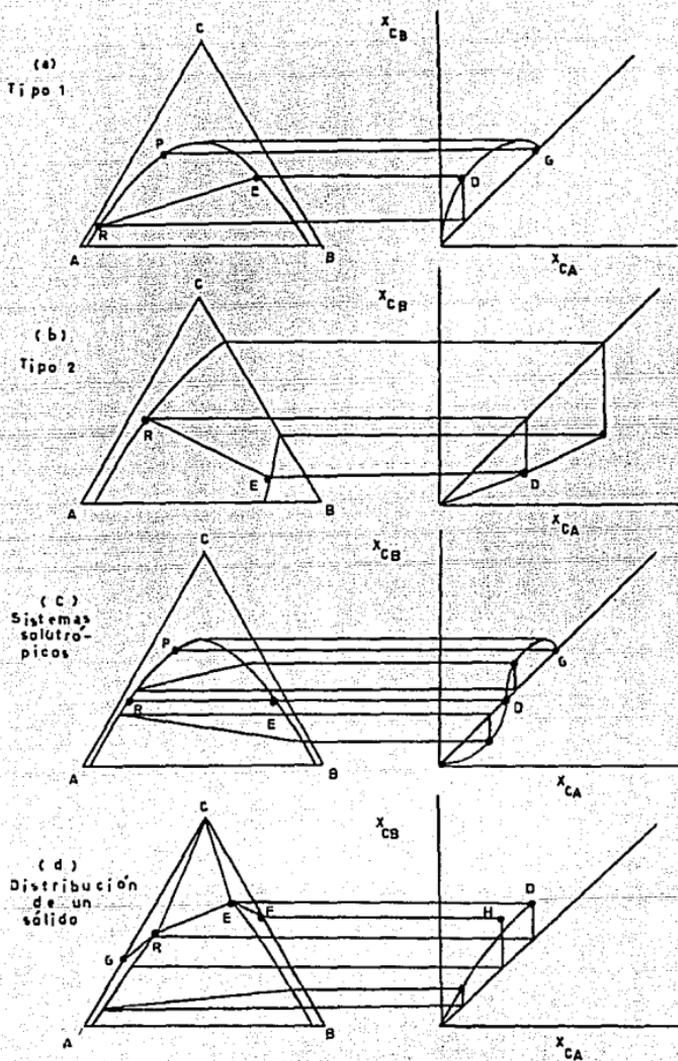


Fig. 3.16 Curvas de distribución.

de interconexión correspondiente a la mutua solubilidad en el binario BC. En sistemas solutrópicos, como en (c), la curva de distribución corta la diagonal de  $45^\circ$  en el punto correspondiente a la línea de interconexión RB. El diagrama en (d) es representativo de la distribución de muchos solutos sólidos y se ve en él que la razón de distribución en D, y por ende a todas concentraciones, es casi igual a la razón entre las solubilidades de C en B y A puros, representada por los puntos r, G y H. Esto será aún más cierto cuanto mayor sea la inmiscibilidad de los componentes A y B.

La "Ley de distribución" en su forma más sencilla enuncia que la razón o coeficiente de distribución  $m_C = k_{CB}/k_{CA}$  ha de ser constante a una temperatura dada, independientemente de la concentración de C en el sistema.

Coordenadas triangulares. Cuando en la solubilidad y las relaciones de equilibrio son mostrados en coordenadas triangulares, mediante este método y con un punto de la composición de la mezcla de los tres componentes serán indicados en un triángulo equilátero como se muestra en la figura 3.17. El diagrama triangular tiene una característica importante.

Representaciones de las concentraciones para un diagrama triangular está basado entre una mezcla, no en uno o dos componentes. La concentración de los tres componentes nos va a dar la unidad.

$$x_A + x_B + x_S = 1 \quad \text{y} \quad y_A + y_B + y_S = 1 \quad \text{Ec. 3.1 y 3.2}$$

Cualquiera de los dos ya sea fracción mol o fracción masa, pueden ser usados. La fracción masa es la más común en este

diagrama.

La suma de las concentraciones es la unidad en esta correlación cuando en el diagrama por el principio de la suma de las distancias perpendiculares forman un punto con los tres ejes. Con el triángulo de la figura 3.17 representaremos los componentes a, b y s como se muestran. El punto M, para el ejemplo es el punto de la mezcla que contiene 20 por ciento de a, 30 por ciento de b y 50 por ciento de s.

También puede ser representado una mezcla de dos componentes como se muestra en el mismo ejemplo con el punto N correspondiendo a una mezcla de 80 por ciento de a y 20 por ciento de b.

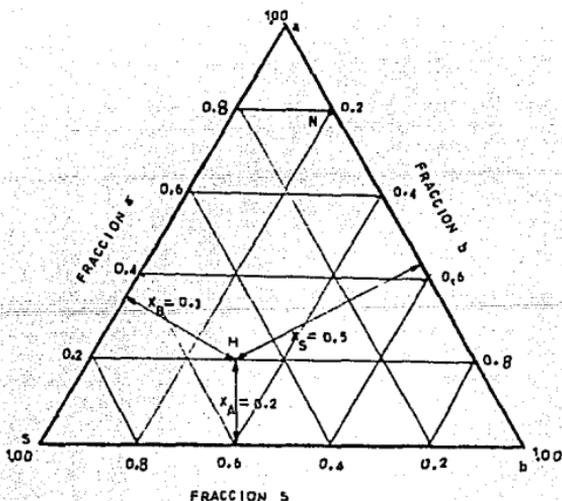


Fig. 3.17 Coordenadas triangulares

Método de Ponchon-Savarit. En la construcción de la gráfica para una mezcla se traza un punto de apoyo y utilizando un diagrama triangular, el método completo de Ponchon-Savarit, se tiene un cambio en las coordenadas. La construcción típica para los sistemas del tipo I y del tipo 2 se muestran en la figura 3.18. Los puntos P y J tienen un gran significado como se da en las ecuaciones (3.1) y (3.2). Usando coordenadas triangulares tenemos que recordar que el flujo de la corriente y la concentración están basadas sobre la corriente total. Como se muestra en la figura 3.18a se tienen tres etapas ideales que son requeridos y en la figura 3.18b se tienen cinco etapas de extracción.

La gran utilidad de la construcción de Ponchon-Savarit es también que se puede usar en diagramas triangulares para la extracción líquido-líquido. Es más sin embargo debemos recordar que todas las concentraciones y el flujo de la corriente está referida a la mezcla base de la corriente y no a la corriente total.

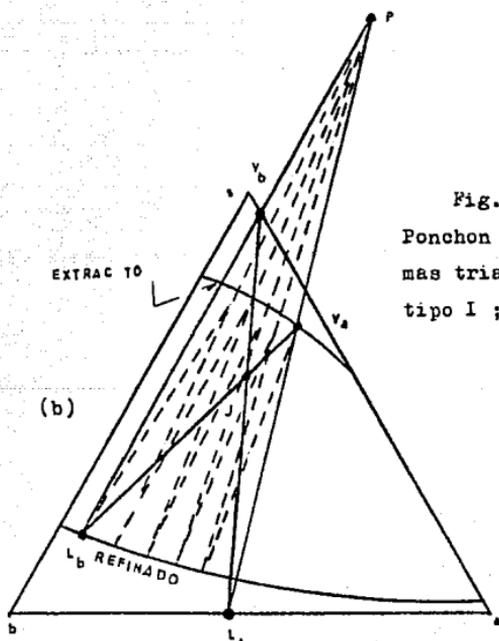
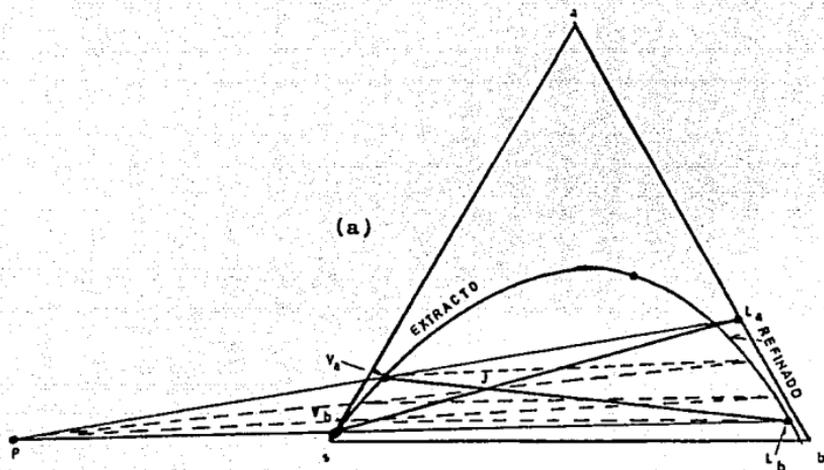


Fig. 3.18 Construcción del Ponchon - Savarit sobre diagramas triangulares: (a) Sistema del tipo I ; (b) Sistema del tipo II.

## CAPITULO IV

## ANALISIS DE MODELOS FISICOS PARA LA REPRESENTACION DE UNA ETAPA DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO.

## IV.1 ANALISIS DE DISTINTOS PROCESOS QUE SE APLICAN FRECUENTEMENTE EN LA INDUSTRIA.

IV.1.a Extracción en una sola etapa. Esto implica el uso de una sola etapa, en que la solución que ha de dividirse en sus componentes y el disolvente de extracción se ponen en contacto una vez y se separan las fases de extracto y refinado. La operación puede ser por lotes o continua (Figura 4.1). El análogo en destilación es la vaporización instantánea o destilación en equilibrio.

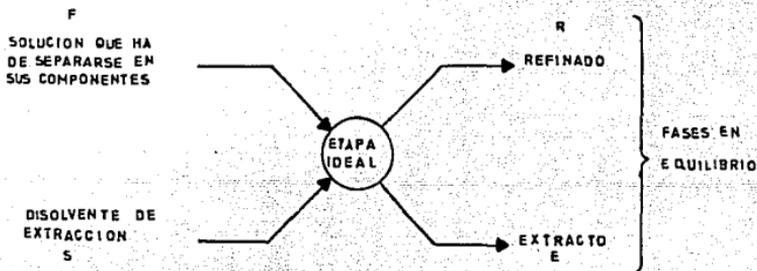


Fig. 4.1 La etapa ideal.

IV.1.b Extracción en varias etapas a corriente cruzada. Puede ser por lotes o continua, y es una extensión del contacto único, en que el refinado se pone en contacto repetidamente con disolvente de extracción nuevo (Figura 4.2). En el límite, representado por un número infinito de etapas, viene a ser lo mismo que la extracción diferencial.

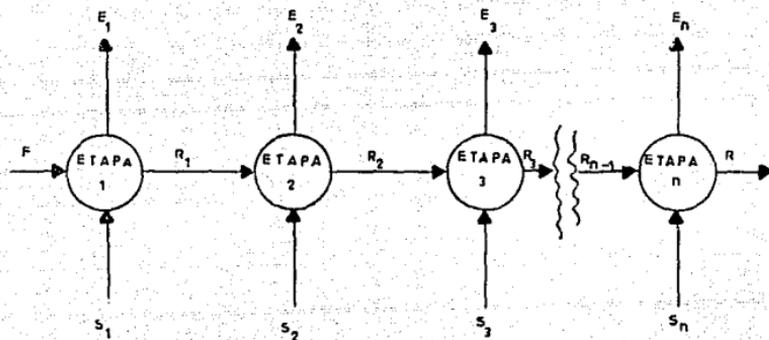


Fig. 4.2 Extracción en varias etapas a corriente cruzada.

IV.1.c extracción en varias etapas a contracorriente. Este método supone el uso de una cascada de etapas, en que el disolvente de extracción y la solución que ha de extraerse entran por los extremos opuestos de la cascada (Figura 4.3). Los extractos y los refinados fluyen en direcciones contrarias. La operación tiene más analogía con la absorción de gases que con cualquiera práctica de destilación. Necesariamente es continua, pero puede ser simulada en forma de lotes.

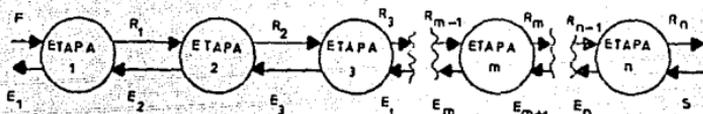


Fig. 4.3 Diagrama de flujo para la extracción en varias etapas a contracorriente.

IV.1.d Extracción diferencial. Se trata de una operación por lotes, en que se pone en contacto una cantidad dada de la solución primitiva con porciones diferenciales del disolvente de extracción, y se separan porciones diferenciales del extracto a medida que se forma (Figura 4.4). La operación es exactamente análoga a la destilación diferencial. No se usa industrialmente y su interés principal es como un método de laboratorio y porque representa el resultado límite del aumento del número de etapas de una extracción en co -

rriente transversal (corriente cruzada).

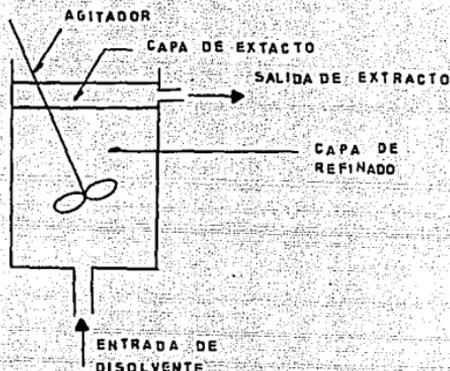
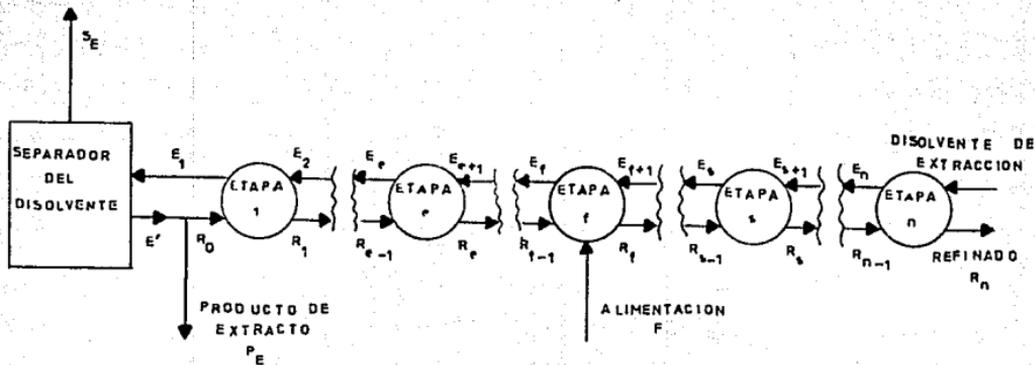


Fig. 4.4 Extracción diferencial.

#### IV.1.e Contacto múltiple a contracorriente con reflujo

Es una operación continua análoga a la destilación fraccionada. Se emplea una cascada de etapas y la solución que ha de dividirse suele alimentar el extracto entrando por algún punto intermedio de la cascada mientras el disolvente de extracción entra por un extremo. Las fases de extracto y refinado fluyen a contracorriente y se procura reflujo en el extremo de la cascada por donde sale el extracto. (Figura 4.5) La separación del disolvente se lleva a cabo mediante una destilación o alguna otra operación unitaria.

Fig. 4.5 Contacto múltiple a contracorriente con reflujo.



#### IV.2 MODELOS FÍSICOS PARA LA REPRESENTACION DE LOS PROCESOS DE EXTRACCION LIQUIDO - LIQUIDO.

Para representar una etapa de extracción líquido - líquido es importante tomar en cuenta las siguientes características para dicha operación, representar una corriente de la mezcla líquida a separar, representar una corriente inmiscible, representación de las corrientes de extracto y refinado corrientes laterales de extracto y refinado, bypass y recirculación tanto en el extracto como en el refinado. Con las características indicadas se debe representar una etapa generalizada para los diferentes tipos de diagramas de flujo.

Se desarrollarán distintos modelos físicos y se verificará cuál es el que mejor representa a los diferentes procesos de extracción líquido - líquido.

##### IV.2.a MODELO FISICO No. 1

Descripción de las corrientes. (figura 4.6)

$$F_{i,j}$$

$$x_{i,j,k}$$

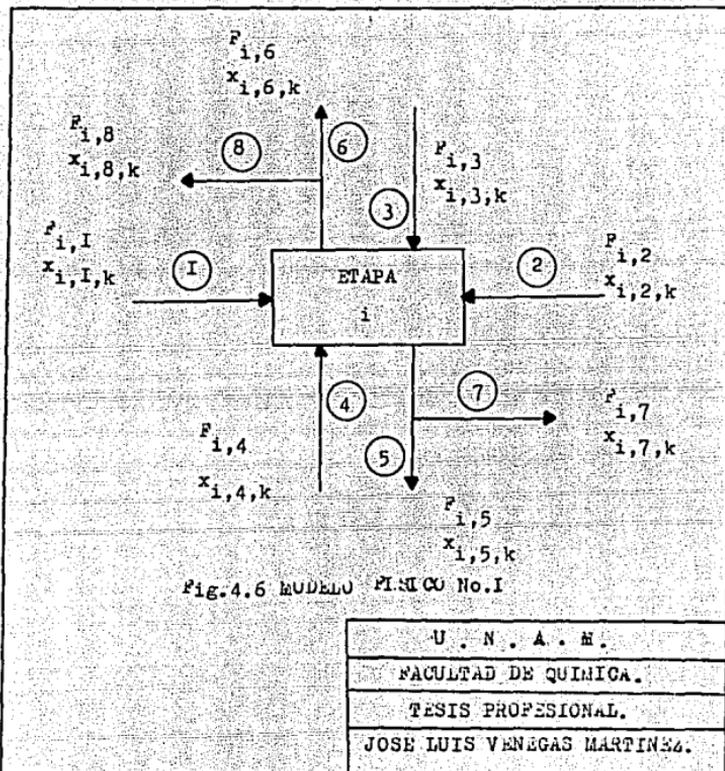
$F$  = Flujo

$x$  = Composición

$i$  = Número de equipos ó etapas (1,2,3,...n)

$j$  = Número de la corriente (1,2,3,4,5,6,7 y 8)

$k$  = Componentes del sistema ternario(1,2 y 3)



$F_{1,1}$  = Mezcla binaria a separar (Corriente número 1).

