

*EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO*

<b>9.....</b>	<b>301</b>
9.1	INTRODUCCIÓN ..... 101
9.2	DEFINICIONES Y NOMENCLATURA..... 104
9.2.1	<i>Notación</i> ..... 106
9.3	REPRESENTACIÓN DEL EQUILIBRIO ..... 106
9.3.1	<i>Coordenadas triangulares:</i> ..... 108
9.3.2	<i>Otras representaciones del equilibrio</i> ..... 109
9.3.2.1	Diagramas triangulares rectángulos ..... 109
9.3.2.2	Diagramas de Janecke ..... 109
9.3.2.3	Diagramas de distribución y de selectividad ..... 111
9.3.3	<i>Ecuaciones de los diagramas de equilibrio:</i> ..... 112
9.3.4	<i>Diferentes tipos de diagramas ternarios</i> ..... 115
9.3.4.1	Tipo I..... 115
9.3.4.2	Tipo II..... 116
9.3.4.3	Tipo III ..... 116
9.4	EQUIPOS PARA REALIZAR UNA ETAPA DE EXTRACCIÓN ..... 118
9.4.1	<i>El agitador</i> ..... 118
9.4.2	<i>El decantador</i> ..... 118
9.5	EXTRACCIÓN TERNARIA EN UNA SOLA ETAPA..... 118
9.5.1	<i>Balances</i> ..... 119
9.5.2	<i>Representación en el diagrama ternario</i> ..... 121
9.5.3	<i>Casos límites</i> ..... 124
9.5.4	<i>Solvente y diluyente inmiscibles</i> ..... 129
9.6	EXTRACCIÓN TERNARIA EN FLUJO CRUZADO ..... 130

---

9.6.1	Balances .....	131
9.6.2	Representación en el diagrama ternario.....	131
9.6.3	Solvente y diluyente inmiscibles.....	133
9.7	EXTRACCIÓN TERNARIA EN CONTRACORRIENTE .....	135
9.7.1	Balances .....	148
9.7.2	Representación en el diagrama ternario.....	160
9.7.3	Solvente y diluyente inmiscibles.....	166
9.8	EXTRACCIÓN TERNARIA CON REFLUJO .....	166
9.8.1	Balances .....	183
9.8.2	Representación en el diagrama ternario.....	183
9.8.3	Solvente y diluyente inmiscibles.....	184
9.9	EJEMPLOS RESUELTOS.....	184
9.9.1	Representación de un equilibrio a partir de datos experimentales .....	184
9.10	EJERCICIOS.....	184
9.10.1	Representación de un equilibrio a partir de datos experimentales .....	184
9.11	BIBLIOGRAFÍA .....	184
9.11.1	.....	185

## 9.1 INTRODUCCIÓN

La extracción por solvente o extracción líquido-líquido es una técnica de separación que aprovecha las diferencias de solubilidad entre una alimentación líquida homogénea y un solvente apropiado. La adición de la alimentación en un solvente parcialmente miscible provoca la aparición de una segunda fase líquida hacia la que se transfieren selectivamente los componentes más solubles. La separación de las fases, por decantación, seguida de la eliminación del solvente, aporta dos fracciones cuyas composiciones son dependientes de los parámetros de la operación.

Normalmente se utiliza la extracción en vez de la destilación sobre la base de un criterio económico, notable para los casos de azeotropía o de escasa diferencia de volatilidades entre los componentes implicados en la mezcla. Por otra parte, el hecho de que exista una relación intrínseca entre la solubilidad y la naturaleza química de los componentes, asegura una separación exitosa de compuestos de una misma familia química por medio de la extracción.

Entre los campos de aplicación para esta operación se encuentran: el petrolero, el hidrometalúrgico, el nuclear y el de la química orgánica. En la industria petrolera, la extracción se ha utilizado ampliamente en refinerías a través de tres procesos fundamentales: la desaromatización de gasolinas y los aceites lubricantes, el desfaltaje de compuestos pesados y la extracción de los aromáticos BTX (benceno, tolueno y xileno).

Un proceso de extracción por solvente necesita de la conjunción de dos etapas principales y complementarias: la etapa de extracción propiamente dicha, y la etapa de regeneración del solvente, en donde el solvente se separa de los compuestos que se solubilizaron generalmente mediante una destilación. La etapa de extracción propiamente dicha puede ser realizada en forma discontinua (batch) o continua. La operación por carga es usualmente practicada en los laboratorios con fines analíticos o en procesos de producción de baja capacidad. Para las capacidades importantes (por encima de 5000 ton), la extracción en continuo es impuesta. Este folleto sólo enfoca el estudio de las operaciones de extracción en continuo por ser las de más amplio uso. Para un estudio de la técnica en discontinuo el lector puede remitirse a Treybal (1963).

La extracción puede ser llevada a cabo de diferentes formas. La extracción *en una etapa*, similar a un *flash* en destilación, no es más que la separación de la mezcla (alimentación-solvente) a través de la distribución del equilibrio termodinámico en dos fases: el refinado (fase pobre en solvente) y el extracto (fase rica en solvente). La extracción en múltiples etapas contempla los

procesos de flujo cruzado o cocorriente, contracorriente simple y contracorriente con reflujo. En todos los casos aquí estudiados se han supuesto extracciones ideales, en las que tanto el extracto como el refinado se encuentran en perfecto equilibrio; y donde cada etapa facilita el contacto de las corrientes de entrada de los líquidos parcialmente solubles (solvente y diluyente) y la separación de las corrientes de los productos (extracto y refinado). Por lo tanto, los resultados obtenidos desprecian cualquier desviación en alcanzar el equilibrio termodinámico.

El objetivo de esta entrega es aportar un estudio teórico de los principales tipos de extracción continua con un sólo solvente, utilizando para la resolución de los problemas planteados el desarrollo y ejemplificación de los métodos gráficos basados en Mc Cabe & Thiele y Pochon Savarit. Aunque estos métodos fueron concebidos originalmente para procesos de destilación, sus lineamientos pueden ser aplicados de forma natural sobre el campo de la extracción líquido-líquido como se explicará posteriormente. Por último, para aminorar la carga que representan los laboriosos (más que complicados) problemas de extracción, este fascículo cuenta con el apoyo de una herramienta computacional con fines didácticos colocada al alcance de docentes y estudiantes, permitiendo la comprensión de las relaciones que existen entre los parámetros de la extracción y la evaluación rápida y precisa de los mismos. El software desarrollado bajo ambiente *Windows*<sup>®</sup> lleva por nombre USBXtract, perteneciente a la familia de programas de termodinámica y procesos de separación del grupo TADiP.

Extracción: Es una operación con transferencia de masa indirecta en donde las dos fases en equilibrio son líquidos y la separación se logra por diferencia de gravedad. Se utiliza como agente de separación un líquido llamado solvente.

Ej.: con 3 componentes: Agua-Acido acético y acetato de etilo

con 4 componentes: Acido acético, acetona, agua y cloroformo

En el primer caso el acetato de etilo es el solvente, la alimentación es la mezcla agua-ácido acético, siendo el ácido acético el soluto. Se llama extracto la fase que contiene el acetato de etilo con el ácido acético (fase rica en solvente), mientras que se le da el nombre de refinado al agua con restos de ácido acético (fase rica en diluyente).

Se usa la extracción líquida como sustituto directo para operaciones con transferencia de masa antieconómica como por ejemplo la destilación de dos componentes con puntos de ebullición muy cercanos (ej. butadieno y butileno). En este caso utilizando un acetato se puede hacer migrar preferencialmente uno de los componentes y proceder luego a una separación flash de

componentes con puntos de ebullición bien distintos. Se utiliza como sustituto también de la cristalización fraccionada, de la evaporación al vacío, etc...

En cuanto al equilibrio termodinámico, este se caracteriza por corresponder a una fuerte desviación a la idealidad, ya que la aparición de dos fases es la demostración más evidente que la mezcla se comporta de forma no ideal. Se requiere utilizar modelos satisfactorios de predicción de los coeficientes de actividad para predecir el equilibrio. En numerosos casos, se prefiere utilizar los resultados experimentales de la mezcla en estudio.

Los equilibrios de tres componentes se prestan particularmente bien a un análisis gráfico al poder representar el equilibrio en un diagrama triangular. A pesar de poder ser representado en cualquier tipo de diagrama, se suele utilizar diagramas triangulares isocelas o diagramas triangulares rectangulares. Se utiliza la propiedad genérica que la suma de las tres "alturas" de un triángulo es constante (cuyo significado termodinámico es que la suma de las tres fracciones molares es siempre unitaria).

Se utiliza como convención que una alimentación A+C se mezcla con un solvente B. Se llama extracto el producto resultante que contenga más solvente, mientras que se le da el nombre de refinado a la otra fase obtenida (pobre en solvente).

Pueden diferenciarse varios casos:

Tipo I: dos de los componentes son parcialmente miscibles (A y B) mientras que (A y C) así como (B y C) son totalmente miscibles.

Tipo II: (A y B) y (C y B) son parcialmente miscibles mientras que (A y C) son totalmente miscibles.

Tipo III: (A y B), (C y B) y (A y C) son parcialmente miscibles

Existen otros casos de miscibilidad parcial con aparición de pseudocomponentes de composición fija.

## 9.2 DEFINICIONES Y NOMENCLATURA

La extracción líquida, llamada algunas veces extracción con disolventes, es la separación de los componentes de una solución líquida por contacto con otro líquido insoluble. En éste capítulo estudiaremos sistemas ternarios, aunque nuestro estudio puede hacerse extensivo a sistemas multicomponentes. Estos, requerirían de modelos termodinámicos más complejos, debido a que existe una tendencia natural de rechazo entre las moléculas que desvía a los sistemas de la idealidad.

En particular, trataremos sistemas parcialmente miscibles. La notación a utilizar será la siguiente:

- 1.- Soluto (C).
- 2.- Diluyente (D).
- 3.- Solvente (S).

La mezcla de estos tres componentes se divide en dos fases, el extracto (rico en solvente) y el refinado (rico en diluyente). El soluto se reparte en ambas fases, mientras que el solvente y el diluyente no se mezclan entre sí. El solvente es el componente encargado de extraer el soluto de la mezcla y por esta razón debe presentar cierta afinidad con éste.

Para representar los sistemas de extracción utilizaremos generalmente diagramas triangulares, basándonos en una de sus propiedades: " La suma de las tres alturas internas de un triángulo, referidas a un punto, cualquiera que sea la posición de éste, siempre es igual a una constante", la cual nos permite caracterizar una mezcla ternaria en función de sus concentraciones ( $x_d+x_s+x_c=1$ ).

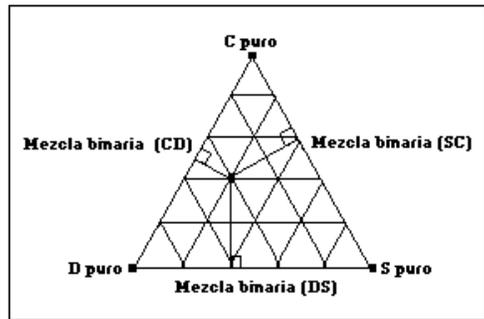


Fig.1 Coordenadas triangulares equilateras

En la gráfica puede apreciarse la disposición de las líneas de igual concentración en la representación triangular. De igual manera se presenta un ejemplo donde se ilustra la interpretación de los datos provenientes de la gráfica; el punto P representa una mezcla que contiene 40% de D (molar o másico, dependiendo del patrón escogido), 20% de S y 40% de C. Nótese que,  $40+20+40=100\%$ . Algunas veces puede cambiarse el tipo de triángulo usado (de equilátero a isósceles, obtuso, recto, o el que el caso amerite), para lograr mayor precisión en la lectura de las concentraciones.

Una etapa de equilibrio en un proceso de extracción puede dividirse en dos equipos básicos:

- 1.- Mezclador: donde ambas fases (extracto y refinado) permanecen bien unidas debido a una constante agitación, asegurando así un efectivo contacto entre soluto y solvente, y;
- 2.- Reservorio: donde la mezcla se deja reposar y se separa en sus dos fases para luego decantarse. Soluta, solvente y diluyente

### 9.2.1 NOTACIÓN

- **A** Flujo y subíndice referente al soluto.
- 
- **B** Flujo y subíndice referente al solvente.
- 
- Flujo y subíndice referente al diluyente.
- 
- **F** Flujo y subíndice referente a la alimentación.
- 
- **R** Flujo y subíndice referente al refinado.
- 
- **E** Flujo y subíndice referente al extracto.
- 
- **M** Flujo y subíndice referente a la mezcla.
- 
- **N** Flujo y subíndice referente al solvente en coordenadas de Janecke.
- 
- **R\*** Flujo y subíndice referente al refinado en coordenadas de Janecke.
- 
- **E\*** Flujo y subíndice referente al extracto en coordenadas de Janecke.
- 
- **x<sub>i,j</sub>** Composición másica o molar del componente i en la etapa o componente j.
- 
- **x\*<sub>i,j</sub>** Composición másica o molar del componente i en la etapa j en coordenadas de Janecke.
- 
- **z** Composición másica o molar referente a la alimentación.
- 
- **1, j, n** Subíndice referente a la etapa de separación.

## 9.3 REPRESENTACIÓN DEL EQUILIBRIO

Los datos correspondientes a la extracción pueden presentarse en una tabla como la siguiente:

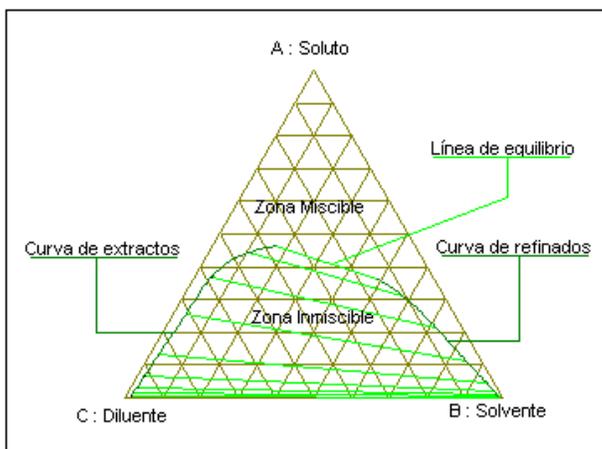
Extracto			Refinado		
$x_c$	$X_d$	$x_s$	$x_c$	$x_d$	$x_s$
0.15	0.2	0.65	0.1	0.8	0.1
0.2	0.25	0.55	0.18	0.73	0.09
:	:	:	:	:	:
:	:	:	:	:	:

Al representar una tabla de este tipo en un diagrama triangular se obtiene una gráfica como la que se muestra a continuación:

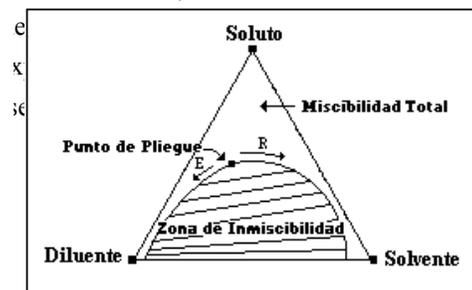
**Fig.2 Representación en un diagrama triangular de un sistema ternario**

En ella se puede identificar el punto de pliegue, la zona de refinado a la izquierda, del mismo y la extracto a su derecha. El primero representa la composición en la que ambas fases no pueden ser diferenciadas, por tanto las concentraciones de los componentes en el extracto y en el refinado son exactamente iguales. También se distingue la zona de miscibilidad total, en la que el sistema existe como **una** sola fase homogénea en la que no es posible la extracción, debido a que ésta implica la existencia de **dos** fases líquidas inmiscibles. Y finalmente, se encuentra la zona inmiscibilidad, también llamada zona de equilibrio (Esta región carece de significado físico puesto que el sistema no puede existir bajo estas condiciones).