$x_{1,1,k}$  = Composición de la mezcla binaria (Corriente No.1)

$F_{1,2}$  = Disolvente (Corriente No. 2)

- $x_{i,2,k}$  = Composición del disolvente (Corriente número 2)  
 $P_{i,3}$  = Refinado de la etapa anterior a i. (Corriente No. 3)  
 $x_{i,3,k}$  = Composición del refinado (Corriente número 3)  
 $P_{i,4}$  = Extracto de etapa posterior a i (Corriente No.4)  
 $x_{i,4,k}$  = Composición del extracto (Corriente No. 4)  
 $P_{i,5}$  = Refinado de la etapa i (Corriente No.5)  
 $x_{i,5,k}$  = Composición del refinado (Corriente No.5)  
 $P_{i,6}$  = Extracto de la etapa i (Corriente No.6)  
 $x_{i,6,k}$  = Composición del extracto (Corriente No.6)  
 $P_{i,7}$  = Refinado, corriente lateral (Corriente No.7)  
 $x_{i,7,k}$  = Composición del refinado (Corriente No. 7)  
 $P_{i,8}$  = Extracto, corriente lateral (Corriente No.8)  
 $x_{i,8,k}$  = Composición del extracto (Corriente No.8)

#### REPRESENTACION DE PROCESOS CON EL MODELO FISICO No.1

##### a) EXTRACCION EN UNA SOLA ETAPA

El proceso de extracción se puede representar con el Modelo No.1, con las siguientes corrientes, mezcla de alimentación, disolvente, el extracto y el refinado, quedando el proceso como lo muestra la figura 4.1, no incluyendo las corrientes laterales.

##### b) EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A CORRIENTE CRUZADA.

Para facilitar su aplicación se representará un diagrama de flujo con tres etapas de extracción líquido-líquido

( Figura 4.7 ) en la etapa número uno se indica la mezcla binaria a separar (corriente No. 1), el refinado (corriente No.5 y No.3 ) se ponen en contacto repetidamente con el disolvente (corriente No. 2) obteniendo así el extracto (corriente No. 6) en cada una de las etapas.

c) **EXTRACCION DIFERENCIAL.**

Su representación física va a ser análoga a la extracción de corriente cruzada.

d) **EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A CONTRACORRIENTE.**

Con el modelo No. 1 se mostrará un ejemplo para su aplicación, mediante un diagrama de flujo con tres etapas (Figura 4.8), en las etapas uno, dos y tres se le alimenta la mezcla binaria a separar (corriente No. 1), disolvente (corriente No. 2). El contacto de dos fases diferentes no miscibles permite que el soluto se recupere con el disolvente (corriente No.6), con las corrientes No.4 y No. 6 del extracto se unen las etapas para continuar la operación, de esta unión se saca una corriente No. 8 corriente lateral del extracto y el diluyente se separa en la corriente No.5, con las corrientes No.5 y No.3 del refinado se unen las etapas para continuar la operación, de esta unión se saca una corriente No.7 corriente lateral del refinado.

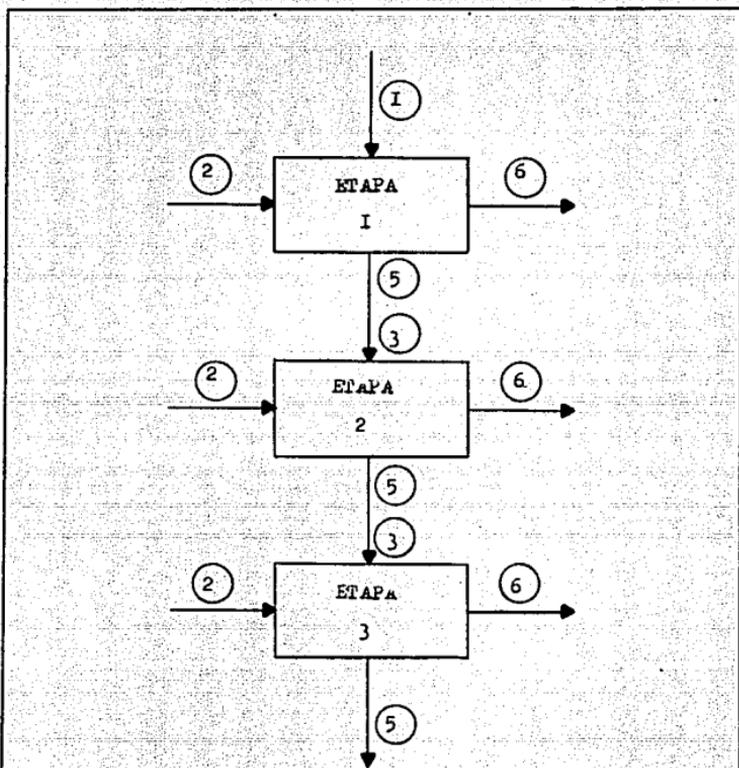


Fig.4.7 EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A CORRIENTE CRUZADA.

U . N . A . M .
FACULTAD DE QUIMICA.
TESIS PROFESIONAL.
JOSE LUIS VENEGAS MARTINEZ.

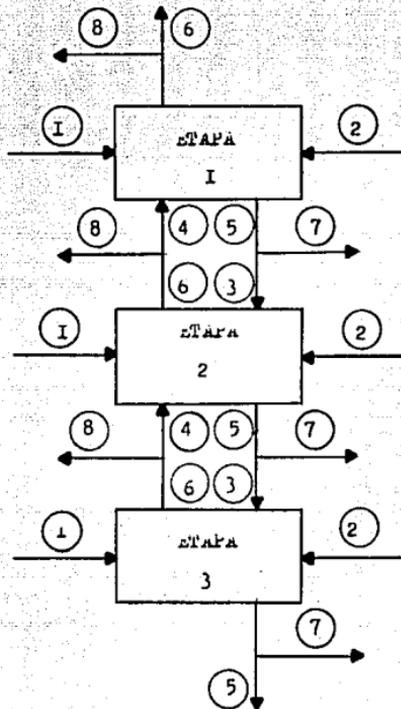


Fig.4.8 EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A CONTRACORRIENTE

U . N . A . M
FACULTAD DE QUIMICA.
TESIS PROFESIONAL.
JOSE LUIS VENEZGAS MARTINEZ.

## IV.2.b MODELO FÍSICO No.2

Descripción de las corrientes. (Figura 4.9)

$$r_{i,j}$$

$$x_{i,j,k}$$

$r$  = Flujo.

$x$  = Composición.

$i$  = Número de equipo ó etapa. (1,2,3,...n)

$j$  = Número de la corriente (1,2,3,4,5,6,7,8,  
9 y 10).

$k$  = Componentes del sistema ternario (1,2 y 3).

$r_{i,1}$  = Mezcla binaria a separar (Corriente No.1)

$x_{i,1,k}$  = Composición de la mezcla binaria (Corriente No. 1)

$r_{i,2}$  = Disolvente (Corriente No.2)

$x_{i,2,k}$  = Composición del disolvente (Corriente No.2)

$r_{i,3}$  = Recirculación del refinado de otro equipo (Corriente  
No.3)

$x_{i,3,k}$  = Composición de la Corriente No.3

$r_{i,4}$  = Recirculación del extracto de otro equipo (Corrien  
te No.4)

$x_{i,4,k}$  = Composición de la corriente No.4.

$r_{i,5}$  = Refinado de la etapa  $i$  (Corriente No. 5)

$x_{i,5,k}$  = Composición del refinado (Corriente No.5)

- $F_{i,6}$  = Extracto de la etapa i (Corriente No.6)  
 $x_{i,6,k}$  = Composición del extracto (Corriente No.6)  
 $F_{i,7}$  = Refinado, corriente lateral (Corriente No.7)  
 $x_{i,7,k}$  = Composición del refinado (Corriente No.7)  
 $F_{i,8}$  = Extracto, corriente lateral (Corriente No.8)  
 $x_{i,8,k}$  = Composición del extracto (Corriente No.8)  
 $F_{i,9}$  = Recirculación del refinado (Corriente No.9)  
 $x_{i,9,k}$  = Composición del refinado (Corriente No.9)  
 $F_{i,10,k}$  = Recirculación del extracto (Corriente No.10)  
 $x_{i,10,k}$  = Composición del extracto (Corriente No.10)

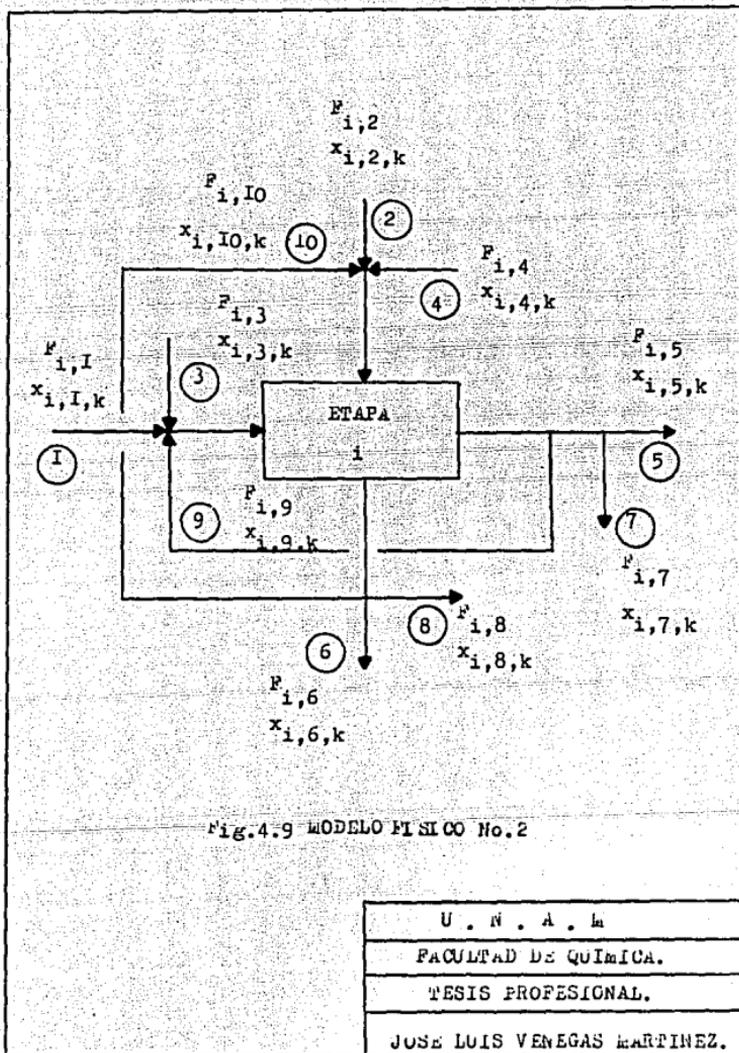
#### REPRESENTACION DE PROCESOS CON EL MODELO FISICO No.2

##### a) EXTRACCION EN UNA SOLA ETAPA.

El proceso de extracción se puede representar con el Modelo No. 2, con las siguientes corrientes, mezcla de alimentación, disolvente, el extracto y el refinado quedando el proceso como lo muestra la figura 4.1, no incluyendo las corrientes No. 3,4,7,8,9 y 10.

##### b) EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A CORRIENTE CRUZADA.

Para facilitar su aplicación se representará un diagrama de flujo con tres etapas de extracción líquido-líquido (Figura 4.10) en la etapa número uno se indica la mezcla binaria a separar (corriente No.1), el refinado (corriente No.5 y No. 3) se ponen en contacto repetidamente con el disolvente (corriente No.2) obteniendo así el extracto (corriente No.6) en cada una de las etapas.



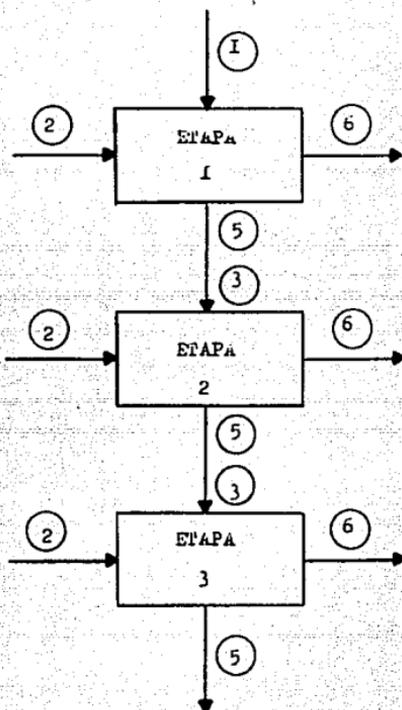


Fig. 4.10 EXTRACCIÓN EN VARIAS ETAPAS A CORRIENTE CRUZADA.

U . N . A . M
FACULTAD DE QUÍMICA.
TESIS PROFESIONAL.
JOSE LUIS VENEGAS MARTINEZ.

c) EXTRACCION DIFERENCIAL.

Su representación física va a ser análoga a la extracción de corriente cruzada.

d) EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A CONTRACORRIENTE CON RECIRCULACION EN EL EXTRACTO Y EN EL REFINADO.

Con el modelo No. 2 se mostrará un ejemplo para su aplicación en la extracción líquido-líquido mediante un diagrama de flujo con tres etapas (Fig. 4.II), en las etapas uno y dos se alimenta la mezcla binaria a separar (corriente No.1), disolvente corriente No.2. El contacto de dos fases diferentes no miscibles permite que el soluto se recupere con el disolvente (corriente No.6), con las corrientes No.4 y No.6 del extracto se unen las etapas para continuar la operación, de esta unión se saca una corriente No.8 corriente lateral del extracto y el diluyente se separa en la corriente No.5, con las corrientes No.5 y No.3 del refinado se unen las etapas para continuar la operación, de esta unión se saca una corriente No.7, corriente lateral del refinado.

Para realizar una recirculación en el refinado se unen las corrientes No.9 y No.3, no se puede realizar una recirculación en una etapa intermedia ya que la corriente No.3 se fija como una corriente de equilibrio, únicamente funciona para la primera etapa ó equipo.

Para realizar una recirculación en el extracto se unen las corrientes No.10 y No.4, no se puede realizar una recirculación en una etapa intermedia ya que la corriente No.4 se fijó como una corriente de equilibrio, únicamente funciona para la última etapa ó equipo.

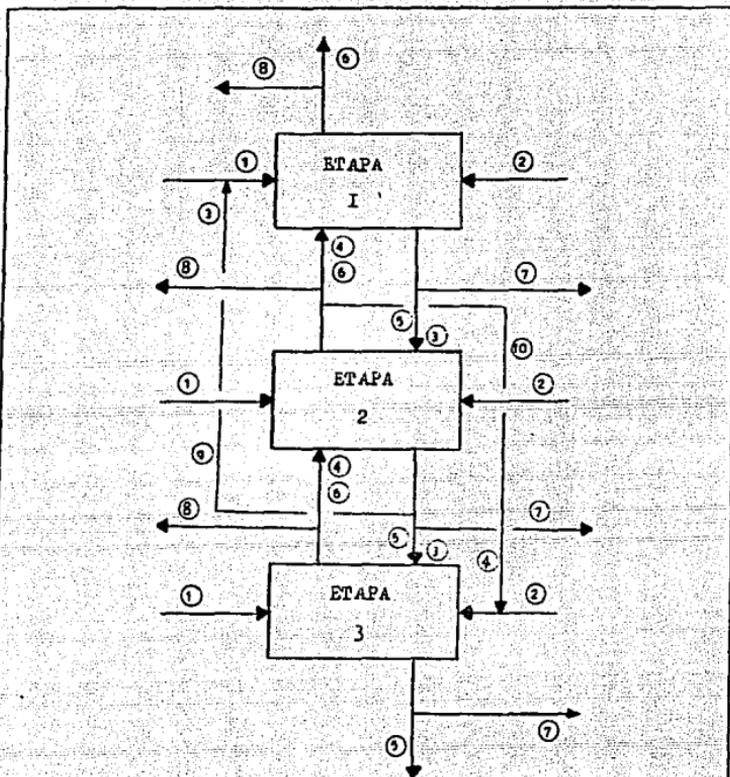


Fig. 4.1I EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A CONTRACORRIENTE  
CON RECIRCULACION EN EL EXTRACTO Y EN EL REFI-  
NADO.

U . N . A . M
FACULTAD DE QUIMICA.
TESIS PROFESIONAL.
JOSE LUIS VENEGAS MARTINEZ.

e) EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A CONTRACORRIENTE CON BY-PASS EN EL EXTRACTO Y EN EL REFINADO.

Para el flujo a contracorriente ver la descripción del punto (d) del modelo No. 2.

Con el modelo No. 2 se mostrará un ejemplo para su aplicación en la extracción líquido-líquido mediante un diagrama de flujo con tres etapas (Fig. 4.12).

Para realizar un bypass en el refinado se deberá unir la corriente No.9 de la etapa uno y la corriente No.3 de la etapa tres, para todas las combinaciones no se puede realizar el bypass ya que la corriente No.3 se fijó como una corriente de equilibrio para la etapa tres, tampoco se puede realizar un bypass en alguna etapa intermedia.

Para realizar un bypass en el extracto se deberá unir la corriente No.10 de la etapa tres y la corriente No.4 de la etapa uno, para todas las combinaciones no se puede realizar el bypass ya que la corriente No.4 de la etapa uno se fijó como una corriente de equilibrio, tampoco se puede realizar un bypass en alguna etapa intermedia.

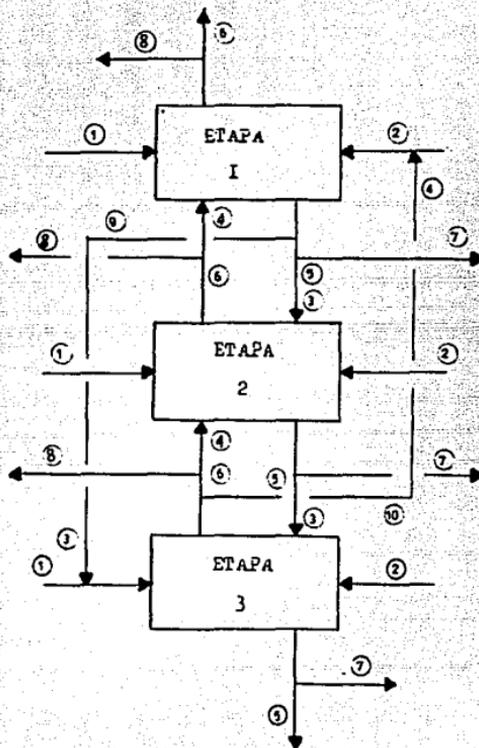


Fig. 4.12 EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A CONTRACORRIENTE CON BYPASS EN EL EXTRACTO Y EN EL REFINADO.