De forma  
represent  
(equiláter  
cartesian  
respectiv  
en nume



tiene como primer paso la  
los diagramas triangulares  
o de Janecke (coordenadas



puntos entre las zonas de extracto y refinado que definen las líneas de separación, la curva de refinado y de extracto, y el domo de inmiscibilidad (ver fig. 3.1).

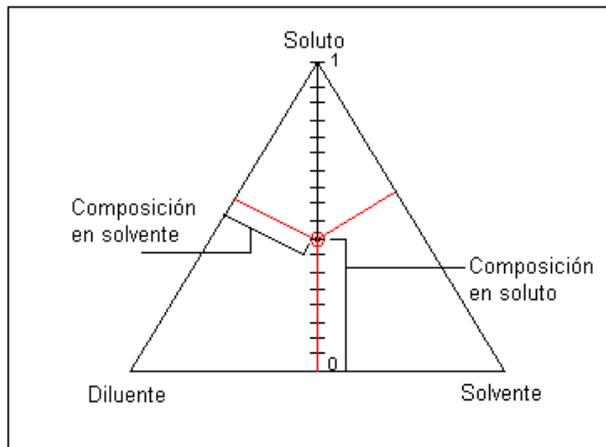
**Fig. 3.1** Descripción de las zonas de un equilibrio ternario

El equilibrio ternario se ve afectado por la temperatura debido a su influencia directa sobre la capacidad de disolución existente entre cada par de componentes (soluto-diluyente, soluto-solvente y solvente-diluyente). En el ámbito industrial, las operaciones suelen realizarse a temperatura constante, razón por la cual el diagrama de equilibrio no se modifica durante todo el proceso.

### 9.3.1 COORDENADAS TRIANGULARES:

La representación de la extracción en coordenadas triangulares es comúnmente utilizada, ya que mediante estos diagramas se pueden describir fácilmente las concentraciones de sistemas ternarios. La principal propiedad que caracteriza este modelo es que la suma de las distancias perpendiculares desde un punto hasta cada uno de los lados es igual a la altura total del triángulo, por lo que se podrán conocer las composiciones definidas dos de las tres coordenadas que sitúan un punto sobre el diagrama.

**Fig. 3.2** Ubicación de un punto en un diagrama ternario.



De esta forma los vértices que definen cada uno de los ejes representan los casos límites de ausencia o pureza total respecto a un determinado componente (Ver figura 3.2)

### 9.3.2 OTRAS REPRESENTACIONES DEL EQUILIBRIO

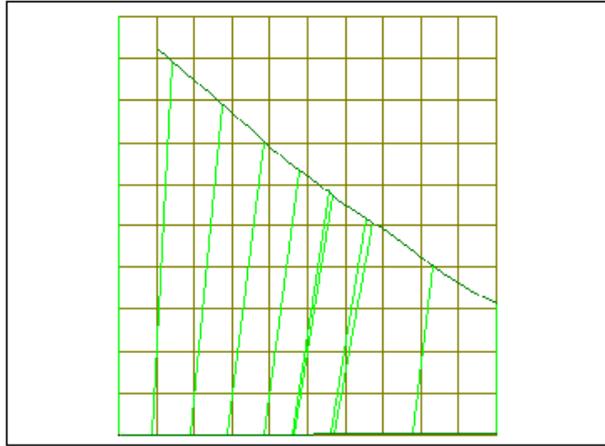
Los diagramas triangulares antes expuestos no constituyen la única manera de representar los sistemas ternarios en extracción. Existen también otras gráficas como la curva de distribución, la de selectividad o el diagrama de Janecke, que también se utilizan para tal fin, la única diferencia entre ellas, radica en las variables representadas por cada una, pero que resultan totalmente equivalente.

#### 9.3.2.1 Diagramas triangulares rectángulos

E.

#### 9.3.2.2 Diagramas de Janecke

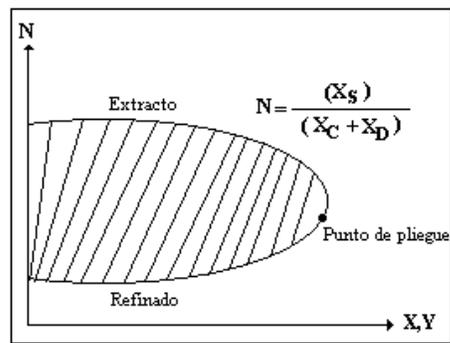
Este diagrama es utilizado comúnmente en la representación de procesos en contracorriente con reflujo. Su construcción se basa en la evaluación de los datos de equilibrio en una base libre de solvente. De esta manera se construye un diagrama cartesiano en donde se ubica la “nueva” composición de solvente en el eje de las abscisas contra las composiciones de soluto tanto en el refinado como en el extracto (ambas exentas de solvente) en el eje de las ordenadas. De esta forma se obtienen curvas similares a las utilizadas en el método de Ponchon Savarit. (Figura 3.3)



**Fig. 3.3** Representación de Janecke para un equilibrio ternario.

Finalmente, tenemos el diagrama de Janecke, éste es el más utilizado de los tres, y es el análogo al método de Ponchon Savarit para sistemas de extracción. En él se representa  $N$  vs  $X$  e  $Y$ ; donde  $N$  es la composición de solvente sobre base libre de solvente y  $X$  e  $Y$ , conservan la definición anterior. De ésta manera se genera la gráfica que se muestra a continuación; donde la línea superior al punto de pliegue representa las composiciones correspondientes al extracto, y la línea inferior, las correspondientes al refinado.

Queda de parte del lector darse cuenta de que la representación del punto correspondiente al solvente puro ( $X_C + X_D = 0$ ) en el diagrama está en el infinito.



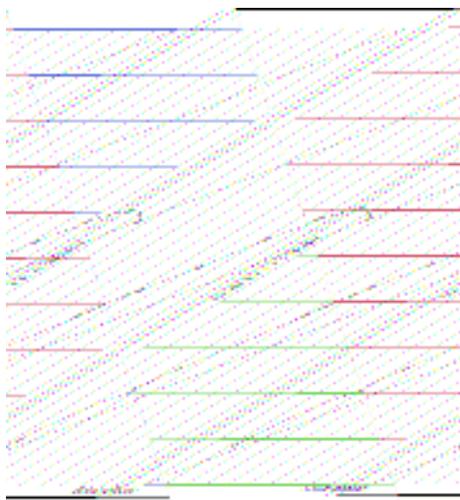
**Fig. 5** Diagrama de Janecke

### 9.3.2.3 Diagramas de distribución y de selectividad

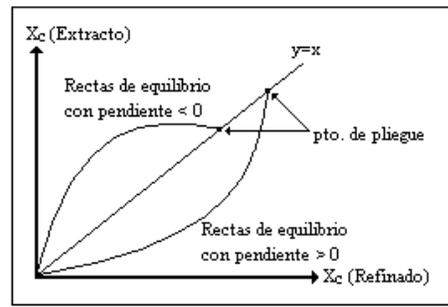
Los diagramas de distribución y selectividad constituyen otra forma de representación de los datos de equilibrio. El diagrama de distribución acompaña a las representaciones triangulares y muestra la relación existente entre la tenencia de soluto del extracto contra la del refinado en equilibrio (ver figura 4.4). Este tipo de construcción guarda estrecha relación con los sistemas de equilibrio binarios, ya que la curva de distribución suele graficarse junto con la bisectriz unitaria. Análogamente a los diagramas X-Y, si estas curvas se interceptan se habla de sulotropía

La curva de selectividad muestra la relación entre la tenencia de soluto de un extracto y de un refinado en equilibrio, ambas libres de solvente, por lo que se asocian a las coordenadas de Janecke. El significado de que la curva de selectividad corte la bisectriz unitaria implica azeotropía.

**Figura 3.4** Diagrama de Selectividad.

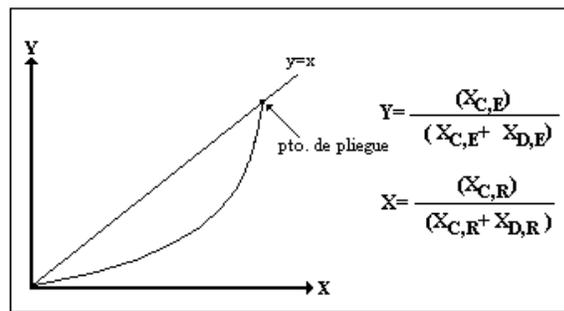


En la curva de distribución, se describe la variación de la composición del soluto en el extracto ( $X_{c,e}$ ) con respecto a la composición del soluto en el refinado ( $X_{c,r}$ ). El resultado es una curva cuya concavidad dependerá del tipo de equilibrio estudiado; si las rectas de equilibrio tienen pendientes menores que cero, la curva de distribución será cóncava hacia abajo, si por el contrario tienen pendientes positivas, entonces la concavidad será hacia arriba.



**Fig. 3 Curva de Distribución**

Para la curva de solubilidad en cambio, se calculan la composición del soluto en el extracto y en



el refinado, en base libre de solvente; esto es:

**Fig. 4 Curva de Solubilidad**

### 9.3.3 ECUACIONES DE LOS DIAGRAMAS DE EQUILIBRIO:

Para representar los diagramas de Janecke a partir de coordenadas triangulares se utilizan las fracciones másicas o molares en base libre de solvente:

$$x^* = x_A / (x_A + x_B) = x_A / (1 - x_C) \quad (3.1)$$

$$y^* = x_B / (x_A + x_B) = x_B / (1 - x_C) \quad (3.2)$$

$$N = x_C / (x_A + x_B) = x_C / (1 - x_C) \quad (3.3)$$

Si se modifican las ecuaciones anteriores, se pueden obtener las coordenadas triangulares a partir de ternas de datos en Janecke:

utilizando la ecuación 3.3, se tiene que:

$$N \cdot (1 - x_C) = N - N \cdot x_C = x_C$$

$$N = x_C \cdot (1 + N)$$

$$x_C = N / (1+N) \quad (3.4)$$

la relación obtenida en la ecuación 3.4 se sustituye en las ecuaciones 3.1 y 3.2. Operando con la ecuación 3.1 (el desarrollo es análogo para la 3.2):

$$x^* = x_A / (1 - (N / (1 + N)))$$

$$x^* = (x_A \cdot (1+N)) / (1 + N - N)$$

$$x^* = x_A \cdot (1 + N)$$

$$x_A = x^* / (1 + N) \quad (3.5)$$

de igual forma:

$$x_B = y^* / (1 + N) \quad (3.6)$$

Los equilibrios termodinámicos se ven afectados por la temperatura (normalmente, a un aumento de temperatura corresponde un aumento de la miscibilidad) mientras que la presión no tiene prácticamente ningún efecto sobre dichos equilibrios.

Transformación de los gráficos triangulares en diagrama de Yaneck y diagrama de Thiele:

Se suelen obtener tres gráficos adicionales a partir de los gráficos triangulares:

La curva de distribución:

Es una curva en la cual se representan la composición del soluto (componente C) en el refinado (eje "y") en función de la composición del soluto en el extracto (eje "x").

La curva de selectividad.

Es una construcción similar a la anterior pero en coordenadas libres de solvente:

$$X = \frac{x_C}{x_A + x_C} \text{ para el extracto}$$

$$Y = \frac{x_C}{x_A + x_C} \text{ y } X = \frac{x_C}{x_A + x_C} \text{ para refinado}$$

El diagrama de Yaneck:

Es un diagrama donde los ejes representan las coordenadas de los puntos expresadas libres de solvente.

$$N = \frac{x_B}{x_A + x_C}$$

Los diagramas tipo I contiene dos curvas que convergen hacia el punto binodal mientras que el diagrama tipo II se transforma en dos curvas correspondientes al extrato y al refinado respectivamente.

### ***Método numérico para graficar sistemas del Tipo I:***

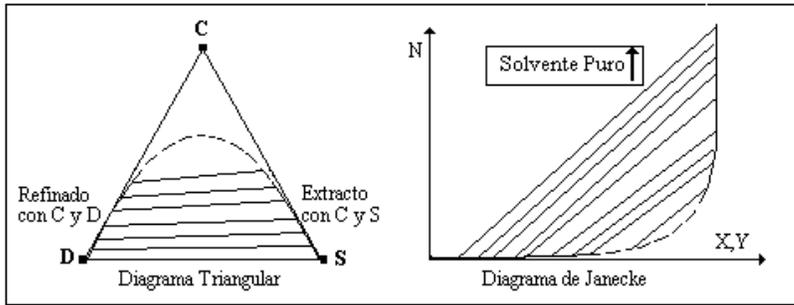
Una vía alterna para la construcción de los diagramas de extracción, se obtiene al graficar las curvas a partir de los datos experimentales, éstos se ajustan numéricamente, por medio de polinomios (método de spline), generando curvas equivalentes a las mostradas anteriormente, pero con las siguientes variables:

$$\frac{K_2}{K_1} \text{ vs } (\bar{X}_{C,R}) \quad (\bar{X}_{C,R}) \text{ vs } (\bar{X}_{D,R})$$

donde:

$$K_1 = \frac{\bar{X}_{C,E}}{\bar{X}_{C,R}} \quad K_2 = \frac{(1 - \bar{X}_{C,E})}{(1 - \bar{X}_{C,R})}$$

***Caso límite: D y S totalmente inmiscibles*** (Extracción de líquidos muy diluídos)

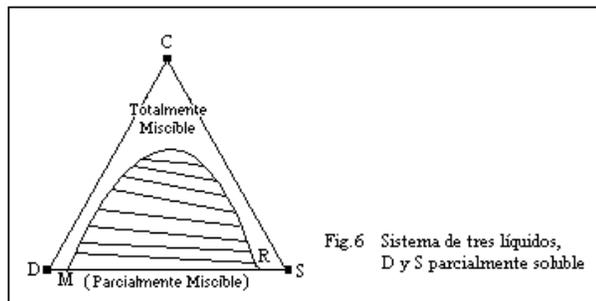


**Fig. 10** Representación gráfica de un sistema ternario de extracción, cuando el solvente y el diluyente son totalmente inmiscibles

### 9.3.4 DIFERENTES TIPOS DE DIAGRAMAS TERNARIOS

#### 9.3.4.1 Tipo I

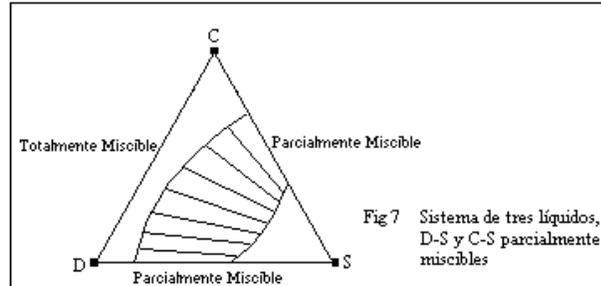
E. *Tipo I: Sistema de tres líquidos, un par parcialmente soluble;* éste es el tipo de sistema que se encuentra más comúnmente en la extracción; El soluto se disuelve completamente en el solvente y el diluyente, pero éstos sólo se disuelven entre sí, hasta cierto grado. Cuanto más insolubles son los líquidos entre sí, más cerca de los vértices del triángulo se encontrarán M y R.