U . N . A . M
FACULTAD DE QUIMICA.
TESIS PROFESIONAL.
JOSE LUIS VENEGAS MARTINEZ.

## IV.2.c MODELO FLOW No.3

Descripción de las corrientes. (Figura 4.13)

 $r_{i,j}$  $x_{i,j,k}$  $r$  = Flujo $x$  = Composición $i$  = Número de equipo ó etapa. (1,2,3,...n) $j$  = Número de la corriente (1,2,3,4,5,6,7,8,  
10, I1 y I2) $k$  = Componentes del sistema ternario (1,2 y 3) $r_{i,1}$  = Mezcla binaria a separar (Corriente no.1) $x_{i,1,k}$  = Composición de la mezcla binaria (Corriente no.1) $r_{i,2}$  = Corriente del refinado (Corriente no.2) $x_{i,2,k}$  = Composición de la corriente del refinado (Corriente  
no.2) $r_{i,3}$  = Corriente del refinado para la recirculación ó bypass  
(Corriente no.3) $x_{i,3,k}$  = Composición del refinado para la recirculación ó  
bypass (Corriente no.3) $r_{i,4}$  = Disolvente (Corriente no.4) $x_{i,4,k}$  = Composición del disolvente (Corriente no.4) $r_{i,5}$  = Corriente del extracto (Corriente no.5) $x_{i,5,k}$  = Composición de la corriente del extracto (Corriente  
no.5)

$F_{1,6}$  = Corriente del extracto para la recirculación ó bypass  
(Corriente No.6)

$x_{1,6,k}$  = Composición del extracto para la recirculación ó bypass (Corriente No.6)

$F_{1,7}$  = Corriente del refinado (Corriente No.7)

$x_{1,7,k}$  = Composición de la corriente del refinado (Corriente No.7)

$F_{1,8}$  = Refinado, corriente lateral (Corriente No.8)

$x_{1,8,k}$  = Composición del refinado (Corriente No.8)

$F_{1,9}$  = Corriente del refinado para la recirculación ó bypass  
(Corriente No.9)

$x_{1,9,k}$  = Composición del refinado para la recirculación ó bypass (Corriente No.9)

$F_{1,10}$  = Corriente del extracto (Corriente No. 10)

$x_{1,10,k}$  = Composición de la corriente del extracto (Corriente No.10)

$F_{1,11}$  = Extracto, corriente lateral (Corriente No.11)

$x_{1,11,k}$  = Composición del extracto (Corriente No.11)

$F_{1,12}$  = Corriente del extracto para la recirculación ó bypass (Corriente No.12)

$x_{1,12,k}$  = Composición del extracto para la recirculación ó bypass (Corriente No.12)

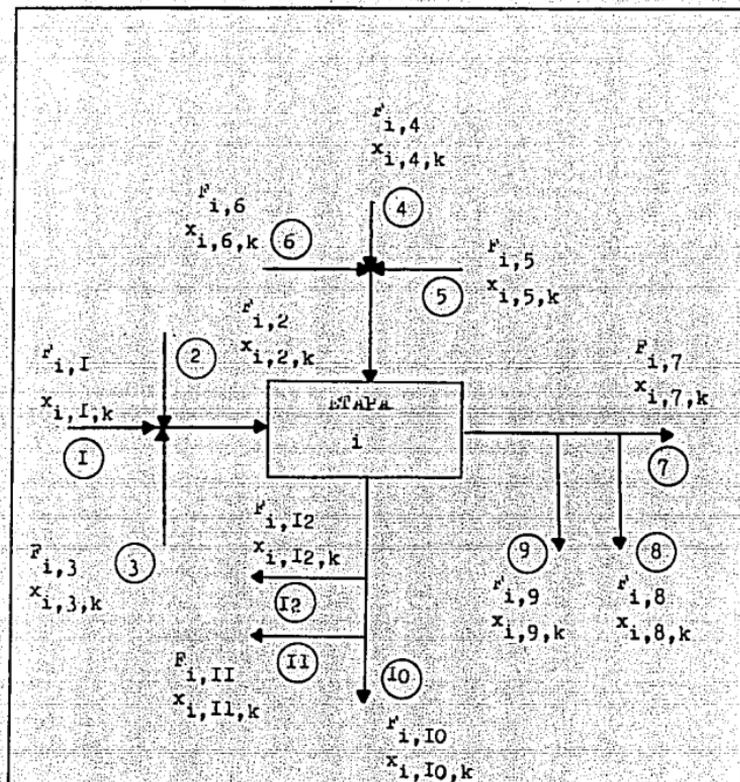


Fig.4.13 MODELO FISICO No.3

U . N . A . L .

FACULTAD DE QUIMICA.

TESIS PROFESIONAL

JOSE LOIS VARGAS MARTINEZ.

### REPRESENTACION DE PROCESOS CON EL MODELO "A" Y "B".

#### a) EXTRACCION EN UNA SOLA ETAPA.

El proceso de extracción se puede representar con el modelo no.3, con las siguientes corrientes, mezcla de alimentación, disolvente, el extracto y el refinado quedando el proceso como lo muestra la figura 4.1, no incluyendo las corrientes no. 2,3,5,6,8,9,11 y 12.

#### b) EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A CORRIENTE CRUZADA.

Para facilitar su aplicación se representará un diagrama de flujo con tres etapas de extracción líquido-líquido (Figura 4.14) en la etapa número uno se indica la mezcla binaria a separar (Corriente no.1), el refinado (Corriente no.7 y no.2) se ponen en contacto repetidamente con el disolvente (Corriente no.4) obteniendo así el extracto (Corriente no.10) en cada una de las etapas.

#### c) EXTRACCION DIFERENCIAL.

Su representación física va a ser análoga a la extracción de corriente cruzada.

#### d) EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A CONTRACORRIENTE CON RECIRCULACION EN EL EXTRACTO Y EN EL REFINADO.

Con el modelo no.3 se desarrollará un diagrama de flujo con tres etapas (Fig.4.15). Este modelo cuenta con el número de corrientes necesarias para desarrollar diferentes procesos incluyendo recirculaciones y bypass. Como puede verse en el diagrama en la etapa número uno se unen cinco corrientes que son la no. 1,4,5,7 y 10, en la etapa número dos se unen seis corrientes y en la etapa número tres se unen cinco corrientes, en el modelo no.3 únicamente se unen a la etapa cuatro corrientes que son la no. 1,4,7 y 10 por lo tanto el modelo no funciona.

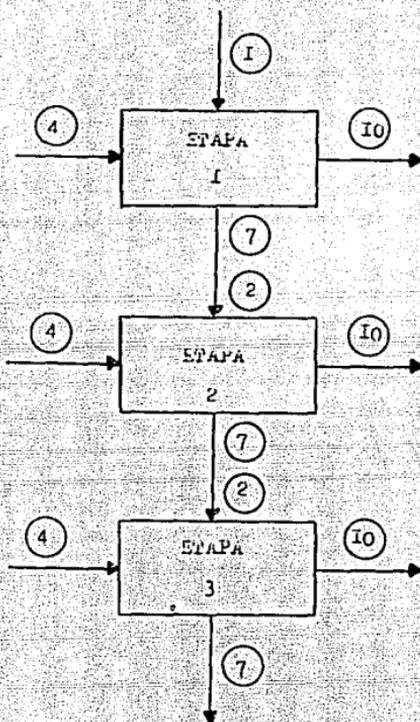


Fig. 4.14 EXTRACCIÓN A VARIAS ETAPAS A CORRIENTE CONTINUA.

U . N . A . M
FACULTAD DE QUÍMICA.
TESIS PROFESIONAL.
JOSE LUIS VENEGAS MARTÍNEZ.

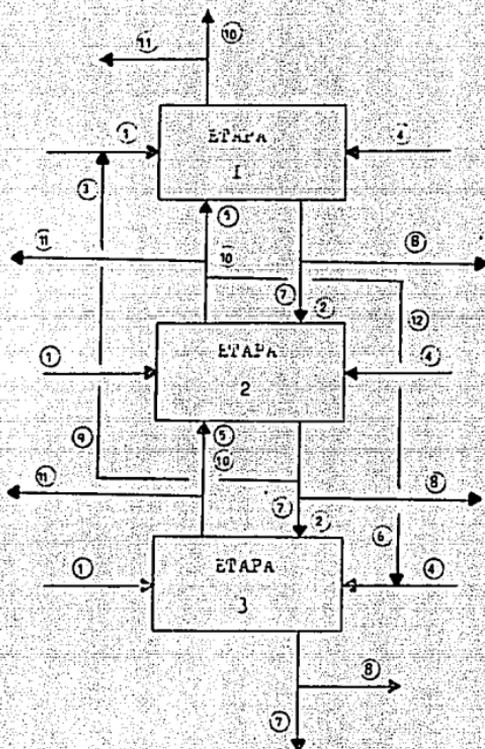


Fig. 4.15 EXTRACCIÓN EN VARIAS ETAPAS A CONTRACORRIENTE CON RECIRCULACIÓN DE EL EXTRACTO Y EN EL RESIDUO.

U . N . A . M

FACULTAD DE QUÍMICA.

TESIS PROFESIONAL.

JOSE LUIS VENEGAS MARTINEZ.

e) EXTRACCIÓN EN VARIAS ETAPAS A CONTINUIDAD CON BY-PASS EN EL EXTRACCIO Y EN EL REFINADO.

esta extracción pasa lo mismo que en el punto d) para el modelo no.3, el diagrama de flujo para este tipo de operación se muestra en la Fig. 4.16 . Como puede verse en el diagrama en la etapa número uno se unen cinco corrientes que son la no. 1,4,5,7 y 10, en la etapa número dos se unen seis corrientes y en la etapa número tres se unen cinco corrientes, en el modelo no.3 únicamente se unen a la etapa cuatro corrientes que son la no.1,4,7 y 10 por lo tanto el modelo no funciona.

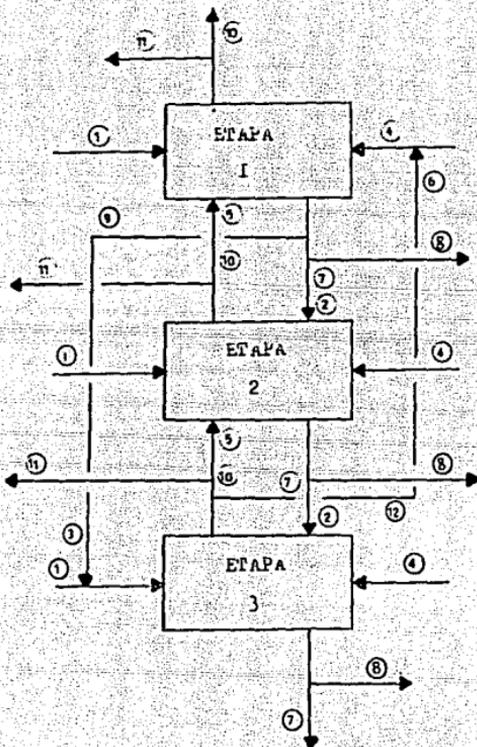


Fig 4.16 EXTRACCIÓN EN VARIAS ETAPAS A CONTRACORRIENTE  
CON BIRAS EN EL EXTRACTO Y EN EL RAFINADO.

U . N . A . M

FACULTAD DE QUIMICA.

TESIS PROFESIONAL.

JOSE LUIS VENEGAS MARTINEZ.

## IV.2.d MODELO FÍSICO No.4

Descripción de las corrientes. (Figura 4.17)

$$F_{i,j}$$

$$x_{i,j,k}$$

$F$  = flujo.

$x$  = Composición.

$i$  = Número de equipo ó etapa. (1,2,3,...n)

$j$  = Número de la corriente (1,2,3,4,5,6,7,  
8,9,10,11 y 12).

$k$  = Componentes del sistema ternario (1,2  
y 3).

$F_{i,1}$  = Mezcla binaria a separar (Corriente No.1)

$x_{i,1,k}$  = Composición de la mezcla binaria (Corriente No.1)

$F_{i,2}$  = Corriente del refinado (Corriente No.2)

$x_{i,2,k}$  = Composición de la corriente del refinado (Corriente  
No.2)

$F_{i,3}$  = Corriente del refinado para la recirculación ó bypass  
(Corriente No.3)

$x_{i,3,k}$  = Composición del refinado para la recirculación ó  
bypass (Corriente No.3)

$F_{i,4}$  = Disolvente (Corriente No.4)

$x_{i,4,k}$  = Composición del disolvente (Corriente No.4)

$F_{i,5}$  = Corriente del extracto (Corriente No.5)

$x_{i,5,k}$  = Composición de la corriente del extracto (Corriente No.5)

$F_{i,6}$  = Corriente del extracto para la recirculación o bypass (Corriente No.6)

$x_{i,6,k}$  = Composición del extracto para la recirculación ó bypass (Corriente No.6)

$F_{i,7}$  = Corriente del refinado (Corriente No.7)

$x_{i,7,k}$  = Composición de la corriente del refinado (Corriente No.7)

$F_{i,8}$  = Refinado, corriente lateral (Corriente No.8)

$x_{i,8,k}$  = Composición del refinado (Corriente No.8)

$F_{i,9}$  = Corriente del refinado para la recirculación o bypass (Corriente No.9)

$x_{i,9,k}$  = Composición del refinado para la recirculación ó bypass. (Corriente No.9)

$F_{i,10}$  = Corriente del extracto (Corriente No.10)

$x_{i,10,k}$  = Composición de la corriente del extracto (Corriente No.10)

$F_{i,11}$  = Extracto, corriente lateral (Corriente No.11)

$x_{i,11,k}$  = Composición del extracto (Corriente No.11)

$x_{i,I2}$  = Corriente del extracto para la recirculación ó bypass  
(Corriente No. I2)

$x_{i,I2,k}$  = Composición del extracto para la recirculación ó  
bypass (Corriente No. I2)

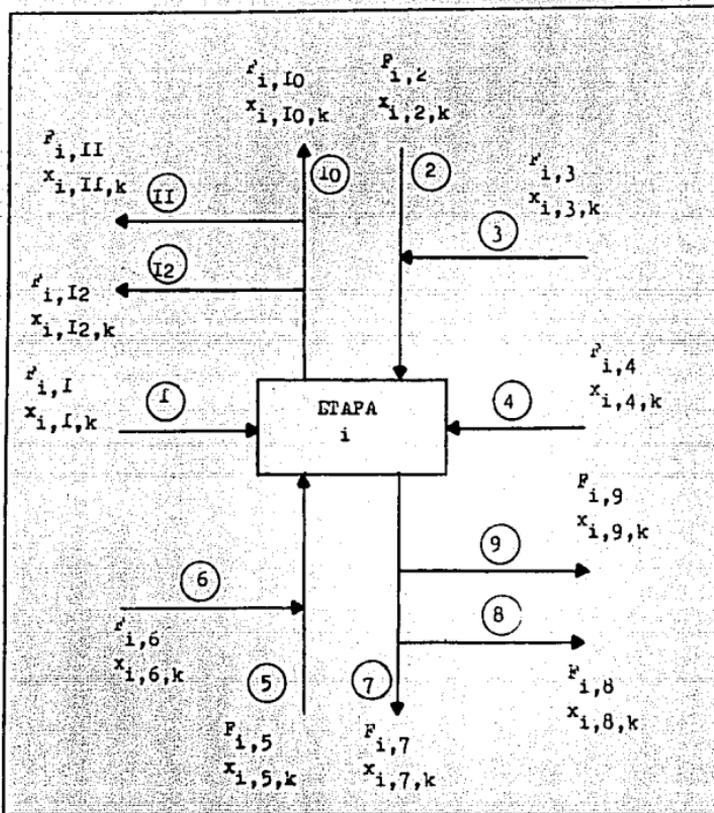


Fig. 4.17 MODELO FISIQU No.4

Corrientes para el  
reflujo.

7, 8 y 9

Corrientes para el  
extracción.

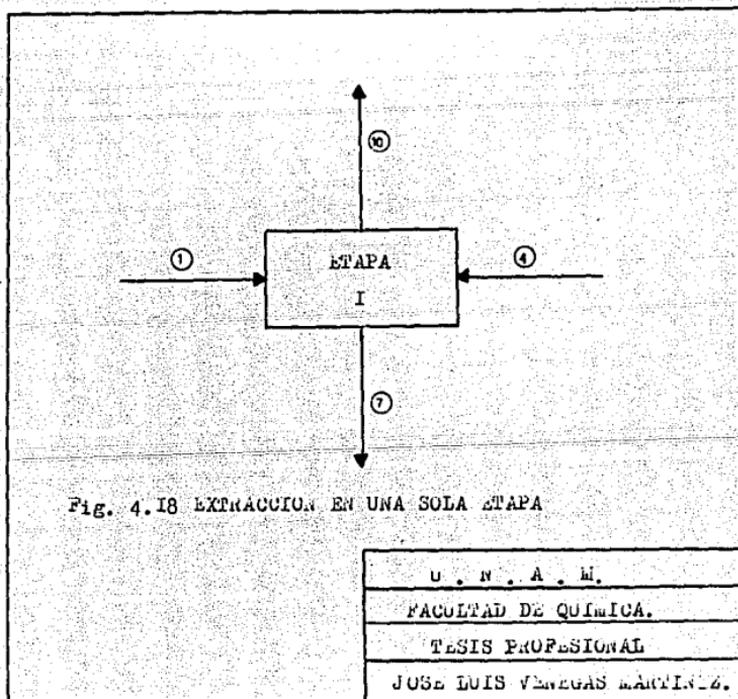
10, 11 y 12

U. N. A. M.
FACULTAD DE QUIMICA.
TESIS PROFESIONAL
JOSE LUIS VENEGAS MARTINEZ.

REPRESENTACION DE PROCESOS CON EL MODELO FISICO No.4

a) EXTRACCION EN UNA SOLA ETAPA.

El proceso de extracción se puede representar con el Modelo No.4, implica el uso de una sola etapa, en que la solución que ha de dividirse en sus componentes y el disolvente de extracción se ponen en contacto una vez y se separan las fases de extracto y refinado. La operación puede ser por lotes o continua (Figura 4.I8) no incluyendo las corrientes No. 2,3,5,6,3,9,II y I2.



b) **EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A CORRIENTE CRUZADA.**

Puede ser por lotes o continua, y es una extensión del contacto único, en que el refinado se pone en contacto repetidamente con el disolvente de extracción nuevo (Figura 4.19), en la etapa número uno se indica la mezcla binaria a separar (Corriente No.1) el refinado (Corriente No.7 y No.2) se ponen en contacto repetidamente con el disolvente (Corriente No.4) obteniendo así el extracto (Corriente No.10) en cada una de las etapas.

c) **EXTRACCION DIFERENCIAL**

Se trata de una operación por lotes, en que se pone en contacto una cantidad dada de solución primitiva con porciones diferenciales del disolvente de extracción, y se separan porciones diferenciales del extracto a medida que se forma (Fig 4.4). Su representación física es el resultado límite del aumento del número de etapas de una extracción en corriente transversal (Corriente cruzada) ver figura 4.19.

d) **EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A CONTRACORRIENTE CON RE-CIRCULACION EN EL EXTRACTO Y EN EL REFINADO.**

Descripción del flujo a contracorriente.

Con el modelo No.4 se mostrará un ejemplo para su aplicación en la extracción líquido-líquido mediante un diagrama de flujo con tres etapas (Fig 4.20). En las etapas número uno, dos y tres se alimenta la mezcla binaria a separar (Corriente No.1) y el disolvente corriente No.4. El contacto de dos fases diferentes no miscibles permite que el soluto se recupere con el disolvente (Corriente No.10), con las corrientes No.5 y No.10 del extracto se unen las etapas para conti-

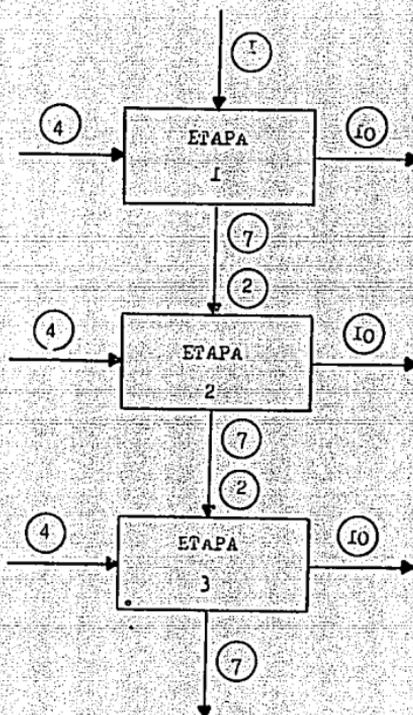


Fig. 4.19 EXTRACCIÓN EN VARIAS ETAPAS A CORRIENTE  
CRUZADA.

U . N . A . M
FACULTAD DE QUÍMICA.
TESIS PROFESIONAL.
JOSE LUIS VENEGAS MARTINEZ.

nuar la operación, de esta unión se saca una corriente no. 11 corriente lateral del extracto y el diluyente se separa en la corriente no.7, con las corrientes no.2 y no.7 del refinado se unen las etapas para continuar la operación, de esta unión se saca una corriente no.3 corriente lateral del refinado.

Descripción de la recirculación en el refinado y en el extracto.

Para realizar una recirculación en el refinado se unen las corrientes no.3 de la primera etapa y la corriente no.9 de la segunda etapa, también se puede realizar la recirculación en etapas intermedias ya que la corriente no.3 no se fija como una corriente de equilibrio.

Para realizar una recirculación en el extracto se unen las corrientes no.6 de la tercera etapa y la corriente no.12 de la segunda etapa, también se puede realizar la recirculación en etapas intermedias ya que la corriente no.6 no se fija como una corriente de equilibrio.

c) EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A CONTRACORRIENTE CON BY-PASS EN EL EXTRACTO Y EN EL REFINADO.

La descripción del flujo a contracorriente es el mismo que está descrito en el punto (a) para el modelo no.4

Descripción del bypass en el refinado y en el extracto. (Fig 4.21)

Para realizar un bypass en el refinado se unen las corrientes no.9 de la primera etapa y la corriente no.3 de la

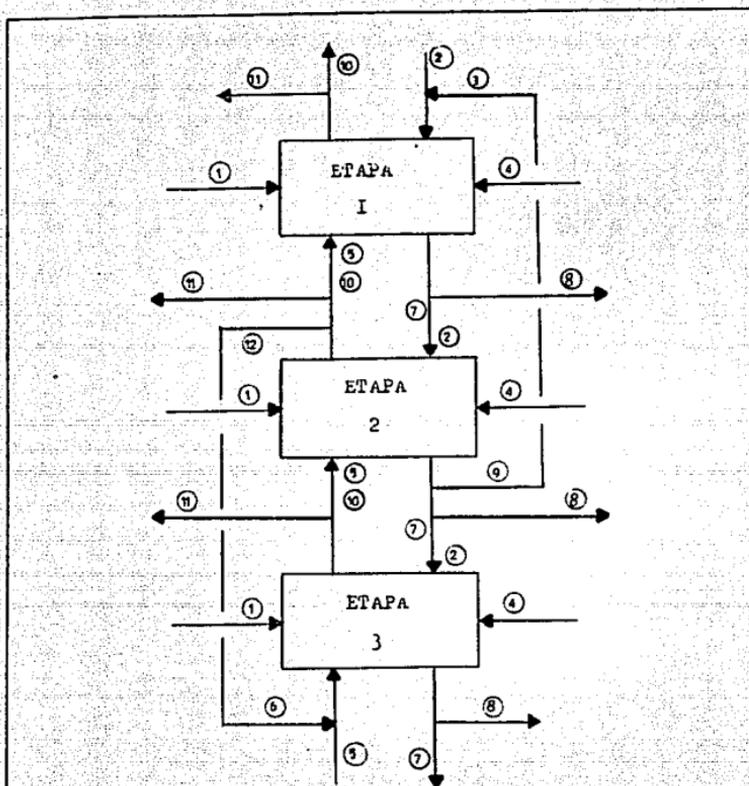


Fig 4.20 EXTRACCIÓN EN VARIAS ETAPAS A CONTRACORRIENTE CON RECIRCULACIÓN EN EL EXTRACTO Y EN EL REFINADO.

U . N . A . M
FACULTAD DE QUIMICA.
TESIS PROFESIONAL.
JOSE LUIS VENEGAS MARTINEZ.

tercera etapa, la corriente no.3 no se fija como una corriente de equilibrio.

Para realizar un bypass en el extracto se unen las corrientes no.12 de la tercera etapa y la corriente no.3 de la primera etapa, la corriente no.6 no se fija como una corriente de equilibrio.

f) Otro diagrama.

En la figura 4.22 se muestra una extracción en varias etapas a contracorriente con doble recirculación en el refinado, la corriente no.9 de la segunda etapa se une con la corriente no.3 de la primera etapa y la corriente no.3 de la tercera etapa se une con la corriente no.3 de la segunda etapa.

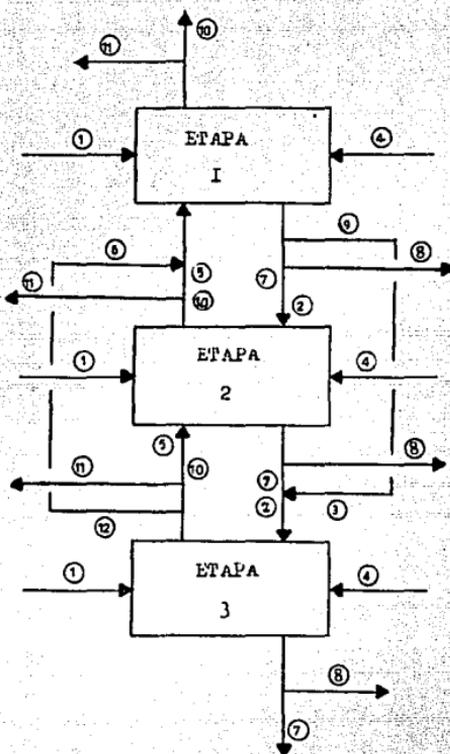


Fig. 4.21 EXTRACCIÓN EN VARIAS ETAPAS A CONTRACORRIENTE CON BYPASS EN EL EXTRACTO Y EN EL REFINADO.

U . N . A . M

FACULTAD DE QUÍMICA.

TESIS PROFESIONAL.

JOSE LUIS VENEGAS MARTINEZ.

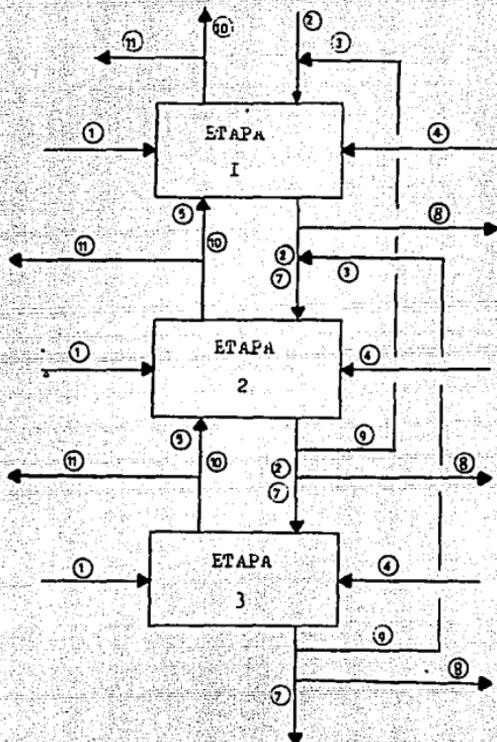


Fig. 4.22 EXTRACCION EN VARIAS ETAPAS A CONTRA-CORRIENTE CON DOBLE RECIRCULACION EN EL REFINADO.

U . N . A . M
FACULTAD DE QUIMICA.
TESIS PROFESIONAL.
JOSE LUIS VENEGAS MARTINEZ.

#### 4.2.e ANÁLISIS Y RESULTADOS DE LOS MODELOS FÍSICOS.

En la tabla 4.1 se indican los diferentes diagramas de flujo que se obtienen en cada uno de los modelos físicos.

##### a) MODELO FÍSICO No.1

El modelo físico cuenta con ocho corrientes por etapa para poder desarrollar los diferentes diagramas de flujo, con este modelo no se puede representar diagramas con recirculación y bypass, para esto se necesitan más corrientes.

##### b) MODELO FÍSICO No.2

Se planteó un segundo modelo físico con diez corrientes para cada una de las etapas que se represente. Este modelo tiene limitaciones para los diagramas del punto (d) ya que no se puede realizar recirculaciones en etapas intermedias tanto en el extracto como en el refinado, debido a que las corrientes No.3 y No.4 se fijaron como corrientes de equilibrio, en el punto (e) sucede el mismo caso no se puede realizar el bypass en etapas intermedias, las corrientes No.3 y No.4 se han fijado como corrientes de equilibrio, para esto se tendrá que plantear un modelo físico No.3 con dos corrientes más.

##### c) MODELO FÍSICO No.3

Se planteó un tercer modelo físico al cual se le aumentó dos corrientes más para tener un total de doce corrientes, de esta manera sí se puede representar el bypass y la recirculación con las corrientes No.3 y No.9 para el refinado y con las corrientes No.6 y No.12 para el extracto, se tiene la siguiente limitación para representar los diagramas de flujo del punto (d) y (e), al modelo físico se le tiene que hacer

DIAGRAMA DE FLUJO	MODELOS FISICOS.			
	No.1	No.2	No.3	No.4
1. Extracción en una sola etapa	Sí se obtiene	Sí se obtiene	Sí se obtiene	Sí se obtiene
2. Extracción en varias etapas a corriente cruzada.	" "	" "	" "	" "
3. Extracción diferencial.	" "	" "	" "	" "
4. Extracción en varias etapas a contracorriente.	" "	No se obtiene (ver nota 1)	No se obtiene (ver nota 1)	Sí se obtiene (ver nota 1)
5. Extracción en varias etapas a contracorriente con recirculación en el extracto y en el refinado.	No se obtiene	" "	" "	" "
6. Extracción en varias etapas a contracorriente con bypass en el extracto y en el refinado.	" "	" "	" "	" "
7. Otros diagramas.	" "	" "	" "	" " (ver nota 2)

Nota 1. El diagrama de flujo para la extracción en varias etapas a contracorriente se aplico junto con la recirculación y los bypass.

Nota 2. Se seleccionó como ejemplo la extracción a contracorriente con doble recirculación en el refinado. El modelo físico No.4 es el único que se adapta a todos los casos.

una modificación como es en el número de corrientes unidas a la etapa o sea aumentar el número de corrientes como se indica en las hojas 52 y 55, este modelo físico no funciona en su totalidad.

d) MODELO F.F.F. No.4

Representación de los procesos de extracción en fase líquida con el modelo físico No.4, se disponen de doce corrientes por etapa. El modelo No.4 se aplica directamente para el desarrollo de diagramas de flujo de proceso tanto para lotes como continuo, no hay necesidad de hacer una modificación al modelo para hacer conexiones de corrientes con la etapa como sucede con el modelo No.2 y No.3, también se dispone de corrientes laterales para el extracto y para el refinado en cada una de las etapas, con este modelo sí se puede representar diagramas con más de una recirculación y con más de un bypass tanto en el extracto como en el refinado incluyendo en etapas intermedias, por lo tanto el modelo físico No.4 sí cumple con todo lo indicado con el punto IV.2 obteniendo así una etapa generalizada de extracción líquido-líquido. a partir de este modelo físico se planteará el modelo matemático para desarrollar un sistema computacional generalizado.

## CAPITULO V

## FORMULACION DEL MODELO MATEMATICO DEL SISTEMA DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO

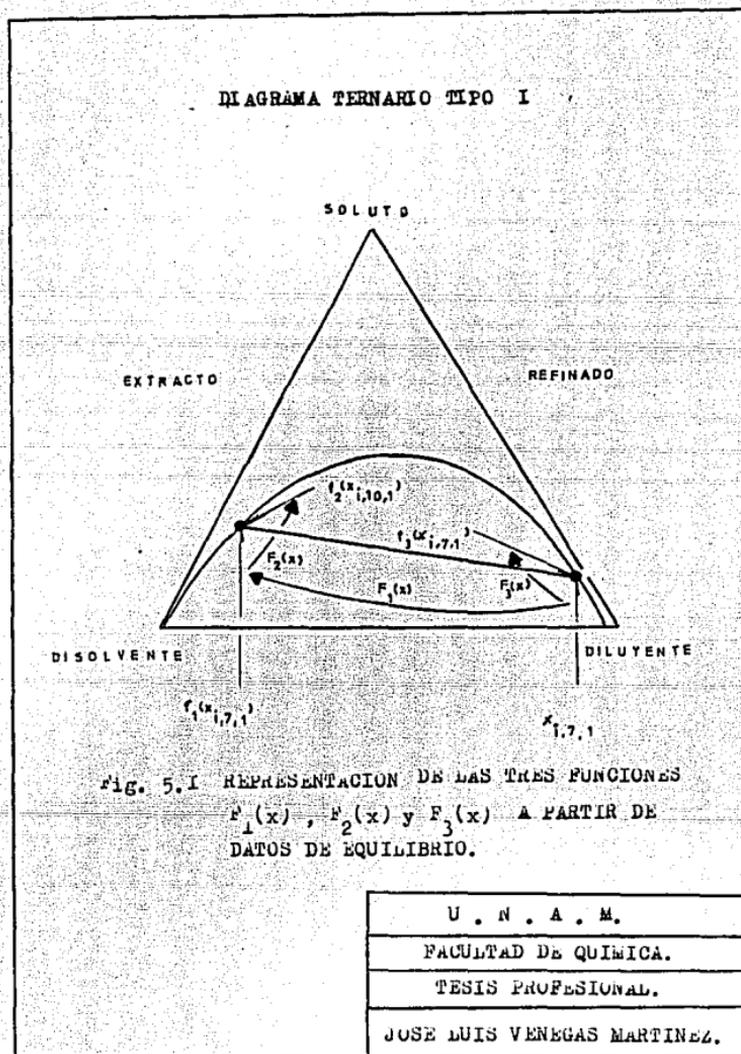
En el capítulo IV se propusieron y se analizaron diferentes modelos físicos, el modelo No.4 es el que representa a todos los diagramas de flujo que se propusieron y los resultados se muestran en la tabla 4.1, para este modelo físico se formulará un modelo matemático y se presentará el desarrollo que se siguió hasta llegar a las ecuaciones que resumen el balance de materia y las ecuaciones de equilibrio para un sistema ternario.

## V.1 EQUILIBRIO DE FASES

Para la representación del equilibrio de fases se necesitan tres funciones que deberán obtenerse a partir de datos de equilibrio del sistema ternario que se este analizando, se recomienda aplicar la técnica de mínimos cuadrados y con esto la función  $f_1$  para el equilibrio quedará estructurado.

## V.1.2 DESCRIPCION DE LAS VARIABLES DE LA FIGURA 5.1 Y DE LA FIGURA 5.2

$x_{1,7,1}$  representa la fracción masa del soluto en el refinado,  $f_1(x_{1,7,1})$  representa la fracción masa del soluto en el extracto,  $f_2(x_{1,10,1})$  representa la fracción masa del disolvente en el extracto y  $f_3(x_{1,7,1})$  representa la fracción masa del diluyente en el refinado.