**Fig. 6** Sistema de tres líquidos, D y S parcialmente soluble

## 9.3.4.2 Tipo II

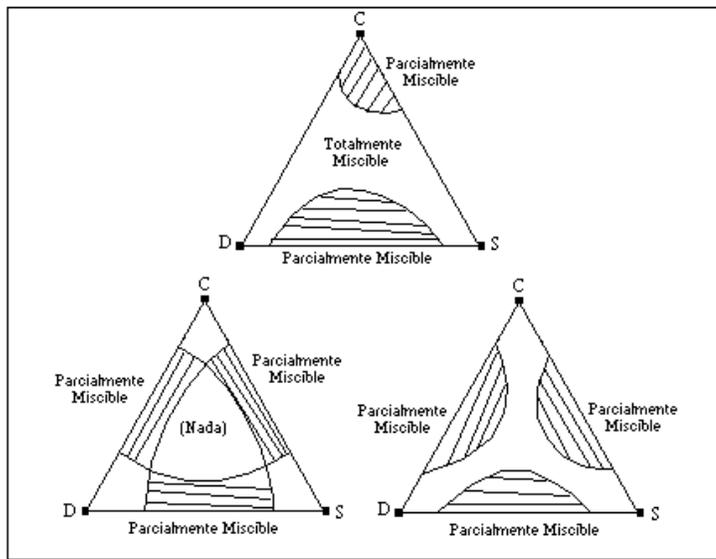
- *Tipo II: Sistemas de tres líquidos, dos pares parcialmente solubles;* Un ejemplo de éste tipo es el sistema Clorobenceno(D)—agua(S)—metil-etil-cetona(C), en donde D y C son completamente solubles, mientras que los pares D-S y S-C presentan únicamente solubilidad



limitada.

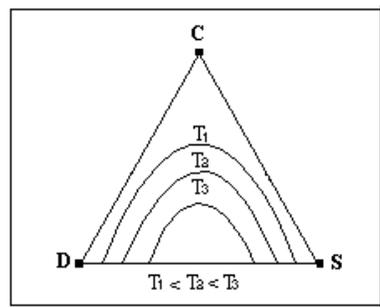
## 9.3.4.3 • Tipo III

*Tipo III: Sistemas de tres líquidos parcialmente solubles;* Estos son sistemas poco comunes, en algunos casos su comportamiento se asemeja al de los sistemas formados por dos líquidos y un sólido. En la fig 8 se pueden observar varios ejemplos de éstos sistemas.



**Fig. 8 Sistemas del tipo III**

**Efecto de la temperatura:** Al aumentar la temperatura, con frecuencia estos sistemas cambian la configuración. Generalmente, un incremento en la temperatura aumenta la solubilidad mutua ( la zona de inmiscibilidad disminuye), al mismo tiempo que modifica las líneas de union que representan a la zona de equilibrio. En la práctica, la extracción siempre se hace a la misma



temperatura.

**Fig. 9 Efecto de la temperatura en los equilibrios ternarios**

## 9.4 EQUIPOS PARA REALIZAR UNA ETAPA DE EXTRACCIÓN

E.

### 9.4.1 EL AGITADOR

E.

### 9.4.2 EL DECANTADOR

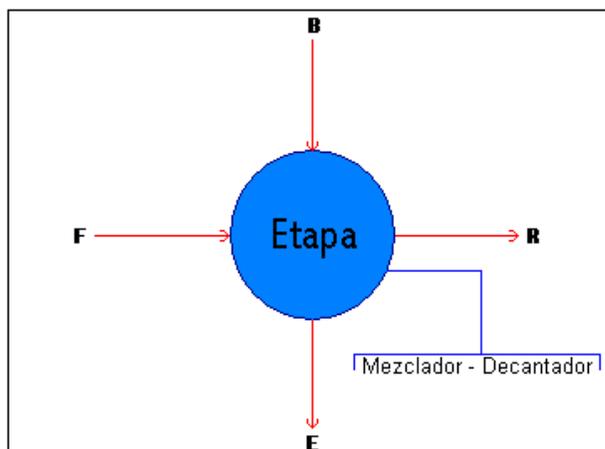
E.

## 9.5 EXTRACCIÓN TERNARIA EN UNA SOLA ETAPA

Sea  $F$  una corriente de carga (alimentación) compuesta por un soluto  $A$  y un diluyente  $C$  la cual será expuesta a un proceso de extracción por un solvente  $B$ . La extracción en una etapa consiste en promover una mezcla  $M$  heterogénea entre la alimentación y un solvente apropiado (parcialmente miscible). Esta mezcla (dependiendo de la proporción en que se añadan la alimentación y el solvente), se separa en dos fases: una rica en solvente conocida como extracto ( $E$ ), a donde migró parte o la totalidad del soluto de la carga, y otra pobre en solvente, conocida como refinado ( $R$ ), donde se aloja el diluyente junto con el soluto restante de la alimentación. Las fases obtenidas suelen someterse a destilación para la recuperación del solvente y obtención de los productos finales.

**Fig. 4.1** Esquema de extracción en una etapa.

Este proceso puede ser llevado a cabo de forma continua o discontinua. En el proceso



discontinuo el mismo espacio físico destinado para la mezcla es utilizado para la separación. Un ejemplo de esto son los “embudos de separación” utilizados en laboratorios para disociar sustancias orgánicas. Por su parte, el proceso en continuo necesita de dos unidades individuales y complementarias entre sí como lo son un mezclador y un decantador, que conforman a su vez una etapa de extracción.

### 9.5.1 BALANCES

Realizando un balance de masa total y uno en soluto sobre el volumen de control de la fig. 4.1 obtenemos lo siguiente:

Balance total:

$$F + B = M = R + E \quad (4.1)$$

Balance en soluto (A):

$$F z_A + B x_{A, B} = M x_{A, M} = R x_{A, R} + E x_{A, E} \quad (4.2)$$

Del balance total se obtiene la masa de la mezcla  $M$  (suma de las masas de la alimentación y el solvente). Luego, en el balance en soluto, conocidas las composiciones de la alimentación y del solvente (generalmente puro  $x_{B, B}=1$ ), es posible conocer la composición en soluto de la mezcla como:

$$x_{A, M} = (F z_A + B x_{A, B}) / M \quad (4.3)$$

A través de las ecuaciones 4.1 y 4.2 se conoce la masa y composición del punto de mezcla. Sólo resta conocer las masas y composiciones de los productos de separación (refinado y el extracto) para la definición total del sistema, para ello se utiliza el equilibrio termodinámico que relaciona las especies A, B y C.

#### Extracción en una sola etapa

Se mezcla la alimentación ( $F$  de "feed", para diferenciarla del componente A) con el solvente  $S$  (muchas veces será el componente B puro). El resultado de la mezcla  $M$  es un punto que probablemente pertenezca a la zona bifásica, de la cual resulta naturalmente un extracto y un refinado. Escribiendo los balances global y por componente, se obtiene:

$$F + S = M = E + R$$

$$F x_F + S x_S = M x_M = E x_E + R x_R$$

$$\frac{F}{M} = \frac{x_M - x_S}{x_F - x_S}$$

indicando que el punto M está entre los puntos F y S. Los casos extremos son:  $x_M = x_F$  indicando que la cantidad S es nula y  $M=F$ ;  $x_M = x_S$  indicando que la cantidad F es nula y que  $M=S$ . El equilibrio bifásico existe si y solamente si el punto M pertenece a la zona binodal, dando una indicación directa de la cantidad mínima y máxima de solvente que puede ser utilizada en esta etapa.

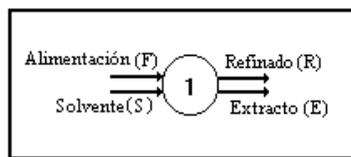
Para obtener el extracto o el refinado se reordena la expresión, obteniéndose:

$$\frac{E}{M} = \frac{x_M - x_R}{x_E - x_R}$$

$$\frac{R}{M} = \frac{x_M - x_E}{x_R - x_E}$$

Cabe señalar que estas ecuaciones son válidas cualquier sea la fracción molar utilizada, sin embargo, si las composiciones se leen gráficamente, se recomienda utilizar la coordenada que de las mayores diferencias entre las composiciones para evitar problemas numéricos.

Estas ecuaciones tienen su equivalente en los diagramas de Yanek y de Thiele.



**Fig. 11** Equipo de Extracción en una sola etapa

Puede ser una operación por lotes o continua. Obsérvese la figura 11, el diagrama de flujo muestra la etapa de extracción. La alimentación (F) contiene al soluto y al diluyente, y se pone en contacto con el solvente, creándose un nuevo punto, físicamente inexistente, que dará lugar a las fases de extracto y de refinado, luego de la separación;

$$\text{Coordenadas del punto M} \left[ \begin{array}{l} X_{C,M} = \frac{F(X_{C,F}) + S(X_{C,S})}{F + S} \\ X_{D,M} = \frac{F(X_{D,F}) + S(X_{D,S})}{F + S} \\ X_{S,M} = \frac{F(X_{S,F}) + S(X_{S,S})}{F + S} \end{array} \right]$$

Aplicando la regla de la palanca podremos calcular, el flujo másico del solvente a utilizar. Es importante ser cuidadosos, con la cantidad de S que se introduce al sistema de extracción, el punto M no puede salir de los límites del domo de equilibrio, ya que de ser así la extracción no

$$\frac{FM}{FS} = \frac{X_{i,M} - X_{i,F}}{X_{i,S} - X_{i,F}} = \frac{S}{M}$$

sería posible.

La cantidad de extracto y de refinado también puede calcularse, por medio de la regla de

$$\frac{EM}{RE} = \frac{X_{i,R} - X_{i,M}}{X_{i,R} - X_{i,E}} = \frac{E}{M}$$

palanca,

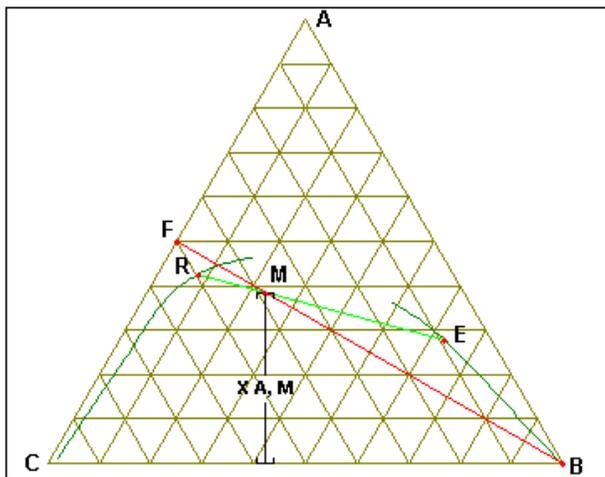
aunque para éste cálculo se pueden emplear las composiciones de cualquiera de los tres componentes, es recomendable no utilizar la correspondiente al soluto.

## 9.5.2 REPRESENTACIÓN EN EL DIAGRAMA TERNARIO

Una vez construido el diagrama de equilibrio se debe representar gráficamente los puntos que definen la operación. Siguiendo la construcción de la fig. 4.2, cada una de las composiciones

involucradas en la separación ocupa un punto dentro del diagrama triangular. De esta forma el solvente puro se ubica en el vértice B, mientras que la alimentación F (compuesta exclusivamente por soluto y diluyente), se sitúa en un punto sobre la recta AC.

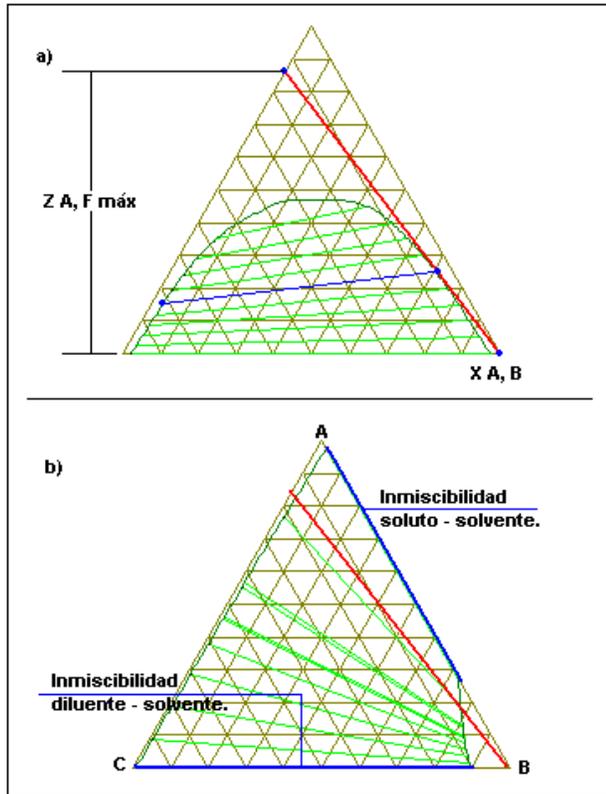
La regla de mezclado señala que el punto M debe encontrarse en algún lugar ubicado sobre la recta definida por los puntos F y B (recta de mezclado). Este punto se define a través de la intersección de la altura  $x_{A,M}$  con la recta FB.



**Fig. 4.2** Solución gráfica para una etapa de extracción.

El punto mezcla M como tal existirá físicamente en la medida en que persista la agitación. Al detener este proceso, la mezcla se separará en forma natural siguiendo el equilibrio asociado. La separación define de manera unívoca y única las composiciones de los productos de extracción y a su vez (mediante los balances) las cantidades másicas.

Para la determinación del extracto y del refinado se debe seguir un proceso iterativo con la ayuda de la curva de distribución: una vez ubicado el punto M en el diagrama triangular se traza una recta que, pasando a través de la mezcla, intercepte la curva de extracto y de refinado obteniéndose unos supuestos  $x_{A,R}$  y  $x_{A,E}$ . La pendiente de dicha recta puede ser asumida observando las tendencias de las líneas de equilibrio (si existen) inmediata superior e inmediata inferior al punto de mezcla. Esta primera iteración requiere del apoyo de la curva de distribución. Con el dato de  $x_{A,R}$  supuesto se obtiene un  $x_{A,E}'$  (imagen de la curva de distribución para  $x_{A,R}$ ), y se compara con el  $x_{A,E}$  supuesto, reanudando el cálculo de ser necesario.



El balance realizado en soluto puede de igual manera efectuarse sobre cualquier componente, para definir completamente el sistema en masa y composiciones.

La operación se puede seguir mediante cualquiera de los diagramas de fase como se muestra. Si el solvente es puro, se grafica en el vértice del triángulo, en el caso del primer diagrama y en el infinito si se trata del diagrama de Janecke. Para la construcción de éste, es necesario realizar un

$$\begin{aligned}
 M'(X_{C,M}) &= F'(X_{C,F}) + S'(X_{C,S}) \\
 M'(X_{D,M}) &= F'(X_{D,F}) + S'(X_{D,S}) \\
 M'(X_{S,M}) &= F'(X_{S,F}) + S'(X_{S,S})
 \end{aligned}$$

balance en base libre de solvente para cada componente:

El tercer término en la última de las ecuaciones, es una indeterminación matemática que físicamente representa la cantidad de solvente que entra al sistema.

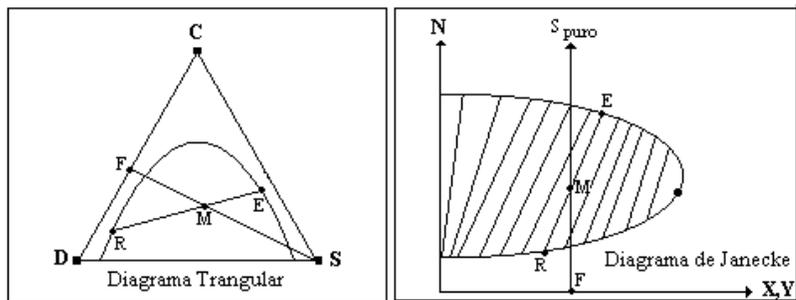


Fig. 12 Diagramas de extracción en una sola etapa

### 9.5.3 CASOS LÍMITES

Existen algunos casos límites de gran importancia a tomar en cuenta en el proceso de separación. A través de las figuras 4.3 (a) y (b) se ejemplifica estos casos:

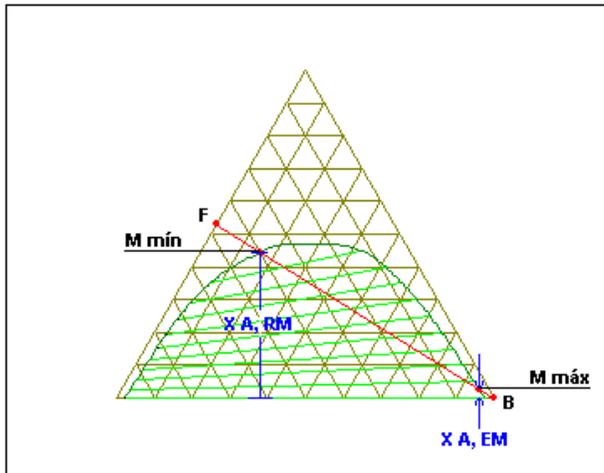
Composición máxima de alimentación: para los equilibrios de tipo 1 (fig. 4.3 a) se define una composición máxima de alimentación  $z_{A, F_{\text{máx}}}$ , como la coordenada en soluto que produce una recta de mezclado tangente a la curva de extracto.

Imponer este parámetro en la operación implicaría promover una relación de mezcla que sólo en el punto de tangencia haría factible la separación. Este único punto de mezcla operacional posible, producirá un extracto infinitesimalmente diferente a la mezcla y su refinado en equilibrio respectivo. Cualquier otro lugar para la mezcla, ubicada sobre la recta  $z_{A, F_{\text{máx}}} - x_{A, B}$ , se situará fuera de la zona inmiscible, lo que incapacita la separación. En el caso de los equilibrios del tipo 2 (fig. 4.3, b) no se presenta esta restricción debido a que aunada a la inmiscibilidad entre el diluyente y el solvente, se presenta cierta inmiscibilidad entre el soluto y el solvente, lo que impide que el domo se cierre, posibilitando la intersección de ambas curvas para cualquier composición de la alimentación.

**Fig. 4.3** a) Composición máxima de soluto en la alimentación (equilibrio Tipo 1)

b) Soluto y solvente inmiscibles (equilibrio Tipo 2).

**Composición máxima y mínima de mezcla:** Para cualquier tipo de equilibrio se establecen dos restricciones límites que determinan la cantidad máxima y mínima de solvente para asegurar una separación. De esta forma, para una alimentación de composición y masa fija que se desea extraer con un solvente de composición definida, existe un conjunto de valores máxicos que puede tomar el solvente para llevar a cabo la separación. Este rango se encuentra acotado por las intersecciones de la recta de mezclado con las curvas de refinado y de extracto ( $M_{\min}$  y  $M_{\max}$  respectivamente en la fig. 4.4).

**Fig. 4.4** Composiciones máxima y mínima de la mezcla.

La intersección de la recta de mezclado con la curva de refinado proporciona las composiciones necesarias para calcular la cantidad de solvente mínima que ubica al punto de mezcla en la zona inmisible, cualquier cantidad de solvente menor a esta no proporcionará separación entre la alimentación y el solvente. De producirse la operación de mezclado con la cantidad mínima de solvente se obtendría un refinado infinitesimalmente diferente a las composiciones de mezcla junto con el extracto correspondiente al equilibrio. Por otra parte, la intersección de la recta de mezclado con la curva de extracto determina las composiciones para el cálculo de la cantidad de solvente máxima permisible para la separación, cualquier cantidad mayor a esta produce una mezcla homogénea. La adición de esta cantidad de solvente en la operación establece una

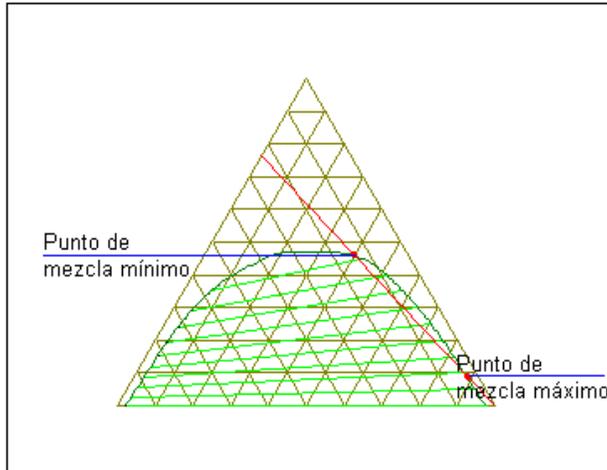
separación con un extracto infinitesimalmente distinto a la mezcla y el refinado obtenido por el equilibrio.

El cálculo de los flujos máximos y mínimos de solvente se reduce a la resolución de un sistema lineal de dos ecuaciones y dos incógnitas, definido por el balance total y el balance en soluto. Las incógnitas a calcular son la masa de solvente y la masa de la mezcla, conocidos la masa y composición de la alimentación y la composición del solvente. El dato adicional necesario para la resolución del sistema, se obtiene gráficamente al asignarle a la composición de soluto de la mezcla el valor de la altura de intersección de la curva de refinado o de extracto. Si  $x_{A, M} = x_{A, RM}$  obtendremos el flujo de solvente mínimo, si por el contrario  $x_{A, M} = x_{A, EM}$  obtendremos el valor de solvente máximo (ver fig. 4.4).

$$\begin{bmatrix} 9.1.1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 1 & -1 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} F \end{bmatrix}$$

Puede darse el caso que para equilibrios del tipo 1 (ver fig. 4.5), no pueda hallarse una intersección de la recta de mezclado con la curva del refinado.

En estos casos, la curva del extracto es interceptada dos veces, por lo que el solvente mínimo para llevar a cabo la extracción en una etapa se evalúa en la altura de intersección mayor. Cuando se presenta esta condición, el rango de operación suele ser muy estrecho y el sistema se torna muy sensible.



**Fig. 4.5** Intersección doble de la curva de extractos.

*Ejemplo 4.1:*

Se tiene una alimentación libre de solvente compuesta por 60 mol/h de agua y 40 mol/h de acetona, la cual se extraerá en una sola etapa con 30 mol/h de MIBK puro. Hallar los flujos y composiciones de los productos y de la mezcla, así como también el punto de mezcla mínimo y máximo posible en esta separación.

Solución:

Haciendo balances de masa total y de composición en soluto se tiene que:

$$F + B = M = E + R \quad (4.1a)$$

$$F z_A + B x_{A,B} = M x_{A,M} = E x_{A,E} + R x_{A,R} \quad (4.2a)$$

Sustituyendo el valor de M (ecuación 4.1a) dentro de la ecuación 4.2a se tiene que:

$$F z_A + B x_{A,B} = (F + B) x_{A,M} \quad (4.3a)$$

Con lo que:

$$x_{A,M} = (F z_A + B x_{A,B}) / (F + B) \quad (4.4a)$$

Sustituyendo los valores numéricos del problema en las ecuaciones 4.1a y 4.4a se obtiene el valor de M en masa y composición de soluto:

$$M = 100 + 30 = 130 \text{ mol/h}$$

$$x_{A,M} = (100 \cdot 0.4 + 30 \cdot 0) / 130 = 0.3077$$

Haciendo un balance en solvente, se obtienen el resto de composiciones:

$$x_{B,M} = 0.2308$$

$$x_{C,M} = 1 - 0.2308 - 0.3077 = 0.4615$$

Para la construcción gráfica, sólo es necesario hallar la composición de soluto (altura del triángulo) e interceptarla con la recta formada por los puntos F y S.

Tomando ahora la salida del sistema y el punto de mezcla en las ecuaciones a.1 y a.2, se puede observar que no están definidos los flujos y composiciones del extracto y refinado. Por lo tanto, utilizando el diagrama triangular se ubica el extracto y refinado, calculando la pendiente del equilibrio que pasa por el punto de mezcla a partir de las dos rectas próximas a este punto. Una vez ubicados el extracto y refinado, se leen las composiciones y se resuelve el sistema formado por 4.1a y 4.2a, en donde las incógnitas son los flujos de E y R:

Leyendo en el diagrama:

Composición	Extracto	Refinado
Soluto	0.3759	0.2676
Solvente	0.5467	0.0451
Diluyente	0.0736	0.6872

**Tabla 4.1** Composiciones del extracto y refinado obtenidas

en la separación

Con lo que, resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$E = 48.112 \text{ mol/h}$$

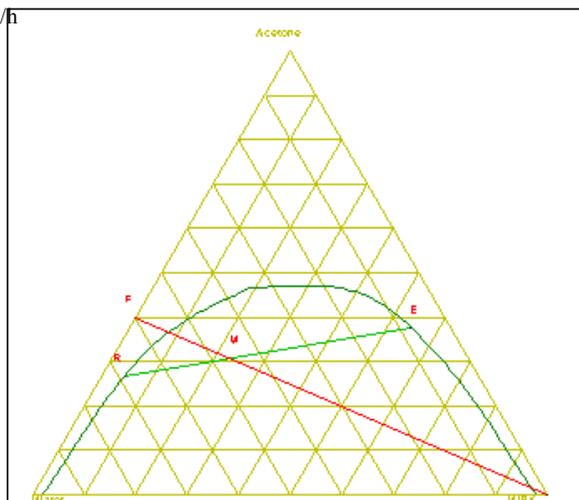
$$R = 81.887 \text{ mol/h}$$

Por último, para hallar el punto de mezcla máximo (mínimo) para lograr separación, se ubica el punto de mezcla en el extracto (refinado) que intercepta la recta de F y B. Luego se leen las coordenadas del punto de mezcla y resolviendo el sistema de ecuaciones se obtiene el valor del flujo de solvente máximo (mínimo), que permite separación:

$$B_{\text{MIN}} = 8.913 \text{ mol/h}$$

$$B_{\text{MAX}} = 2128.64 \text{ mol/h}$$

D



**Figura 4.6** Solución gráfica del ejemplo 4.1.

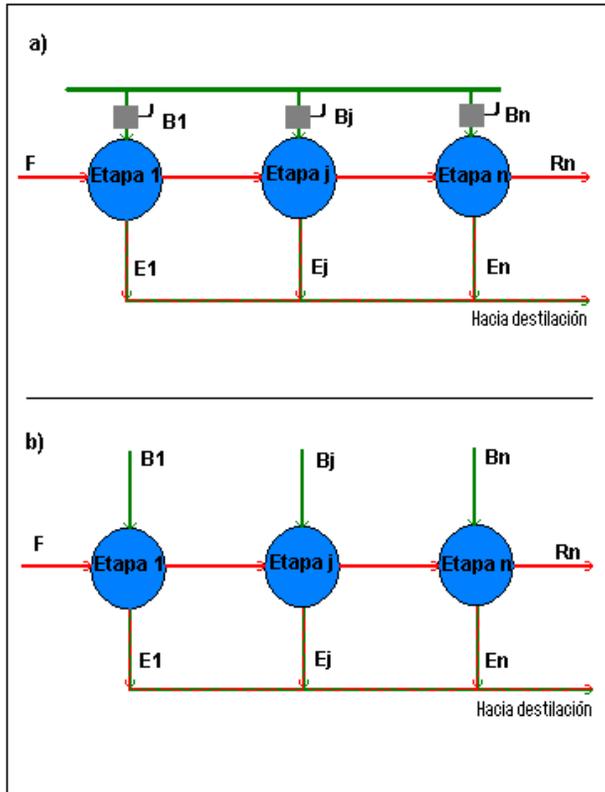
Dependiendo del equilibrio termodinámico, en la mayoría de los casos es insuficiente un sólo contacto entre la alimentación y el solvente para satisfacer las necesidades de producción, por lo que se implementan otras configuraciones de mezclado a múltiples etapas y/o regímenes de flujo. De esta forma se incrementa el beneficio en operaciones del tipo *flujo cruzado*, *contracorriente* y *contracorriente con refluo*, cuyos principios se describen a continuación.

## 9.5.4 SOLVENTE Y DILUENTE INMISCIBLES

## 9.6 EXTRACCIÓN TERNARIA EN FLUJO CRUZADO

Un proceso de extracción por solvente en configuración de flujo cruzado consiste en la disposición de una serie de etapas de extracción, en donde el refinado de una etapa es puesto nuevamente en contacto con solvente en una etapa subsiguiente. De esta forma el soluto de la alimentación inicial se extrae a través de  $n$  etapas hasta obtener el refinado requerido.

**Fig. 5.1** Esquemas a flujo cruzado: a) Composición de solvente igual, flujo distinto.



b) Flujo y Composición distinta.

Pueden establecerse dos sistemas a flujo cruzado dependiendo del solvente utilizado en cada etapa, ya sea con igual composición y diferente flujo másico (Figura 5.1 a), o diferente flujo y composición (Figura 5.1 b)

El análisis realizado para la extracción en una etapa es válido para el proceso de flujo cruzado, obteniéndose un punto de mezcla y un par refinado - extracto en equilibrio por cada contacto entre el solvente y la alimentación correspondiente a cada operación.

Usualmente los extractos provenientes de cada etapa son recolectados para la recuperación del solvente mediante destilación.

### 9.6.1 BALANCES

### 9.6.2 REPRESENTACIÓN EN EL DIAGRAMA TERNARIO

E.