V.2 REPRESENTACION DE CADA UNO DE LOS COMPONENTES DE ACUERDO  
A LA DESCRIPCION DE LAS FUNCIONES

CORRIENTE No.1

Componente:

Soluto  $x_{1,1,1}$

Diluyente  $x_{1,1,2}$

Disolvente  $x_{1,1,3}$

CORRIENTE No.2

Componente:

Soluto  $x_{1,2,1} = x_{1-1,7,1}$

Diluyente  $x_{1,2,2} = f_3(x_{1,7,1})$

Disolvente  $x_{1,2,3} = f_2(x_{1-1,10,1})$

CORRIENTE No.3

Componente:

Soluto  $x_{1,3,1} = x_{1-1,7,1}$

Diluyente  $x_{1,3,2} = f_3(x_{1,7,1})$

Disolvente  $x_{1,3,3} = f_2(x_{1-1,10,1})$

CORRIENTE No.4

Componente:

Soluto  $x_{1,4,1}$

Diluyente  $x_{1,4,2}$

Disolvente  $x_{1,4,3}$

## CORRIENTE No.5

Componente:

$$\text{Soluto } x_{i,5,1} = 1 - f_3(x_{i+1,7,1}) - f_2(x_{i+1,10,1})$$

$$\text{Diluyente } x_{i,5,2} = f_3(x_{i+1,7,1})$$

$$\text{Disolvente } x_{i,5,3} = f_2(x_{i,10,1})$$

## CORRIENTE No.6

Componente:

$$\text{Soluto } x_{i,6,1} = 1 - f_3(x_{i+1,7,1}) - f_2(x_{i+1,10,1})$$

$$\text{Diluyente } x_{i,6,2} = f_3(x_{i+1,7,1})$$

$$\text{Disolvente } x_{i,6,3} = f_2(x_{i,10,1})$$

## CORRIENTE No.7

Componente:

$$\text{Soluto } x_{i,7,1} = 1 - f_3(x_{i,7,1}) - f_2(x_{i,10,1})_R$$

$$\text{Diluyente } x_{i,7,2} = f_3(x_{i,7,1})$$

$$\text{Disolvente } x_{i,7,3} = f_2(x_{i,10,1})_R$$

## CORRIENTE NO.8

Componente:

$$\text{Soluto } x_{i,8,1} = 1 - f_3(x_{i,7,1}) - f_2(x_{i,10,1})_R$$

$$\text{Diluyente } x_{i,8,2} = f_3(x_{i,7,1})$$

$$\text{Disolvente } x_{i,8,3} = f_2(x_{i,10,1})_R$$

## CORRIENTE No.9

Componente:

$$\text{Soluto } x_{1,9,1} = 1 - f_3(x_{1,7,1}) - f_2(x_{1,10,1})_R$$

$$\text{Diluyente } x_{1,9,2} = f_3(x_{1,7,1})$$

$$\text{Disolvente } x_{1,9,3} = f_2(x_{1,10,1})_R$$

## CORRIENTE No.10

Componente:

$$\text{Soluto } x_{1,10,1} = 1 - f_3(x_{1,7,1})_E - f_2(x_{1,10,1})$$

$$\text{Diluyente } x_{1,10,2} = f_3(x_{1,7,1})_E$$

$$\text{Disolvente } x_{1,10,3} = f_2(x_{1,10,1})$$

## CORRIENTE No.11

Componente:

$$\text{Soluto } x_{1,11,1} = 1 - f_3(x_{1,7,1})_E - f_2(x_{1,10,1})$$

$$\text{Diluyente } x_{1,11,2} = f_3(x_{1,7,1})_E$$

$$\text{Disolvente } x_{1,11,3} = f_2(x_{1,10,1})$$

## CORRIENTE No.12

Componente:

$$\text{Soluto } x_{1,12,1} = 1 - f_3(x_{1,7,1})_E - f_2(x_{1,10,1})$$

$$\text{Diluyente } x_{1,12,2} = f_3(x_{1,7,1})_E$$

$$\text{Disolvente } x_{1,12,3} = f_3(x_{1,10,1})$$

## V.3 MODELO MATEMATICO

## V.3.1 BALANCE DE MATERIA

Se tiene que el balance de materia está representado por la siguiente expresión.

$$\text{ENTRADA} + \text{GENERACION} = \text{SALIDA} + \text{ACUMULACION} \quad (5.1)$$

Se considerará que el proceso se lleva a cabo a régimen estacionario, por lo tanto tenemos que:

$$\text{acumulación} = 0$$

También es considerado el sistema sin reacción química, por lo tanto:

$$\text{Generación} = 0$$

Por lo que la ecuación 5.1 nos queda de la siguiente forma:

$$\text{Entrada} = \text{Salida}$$

## BALANCE TOTAL DE COMPONENTES

Etapa de extracción número 1

Para el soluto se tiene la siguiente expresión (componente 1)

$$\begin{aligned} F_{1,1}x_{1,1,1} + F_{1,2}x_{1,2,1} + F_{1,3}x_{1,3,1} + F_{1,4}x_{1,4,1} + \\ F_{1,5}x_{1,5,1} + F_{1,6}x_{1,6,1} = F_{1,7}x_{1,7,1} + F_{1,8}x_{1,8,1} + \\ F_{1,9}x_{1,9,1} + F_{1,10}x_{1,10,1} + F_{1,11}x_{1,11,1} + F_{1,12}x_{1,12,1} \quad (5.2) \end{aligned}$$

Para el diluyente se tiene la siguiente expresión (componente 2)

$$\begin{aligned} F_{1,1}x_{1,1,2} + F_{1,2}x_{1,2,2} + F_{1,3}x_{1,3,2} + F_{1,4}x_{1,4,2} + \\ F_{1,5}x_{1,5,2} + F_{1,6}x_{1,6,2} = F_{1,7}x_{1,7,2} + F_{1,8}x_{1,8,2} + \end{aligned}$$

$$F_{1,9}^x x_{1,9,2} + F_{1,10}^x x_{1,10,2} + F_{1,11}^x x_{1,11,2} + F_{1,12}^x x_{1,12,2} \quad (5.3)$$

Para el disolvente se tiene la siguiente expresión (componente 3)

$$\begin{aligned} &F_{1,1}^x x_{1,1,3} + F_{1,2}^x x_{1,2,3} + F_{1,3}^x x_{1,3,3} + F_{1,4}^x x_{1,4,3} + \\ &F_{1,5}^x x_{1,5,3} + F_{1,6}^x x_{1,6,3} = F_{1,7}^x x_{1,7,3} + F_{1,8}^x x_{1,8,3} + \\ &F_{1,9}^x x_{1,9,3} + F_{1,10}^x x_{1,10,3} + F_{1,11}^x x_{1,11,3} + F_{1,12}^x x_{1,12,3} \quad (5.4) \end{aligned}$$

Etapa de extracción número 2

Para el soluto se tiene la siguiente expresión (componente 1)

$$\begin{aligned} &F_{2,1}^x x_{2,1,1} + F_{2,2}^x x_{2,2,1} + F_{2,3}^x x_{2,3,1} + F_{2,4}^x x_{2,4,1} + \\ &F_{2,5}^x x_{2,5,1} + F_{2,6}^x x_{2,6,1} = F_{2,7}^x x_{2,7,1} + F_{2,8}^x x_{2,8,1} + \\ &F_{2,9}^x x_{2,9,1} + F_{2,10}^x x_{2,10,1} + F_{2,11}^x x_{2,11,1} + F_{2,12}^x x_{2,12,1} \quad (5.5) \end{aligned}$$

Para el diluyente se tiene la siguiente expresión (componente 2)

$$\begin{aligned} &F_{2,1}^x x_{2,1,2} + F_{2,2}^x x_{2,2,2} + F_{2,3}^x x_{2,3,2} + F_{2,4}^x x_{2,4,2} + \\ &F_{2,5}^x x_{2,5,2} + F_{2,6}^x x_{2,6,2} = F_{2,7}^x x_{2,7,2} + F_{2,8}^x x_{2,8,2} + \\ &F_{2,9}^x x_{2,9,2} + F_{2,10}^x x_{2,10,2} + F_{2,11}^x x_{2,11,2} + F_{2,12}^x x_{2,12,2} \quad (5.6) \end{aligned}$$

Para el disolvente se tiene la siguiente expresión (componente 3)

$$\begin{aligned} &F_{2,1}^x x_{2,1,3} + F_{2,2}^x x_{2,2,3} + F_{2,3}^x x_{2,3,3} + F_{2,4}^x x_{2,4,3} + \\ &F_{2,5}^x x_{2,5,3} + F_{2,6}^x x_{2,6,3} = F_{2,7}^x x_{2,7,3} + F_{2,8}^x x_{2,8,3} + \\ &F_{2,9}^x x_{2,9,3} + F_{2,10}^x x_{2,10,3} + F_{2,11}^x x_{2,11,3} + F_{2,12}^x x_{2,12,3} \quad (5.7) \end{aligned}$$

## Etapa de extracción 1

Para el soluto se tiene la siguiente expresión (componente 1)

$$\begin{aligned} F_{1,1}^x x_{1,1,1} + F_{1,2}^x x_{1,2,1} + F_{1,3}^x x_{1,3,1} + F_{1,4}^x x_{1,4,1} + \\ F_{1,5}^x x_{1,5,1} + F_{1,6}^x x_{1,6,1} = F_{1,7}^x x_{1,7,1} + F_{1,8}^x x_{1,8,1} + \\ F_{1,9}^x x_{1,9,1} + F_{1,10}^x x_{1,10,1} + F_{1,11}^x x_{1,11,1} + F_{1,12}^x x_{1,12,1} \end{aligned} \quad (5.8)$$

Para el diluyente se tiene la siguiente expresión (componente 2)

$$\begin{aligned} F_{1,1}^x x_{1,1,2} + F_{1,2}^x x_{1,2,2} + F_{1,3}^x x_{1,3,2} + F_{1,4}^x x_{1,4,2} + \\ F_{1,5}^x x_{1,5,2} + F_{1,6}^x x_{1,6,2} = F_{1,7}^x x_{1,7,2} + F_{1,8}^x x_{1,8,2} + \\ F_{1,9}^x x_{1,9,2} + F_{1,10}^x x_{1,10,2} + F_{1,11}^x x_{1,11,2} + F_{1,12}^x x_{1,12,2} \end{aligned} \quad (5.9)$$

Para el disolvente se tiene la siguiente expresión (componente 3)

$$\begin{aligned} F_{1,1}^x x_{1,1,3} + F_{1,2}^x x_{1,2,3} + F_{1,3}^x x_{1,3,3} + F_{1,4}^x x_{1,4,3} + \\ F_{1,5}^x x_{1,5,3} + F_{1,6}^x x_{1,6,3} = F_{1,7}^x x_{1,7,3} + F_{1,8}^x x_{1,8,3} + \\ F_{1,9}^x x_{1,9,3} + F_{1,10}^x x_{1,10,3} + F_{1,11}^x x_{1,11,3} + F_{1,12}^x x_{1,12,3} \end{aligned} \quad (5.10)$$

## V.3.2 EQUILIBRIO FÍSICO

A continuación se desarrollarán las ecuaciones del equilibrio físico que definen un sistema ternario. El sistema ternario es definido por tres funciones polinomiales que aplican para los diagramas del tipo I, para los diagramas del tipo II y para los diagramas del tipo solutrópico. Estas funciones polinomiales estará representada por el siguiente modelo y con aplicación de la técnica de mínimos cuadrados.

etapa de extracción número 1

$$r_1(x) = A_0 + A_1(x_{1,7,1}) + A_2(x_{1,7,1})^2 + \dots + A_n(x_{1,7,1})^n - x_{1,10,1} \quad (5.12)$$

$$r_2(x) = A_0 + A_1(x_{1,10,1}) + A_2(x_{1,10,1})^2 + \dots + A_n(x_{1,10,1})^n - x_{1,10,3} \quad (5.13)$$

$$r_3(x) = A_0 + A_1(x_{1,7,1}) + A_2(x_{1,7,1})^2 + \dots + A_n(x_{1,7,1})^n - x_{1,7,2} \quad (5.14)$$

etapa de extracción número 2

$$r_1(x) = A_0 + A_1(x_{2,7,1}) + A_2(x_{2,7,1})^2 + \dots + A_n(x_{2,7,1})^n - x_{2,10,1} \quad (5.15)$$

$$r_2(x) = A_0 + A_1(x_{2,10,1}) + A_2(x_{2,10,1})^2 + \dots + A_n(x_{2,10,1})^n - x_{2,10,3} \quad (5.16)$$

$$r_3(x) = A_0 + A_1(x_{2,7,1}) + A_2(x_{2,7,1})^2 + \dots + A_n(x_{2,7,1})^n - x_{2,7,2} \quad (5.17)$$

etapa de extracción 1

$$r_1(x) = A_0 + A_1(x_{1,7,1}) + A_2(x_{1,7,1})^2 + \dots + A_n(x_{1,7,1})^n - x_{1,10,1} \quad (5.18)$$

$$f_2(x) = A_0 + A_1(x_{1,10,1}) + A_2(x_{1,10,1})^2 + \dots + A_n(x_{1,10,1})^n - x_{1,10,3} \quad (5.19)$$

$$f_3(x) = A_0'' + A_1''(x_{1,7,1}) + A_2''(x_{1,7,1})^2 + \dots + A_n''(x_{1,10,1})^n - x_{1,7,2} \quad (5.20)$$

Se tiene la definición de los siguientes términos de las funciones 18,19 y 20

$$x_{1,7,1} = I - f_3(x_{1,7,1}) - f_2(x_{1,10,1})_R \quad (5.21)$$

$$x_{1,10,1} = I - f_3(x_{1,7,1})_L - f_2(x_{1,10,1}) \quad (5.22)$$

$$x_{1,10,3} = f_2(x_{1,10,1}) \quad (5.23)$$

$$x_{1,7,2} = f_3(x_{1,7,1}) \quad (5.24)$$

Sustituyendo las expresiones 21,22,23 y 24 en las funciones 18,19 y 20 obtenemos las siguientes expresiones para una etapa de extracción 1.

$$f_1(x) = A_0 + A_1(I - f_3(x_{1,7,1}) - f_2(x_{1,10,1})_R) + A_2(I - f_3(x_{1,7,1}) - f_2(x_{1,10,1})_R)^2 + \dots + A_n(I - f_3(x_{1,7,1}) - f_2(x_{1,10,1})_R)^n - (I - f_3(x_{1,7,1})_L - f_2(x_{1,10,1})) \quad (5.25)$$

$$f_2(x) = A_0 + A_1(I - f_3(x_{1,7,1})_L - f_2(x_{1,10,1})) + A_2(I - f_3(x_{1,7,1})_L - f_2(x_{1,10,1}))^2 + \dots + A_n(I - f_3(x_{1,7,1})_L - f_2(x_{1,10,1}))^n$$

$$)b - f_2(x_{1,10,I})^n - f_2(x_{1,10,I}) \quad (5.26)$$

$$\begin{aligned} f_3(x) = & A_0^n + A_1^n(1 - f_3(x_{1,7,I}) - f_2(x_{1,10,I})_R) + A_2(I - f_3 \\ & (x_{1,7,I}) - f_2(x_{1,10,I})_R)^2 + \dots \dots \dots A_n^n(1 - f_3(x_{1,7,} \\ & I) - f_2(x_{1,10,I})_R)^n - f_3(x_{1,7,I}) \end{aligned} \quad (5.27)$$

Reordenando e igualando a cero las ecuaciones 8,9 y 10 nos queda las siguientes expresiones.

$$\begin{aligned} 0 = & f_{1,1}x_{1,1,1} + f_{1,2}x_{1,2,1} + f_{1,3}x_{1,3,1} + f_{1,4}x_{1,4,1} + \\ & f_{1,5}x_{1,5,1} + f_{1,6}x_{1,6,1} - f_{1,7}x_{1,7,1} - f_{1,8}x_{1,8,1} - \\ & f_{1,9}x_{1,9,1} + f_{1,10}x_{1,10,1} - f_{1,11}x_{1,11,1} - f_{1,12}x_{1,12,1} \end{aligned} \quad (5.28)$$

$$\begin{aligned} 0 = & f_{1,1}x_{1,1,2} + f_{1,2}x_{1,2,2} + f_{1,3}x_{1,3,2} + f_{1,4}x_{1,4,2} + \\ & f_{1,5}x_{1,5,2} + f_{1,6}x_{1,6,2} - f_{1,7}x_{1,7,2} - f_{1,8}x_{1,8,2} - \\ & f_{1,9}x_{1,9,2} - f_{1,10}x_{1,10,2} - f_{1,11}x_{1,11,2} - f_{1,12}x_{1,12,2} \end{aligned} \quad (5.29)$$

$$\begin{aligned} 0 = & f_{1,1}x_{1,1,3} + f_{1,2}x_{1,2,3} + f_{1,3}x_{1,3,3} + f_{1,4}x_{1,4,3} + \\ & f_{1,5}x_{1,5,3} + f_{1,6}x_{1,6,3} - f_{1,7}x_{1,7,3} - f_{1,8}x_{1,8,3} - \\ & f_{1,9}x_{1,9,3} - f_{1,10}x_{1,10,3} - f_{1,11}x_{1,11,3} - f_{1,12}x_{1,12,3} \end{aligned} \quad (5.30)$$

Para una etapa de extracción  $i$  se tienen las expresiones 25, 26, 27, 28, 29 y 30 teniendo una solución de un sistema simultáneo de  $n$  ecuaciones con  $n$  incógnitas y la técnica a aplicar será mediante eliminación Gaussiana.

El siguiente modelo representa un sistema de  $n$  ecuaciones con  $n$  incógnitas.

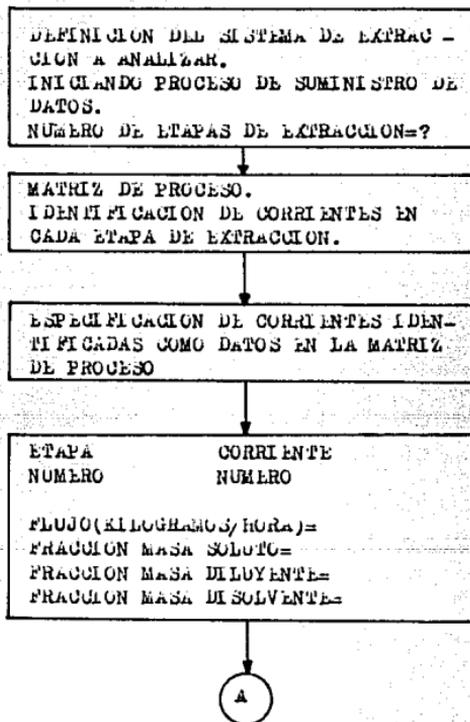
$$\begin{aligned}
 b_{11}x_1 + b_{12}x_2 + \dots + b_{1n}x_n &= u_1 \\
 b_{21}x_1 + b_{22}x_2 + \dots + b_{2n}x_n &= u_2 \\
 \cdot & \cdot \\
 \cdot & \cdot \\
 \cdot & \cdot \\
 b_{n1}x_1 + b_{n2}x_2 + \dots + b_{nn}x_n &= u_n
 \end{aligned} \tag{5.31}$$

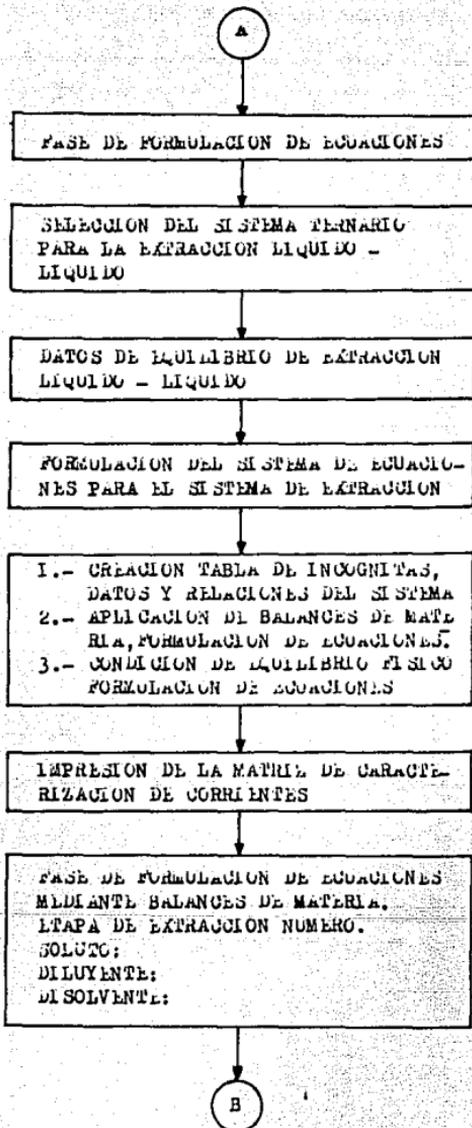
## CAPITULO VI

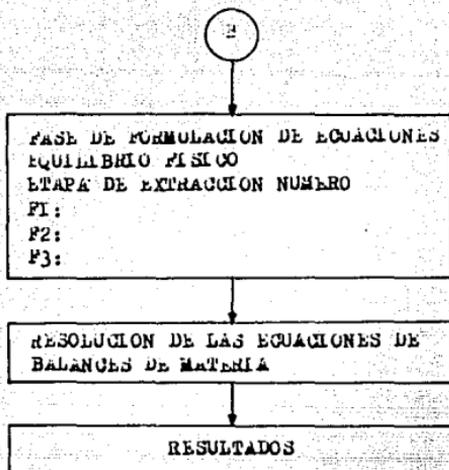
## SISTEMA DE CALCULO

## VI.1. DIAGRAMA DE FLUJO

En el presente trabajo se elaboró una serie de programas de computadora como resultado del análisis del modelo físico número 4 y del modelo matemático y para esto se mostrará un diagrama de flujo en la cual se indica la secuencia de cálculo por medio de bloques.







Se utilizó una computadora Apple II y los programas están en lenguaje BASIC. El programa de computadora está formado por tres partes que son EXTRAC1, EXTRAC2 y EXTRAC3. Se inicia con el EXTRAC1 en donde se define el sistema de extracción a analizar, se define la matriz de proceso, la especificación de datos y la selección del sistema ternario para la extracción líquido - líquido. Después continúa con el EXTRAC2, en esta parte se lleva a cabo la formulación del sistema de ecuaciones de balances de materia y la formulación del equilibrio físico. Por último en el EXTRAC3 se lleva a cabo la resolución de las ecuaciones de balance de materia y del equilibrio físico y obteniendo así los resultados de flujos y composiciones de las corrientes de todo el sistema.

## CAPITULO VII

## APLICACION DEL SISTEMA

Se indicará la aplicación del sistema para los diagramas ternarios del tipo I, del tipo II y del tipo solutrópico para lo cual se presenta la tabla 7.1 con quince diagramas ternarios identificados con un número de catálogo, en las siguientes columnas se indica el soluto, el diluyente y el disolvente, para cada grupo ternario se tiene una curva de distribución que puede ser del tipo I, del tipo II y del tipo solutrópico con su temperatura de equilibrio correspondiente del sistema. Esta tabla también aparece en la pantalla de la computadora en donde se escoge el sistema ternario a utilizar, los datos almacenados de la tabla 7.1 se encuentran en un archivo llamado EQUILIBRIO que puede ser ampliado con más sistemas ternarios para su aplicación. Los datos de equilibrio de solubilidad se obtuvieron a partir de artículos de Ingeniería y de libros en donde se encuentran reportados estos datos.

a continuación se explicará el uso que se le dió a los datos de equilibrio reportados en la bibliografía para la obtención de la formulación de ecuaciones de equilibrio: Se explicará en forma general el uso de los datos para los cinco sistemas de equilibrio.

- a.- En la primera tabla de cada sistema se tienen los datos de solubilidad mutua y estos datos son obtenidos de bibliografía la cual se indica por medio de un catálogo que coincidirá con el de la tabla 7.1

- b.- En la tabla número dos se indica el equilibrio de las líneas de unión del extracto.
- c.- En la tabla número tres se indica el equilibrio de las líneas de unión de la fase refinado.
- d.- En la tabla número cuatro se tienen los datos de distribución de las fases para obtener el modelo matemático de la ecuación  $F(I)$  mediante mínimos cuadrados. Para esto se dispuso de un paquete de programas de computadora y se tienen las siguientes instrucciones para el programa de mínimos cuadrados.

NUMERO DE OPCION DEL MODELO MATEMATICO=(Se seleccionó el número 2)  
 NUMERO DE VARIABLES INDEPENDIENTES ALIMENTADAS COMO DATOS = (1)  
 SE AÑADE OTRAS VARIABLES INDEPENDIENTES (NO)  
 NOMBRE DE LA VARIABLE DEPENDIENTE  
 NOMBRE DE LA VARIABLE INDEPENDIENTE  
 OPCION DE VARIABLE DEPENDIENTE = (1)  
 OPCION DE VARIABLE INDEPENDIENTE = (1)  
 DESEA RETRANSFORMAR SUS VARIABLES (NO)  
 GRADO DEL POLINOMIO

- e.- En la tabla número cinco se tienen los datos de distribución de las fases para obtener el modelo matemático de la ecuación  $F(2)$  mediante mínimos cuadrados, las instrucciones que se utilizaron son las mismas que las del punto d.
- f.- En la tabla número seis se tienen los datos de distribución de las fases para obtener el modelo matemático de la ecuación  $F(3)$  mediante mínimos cuadrados, las instrucciones que se utilizaron son las mismas que las del punto d.

SISTEMAS DE DIAGRAMAS TERNARIOS

No. CATALOGO	SOLUTO	DILUYENTE	DI SOLVENTE	CURVA DE DISTRIBUCION	TEMPERATURA °C
1	ACETONA	AGUA	METIL-ISOBUTIL JETONA	TIPO I	25-26
2	ACETONA	AGUA	1,1,2-TRICLORO- ETANO	TIPO I	25
3	N-PROPANOL	AGUA	N-HEPTANO	SOLUTROPICO	37.7
4	ALCOHOL ETILICO	ISOVALERATO DE ETILO	AGUA	TIPO I	25
5	ACIDO ACETICO	DI CLORO METANO	AGUA	TIPO I	30
6	METILCLOROHEXANO	N-HEPTANO	ANILINA	TIPO II	25
7	ACETATO DE ETILO	1-BUTIRALDEHIDO	AGUA	TIPO II	37.7
8	METIL-ETIL-CLORO- NA	HEXANO	AGUA	TIPO II	37.7
9	METIL N-BUTIL CLONA	BUTANOL	AGUA	TIPO II	37.7
10	ACIDO ACETICO	TRI CLOROMETANO	AGUA	TIPO I	25

TABLA 7.I

SISTEMAS DE DIAGRAMAS TERNARIOS

No. CATALOGO	SOLUTO	DILUYENTE	DI SOLVENTE	CURVA DE DISTRIBUCION	TEMPERATURA °C
11	FENOL	METILNAPTALENO	AGUA	TIPO 11	25
12	ACIDO ACETICO	1,2-DICLOROFANO	AGUA	TIPO 1	30
13	ALCOHOL ETILICO	BENCENO	GLICEROL	TIPO 1	25
14	ACEITONA	AGUA	CLOROFORMO	TIPO 1	25
15	ACIDO ACETICO	BENCENO	AGUA	TIPO 1	70

Continuación tabla 7.1

## CATALOGO I

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA (16)  
CONCENTRACION POR CIENTO EN MASA

METIL-ISOBUTIL CETONA	ACETONA	AGUA
93.2	4.60	2.33
77.3	18.95	3.86
71.0	24.4	4.66
65.5	28.9	5.53
54.7	37.0	7.82
46.2	43.2	10.7
38.3	47.0	14.8
32.8	48.3	18.8
27.4	48.4	24.1
20.1	46.3	33.5
2.12	3.73	94.2
3.23	20.9	75.8
5.01	30.9	64.2
12.4	42.7	45.0
20.5	46.6	32.8
25.9	50.5	23.4

(16) En cada una de las tablas de los datos de solubilidad mutua se indica el número de la referencia bibliográfica correspondiente, ver páginas número 207 y 208.

## CATALOGO I

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

METIL-1 SOBUTIL ACETONA	EXTRACTO ACETONA	AGUA
.919	.045	.036
.87	.1	.03
.775	.18	.045
.72	.25	.03
.64	.31	.05
.563	.36	.071
.51	.4	.09
.464	.43	.106
.425	.455	.12
.4	.46	.14
.25	.485	.265

## CATALOGO I

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

METIL-ISOBUIL ACETONA	REFINADO ACETONA	AGUA
.025	.025	.95
.025	.05	.925
.025	.1	.875
.025	.13	.825
.03	.2	.77
.04	.25	.71
.05	.3	.65
.075	.35	.575
.1	.4	.5
.125	.425	.45
.245	.485	.27

## CATALOGO I

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(I)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO (ACETONA)	SOLUTO DEL EXTRACTO (ACETONA)
.025	.045
.05	.1
.1	.18
.15	.25
.2	.31
.25	.36
.3	.4
.35	.43
.4	.455
.425	.46
.485	.485

## CATALOGO I

DAIOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $f(2)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL EXTRACTO

(ACETONA)

.045

.1

.18

.25

.31

.36

.4

.43

.455

.46

.485

DISOLVENTE DEL EXTRACTO

(METIL-ISOBUTIL  
ACETONA)

.919

.87

.775

.72

.64

.569

.51

.464

.425

.4

.25

## CATALOGO I

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(3)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO (ACETONA)	DILUYENTE DEL REFINADO (AGUA)
.025	.95
.05	.925
.1	.875
.15	.825
.2	.77
.25	.71
.3	.65
.35	.575
.4	.5
.425	.45
.485	.27

## CATALOGO 2

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA (17)  
 CONCENTRACION POR CIENTO EN MASA

ACETONA	AGUA	1,1,2-TRI CLOROETANO
0.00	0.11	99.89
5.01	0.26	94.73
9.53	0.36	90.11
14.76	0.59	84.65
19.66	0.76	79.58
23.29	0.99	75.72
28.21	1.43	70.36
31.04	1.44	67.52
33.96	1.87	64.17
37.83	2.11	60.06
42.14	2.98	54.88
47.21	4.01	48.78
51.12	5.00	43.88
54.85	6.84	38.31
58.55	9.78	31.67
60.26	13.35	26.39
60.59	15.37	24.04
60.17	16.63	23.20
59.98	19.31	20.71
58.33	26.28	15.39
55.04	34.96	10.00
54.99	35.38	9.63
51.88	41.35	6.77
47.18	48.47	4.35

ACETONA	AGUA	1,1,2-TRICLOROETANO
41.85	55.97	2.18
37.17	61.11	1.72
32.25	66.58	1.17
27.18	71.80	1.02
24.54	74.54	0.92
18.82	80.40	0.78
14.36	84.94	0.70
11.72	87.63	0.65
4.82	94.66	0.52
0.00	99.56	0.44

## CATALOGO 2

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

	EXTRACTO	
I, I, 2-TRICLORO ETANO	ACETONA	AGUA
.9093	.0875	.0032
.8932	.1028	.004
.7832	.2078	.009
.7376	.2514	.011
.7101	.2766	.0133
.6085	.3706	.0209
.5921	.3852	.0227
.5851	.3939	.024
.5548	.4167	.0285
.5392	.4297	.0311
.4753	.4821	.0426
.4000	.5395	.0605
.3370	.5740	.089
.22	.6008	.18
.20	.6000	.20

## CATALOGO 2

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

I, I, 2 TRICLORO ETANO	REFINADO ACETONA	AGUA
.0052	.0596	.9352
.0054	.651	.9295
.0068	.1397	.8535
.0073	.1704	.8223
.0079	.1905	.8016
.01	.26	.73
.0102	.2692	.7206
.0104	.2763	.7133
.0111	.2954	.6935
.0117	.3088	.6795
.0160	.3573	.6267
.021	.4090	.57
.0375	.4605	.5020
.0652	.5178	.417
.15	.58	.27

## CATALOGO 2

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(I)$ , MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO (ACETONA)	SOLUTO DEL EXTRACTO (ACETONA)
.0596	.0875
.0651	.1028
.1397	.2078
.1704	.2514
.1905	.2766
.26	.3706
.2692	.3852
.2763	.3939
.2954	.4167
.3088	.4297
.3573	.4821
.4090	.5395
.4605	.574
.5178	.6034
.58	.58

## CATALOGO 2

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(3)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS.

SOLUTO DEL REFINADO	DILUYENTE DEL REFINADO
(ACETONA)	(AGUA)
.0596	.9352
.0651	.9295
.1397	.8535
.1704	.8223
.1905	.8016
.2600	.7300
.2692	.7206
.2763	.7133
.2954	.6935
.3088	.6795
.3573	.6267
.4090	.5700
.4605	.5020
.5178	.417
.5800	.2700

## CATALOGO 2

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(2)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL EXTRACTO (ACETONA)	DI SOLVENTE DEL EXTRACTO (1,1,2 TRICLOROETANO)
.0875	.9093
.1028	.8932
.2078	.7832
.2514	.7376
.2677	.7101
.3706	.6085
.3852	.5921
.3939	.5821
.4167	.5548
.4297	.5392
.4821	.4753
.5395	.4000
.5740	.337
.60	.22
.60	.20

## CATALOGO 3

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA (18)  
 CONCENTRACION POR CIENTO EN MASA

N-PROPANOL	AGUA	N-HEPTANO
0	0.12	99.9
16.1	1.5	82.4
24.1	2.9	73.0
30.5	4.6	64.9
41.0	8.9	50.1
47.8	11.6	40.6
55.0	16.9	28.1
57.4	21.2	21.4
55.6	32.6	11.8
51.8	40.9	7.3
41.4	55.1	3.5
30.8	67.9	1.3
25.3	74.0	0.7
13.5	86.2	0.3
0	99.9	< 0.1

## CATALOGO 3

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

N-HEPTANO	EXTRACTO N-PROPANOL	AGUA
.858	.124	.018
.857	.131	.012
.839	.138	.023
.769	.207	.024
.728	.24	.032
.702	.261	.037
.645	.308	.047

## CATALOGO 3

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

N-HEPTANO	REFINADO N-PROPANOL	AGUA
.019	.124	.857
.006	.243	.751
.010	.357	.633
.043	.428	.529
.062	.485	.453
.069	.50	.431
.107	.543	.350

## CATALOGO 3

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(I)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO

(N-PROPANOL)

.124

.243

.357

.428

.485

.50

.543

SOLUTO DEL EXTRACTO

(N-PROPANOL)

.124

.131

.138

.207

.24

.261

.308

## CATALOGO 3

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(2)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL EXTRACTO  
(N-PROPANOL)

.124

.131

.138

.207

.24

.261

.308

DISOLVENTE DEL EXTRACTO  
(N-HEPTANO)

.858

.857

.839

.769

.728

.702

.645

## CATALOGO 3

DAOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(3)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO (N-PROPANOL)	DILUYENTE DEL REFINADO (AGUA)
.124	.857
.243	.751
.357	.633
.428	.529
.485	.453
.50	.431
.543	.350

## CATALOGO 4

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA (19)  
 CONCENTRACION PORCIENTO EN MASA

AGUA	ISOVALERATO DE ETILO	ALCOHOL ETILICO
1.81	90.21	7.98
3.04	83.71	13.25
4.39	78.01	17.60
7.03	69.52	23.45
9.35	63.50	27.15
12.03	57.72	30.25
14.66	52.54	32.80
17.64	46.65	35.71
21.00	41.40	37.60
24.55	36.45	39.00
28.17	31.63	40.20
32.50	26.35	41.15
36.25	21.73	42.02
40.49	17.30	42.21
45.06	13.04	41.90
50.19	8.60	41.21
56.57	5.18	38.25
60.90	3.50	35.60
64.98	2.18	32.81
70.00	1.28	28.72
75.02	0.99	23.99

## CATALOGO 4

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

AGUA	EXTRACTO ALCOHOL ETILICO	ISOVALERATO DE ETILO
.9386	.0589	.0025
.8341	.1598	.0061
.7545	.2360	.0095
.7025	.2850	.0125
.6219	.3491	.0290
.6047	.3601	.0352
.5697	.3803	.0500
.5373	.3985	.0642
.4980	.4118	.0902
.4636	.4179	.1185
.4339	.4201	.1460
.3935	.4222	.1843
.3674	.4211	.2115
.3474	.4181	.2345
.3339	.4159	.2502
.3114	.4105	.2708

## EQUILIBRIO LINEAS DE UNION

## FRACCION MASA

## REFINADO

AGUA	ALCOHOL ETILICO	ISOVALERATO DE ETILO
.0068	.0231	.9701
.0163	.0635	.9202
.0298	.1131	.8571
.0328	.1482	.8190
.0594	.2142	.7264
.0685	.2330	.6985
.0847	.2602	.6551
.1043	.2892	.6065
.1297	.3160	.5543
.1527	.3372	.5101
.1733	.3535	.4732
.2058	.3738	.4204
.2294	.3855	.3851
.2543	.3925	.3532
.2712	.3991	.3297
.3114	.4105	.2708