*Ejemplo 4.2:*

*Se desea resolver el problema planteado en el ejemplo 4.1 para una extracción en contracorriente con 4 etapas. Obtenga los valores de flujos y composiciones de los extractos, refinados y puntos de mezcla para cada una de las etapas.*

Solución:

El procedimiento a seguir para la resolución de este problema es similar al explicado en una etapa, tomando en cuenta que una vez que se obtengan los flujos y composiciones del extracto y refinado, se debe repetir la extracción con la misma cantidad de solvente y con el refinado obtenido en la etapa anterior como alimentación.

A continuación se muestran los resultados de los flujos y composiciones obtenidos en cada etapa para el extracto, refinado y puntos de mezcla:

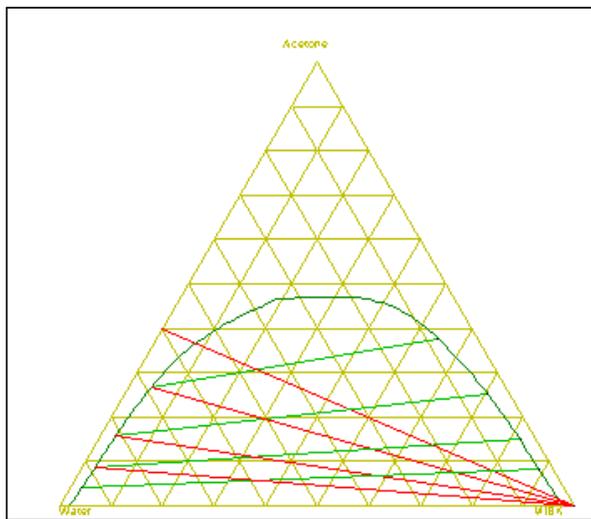
Punto	Flujo	$x_C$	$x_A$	$x_B$
F	100.00	0.6000	0.4000	0.0000
B	30.00	0.0000	0.0000	1.0000

$M_1$	130.00	0.4615	0.3077	0.2308
$M_2$	111.89	0.5030	0.1959	0.3012
$M_3$	96.85	0.5609	0.1086	0.3306
$M_4$	89.69	0.5924	0.0558	0.3517

**Tabla 5.1** Flujos y composiciones de los puntos mostrados en el diagrama.

j	$E_j$	$x_{A,j}$	$x_{B,j}$	$x_{C,j}$	$R_j$	$x_{A,j}$	$x_{B,j}$	$x_{C,j}$
1	48.113	0.3759	0.5467	0.0774	81.887	0.2676	0.0451	0.6873
2	45.037	0.2531	0.7035	0.0435	66.850	0.1573	0.0301	0.8126
3	37.158	0.1482	0.8199	0.0319	59.692	0.0839	0.0259	0.8902
4	33.971	0.0802	0.8908	0.0290	55.721	0.0410	0.0231	0.9359

**Tabla 5.2** Flujos y composiciones obtenidas en cada etapa



**Figura 5.3** Construcción gráfica del ejemplo 4.2

La optimización de las operaciones a flujo cruzado se basa particularmente en un estudio económico entre el número de etapas en comparación a la cantidad y calidad de solvente a utilizar. De esta forma, se pueden establecer configuraciones con pocas etapas con un solvente de alta calidad (pureza), o bien utilizar un solvente pobre que requiera una gran cantidad de contactos. Una alternativa viable para solventar la confrontación solvente-número de etapas es la disposición de la operación en *contracorriente*.

E.

### 9.6.3 SOLVENTE Y DILUENTE INMISCIBLES

VI.- Casos particulares: en base a las solubilidades y al tipo de equilibrio termodinámico de las especies químicas involucradas, se pueden realizar ciertas simplificaciones que aportan resultados válidos al momento de una evaluación rápida de los parámetros:

.- El solvente y el diluyente son inmiscibles, la base del domo de inmiscibilidad ocupa por completo el segmento CB y las curvas de refinado y extracto permanecen cerca de los extremos, a la vez que el solvente carece de soluto ( $x_{A,B} = 0$ ).

En este caso los refinados están exentos de solvente, a la vez que los extractos lo están de diluyente, lo que implica que:

$$x_{B,R1} = x_{B,R2} \dots = x_{B,Rj} = x_{B,Rn} = 0 \quad (5.1)$$

y

$$x_{C,E1} = x_{C,E2} \dots = x_{C,Ej} = \dots = x_{C,En} = 0 \quad (5.2)$$

Por lo que la masa de diluyente presente en la alimentación al proceso se mantiene constante en cada una de las etapas, esto es:

$$F z_C = R_1 x_{C,R1} = R_j x_{C,Rj} = \dots = R_n x_{C,Rn} = C \quad (5.3)$$

De igual manera, el solvente introducido en una etapa se recupera completamente en el extracto:

$$B_1 = E_1 x_{B,E1}, B_j = E_j x_{B,Ej}, B_n = E_n x_{B,En} \quad (5.4)$$

Realizando un balance de materia en una etapa  $j$  para el soluto A obtenemos lo siguiente:

$$R_{j-1} x_{A,Rj-1} = E_j x_{A,Ej} + R_j x_{A,Rj} \quad (5.5)$$

de las relaciones anteriores podemos establecer que:

$$R_{j-1} = C / x_{C, R_{j-1}}, R_j = C / x_{C, R_j} \text{ y } E_j = B_j / x_{B, E_j} \quad (5.6)$$

Sustituyendo en el balance en soluto:

$$C (x_{A, R_{j-1}} / x_{C, R_{j-1}}) = B_j (x_{A, E_j} / x_{B, E_j}) + C (x_{A, R_j} / x_{C, R_j}) \quad (5.7)$$

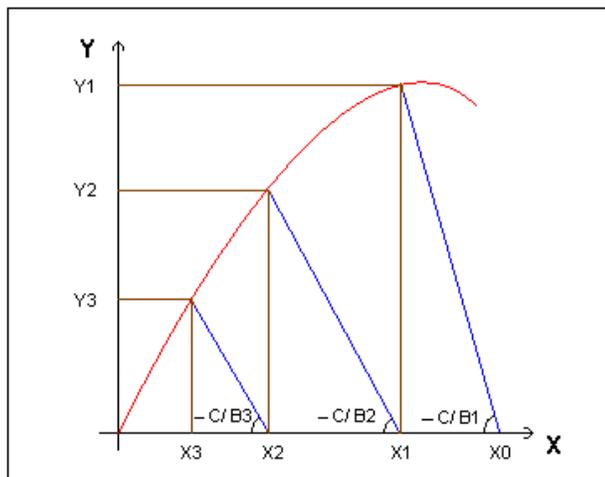
Se define  $Y = (x_{A, E} / x_{B, E})$  y  $X = (x_{A, R} / x_{C, R})$ , y sustituyendo en la ecuación 5.7:

$$B_j Y_j = C (X_{j-1} - X_j) \quad (5.8)$$

despejando para  $Y_j$

$$Y_j = - (C / B_j) (X_j + X_{j-1}) \quad (5.9)$$

que es la ecuación de una recta de pendiente  $-C/B_j$  cuyos pares  $(Y_j, X_j)$  son las composiciones de salida de una etapa, las cuales están en equilibrio. Con esta ecuación, y una curva de distribución del tipo de la fig. 5.2, la determinación de las etapas teóricas se realiza de forma muy sencilla.



**Fig. 5.2** Esquema de extracción a flujo cruzado, diluyente y solvente inmiscibles.

Conociendo el punto  $X_0 = z_A/z_C$  como el punto correspondiente a la alimentación  $F$ , se traza una recta de pendiente  $-C/B_1$  cuyo punto de intersección con la curva de distribución proporciona

las composiciones del extracto y refinado de la primera etapa. El refinado de esta etapa define el nuevo punto de alimentación por el cual se traza una recta de pendiente  $-C/B_2$  para obtener los valores de composición de la segunda etapa. Repitiendo sucesivamente este procedimiento se establece el número de etapas necesarias para lograr cierta separación o bien obtener la composición de refinado y extracto para un número de etapas fijas.- Solvente y diluyente completamente inmiscibles: en el caso de que el solvente y el diluyente sean inmiscibles, la curva de distribución representada en las coordenadas XY es una recta de ecuación:

$$Y = m X \quad (5.10)$$

En donde  $m$  se conoce como el coeficiente de distribución de soluto. Sustituyendo la ec. (5.10) en la ec. (5.9), (donde  $B_j$  se sustituye por  $B$  al ser los solventes iguales en cada etapa), y despejando para  $X_{j-1}$  se tiene:

$$X_{j-1} = ( (m B/ C) + 1 ) X_j \quad (5.11)$$

ecuación que relaciona linealmente la composición de un refinado con respecto a la composición de alimentación para una misma etapa.

Sea  $Q = ( (m B/ C) + 1 )$ , sabemos que  $X_0 = QX_1$ , al igual que  $X_1 = QX_2$  y que  $X_{n-1} = QX_n$ . Sustituyendo de forma sucesiva las relaciones anteriores encontraríamos que  $X_0 = Q^n X_n$ , de forma tal que:

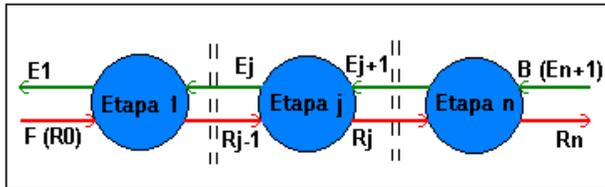
$$X_n = ( 1 / ( (m B/ C) + 1 )^n ) X_0 \quad (5.12)$$

Sea  $B_t$  el solvente total utilizado en la operación, dado por  $B_t = nB$ . De acuerdo a esto, se puede obtener un límite teórico de efectividad como:

$$\lim_{n \rightarrow \infty} X_n/X_0 = e^{-mB_t/C} \quad (5.12)$$

## 9.7 EXTRACCIÓN TERNARIA EN CONTRACORRIENTE

Este tipo de operación se basa en la introducción de la alimentación y el solvente en extremos opuestos de la *cascada de etapas*, de forma tal que las corrientes de refinado y extracto circulen en dirección contraria durante todo el proceso.



**Fig. 6.1.** Cascada de extracción en contracorriente.

En esta configuración el solvente de entrada  $B_0$  (con mayor capacidad de remoción), entra en contacto con una corriente de refinado de baja composición en soluto  $R_{n-1}$  (lo que implica una mayor resistencia a la extracción). A medida que el solvente avanza a lo largo de las etapas aumenta su composición en soluto (lo que disminuye su capacidad extractiva). De igual forma el refinado se enriquece en soluto, de tal manera que no se necesite de la capacidad total del solvente para su transferencia, por lo que esta configuración promueve contactos óptimos entre el solvente y el refinado en cada etapa.

Haciendo referencia a la fig. 6.1 se establecen los balances de masa y sus relaciones:

Balance para la etapa 1:

$$F + E_2 = R_1 + E_1 \quad (6.1)$$

ó

$$F - E_1 = R_1 - E_2 \quad (6.2)$$

Balance para la etapa 2:

$$R_1 + E_3 = R_2 + E_2 \quad (6.3)$$

ó

$$R_1 - E_2 = R_2 - E_3 \quad (6.4)$$

Balance para la etapa j:

$$R_{j-1} + E_{j+1} = R_j + E_j \quad (6.5)$$

ó

$$R_{j-1} - E_j = R_j - E_{j+1} \quad (6.6)$$

Balance en la etapa n:

$$R_{n-1} + B = R_n + E_n \quad (6.7)$$

ó

$$R_{n-1} - E_n = R_n - B \quad (6.8)$$

De las ecuaciones anteriores se define un punto  $\Delta P$  tal que:

$$F - E_1 = R_1 - E_2 = R_2 - E_3 = R_j - E_{j+1} = \dots = R_n - B = \Delta P \quad (6.9)$$

$\Delta P$  representa una mezcla ficticia que relaciona la alimentación y el extracto de etapa cualquiera como una constante, lo que implica que gráficamente un punto de refinado  $R_j$  está alineado con el extracto  $E_{j+1}$  y el punto  $\Delta P$  llamado *punto polar*. Esta línea es usualmente llamada *línea de operación*.

El balance de masa global sobre la fig. 6.1 muestra lo siguiente:

$$F + B = M = R_n + E_1 \quad (6.10)$$

Lo que representa dos relaciones lineales adicionales entre las entradas y salidas de la cascada.

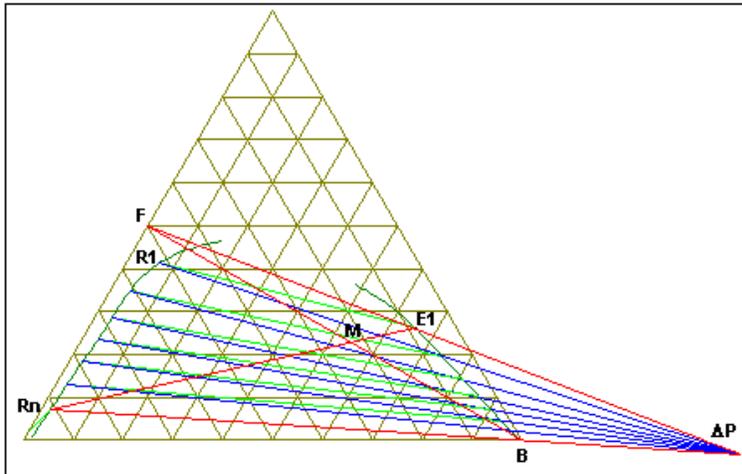
#### Resolución gráfica:

Un problema típico de extracción en contracorriente tiene como datos de partida las composiciones y flujos de la alimentación y el solvente, además de una especificación para la separación: la composición en soluto de extracto  $E_1$  o del refinado  $R_n$ . En ambos casos se obtiene como resultado el número de etapas necesarias para lograr la separación.

Este problema puede ser resuelto gráficamente trasladando los balances y las relaciones obtenidas sobre un diagrama triangular en el que previamente se ha representado el equilibrio involucrado. Siguiendo la construcción de la fig. 6.2 se tiene que:

Del balance de masa global se sitúan en el diagrama los puntos alimentación (F), solvente (B) y mezcla (M), de la misma forma que en la extracción en una etapa.

Dependiendo de la especificación requerida en la separación, se sitúa el punto de refinado final ( $R_n$ ) o del extracto de la primera etapa ( $E_1$ ), interceptando la altura del dato (composición en



soluto) con la curva del refinado o extracto.

**Fig. 6.2** Resolución gráfica de un esquema en contracorriente simple.

A partir de la relación del balance global, se aprecia que los puntos  $R_n$ ,  $M$  y  $E_1$  se encuentran también alineados, de manera que con la localización del punto  $R_n$  puede hallarse  $E_1$  y viceversa, razón por la cual se traza una recta que, partiendo de  $R_n$  (o  $E_1$ ) y pasando por el punto  $M$ , intercepte la curva del extracto (o del refinado), definiendo de esta forma el punto restante  $E_1$  (o  $R_n$ ).

Resta entonces ubicar el punto polar, que guarda una relación lineal con cada una de las etapas. Para ello, en la ecuación 6.9 se observan las disposiciones en triadas lineales de los puntos  $\{F, E_1, \Delta P\}$  y  $\{R_n, B, \Delta P\}$ , lo que implica que la intersección de estas rectas ubica al punto polar, cuyas coordenadas no tienen una representación física tangible. De ese modo, se prolonga (lo suficiente) una línea de operación desde la alimentación ( $F$ ), que pase por el extracto de la primera etapa ( $E_1$ ), y otra desde el refinado final ( $R_n$ ) que pase por el solvente ( $B$ ). Una vez ubicado el intercepto de estas rectas ( $\Delta P$ ), se trazan las sucesivas etapas de extracción hasta obtener el  $R_n$  especificado (o uno muy cercano). El trazado de las etapas intermedias es sumamente sencillo: de la etapa 1 se obtiene  $E_1$  y  $R_1$  (corrientes en equilibrio), para localizar  $R_1$  se utiliza la curva de distribución como se indicó en el caso de una etapa. Luego, la línea de operación desde el  $R_1$  hasta el punto polar  $\Delta P$  define el  $E_2$  como la intersección de esta recta con

la curva del extracto, que mediante el equilibrio definirá la alimentación de la siguiente etapa  $R_2$ , repitiéndose el procedimiento hasta alcanzar el refinado de la etapa fina ( $R_n$ ).

Otra forma de resolución gráfica para el conteo de las etapas involucra la curva de distribución. Este procedimiento se asemeja al de Mc Cabe-Thiele en destilación: se define una curva de operación en base a un balance en soluto sobre el volumen de control de la fig. 6.1 en la cascada de la forma:

$$F z_A + E_{j+1} x_{A, E j+1} = R_j x_{A, Rj} + E_1 x_{A, E1} \quad (6.11)$$

despejando para  $x_{A, E j+1}$  tenemos:

$$x_{A, E j+1} = (R_j / E_{j+1}) x_{A, Rj} + (E_1 x_{A, E1} - F z_A) / E_{j+1} \quad (6.12)$$

que en los casos generales se presenta como una línea recta.

Sea  $y_j = x_{A, E j}$ , la composición de soluto en el extracto  $j$  y  $x_j = x_{A, Rj}$ , la composición de soluto en el refinado  $j$ , sustituyendo estas relaciones, se tiene que:

$$y_{j+1} = (R_j / E_{j+1}) x_j + (E_1 y_1 - F z_A) / E_{j+1} \quad (6.13)$$

que se conoce como la curva de operación de la cascada. Graficando la curva de distribución asociada al equilibrio y la curva de operación, el conteo de las etapas se realiza de la misma manera que en el método de Mc Cabe-Thiele, determinando los escalones entre la curva de operación y la curva de distribución.

En los casos que el solvente y el diluyente sean inmiscibles, la curva de operación se transforma en una recta de pendiente  $C/B$ .

#### *Ejemplo 6.1:*

*Se tiene un sistema operando en contracorriente al que se le alimentan 200 mol/h de una solución de acetona-agua que contiene 60% en composición de soluto (acetona). Se añadirán 100 mol/h 1,1,2-Tricloroetano puro como solvente. La separación se debe llevar a cabo hasta obtener una composición en refinado de 0.07 en soluto. Hallar los puntos de mezcla mínimo y máximo, el solvente mínimo, el número total de etapas y los flujos y composiciones en cada etapa.*

Solución:

Haciendo un balance global de masa total y de soluto sobre el esquema de separación se tiene que:

$$F + B = M = E_1 + R_n \quad (6.1a)$$

$$F z_A + B x_{A,B} = M x_{A,M} = E_1 x_{A,E1} + R_n x_{A,Rn} \quad (6.2a)$$

lo que significa que, al igual que en una etapa, conocidos los flujos y composiciones de la entrada (F y B) se tiene el flujo y composición del punto de mezcla. Sustituyendo los valores numéricos se tiene que:

$$F + B = M = 200 + 100 = 300 \text{ mol/h}$$

$$x_{A,M} = (F z_A + B x_{A,B}) / (F + B) = (200 \cdot 0.6 + 100 \cdot 0) / (300) = 0.4$$

la composición de solvente se obtiene mediante un balance ( $x_{B,M} = 0.334$ ) y la composición de diluyente se obtiene por diferencia ( $x_{C,M} = 0.2667$ )

A partir de esto, se ubica el punto de mezcla interceptando la composición de soluto obtenida con la recta formada por F y B. Ahora, y valiéndose del resultado obtenido en la ecuación 6.1a, se sabe que el punto M está alineado con  $E_1$  y  $R_n$ , con lo que ubicando el  $R_n$  dato sobre la curva del refinado, se traza una recta que pase por el punto de mezcla y corte la curva del extracto, con lo que se habrá obtenido el punto  $E_1$ .

A partir de las composiciones de  $R_n$  (dato del problema) y  $E_1$  (leída en el diagrama), se resuelve el sistema de ecuaciones formado por 6.1a y 6.2a para hallar los flujos de  $E_1$  y  $R_n$ :

$$x_{A,E1} = 0.5079$$

$$E_1 = 226.08 \text{ mol/h}$$

$$R_n = 73.918 \text{ mol/h}$$

Ahora sólo falta hallar las coordenadas del punto polar para trazar las rectas de operación. Haciendo un balance desde la etapa 1 hasta la  $i$  se tiene que:

$$F + E_{i+1} = E_i + R_i \quad (6.3a)$$

o agrupando términos constantes:

$$(F - E_1) = + R_i - E_{i+1} \quad (6.4a)$$

lo que indica que el punto polar se define por la mezcla de las corrientes F y  $E_1$ . A partir del balance global (ecuación 6.1a):

$$(F - E_1) = (R_n - B) \quad (6.5a)$$

la ecuación anterior muestra la existencia de un único punto polar que puede ser calculado a través de la mezcla de F y E<sub>1</sub> o R<sub>n</sub> y B.

Utilizando F y E<sub>1</sub> se resolverá el siguiente sistema de ecuaciones:

$$F + E_1 = \Delta P \quad (6.6a)$$

$$F z_A + E_1 x_{A,E1} = \Delta P x_{A,\Delta P} \quad (6.7a)$$

que da como resultado:

$$\Delta P = -26.08$$

$$x_{A,\Delta P} = -0.198$$

$$x_{B,\Delta P} = 3.8326$$

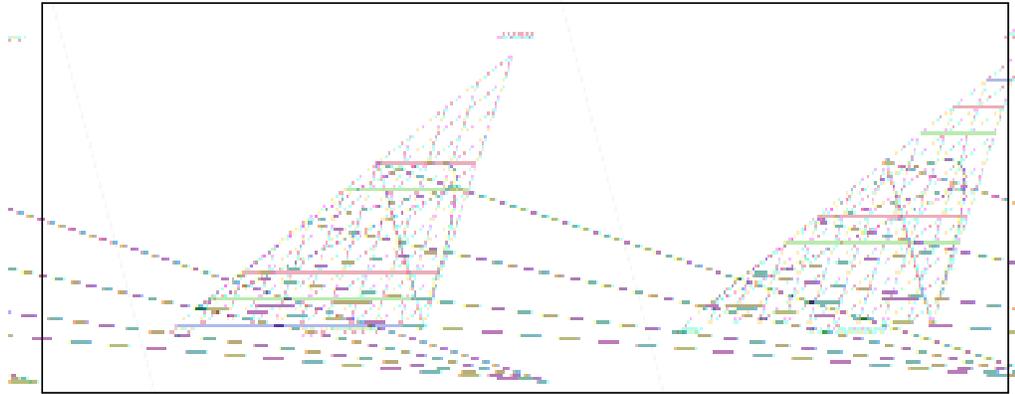
$$x_{C,\Delta P} = -2.634$$

Recuérdese que la existencia de flujos y coordenadas negativas para los puntos polares no tiene una interpretación física. Sólo se trata de la mezcla de dos corrientes para hallar un punto común en el trazado de las etapas.

Utilizando el procedimiento descrito en la teoría para hallar el solvente mínimo, se obtiene un valor de 51.041 mol/h de solvente para un número infinito de etapas. Recuérdese que en el problema de una etapa se explicó la forma de hallar el punto de mezcla mínimo y máximo para lograr separación, y que en la configuración en contracorriente estos puntos no son suficientes para lograr una separación. Es por ello, que se calculan los valores de solvente de mezcla mínimo y máximo (20.159 y 1578.5 mol/h respectivamente), y se concluye que es necesario utilizar un solvente superior a 51.041 mol/h e inferior a 1578.5 mol/h (ambas cifras con cierto margen de error).

Por último, trazando las operaciones apoyándose en el punto polar obtenido hasta lograr un refinado final de 0.07, se obtiene un total de 3 etapas. A continuación se muestran los flujos y composiciones de refinado y extracto obtenidos en cada etapa por balances de masa:

j	E <sub>j</sub>	x <sub>A,j</sub>	x <sub>B,j</sub>	x <sub>C,j</sub>	R <sub>j</sub>	x <sub>A,j</sub>	x <sub>B,j</sub>	x <sub>C,j</sub>
1	226.08	0.5079	0.4422	0.0500	117.19	0.3807	0.0178	0.6015
2	143.27	0.2753	0.7122	0.0121	85.312	0.1878	0.0019	0.8103



3	111.39	0.0974	0.8988	0.0038	73.918	0.0700	0.0005	0.9295
---	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------

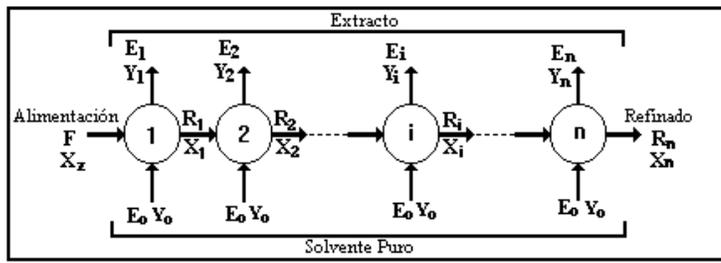
**Tabla 6.1** Flujos y composiciones en cada etapa

**Figura 6.3** Construcción gráfica del ejemplo 6.1.

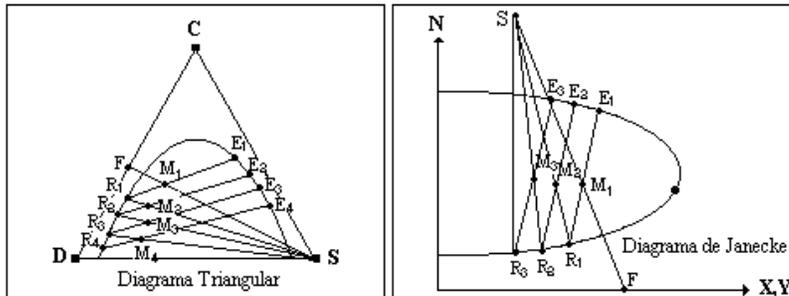
### Extracción en varias etapas a corriente cruzada

Esta es una ampliación de la extracción en una sola etapa, en la cual el refinado se pone en contacto con disolvente fresco; la figura 13; muestra el diagrama de flujo para una extracción en  $n$  etapas. Se obtiene un único refinado final; los extractos se pueden combinar para obtener el extracto compuesto y la cantidad de solvente que entre a cada etapa puede variar de pendiendo de los requerimientos del sistema .

Todos los balances de materia para una sola etapa se aplican obviamente ahora a la primera etapa. Las etapas subsecuentes se trabajan en la misma forma, excepto, por supuesto, que la "alimentación" en cualquier etapa es el refinado de la etapa anterior.



**Fig. 13** Equipo de extracción en varias etapas a corriente cruzada



**Fig 14** Diagramas de extracción en varias etapas a corriente cruzada

Dos tipos de problemas se pueden plantear en los sistemas de extracción de corriente cruzada, los de evaluación y los de diseño. En los primeros, y en base a la planta física ya existente se introducen los cambios y las mejoras que optimicen al sistema, lo que analíticamente implica un tanteo. Mientras que al diseñar lo hacemos a partir de la composición que queremos alcanzar, lo que se traduce en el cálculo del número de platos requeridos y las dimensiones del extractor.

¿Qué ocurre cuando D y S son totalmente inmiscibles?

Cuando D y S son totalmente inmiscibles; los balances conducen a las siguientes ecuaciones:

Balance de masa en D:

$$F \cdot X_{D,F} = R_1 \cdot X_{D,R1} = R_2 \cdot X_{D,R2} = \dots = R_i \cdot X_{D,Ri} \quad (1)$$

ya que todo el diluyente que entra por la alimentación a una etapa, sale de ella contenido en el refinado. de igual manera todo el solvente que ingresa a una etapa, sale por el extracto, por esta razón:

Balance de masa en S para la etapa i:

$$S_i = E_i \cdot X_{S,Ei} \quad (2)$$

De forma contraria a los anteriores componentes, el soluto no sale de las etapas de extracción por una sola corriente. Por su carácter afín con el solvente y el diluyente (contenidos en el extracto y el refinado respectivamente) el soluto se reparte entre las dos fases haciéndose presente en el extracto y el refinado. De esta manera se tiene que:

Balance de masa en C para la etapa i:

$$R_{i-1} \cdot X_{C,i-1} = R_i \cdot X_{C,i} + E_i \cdot X_{C,i} \quad (3)$$

Si se divide la ecuación (3) entre  $R_i \cdot X_{D,Ri}$ , y recordando de la ecuación (1) que  $R_{i-1} \cdot X_{D,Ri-1} = R_i \cdot X_{D,Ri}$  se tiene que

$$\frac{R_{i-1} \cdot X_{C,i-1}}{R_{i-1} \cdot X_{D,i-1}} = \frac{R_i \cdot X_{C,i}}{R_i \cdot X_{D,i}} + \frac{E_i \cdot X_{C,i}}{E_i \cdot X_{D,i}}$$

$$\left( \frac{X_{C,i-1}}{X_{D,i-1}} - \frac{X_{C,i}}{X_{D,i}} \right) = \frac{E_i \cdot X_{C,i}}{E_i \cdot X_{D,i}} \quad (4)$$

Si se observa de la ecuación (1) que  $F \cdot X_{D,F} = R_i \cdot X_{D,Ri}$  y se multiplica y divide la ecuación (4) por la composición del solvente en el extracto de la etapa i,  $X_{S,Ei}$ , se llega a:

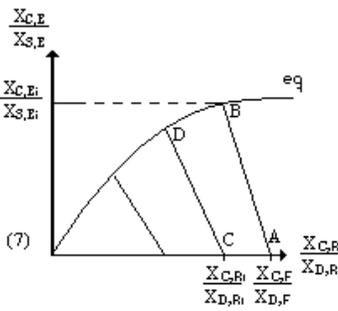
$$\left( \frac{X_{C,i-1}}{X_{D,i-1}} - \frac{X_{C,i}}{X_{D,i}} \right) = \frac{E_i \cdot X_{C,i}}{F \cdot X_{D,F}} \cdot \frac{X_{S,Ei}}{X_{S,Ei}} \quad (5)$$

Sustituyendo en (5) la ecuación (2):

$$\left( \frac{X_{C,i-1}}{X_{D,i-1}} - \frac{X_{C,i}}{X_{D,i}} \right) = \frac{S_i}{F \cdot X_{D,F}} \cdot \frac{X_{C,Ei}}{X_{S,Ei}} \quad (6)$$

rearrgando la ecuación (6) se llega a:

Si se grafica la ecuación (7) en la variable  $X_{C,R}/X_{D,R}$  y la orden



(7)

la abscisa está representada por gráfica como la siguiente:

La recta AB, con pendiente  $-F.X_{D,F}/S_1$  ecuación (7) para la etapa 1 donde

$$\frac{X_{C,Ri-1}}{X_{D,Ri-1}} = \frac{X_{C,i}}{X_{D,i}}$$

Cuando se interseca esta recta con la curva de equilibrio se obtiene un punto que al proyectarse sobre la abscisa define inmediatamente la relación  $X_{C,R1}/X_{D,R1}$ . De esta manera, el punto de partida de la recta CD, con pendiente  $-R_1.X_{D,R1}/S_2$ , queda determinado. La intersección de la recta CD con la curva de equilibrio define de nuevo  $X_{C,R2}/X_{D,R2}$  y así sucesivamente hasta completar el número de etapas o alcanzar la composición de soluto deseada. Por otra parte la proyección del punto de intersección sobre el eje de las ordenadas da la relación  $X_{C,Ei}/X_{S,Ei}$ , que determina las concentraciones del soluto y el solvente, para la corriente del extracto en la etapa de interés.