## CATALOGO 4

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(i)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO (ALCOHOL ETILICO)	SOLUTO DEL EXTRACTO (ALCOHOL ETILICO)
.0231	.0589
.0635	.1598
.1131	.2360
.1482	.2850
.2142	.3491
.233	.3601
.2602	.3803
.2892	.3985
.3160	.4118
.3372	.4179
.3535	.4201
.3738	.4222
.3855	.4211
.3925	.4181
.3991	.4159
.4105	.4105

## CATALOGO 4

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(2)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL EXTRACTO (ALCOHOL ETILICO)	DI SOLVENTE DEL EXTRACTO (AGUA)
.0589	.9386
.1598	.8341
.2360	.7545
.2850	.7025
.3491	.6219
.3601	.6047
.3803	.5697
.3985	.5373
.4118	.4980
.4179	.4636
.4201	.4339
.4222	.3935
.4211	.3674
.4181	.3474
.4159	.3339
.4105	.3114

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(3)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO (ALCOHOL ETILICO)	DILUYENTE DEL REFINADO (ISOVALERATO DE ETILO)
.0231	.9701
.0635	.9202
.1131	.8571
.1482	.8190
.2142	.7264
.2330	.6985
.2602	.6551
.2892	.6065
.3160	.5543
.3372	.5101
.3535	.4732
.3738	.4204
.3855	.3851
.3925	.3532
.3991	.3297
.4105	.2708

## CATALOGO 5

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA (20)  
CONCENTRACION PORCIENTO EN MASA

AGUA	ACIDO ACETICO	DICLORO METANO
83.403	13.598	2.998
75.997	20.103	3.900
56.000	36.500	7.500
33.500	45.800	20.700
0.3	2.201	97.499
0.499	4.5	95.000
0.772	11.026	88.203
2.1	19.00	78.9

## CATALOGO 5

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

	EXTRACTO	
AGUA	ACIDO ACETICO	DI CLORO METANO
.834	.135	.030
.759	.201	.039
.560	.365	.075
.335	.458	.207

## CATALOGO 5

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

	REFINADO	
AGUA	ACIDO ACETICO	III CLORO METANO
.003	.022	.975
.005	.045	.950
.008	.110	.882
.021	.190	.789

## CATALOGO 5

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(I)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO (ACIDO ACETICO)	SOLUTO DEL EXTRACTO (ACIDO ACETICO)
.022	.135
.045	.201
.110	.365
.190	.458

## CATALOGO 5

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(2)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL EXTRACTO (ACIDO ACETICO)	DISOLVENTE DEL EXTRACTO (AGUA)
.135	.834
.201	.759
.365	.560
.458	.335

## CATALOGO 5

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO P(3) MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO (ACIDO ACETICO)	DILUYENTE DEL REFINADO (DICLORO METANO)
.022	.975
.045	.950
.110	.882
.190	.789

## CATALOGO 6

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA (21)  
 CONCENTRACION PORCIENTO EN MASA

METILCICLOHEXANO                      n HEPTANO                      ANILINA

## CURVA FASE HIDROCARBURO

0.0	92.6	7.4
16.6	75.4	8.0
20.2	71.8	8.0
33.0	58.5	8.5
39.2	52.2	8.6
48.2	42.7	9.1
56.5	34.1	9.4
62.5	27.7	9.8
73.1	16.2	10.7
75.7	13.4	10.9
88.1	0.0	11.9

## CURVA FASE DEL DISOLVENTE

0.0	6.2	93.8
3.1	4.6	92.3
9.9	2.8	87.3
12.9	1.6	85.5
16.9	0.0	83.1

## CATALOGO 6

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

EXTRACTO		
ANILINA	METILCI CLOHEXANO	N-HEPTANO
.932	.008	.06
.92	.027	.053
.919	.03	.051
.909	.046	.045
.90	.06	.04
.89	.074	.036
.88	.092	.028
.866	.113	.021
.857	.127	.016
.855	.131	.014
.838	.156	.006
.831	.169	0.00

## CATALOGO 6

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

	REFINADO	
ANILINA	METILCI CLOHEXANO	N-HEPTANO
.077	.092	.831
.08	.186	.734
.082	.22	.698
.086	.338	.576
.087	.409	.504
.09	.460	.45
.096	.597	.307
.10	.672	.228
.102	.716	.182
.104	.736	.16
.113	.833	.054

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(I)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO (METILCICLOHEXANO)	SOLUTO DEL EXTRACTO (METILCICLOHEXANO)
.092	.008
.186	.027
.22	.03
.338	.046
.409	.06
.460	.074
.597	.092
.672	.113
.716	.127
.736	.131
.833	.156
.881	.169

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(2)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

## SOLUTO DEL EXTRACTO

## DI SOLVENTE DEL EXTRACTO

.008	.932
.027	.92
.03	.919
.046	.909
.06	.90
.074	.89
.092	.88
.113	.866
.127	.857
.131	.855
.156	.838
.169	.831

DAIOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MAFIMAFICO DEL POLINOMIO  $F(3)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO (METILCI CLOHEXANO)	ELUYENTE DEL REFINADO (N-HEPTANO)
.092	.831
.186	.734
.22	.698
.338	.576
.409	.504
.46	.45
.597	.307
.672	.228
.716	.182
.736	.16
.833	.054

## CATALOGO 7

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA (22)  
 CONCENTRACION POR CIENTO EN MASA

I-BUTIRALDEHIDO	ACETATO DE ETILO	AGUA
	CURVA FASE ORGANICA	
96.3	0.0	3.7
75.4	20.8	3.8
61.8	34.1	4.1
45.7	50.3	4.0
29.9	65.9	4.2
17.7	78.1	4.2
0.0	95.4	4.6
	CURVA FASE ACUOSA	
0.0	7.0	93.0
3.8	0.0	96.2
1.5	4.3	94.2

## CATALOGO 7

## EQUILIBRIO LINEAS DE UNION

## FRACCION MASA

## EXTRACTO

AGUA	ACETATO DE ETILO	I-BUTIRALDEHIDO
.932	.028	.04
.936	.033	.031
.932	.044	.024
.932	.055	.013

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

## REFINADO

AGUA	ACETATO DE ETILO	I-BUTIRALDEHIDO
.04	.222	.738
.041	.418	.541
.042	.621	.337
.043	.792	.165

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(i)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO  
(ACETATO DE ETILO)

.222

.418

.621

.792

SOLUTO DEL EXTRACTO  
(ACETATO DE ETILO)

.028

.033

.044

.055

## CATALOGO 7

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(2)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL EXTRACTO

(ACETATO DE ETILO)

.028

.033

.044

.055

DISOLVENTE DEL EXTRACTO

(AGUA)

.932

.936

.932

.932

## CATALOGO 7

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(3)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO

(ACETATO DE ETILO,

.222

.418

.621

.792

DILUYENTE DEL REFINADO

(1-BUTIRALDEHIDO)

.738

.541

.337

.165

## CATALOGO 8

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA (22)  
 CONCENTRACION PORCIENTO EN MASA

HEXANO	METIL ETIL CETONA CURVA FASE ORGANICA	AGUA
0.0	87.5	12.5
2.9	87.4	9.7
5.7	86.4	7.9
8.4	85.1	6.5
13.4	81.5	5.1
20.1	76.5	3.4
29.3	68.5	2.2
35.2	63.1	1.7
39.1	59.5	1.4
44.5	54.3	1.2
57.5	42.0	0.5
99.8	0.0	0.2
	CURVA FASE ACUOSA	
0.0	22.4	77.6
0.4	11.4	88.2
0.4	0.0	99.6

CATALOGO 8  
EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

	EXTRACTO	
AGUA	METIL ETIL CETONA	N-HEXONA
.932	.065	.003
.865	.131	.004
.827	.170	.003
.795	.203	.002

## CATALOGO 8

## EQUILIBRIO LINEAS DE UNION

## FRACCION MASA

AGUA	REFINADO METIL ETIL CETONA	N-HEXANO
.003	.144	.853
.006	.44	.554
.031	.749	.220
.092	.862	.046

## CATALOGO 8

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(I)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO (METIL ETIL CETONA)	SOLUTO DEL EXTRACTO (METIL ETIL CETONA)
.144	.065
.44	.131
.749	.170
.862	.203

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(2)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL EXTRACTO (METIL ETIL CETONA)	EL SOLVENTE DEL EXTRACTO (AGUA)
.065	.932
.131	.865
.170	.827
.203	.795

## CATALOGO 8

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(3)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO  
(METIL ETIL CETONA)

.144

.44

.749

.862

DILUYENTE DEL REFINADO

(N- HEXANO)

.853

.554

.220

.046

## CATALOGO 9

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA (22)  
 CONCENTRACION PORCIENTO EN MASA

BUTANOL	METIL N-BUTIL CETONA CURVA FASE ORGANICA	AGUA
79.7	0.0	20.3
77.0	3.1	19.9
74.7	6.0	19.3
66.7	16.0	17.3
56.6	28.4	15.0
44.2	44.3	11.5
30.5	61.1	8.4
18.9	75.5	5.6
11.3	84.5	4.2
0.0	97.1	2.9
	CURVA FASE ACUOSA	
0.0	1.5	98.5
3.6	1.0	95.4
7.2	0.0	92.8

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

	EXTRACTO	
AGUA	METIL N-BUTIL CETONA	BUTANOL
.933	.003	.064
.943	.006	.051
.954	.010	.036
.97	.015	.015

## CATALOGO 9

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

	REFINADO	
AGUA	METIL N-BUTIL CETONA	BUTANOL
.173	.16	.667
.144	.306	.55
.105	.52	.375
.038	.846	.116

## CATALOGO 9

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(I)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO (METIL N-BUTIL CETONA)	SOLUTO DEL EXTRACTO (METIL N-BUTIL CETONA)
.16	.003
.306	.006
.52	.010
.846	.015
.949	.018

## CATALOGO 9

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(2)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL EXTRACTO (METIL N-BUTIL CETONA)	DI SOLVENTE DEL EXTRACTO (AGUA)
.003	.933
.006	.943
.010	.954
.015	.97

## CATALOGO 9

DA-TOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(3)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO (METIL N-BUTIL CETONA)	DILUYENTE DEL REFINADO (BUTANOL)
.16	.667
.306	.55
.52	.375
.846	.116

## CATALOGO IO

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA (23)  
CONCENTRACION PORCIENTO EN MASA

TRI CLOROMETANO	ACIDO ACETICO	AGUA
95.00	4.10	0.9
87.80	10.80	1.4
80.00	17.90	2.1
74.40	22.60	3.0
1.11	17.41	81.49
2.59	34.10	63.32
6.99	44.50	48.52
12.39	49.51	38.10

## CATALOGO IO

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

	EXTRACTO	
AGUA	ACIDO ACETICO	TRICLOROMETANO
.8149	.1749	.0111
.6332	.3410	.0259
.4852	.4450	.0699
.3810	.4951	.1239

## CATALOGO 10

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

	REFINADO	
AGUA	ACIDO ACETICO	TRI CLOROMETANO
.009	.041	.95
.014	.108	.878
.021	.179	.800
.03	.226	.744

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(I)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO

(ACIDO ACETICO)

.041

.108

.179

.226

SOLUTO DEL EXTRACTO

(ACIDO ACETICO)

.1741

.3410

.4450

.4951

## CATALOGO IO

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(2)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL EXTRACTO

(ACIDO ACETICO)

.1741

.3410

.4450

.4951

DI SOLVENTE DEL EXTRACTO

(AGUA)

.8149

.6332

.4852

.3810

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(3)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO

(ACIDO ACETICO)

.041

.108

.179

.226

DILUYENTE DEL REFINADO

(TRI CLOROMETANO)

.95

.878

.80

.744

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA (24)  
 CONCENTRACION PORCIENTO EN MASA

AGUA	METILNAFTALENO	FENOL
	CURVA FASE ORGANICA	
0.0	100.0	0.0
1.9	71.3	26.8
6.0	52.0	42.0
14.5	30.0	55.5
18.1	19.9	62.0
28.7	0.0	71.3
	CURVA FASE ACUOSA	
100.0	0.0	0.0
96.2	0.0	3.8
93.7	0.0	6.3
93.0	0.0	7.0
92.2	0.0	7.8
91.6	0.0	8.4

## CATALOGO II

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

	EXTRACTO	
AGUA	FENOL	METILNAFTALENO
1.00	.0	.0
.962	.038	.0
.937	.063	.0
.93	.070	.0
.922	.078	.0
.916	.084	.0

## CATALOGO II

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

AGUA	REFINADO FENOL	METILNAPTALENO
.0	.0	1.0
.019	.268	.713
.060	.420	.520
.145	.555	.300
.181	.620	.199
.287	.713	.00

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(I)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO

(FENOL)

.268

.420

.555

.620

.713

SOLUTO DEL EXTRACTO

(FENOL)

.038

.063

.070

.078

.084

## CATALOGO II

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(2)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL EXTRACTO

(FENOL)

.038

.068

.070

.078

.084

DISOLVENTE DEL EXTRACTO

(AGUA)

.962

.937

.93

.922

.916

## CATALOGO II

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(3)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO

(FENOL)

.268

.420

.555

.620

DILUYENTE DEL REFINADO

(METILNAPTALENO)

.713

.520

.300

.199

## CATALOGO I 2

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA (24)  
CONCENTRACION PORCIENTO EN MASA

AGUA	ACIDO ACETICO	1,2-DICLORO ETANO
79.998	17.599	2.403
64.401	31.199	4.4
52.401	40.802	6.798
39.998	49.202	10.8
33.999	51.400	14.6
26.999	51.199	21.199
0.4	2.4	97.2
0.4	4.4	95.2
0.8	9.6	89.6
1.6	15.203	83.197
2.6	20.001	77.399
4.8	25.401	70.399

## CATALOGO I2

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

EXTRACCIO		
AGUA	ACIDO ACETICO	1,2-DICLORO ETANO
.799	.175	.024
.644	.311	.044
.524	.408	.067
.399	.492	.108
.339	.514	.146
.269	.511	.211

## CATALOGO I 2

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

	REFINADO	
AGUA	ACIDO ACETICO	1,2-DICLORO ETANO
.004	.024	.972
.004	.044	.952
.008	.096	.896
.016	.152	.831
.026	.200	.733
.048	.254	.703

## CATALOGO 12

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(I)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO  
(ACIDO ACETICO)

SOLUTO DEL EXTRACTO  
(ACIDO ACETICO)

.024

.175

.044

.311

.096

.408

.152

.492

.200

.514

.254

.511

## CATALOGO I2

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(2)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL EXTRACTO (ACIDO ACETICO)	DI SOLVENTE DEL EXTRACTO (AGUA)
.175	.799
.311	.644
.408	.524
.492	.399
.514	.399
.511	.269

## CATALOGO I 2

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO P(3) MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO

(ACIDO ACETICO)

.024

.044

.096

.152

.200

.254

DILUYENTE DEL REFINADO

(1,2- DICLORO ETANO)

.972

.952

.896

.831

.773

.703

## CATALOGO I3

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA (25)  
CONCENTRACION PORCIENTO EN MASA

GLICEROL	ALCOHOL ETILICO	BENCENO
89.6	9.0	1.4
82.5	14.5	3.0
76.5	19.0	4.5
68.1	25.0	6.9
62.2	28.5	9.3
55.1	32.0	12.9
48.7	34.2	17.1
42.0	35.7	22.3
35.3	36.9	27.8
34.2	42.0	23.8
31.5	37.0	31.5
29.8	36.9	33.3
26.0	36.9	37.1
21.0	37.2	41.8
17.5	35.6	46.9
12.4	33.6	54.0
8.7	31.3	60.0
6.4	29.5	64.1
4.0	26.2	69.8
2.3	21.9	75.8
1.1	16.2	82.7

## CATALOGO 13

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

	EXTRACTO	
GLICEROL	ALCOHOL ETILICO	BENCENO
.898	.088	.014
.819	.149	.032
.765	.191	.044
.697	.240	.063
.629	.281	.090
.546	.320	.134
.387	.363	.250

## CATALOGO I 3

## EQUILIBRIO LINEAS DE UNION

## FRACCION MASA

## REFINADO

GLICEROL	ALCOHOL ETILICO	BENCENO
.002	.014	.984
.003	.063	.934
.056	.104	.840
.011	.161	.828
.022	.217	.761
.046	.268	.686
.104	.323	.573

## CATALOGO I3

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(I)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO  
(ALCOHOL ETILICO)

.014  
.063  
.104  
.161  
.217  
.268  
.323

SOLUTO DEL EXTRACTO  
(ALCOHOL ETILICO)

.088  
.149  
.191  
.240  
.281  
.320  
.363

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(2)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL EXTRACTO  
(ALCOHOL ETILICO)

DISOLVENTE DEL EXTRACTO  
(GLICEROL)

.088

.898

.149

.819

.191

.765

.240

.697

.281

.629

.320

.546

.363

.387

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(3)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO (ALCOHOL ETILICO)	DILUYENTE DEL REFINADO (BENCENO)
.014	.984
.063	.934
.104	.840
.161	.828
.217	.761
.268	.686
.323	.573

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA (26)  
CONCENTRACION PORCIENTO EN MASA

CLOROFORMO	ACETONA	AGUA
68.8	29.7	1.5
58.0	39.9	2.1
26.4	49.7	3.9
36.4	56.8	6.8
30.1	59.9	10.0
23.3	61.2	15.5
7.4	52.5	40.1
4.8	48.0	47.2
3.0	42.8	54.2
1.6	34.4	64.0
1.0	25.0	74.0
0.7	17.3	82.0

## CATALOGO I4

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

	EXTRACTO	
CLOROFORMO	ACETONA	AGUA
.688	.297	.015
.580	.399	.021
.464	.497	.039
.364	.568	.068
.301	.599	.100
.233	.612	.155

## CATALOGO I4

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

CLOROFORMO	REFINADO ACEFONA	AGUA
.007	.173	.82
.01	.250	.74
.016	.344	.64
.03	.428	.542
.048	.480	.472
.074	.525	.401

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(I)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO

(ACETONA)

.173

.250

.344

.428

.480

.525

SOLUTO DEL EXTRACTO

(ACETONA)

.297

.399

.497

.568

.599

.612

## CATALOGO I 4

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(2)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL EXTRACTO

(ACETONA)

.297

.399

.497

.568

.599

.612

DI SOLVENTE DEL EXTRACTO

(CLOROFORMO)

.688

.580

.464

.364

.301

.233

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $P(3)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO (ACETONA)	DILUYENTE DEL REFINADO (AGUA)
.173	.82
.250	.74
.344	.64
.428	.542
.480	.472
.525	.401

## CATALOGO 15

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA (27)  
CONCENTRACION PORCIENTO EN MASA

TRI CLOROMETANO	ACIDO ACETICO	AGUA
66.92	32.40	0.68
55.99	42.90	1.11
36.83	56.51	6.66
32.00	58.80	9.19
27.71	59.50	12.79
21.19	58.51	20.30
0.60	4.50	94.91
0.90	7.94	90.36
1.71	18.11	80.19
2.11	21.70	76.19
2.5	24.40	73.09
3.6	30.40	66.00

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

	EXTRACTO	
AGUA	ACIDO ACETICO	BENCENO
.6692	.3240	.007
.5599	.4290	.0111
.3683	.5651	.0666
.3200	.5880	.0919
.2771	.5950	.1279
.2119	.5851	.2030

## CATALOGO I 5

EQUILIBRIO LINEAS DE UNION  
FRACCION MASA

	REFINADO	
AGUA	ACIDO ACETICO	BENCENO
.006	.045	.9491
.009	.0794	.9036
.0171	.1811	.8019
.0211	.217	.7619
.025	.2440	.7309
.036	.3040	.6600

## CATALOGO I 5

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $f(i)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO

SOLUTO DEL EXTRACTO

.045

.3240

.0794

.4290

.1811

.5651

.217

.588

.2440

.595

.3040

.5851

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(2)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL EXTRACTO (ACIDO ACETICO)	DISOLVENTE DEL EXTRACTO (AGUA)
.3240	.6692
.4290	.5599
.5651	.3683
.5880	.3200
.5950	.2771
.5851	.2119

Tabla 7.15.5

DATOS DE DISTRIBUCION DE LAS FASES PARA OBTENER  
EL MODELO MATEMATICO DEL POLINOMIO  $F(3)$  MEDIANTE  
MINIMOS CUADRADOS

SOLUTO DEL REFINADO (ACIDO ACETICO)	DILUYENTE DEL REFINADO (BENCENO)
.045	.9491
.0794	.9036
.1811	.8019
.217	.7619
.244	.7309
.3040	.6600

Tabla 7.15.6

## CALCULOS

En continuación se mostrará una serie de ejemplos de aplicación del sistema y se eligió como procesos de extracción líquido - líquido los de flujo cruzado, para una etapa de extracción, dos etapas de extracción y para tres etapas de extracción.