Si adicionalmente se supone que todas las corrientes de entrada de solvente son iguales ( $S_1=S_2=...$  =  $S_i$ ) y se grafica  $X_{C,E}/X_{S,E}$  vs.  $X_{C,R}/X_{D,R}$ ; se obtendrán los puntos de intersección entre las rectas de las etapas y la curva de equilibrio. Al unir estos puntos se obtiene la recta de ecuación:

$$\frac{X_{C,Ei}}{X_{S,Ei}} = m \cdot \frac{X_{C,Ri}}{X_{D,Ri}} \quad (8)$$

Luego de sustituir la ecuación (8) en la ecuación (6) y reordenar, se halla una expresión de la forma siguiente:

$$\left\{ \frac{S \cdot m}{F \cdot X_{D,F}} + 1 \right\} \cdot \frac{X_{C,Ri}}{X_{D,Ri}} = \frac{X_{C,Ri-1}}{X_{D,Ri-1}} \quad (9)$$

Si se plantea la ecuación (9) para cada etapa se obtiene:

$$\left( \frac{1}{\frac{S \cdot m}{F \cdot X_{D,F}} + 1} \right) \frac{X_{C,R2}}{X_{D,R2}} = \frac{X_{C,R1}}{X_{D,R1}}$$

$$\left( \frac{1}{\frac{S \cdot m}{F \cdot X_{D,F}} + 1} \right) \frac{X_{C,R1}}{X_{D,R1}} = \frac{X_{C,R2}}{X_{D,R2}}$$

y se combinan sustituyendo una ecuación en la otra, se obtiene finalmente:

$$\frac{X_{C,Rn}}{X_{D,Rn}} = \frac{X_{C,R1}}{X_{D,R1}} \left( \frac{S \cdot m}{F \cdot X_{D,F}} + 1 \right)^{n-1}$$

La magnitud  $m.S/F.X_{D,F}$  se denomina "factor de extracción".

Multietapas en corriente cruzada:

$$F + S_1 = M_1 = E_1 + R_1$$

$$F \times x_F + S_1 \times x_{S1} = M_1 \times x_{M1} = E_1 \times x_{E1} + R_1 \times x_{R1}$$

$$R_1 + S_2 = M_2 = E_2 + R_2$$

$$R_1 \times x_{R1} + S_2 \times x_{S2} = M_2 \times x_{M2} = E_2 \times x_{E2} + R_2 \times x_{R2}$$

$$R_2 + S_3 = M_3 = E_3 + R_3$$

$$R_2 \times x_{R2} + S_3 \times x_{S3} = M_3 \times x_{M3} = E_3 \times x_{E3} + R_3 \times x_{R3}$$

Cada una de las etapas se resuelve de forma totalmente idéntica a la planteada anteriormente.

Caso particular de los líquidos insolubles en corriente cruzada:

Si el diluyente (componente A) y el solvente (componente B) son totalmente inmiscibles en el rango de operación, las curvas de extracto y de refinado se superponen con los ejes CB y CA respectivamente. Esto significa que los extractos no contienen diluyentes y que los refinados no contienen solvente. La cantidad de soluto en el refinado permanece constante y la cantidad de solvente en el extracto también permanece constante.

$$F \times x_R = R_1 \times x_{R1} = R_2 \times x_{R2} = \dots = R_n \times x_{Rn} = A$$

$$S \times x_S = E_1 \times x_{E1} = E_2 \times x_{E2} = \dots = E_n \times x_{En} = B$$

Un balance en soluto alrededor de la etapa  $i$  da ():

$$R_{i-1} \times x_{i-1} + S_i \times x_i = R_i \times x_i + E_i \times x_i$$

Estas ecuaciones permiten llegar a la expresión final:

$$\frac{-A}{S_n} = \frac{y'_S - y'_i}{x'_i - x'_{i-1}}$$

Multietapas en contracorriente:

Balance Global sobre las  $n$  etapas

$$F + S = E_1 + R_n = M$$

$$F x_F + S x_S = E_1 x_{E1} + R_n x_{Rn}$$

Balance Global sobre las i etapas

$$F + E_{i+1} = E_1 + R_i$$

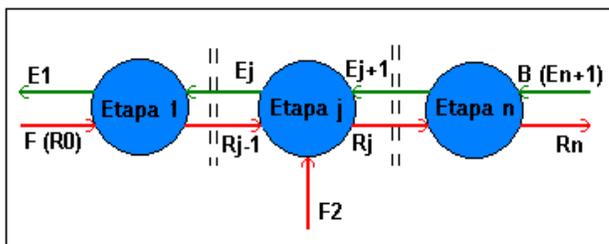
$$F x_F + E_{i+1} x_{Ei+1} = E_1 x_{E1} + R_i x_{Ri}$$

Se define el punto de operación como:

$$F - E_1 = R_i - E_{i+1} = R_n - S$$

$$F x_F - E_1 x_{E1} = R_i x_{Ri} - E_{i+1} x_{Ei+1} = R_n x_{Rn} - S x_S$$

Por ende el punto polar se obtiene prolongando las rectas pasando por F y E<sub>1</sub> por una parte y R<sub>n</sub> y S por otra parte. Cabe señalar que, a su vez, R<sub>n</sub> se obtiene en la curva de equilibrio y pertenece a la recta que pasa po E<sub>1</sub> y M. La cobnstrucción de los puntos alineados en idéntica en el diagrama de Yaneck. En cuanto al diagrama de Thiele, se debe primero construir la curva de operación a partir del punto polar y luego alternar el conteo de etapas entre la curva de equilibrio y la curva de operación.



### VI.3.- Construcción con múltiples entradas y/o salidas:

**Fig. 6.4** Esquema en contracorriente con dos alimentaciones.

Cuando se añaden o retiran corrientes en etapas intermedias, las zonas de balance se definen diferenciando las etapas en las que se ha modificado el flujo, es decir, se hace un balance antes y después de la entrada (salida) de flujo. El resultado es, por tanto, la aparición de un unto polar por cada entrada o salida adicional añadida a la torre.

En la figura 6.4 se muestra la construcción de un sistema en contracorriente al que se le ha añadido una alimentación en la etapa  $i$ . A partir de esto, se pueden distinguir dos zonas de balance: desde la etapa 1 hasta la etapa  $i$  (antes de la alimentación), y desde la etapa  $i$  hasta la  $N$  (después de la alimentación):

En donde  $F_1$  es la alimentación añadida en la etapa 1 y  $F_2$  la alimentación introducida en la etapa  $i$  (usualmente en orden decreciente en composición de soluto).

### 9.7.1 BALANCES

$$\text{Zona I (etapas 1-i): } F_1 + E_i = E_1 + R_{i-1} \quad (6.14)$$

$$\text{Zona II (etapas i-n): } E_{i+1} + R_n = B + R_i \quad (6.15)$$

$$\text{Global : } F_1 + F_2 + B = E_1 + R_n \quad (6.16)$$

Reagrupando términos constantes en las ecuaciones 6.14 y 6.15, se tiene que:

$$\text{Zona I (etapas 1-i): } (F_1 - E_1) = R_{i-1} - E_i \quad (6.17)$$

$$\text{Zona II (etapas i-N): } (R_n - B) = R_i - E_{i+1} \quad (6.18)$$

lo que significa que para las etapas 1 hasta  $i$  los extractos y refinados se relacionan mediante un punto polar, al igual que para las etapas  $i$  hasta  $n$ . Solo basta conocer la relación entre los puntos polares definidos antes y después de la alimentación  $F_2$ .

Si no existiera la alimentación  $F_2$  en la etapa  $i$ , el balance global (el cual muestra la relación entre los puntos polares) revelaría que estos puntos son iguales (ver ecuación 6.10). A partir de la ecuación 6.16 se reagrupan términos para hallar esta relación:

$$\text{Global : } (F_1 - E_1) + F_2 = (R_n - B) \quad (6.19)$$

sustituyendo  $(F_1 - E_1)$  por  $\Delta E$  y  $(R_n - B)$  por  $\Delta R$  en las ecuaciones 6.17 a 6.19:

$$\text{Zona I (etapas 1-i): } \Delta E = R_{i-1} - E_i \quad (6.20)$$

$$\text{Zona II (etapas i-n): } \Delta R = R_i - E_{i+1} \quad (6.21)$$

$$\text{Global : } \Delta E + F_2 = \Delta R \quad (6.22)$$

Del desarrollo anterior se puede observar lo siguiente:

- La construcción del diagrama desde la etapa 1 hasta la  $i$  se apoya únicamente en el punto polar  $\Delta E$ . A partir de la etapa  $i$  hasta la  $n$ , la operación es trazada en base al punto polar  $\Delta R$ .
- Los puntos  $\{\Delta E, \Delta R, F_2\}$  están alineados, lo que significa que hallando los flujos y composiciones de  $E_1$  y  $R_n$  tal y como se indicó en el apartado anterior, se pueden definir los puntos polares en el diagrama.
- La construcción de las etapas es similar a la explicada para el caso de una alimentación, sólo que se debe de cambiar de pivote (punto polar) en el momento en que se cruce la composición de soluto de la alimentación  $F_2$ .

Por último, el análisis para dos entradas se aplica perfectamente para la aplicación de una salida: únicamente se debe tener en cuenta la ubicación de la corriente en los balances y resolver el problema de forma similar a la explicada anteriormente. Para problemas que tienen  $m$  entradas y  $p$  salidas, sólo se debe recordar que existirán  $(m + p)$  puntos polares, y por tanto,  $(m + p)$  zonas de balance.

#### *Ejemplo 6.2:*

*Se tiene un sistema acetona-agua-1,1,2-tricloroetano operando en contracorriente con dos alimentaciones. La primera alimentación ( $F_1$ ), es de 100 mol/h de una mezcla acetona-agua con 60% molar en acetona. La segunda alimentación ( $F_2$ ), es de 50 mol/h y 30% molar en acetona. Al mismo tiempo se introducen 35 mol/h de 1,1,2-Tricloroetano puro en la cascada. Si se quiere obtener un refinado de 0.07, hallar:*

*Solvente mínimo*

*Solvente de mezcla mínimo y máximo.*

*Número de etapas totales.*

*Entrada óptima de  $F_2$ .*

**Solución:**

Para buscar el solvente mínimo a través de la alimentación, es necesario comparar las intersecciones formadas por las dos alimentaciones para decidir en base a que alimentación se establece el solvente

mínimo. En este caso el solvente mínimo se obtuvo por medio de la primera alimentación y es de 25.52 mol/h de solvente puro.

Los puntos de solvente de mezcla mínimo y máximo se obtienen en forma similar a la explicada en teoría y dan un valor de 10.08 y 539.25 mol/h respectivamente. Si se observa detenidamente, los valores obtenidos son la mitad de los reportados en el problema anterior debido a que en el caso de una alimentación, el flujo introducido es el doble del utilizado actualmente.

Siguiendo el esquema propuesto en la teoría, se harán balances antes y después de la alimentación  $F_2$ :

$$\text{Zona I (etapas 1-i): } F_1 + E_i = E_1 + R_{i-1} \quad (6.1b)$$

$$\text{Zona II (etapas i-n): } E_{i+1} + R_n = S + R_i \quad (6.2b)$$

$$\text{Global : } F_1 + F_2 + B = M = E_1 + R_n \quad (6.3b)$$

Reagrupando términos constantes en las ecuaciones anteriores se tiene que:

$$\text{Zona I (etapas 1-i): } (F_1 - E_1) = R_{i-1} - E_i \quad (6.4b)$$

$$\text{Zona II (etapas i-n): } (R_n - S) = R_i - E_{i+1} \quad (6.5b)$$

$$\text{Global : } (F_1 - E_1) + F_2 = (R_n - S) \quad (6.6b)$$

Sustituyendo  $(F_1 - E_1)$  por  $\Delta E$  y  $(R_n - S)$  por  $\Delta R$  en las ecuaciones 6.4b a 6.6b:

$$\text{Zona I (etapas 1-i): } \Delta E = R_{i-1} - E_i \quad (6.7b)$$

$$\text{Zona II (etapas i-n): } \Delta R = R_i - E_{i+1} \quad (6.8a)$$

$$\text{Global : } \Delta E + F_2 = \Delta R \quad (6.9b)$$

la ecuación 6.3b indica que conocidos todos los flujos y composiciones de entrada, se puede calcular el valor de  $M$  y la composición en soluto para ubicar el punto de mezcla en el diagrama. Resolviendo el balance de masa global y en soluto, se tiene que:

$$F_1 + F_2 + B = 100 + 50 + 35 = 185 \text{ mol/h} = M$$

$$x_{A,M} = (100 \cdot 0.6 + 50 \cdot 0.3 + 35 \cdot 0) / 185 = 0.405$$

si se reagrupa la ecuación 6.3b se puede observar lo siguiente:

$$(F_1 + F_2) + B = M \quad (6.10b)$$

de acuerdo al análisis de punto de mezcla, la ecuación 6.10b indica que el punto de mezcla M está alineado con la recta que forma el solvente y la unión de  $F_1$  y  $F_2$ . Eso significa que se debe conseguir una alimentación global ficticia denominada  $F_{12}$  mezclando las corrientes:

$$F_1 + F_2 = F_{12} = 100 + 50 = 150 \text{ mol/h}$$

$$z_{A,F12} = (100 \cdot 0.6 + 50 \cdot 0.3) / 150 = 0.5$$

Una vez conseguida la alimentación ficticia, se debe ubicar en el diagrama (sobre la línea que une  $F_1$  y  $F_2$ ) la composición de soluto encontrada. Este punto debe formar una recta con el solvente B, sobre la cual estará el punto de mezcla.