En la tabla 7.2 se tienen quince sistemas ternarios indicando lo siguiente.

(si) = Quiere decir que sí convergió el sistema.

(nc) = Quiere decir que no convergió el sistema ternario obteniendo una composición fracción masa negativa.

(- ) = Quiere decir que no convergió el sistema.

RESULTADOS  
 SISTEMA TERNARIO No.  
 A FLUJO CRUZADO

No. Catálogo (Sistema ternario)	1	2	3	4	5	6	7	8
UNA ETAPA	SI							
DOS ETAPAS	NO	NO	SI	SI	NO	SI	SI	NO
TRES ETAPAS	-	-	SI	NO	-	SI	SI	-

No. Catálogo (Sistema ternario)	9	10	11	12	13	14	15	
UNA ETAPA	SI	SI	SI	SI	NO	NO	NO	
DOS ETAPAS	SI	NO	SI	NO	-	-	-	
TRES ETAPAS	SI	-	NO	-	-	-	-	

TABLA 7.2

## EJEMPLO I

En el proceso de extracción de la acetona del agua se utiliza como disolvente la metil-isobutilcetona, determinar el flujo del refinado, el flujo del extracto y la composición de cada una de las corrientes de salida para una etapa de extracción de flujo cruzado.

## Datos

Etapa Número 1	Corriente Número 1
-------------------	-----------------------

Flujo (kilogramos/hora) = 100  
 Fracción masa soluto = 0.25  
 Fracción masa diluyente = 0.75  
 Fracción masa disolvente = 0.00

Etapa Número 1	Corriente Número 4
-------------------	-----------------------

Flujo (kilogramos/hora) = 100  
 Fracción masa soluto = 0.00  
 Fracción masa diluyente = 0.00  
 Fracción masa disolvente = 1.00

## Resultados de computadora

## REFINADO

Etapa	Corriente
Número 1	Número 7
Flujo (kilogramos/hora)	= 81.0203672
Fracción masa soluto	= .0831596
Fracción masa diluyente	= .886446949
Fracción masa disolvente	= .0303935266

## EXTRACTO

Etapa	Corriente
Número 1	Número 10
Flujo (kilogramos/hora)	= 118.979633
Fracción masa soluto	= .1534917
Fracción masa diluyente	= .026725101
Fracción masa disolvente	= .81978321

## Resultados de gráfica

Flujo refinado (Kg/hr)	= 83.4
Fracción masa soluto	= .08
Fracción masa diluyente	= .89
Fracción masa disolvente	= .03

Flujo extracto (Kg/hr)	= 116.6
Fracción masa soluto	= .15
Fracción masa diluyente	= .025
Fracción masa disolvente	= .82

## EJEMPLO 2

En el proceso de extracción de la acetona del agua se utiliza como disolvente 1,1,2-triclorometano, determinar el flujo del refinado, el flujo del extracto y la composición de cada una de las corrientes de salida para una etapa de extracción de flujo cruzado.

## Datos

Etapa Número 1	Corriente Número 1
-------------------	-----------------------

Flujo (Kilogramos/hora) = 100

Fracción masa soluto = 0.25

Fracción masa diluyente = 0.75

Fracción masa disolvente = 0.00

Etapa Número 1	Corriente Número 4
-------------------	-----------------------

Flujo (Kilogramos/hora) = 100

Fracción masa soluto = 0.00

Fracción masa diluyente = 0.00

Fracción masa disolvente = 1.00

## Resultados de computadora

## REFINADO

Etapa Número 1	Corriente Número 7
flujo (Kilogramos/hora)	= 78.8408213
fracción masa soluto	= .0784164
fracción masa diluyente	= .914797521
fracción masa disolvente	= .00678010962

## EXTRACTO

Etapa Número 1	Corriente Número 10
flujo (kilogramos/hora)	= 121.159179
fracción masa soluto	= .1553123
fracción masa diluyente	= .0237391214
fracción masa disolvente	= .820948608

## Resultados de gráfica

flujo refinado (kg/hr)	= 80
fracción masa soluto	= .08
fracción masa diluyente	= .91
fracción masa disolvente	= .01
flujo extracto (kg/hr)	= 120
fracción masa soluto	= .155
fracción masa diluyente	= .02
fracción masa disolvente	= .825

## EJEMPLO 3

En el proceso de extracción del acetato de etilo del butiraldehído se utiliza como disolvente el agua, determinar el flujo del refinado, el flujo del extracto y la composición de cada una de las corrientes de salida para una etapa de extracción de flujo cruzado.

## Datos

Etapa Número 1	Corriente Número 1
-------------------	-----------------------

Flujo (kilogramos/hora) = 100

Fración masa soluto = 0.25

Fración masa diluyente = 0.75

Fración masa disolvente = 0.00

Etapa Número 1	Corriente Número 4
-------------------	-----------------------

Flujo(kilogramos/hora) = 100

Fración masa soluto = 0.00

Fración masa diluyente = 0.00

Fración masa disolvente = 1.00

## Resultados de computadora

## REFINADO

Etapa Número 1	Corriente Número 7
Flujo (Kilogramos/hora)	= 96.8697964
Fracción masa soluto	= .2282350
Fracción masa diluyente	= .731730456
Fracción masa disolvente	= .0400346989

## EXTRACTO

Etapa Número 1	Corriente Número 10
Flujo (Kilogramos/hora)	= 103.130204
fracción masa soluto	= .0280320
fracción masa diluyente	= .0399244797
fracción masa disolvente	= .932043606

## Resultados de gráfica

Flujo refinado (kg/hr)	= 93.33
Fracción masa soluto	= .245
Fracción masa diluyente	= .715
Fracción masa disolvente	= .04
flujo extracto (Kg/hr)	= 106.666
fracción masa soluto	= .02
fracción masa diluyente	= .039
fracción masa disolvente	= .95

## EJEMPLO 4

En el proceso de extracción del ácido acético del triclorometano se utiliza como disolvente el agua. Determinar el flujo del refinado, el flujo del extracto y las composiciones de cada una de las corrientes de salida para una etapa de extracción de flujo cruzado.

## Datos

Etapa Número 1	Corriente Número 1
-------------------	-----------------------

Flujo (Kilogramos/hora)	= 100
Fracción masa soluto	= 0.25
Fracción masa diluyente	= 0.75
Fracción masa disolvente	= 0.00

Etapa Número 4	Corriente Número 4
-------------------	-----------------------

Flujo (Kilogramos/hora)	= 100
Fracción masa soluto	= 0.00
Fracción masa diluyente	= 0.00
Fracción masa disolvente	= 1.00

Resultados de computadora

REFINADO

Etapa Número	Corriente Número	
	7	
flujo (Kilogramos/hora)	=	77.828575
fracción masa soluto	=	.04220
Fracción masa diluyente	=	.948470117
Fracción masa disolvente	=	9.3383347110 <sup>-3</sup>

EXTRACTO

Etapa Número	Corriente Número	
	10	
Flujo (Kilogramos/hora)	=	122.371343
fracción masa soluto	=	.17753
Fracción masa diluyente	=	.0112079997
Fracción masa disolvente	=	.811203094

Resultados de gráfica

Flujo refinado (Kg/hr)	=	78.52
fracción masa soluto	=	.043
fracción masa diluyente	=	.944
fracción masa disolvente	=	.013
flujo extracto (Kg/hr)	=	121.48
fracción masa soluto	=	.178
fracción masa diluyente	=	.025
fracción masa disolvente	=	.797

## CAPITULO VIII

## RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES

## RECOMENDACIONES:

En el desarrollo de la tesis se hicieron las siguientes observaciones y de la cual se obtienen las recomendaciones que servirá para resolver un sistema de extracción líquido - líquido de la mejor manera.

- 1.- Para el sistema computacional desarrollado, se recomienda utilizar los datos de solubilidad de los diagramas ternarios del tipo 1 y del tipo 2, y para los diagramas solutrópicos funciona para algunos sistemas debido a que la línea de separación de fases tiene inclinaciones diferentes y esto hace que no converga el sistema.
- 2.- Se recomienda utilizar la técnica de mínimos cuadrados, con la siguiente expresión da un mejor ajuste
 
$$Y_I = A_0 + A_1 X + A_2 X^2 + A_3 X^3 + \dots + A_n X^n$$
 para obtener las funciones polinomiales de los equilibrios de solubilidad. La técnica de mínimos cuadrados se tiene en el diskette para su utilización.
- 3.- Se recomienda plantear la topología del proceso para definir la matriz de proceso.
- 4.- Cuando no se tiene el sistema ternario en el archivo de EQUILIBRIO se recomienda buscar los datos de solubilidad en la bibliografía y seguir los pasos del capítulo VII de aplicación del sistema, para obtener

las funciones polinomiales.

- 5.- Se recomienda elaborar el diagrama ternario a partir de los datos de solubilidad para definir los componentes de la fase extracto y de la fase refinado.
- 6.- Para el sistema de extracción líquido - líquido se recomienda obtener las funciones polinomiales de grado no hasta un polinomio de grado 7 debido a que se obtiene una mejor búsqueda de las raíces de los polinomios, también se desarrolló la búsqueda con las funciones polinomiales de grado par y hasta de grado 9 pero no convergieron los sistemas de extracción líquido - líquido.
- 7.- Definir totalmente las corrientes de alimentación de las etapas del sistema de extracción como son los flujos y las composiciones: las incógnitas a resolver en el sistema de extracción son las corrientes de la fase extracto y las corrientes de la fase refinado. En una etapa de extracción líquido - líquido, se tienen seis ecuaciones a resolver y son las siguientes: tres ecuaciones de balance de materia y tres ecuaciones de equilibrio y las incógnitas son seis.

Incógnitas de la fase extracto

- a.- El flujo
- b.- El diluyente
- c.- El disolvente, el soluto se obtiene por diferencia de composiciones.

$$x_{\text{soluto}} = I - x_{\text{diluy}} - x_{\text{disol}}$$

Incógnitas de la fase refinado

idéntico a los puntos a, b y c

**CONCLUSIONES:**

- 1.- La técnica de Ponchon - Savarit es un buen método para el desarrollo de las ecuaciones de balance de materia por componente, donde se definen bien las composiciones del soluto, del diluyente y del disolvente.
- 2.- El planteamiento del modelo físico número cuatro fue bueno, sus doce corrientes con que fue formado permite definir la topología de diferentes procesos de extracción en fase líquida.
- 3.- El planteamiento del modelo matemático para una etapa de extracción i, se define con tres ecuaciones de balance de materia y tres ecuaciones de equilibrio y las incógnitas a resolver son las corrientes del extracto y del refinado.
- 4.- La técnica de mínimos cuadrados es un buen método para obtener los polinomios para los diagramas del tipo 1 y para los diagramas del tipo 2, debido a que sí se obtuvieron buenos resultados en algunos de los sistemas de extracción, en la obtención de las raíces de los polinomios para los procesos de extracción de una etapa, de dos etapas de extracción a flujo cruzado y de tres etapas de extracción a flujo cruzado, la técnica de mínimos cuadrados que se aplicó al diagrama del tipo solutópico no es un buen método, debido a que se requiere una búsqueda muy amplia de las raíces de los polinomios.

- 5.- La técnica que se aplicó para la resolución de ecuaciones fue mediante eliminación Gaussiana teniendo en cada etapa de extracción seis ecuaciones y seis incógnitas y con esto quedaba definido el sistema para su solución.
- 6.- El tiempo de procesamiento de cálculo varió desde un minuto hasta una hora para los sistemas ternarios que sí convergieron, para los sistemas ternarios que no convergieron pero que se obtuvieron una composición negativa, el procesamiento de cálculo varió desde 15 minutos hasta una hora y para los sistemas que no convergieron no se conoció el tiempo de procesamiento de cálculo.

## BIBLIOGRAFIA

1. TREYBAL ROBERT E.  
EXTRACCION EN FASE LIQUIDA  
PRIMERA EDICION EN ESPAÑOL  
CAPITULOS I, 6 y 10
2. TREYBAL ROBERT E  
OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA  
Mc GRAW-HILL , 1980 SEGUNDA EDICION  
CAPITULO 10
3. SMITH/VAN NISS  
INTRODUCCION A LA TERMODINAMICA EN INGENIERIA QUIMICA  
Mc GRAW-HILL , 1980
4. PERRY ROBERT H, CHILTON CECIL H  
MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO  
Mc GRAW-HILL , 1982 SEGUNDA EDICION  
SECCION 15 y 21
5. COUNTERCURRENT AND MULTIPLE EXTRACTION  
IND. ENG. CHEM. 26,860 (1934)
6. LIQUID - LIQUID EXTRACTION SYSTEMS  
COMPUTATIONS FOR SOLVENT REFINING OF OILS  
IND. ENG. CHEM. 27,836 (1935)
7. Mc CABE W.L. & SMITH J.C.  
UNIT OPERATIONS OF CHEMICAL ENGINEERING

INTERNATIONAL STUDENT EDITION ,THIRD EDITION  
CAPITULOS 17 y 20

8. GARNAHAN, BEICE  
APPLIED NUMERICAL METHODS  
JOHN WILEY & SON., NEW YORK 1969  
CAPITULO 5
  
9. HUMPHREY J.L. , ROCHA J.A. , PAIR J.R.  
THE ESSENTIALS OF EXTRACTION  
CHEMICAL ENGINEERING. SEPTEMBER 17, 1984 pp. 76-95
  
10. SMITH ALLEN S.  
SOLUTROPES  
INDUSTRIAL AND ENGINEERING CHEMISTRY JUNE 1950  
pp. 1206-1209
  
11. HENLY ERNEST J. SEADER J.D.  
EQUILIBRIUM - STAGE SEPARATION OPERATIONS IN CHEMICAL  
ENGINEERING  
JOHN WILEY
  
12. LON POOLE, MARTIN Mc NIFF Y STEVEN COOK.  
APPLE II GUIA DEL USUARIO  
Mc GRAW-HILL 1983, PRIMERA EDICION.
  
13. MORENO PADILLA CARITINO  
APUNTES "COMPUTACION ELECTRONICA Y PROGRAMACION I Y II"

14. EVANS THEODORE W.  
COUNTERCURRENT AND MULTIPLE EXTRACTION  
INDUSTRIAL AND ENGINEERING CHEMISTRY Vol. 26,  
No. 8 pp. 860 - 864
15. THIELL B.W.  
APPLICATION OF GRAPHICAL METHOD OF PONCHON TO DISTILLATION  
AND EXTRACTION  
INDUSTRIAL AND ENGINEERING CHEMISTRY Vol. 27,  
No. 4 pp. 392 - 396
16. OTHER, WHITE Y TREUGER, IND. ENG. CHEM., 33,1240 (1941).
17. TREYBAL, WEBER Y DALRY, IND. ENG. CHEM., 38,817 (1946)
18. McCANTS, JONES Y HOPSON, IND.ENG. CHEM., 45,454 (1953).
19. CHANG Y MOULTON,IND. ENG. CHEM., 45, 2350 (1953)
20. J.M. SORENSEN, W. ARLT LIQUID - LIQUID EQUILIBRIUM DATA  
COLLECTION. CHEMISTRY DATA SERIES VOL. V PART 2,PAG 38
21. VARTRESSIAN Y FENSKB. IND.ENG. CHEM., 29. 270 (1937)
22. JONES Y McCANTS, IND.ENG. CHEM., 46, 1956 (1954)
23. J.M. SORENSEN, W. ARLT LIQUID-LIQUID EQUILIBRIUM DATA  
COLLECTION. CHEMISTRY DATA SERIES VOL. V PART 2,PAG 20
24. PRUTON, WALSH Y DESAR, IND. ENG. CHEM., 42, 1210 (1950)

25. FUOSS, J. AM. CHEM. SOC. 62, 3183 (1940)
26. BRANCROFT Y HUBARD, J. AM. CHEM. SOC., 64,347 (1942)
27. J.M. SOHENSEN, W. ARLF LIQUID - LIQUID EQUILIBRIUM DATA  
COLLECTION. CHEMISTRY DATA SERIES VOL. V PART 2, PAG 250