Las composiciones de  $E_1$  y  $R_n$  se obtienen de la forma indicada en el problema de una alimentación (a partir de la ecuación 6.3b se observa que  $E_1$ ,  $R_n$  y M están alineados). A partir de la composición de  $R_n$  se ubica el punto en el diagrama y se halla  $E_1$ . Con este valor, se resuelve el sistema de ecuaciones que relaciona  $E_1$  y  $R_n$  con la mezcla y se obtienen los siguientes resultados:

$$x_{A,E1} = 0.5942$$

$$E_1 = 118.36 \text{ mol/h}$$

$$R_n = 66.63 \text{ mol/h}$$

con  $E_1$  y  $R_n$  definidos, se pueden obtener los puntos polares  $\Delta E$  y  $\Delta R$  a partir de las ecuaciones 6.4b y 6.5b.

$$\text{Polar } \Delta E \text{ (total): } F_1 - E_1 = \Delta E \quad (6.11b)$$

$$\text{Polar } \Delta E \text{ (soluto): } (F_1 \cdot z_{A,F1} - E_1 \cdot x_{A,E1}) / (F_1 - E_1) = x_{\Delta E} \quad (6.12b)$$

Resolviendo las ecuaciones 6.11b y 6.12b, se tiene que:

$$\Delta E = -18.363 \text{ mol/h}$$

$$x_{A,\Delta E} = 0.5628$$

de igual forma, a partir de  $\Delta R$ , se tiene que:

$$R_n - B = \Delta R = 31.637 \text{ mol/h} \quad (6.12b)$$

$$(R_n \cdot x_{A,Rn} - B \cdot X_{A,B}) / (R_n - S) = X_{A,\Delta R} = 0.147 \quad (6.13b)$$

Las ecuaciones 6.10b y 6.12b indican que el punto  $\Delta E$  está en la recta que pasa por  $E_1$  y  $F_1$  y que  $\Delta R$  está en la recta formada por  $R_n$  y  $B$  respectivamente. Por tanto, se ubican las composiciones soluto de los puntos polares en el diagrama (alturas) y se intersectan con las rectas correspondientes.

Por último, se debe verificar que los puntos polares están correctamente ubicados. Para esto, se traza una recta entre ellos y se comprueba que pase por  $F_2$  (para cumplir con el balance global, ecuación 6.6b). Construyendo el gráfico, el número de etapas totales es 9 y la alimentación  $F_2$  es introducida en la etapa 4.

A continuación se muestran los resultados numéricos de las etapas y las coordenadas de los puntos utilizados para la construcción:

Puntos	Flujo	$x_C$	$x_A$	$x_B$
F1	100.000	0.40000	0.60000	0.00000
F2	50.0000	0.70000	0.30000	0.00000
F'	150.000	0.50000	0.50000	0.00000
S	35.0000	0.00000	0.00000	1.00000
M	185.000	0.40541	0.40541	0.18919
P1	-18.363	-1.4670	0.56283	1.90413
P2	31.6367	1.95780	0.14744	-1.1052

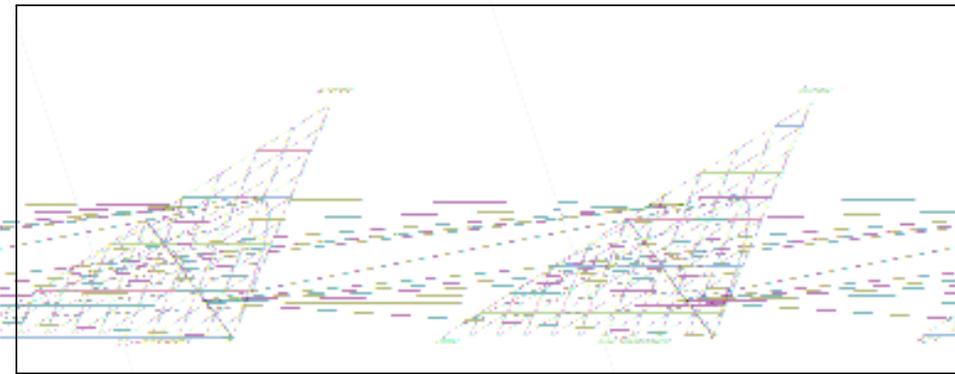
**Tabla 6.3** Flujos y composiciones de los puntos notables

en la construcción del diagrama.

j	$E_j$	$x_{A,j}$	$x_{B,j}$	$x_{C,j}$	$R_j$	$x_{A,j}$	$x_{B,j}$	$x_{C,j}$
1	118.36	0.5942	0.2954	0.1103	66.926	0.4869	0.0485	0.4645
2	85.290	0.5032	0.4480	0.0486	47.865	0.3767	0.0174	0.6058
3	66.228	0.4283	0.5405	0.0311	41.558	0.3071	0.0115	0.6812

4	59.921	0.3855	0.5915	0.0229	38.953	0.2683	0.0102	0.7214
5	57.317	0.3627	0.6169	0.0203	85.334	0.2544	0.0097	0.7358
6	53.697	0.3174	0.6667	0.0158	81.007	0.2217	0.0063	0.7719
7	49.370	0.2693	0.7186	0.0120	76.477	0.1833	0.0014	0.8151
8	44.840	0.2086	0.7822	0.0090	72.407	0.1406	0.0006	0.8586
9	40.770	0.1354	0.8588	0.0057	66.636	0.0700	0.0005	0.9294

**Tabla 6.4** Flujos y composiciones en cada etapa.



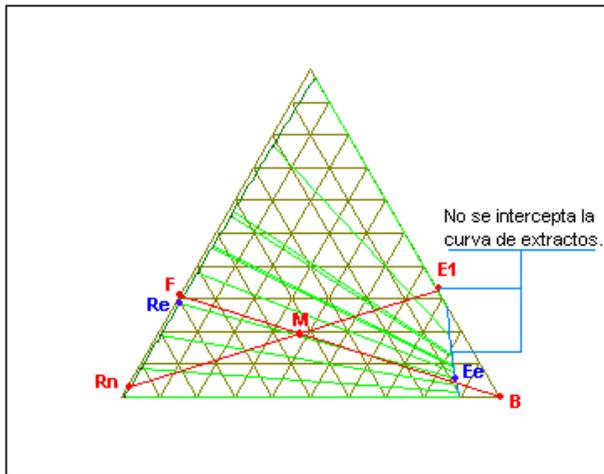
**Figura 6.5** Construcción gráfica del ejemplo 6.2

#### VI.4.- Restricciones:

Aunque anteriormente se definió una composición mínima y máxima de mezcla y una composición máxima de alimentación para la extracción en una etapa (página 11), en la configuración en contracorriente estas restricciones no son suficientes para asegurar que la separación pueda llevarse a cabo.

Las isotermas cerradas (equilibrios del tipo 1), no son favorables para la extracción a contracorriente porque generan un máximo de composición en la alimentación, por lo que es usual encontrar cascadas en contracorriente para especies químicas que definen equilibrios termodinámicos abiertos a una determinada temperatura (equilibrios tipo 2).

Adicionalmente a de el punto de mezcla deba situarse dentro del domo de inmiscibilidad, la relación de mezcla debe ser tal que permita la comprobación del balance de masa:



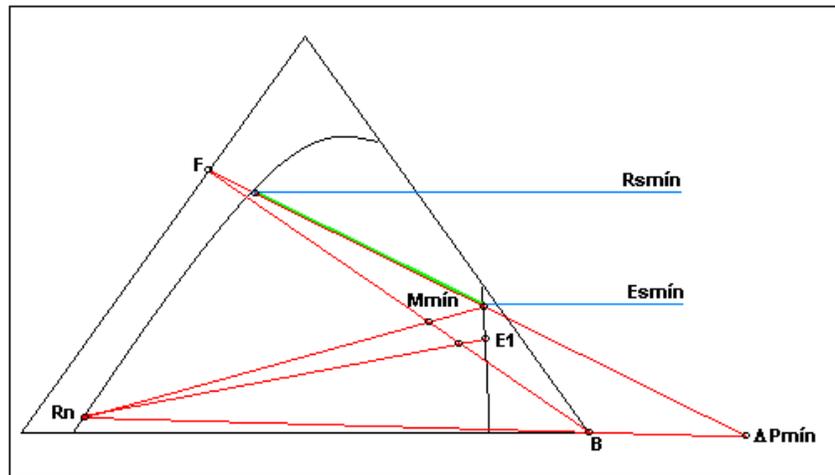
**Fig. 6.6** Inconsistencia gráfica con el balance  $R_n + E_1 = M$ .

$$R_n + E_1 = M \quad (6.23)$$

con lo que no es suficiente que la cantidad de solvente añadido ubique un punto de mezcla mayor que el mínimo y menor que el máximo (pag. 11).

Un ejemplo de esto se muestra en la fig. 6.6, en donde al ubicar el punto de mezcla y trazar la recta  $\{R_n, M, E_1\}$  (puntos alineados según balance), no existe una intersección con la curva del extracto, lo que impide satisfacer el requerimiento impuesto para la separación. Como resultado, la cascada de etapas se transforma en un esquema a “una etapa” ineficaz, obteniéndose como productos el refinado ( $R_E$ ) y el extracto ( $E_E$ ) espontáneos de la mezcla. Por otro lado, puede darse el caso en que la intersección de la curva de extractos por la recta  $\{R_n, M, E_1\}$  exista, definiéndose un  $E_1$  cuya pendiente de equilibrio asociada ubique un  $R_1$  de composición en soluto más alta que la de la alimentación (fig. 6.7), situación que carece de sentido físico para este esquema. Una configuración a contracorriente es análoga a una zona de una columna de





**Fig. 6.8.** Trazado para la obtención del flujo de solvente mínimo en contracorriente.

Generalmente se calcula el flujo mínimo de solvente escogiendo la línea de equilibrio ( $R_{S\text{mín}}$   $E_{S\text{mín}}$ ) que al ser prolongada pasa a través de la alimentación (F) (ver fig. 6.8). Con la composición de solvente (B) y alimentación (F) se traza la recta de mezclado (FB). Luego, dependiendo de la especificación de la separación (si la especificación es  $E_1$  debe ser hallado  $R_n$ ), se traza una recta desde  $R_n$  hasta el  $E_{S\text{mín}}$ . La intersección de estas dos rectas define el punto de mezcla mínimo  $M_{\text{mín}}$ , y con este dato es posible calcular el flujo de solvente mínimo para la separación.

Si bien el procedimiento anterior es el usualmente aceptado, no es del todo confiable, ya que esta basado en las suposiciones de que el equilibrio no presente cambios en el signo de las pendientes y que estas varíen de forma monótona (bien sea creciente o decreciente). De esta forma podría presentarse una línea de equilibrio por debajo de la que pasa a lo largo de la alimentación, que imponga un solvente mínimo mayor que el calculado usualmente, definiendo una etapa que va en detrimento de la operación por falta de solvente en la cascada de separación.

Como se ha mencionado anteriormente, la configuración en contracorriente es análoga a una de las zonas de una columna de destilación. De igual forma que en destilación, se pueden obtener configuraciones en reflujo de solvente con el objeto de aumentar el rendimiento de la operación.

Con objeto de mejorar el proceso de extracción se estila colocar un equipo de varias etapas en contracorriente. La ventaja de este método es la utilización del solvente más puro para los

productos con menor concentración de soluto y del solvente más contaminado para los productos con altas concentraciones en soluto; de esta forma se aprovecha al máximo la fuerza impulsora en el proceso, que sería la diferencia de concentraciones entre sustancias. En la figura No.1 que muestra el esquema general de la extracción por etapas en contracorriente los subíndices indican las corrientes de salida de su respectiva etapa, que además están en equilibrio.

Figura No.1.- Esquema general de la extracción por etapas en contracorriente.

### ***Balances molares en el equipo.***

Con objeto de relacionar las corrientes que se encuentran en operación se realiza los siguientes balances molares en el equipo:

#### 1.- Balance Global

Figura No.2.- Balance Global del Sistema

$$\{F\} + \{S\} = \{E_1\} + \{R_n\} \quad (1)$$

2.- Balance hasta una etapa intermedia

Figura No.3 Balance hasta la etapa i.

$$\{F\} + \{E_{1+i}\} = \{E_1\} + \{R_i\} \quad (2)$$

Mediante la manipulación de la ecuación (2) se llega a una relación entre dos etapas consecutivas genéricas, lo que representaría la operación entre dichas etapas, para encontrar una analogía con el procedimiento de Mc Cabe & Thiele:

$$\{F\} + \{E_1\} = \{R_i\} + \{R_{i+1}\} \quad (3)$$

3.- Balance en la última etapa

Figura No. 4.- Balance en la etapa n.

$$\{R_i\} + \{S\} = \{E_{i+1}\} + \{R_n\} \quad (4)$$

Reagrupando:

$$\{R_n\} - \{S\} = \{R_i\} - \{E_{i+1}\} \quad (5)$$

Mediante la inspección de estas expresiones se obtiene que las ecuaciones (3) y (5) llevan un término común que representa lo que está en tránsito en el tren de separación.

### 9.7.2 REPRESENTACIÓN EN EL DIAGRAMA TERNARIO

Para ilustrar la situación tómesese el caso de un equilibrio del tipo I cuyo sistema vendría representado por la figura No.5.

Figura No. 5.- Diagrama de un equilibrio TIPO I.

A la planta entran las corrientes F (alimentación) y S (Solvente), que determinarán la existencia de un punto de mezcla M, ubicado dentro de la zona de inmiscibilidad. Se dice que el punto de mezcla M es ficticio debido a que nunca se podrá tener físicamente una mezcla descrita por la composición de éste ya que el equilibrio del sistema no lo permite. Dicho punto es una abstracción que simplemente determina las composiciones en refinado y extracto correspondientes al equilibrio que pasa por él (segmento  $R_nE_1$  de la figura 6).

Figura No. 6.- Composición del extracto y refinado.

Analíticamente el punto de mezcla M tiene entonces la siguiente expresión:

$$\{M\} = \{F\} + \{S\} = \{E_1\} + \{R_n\} \quad (6)$$

De esta forma, teniéndose los datos de las corrientes F y S, mediante un balance de masa es posible hallar M, de manera tal de ubicar el equilibrio que pasa por este punto y obtener así las composiciones de extracto y refinado correspondientes; de la misma forma, si el dato es la composición del refinado o del extracto y la composición del solvente, basta con ubicar la línea de equilibrio que contiene a  $R_n$  y  $E_1$ , por medio de un balance de masa apoyado en la ecuación (6), hallar M, y la composición de F vendría dada por la prolongación de la recta SM hasta la intersección con el segmento DC.

Para el caso en el que es dato la composición del refinado libre de solvente es posible hallar la composición del refinado no libre de solvente uniendo los puntos  $R'_n$  y S, de manera tal que la composición  $R_n$  sea la intersección entre el segmento derivado y la curva de equilibrio en el refinado (ver figura 7).

Figura No. 7.- Composición del refinado total ( $R_n$ ) y libre de solvente ( $R'_n$ )

Para trazar las etapas es preciso hacer uso de un punto polar  $\Delta$  que permitirá trazar las líneas de operación en el proceso, análogamente al procedimiento Ponchon - Savarit. La forma de encontrar este punto polar es la siguiente:

Prolongar la recta  $R_nS$  e intersectarla con la prolongación de la recta  $FE_1$ ; el punto que resulte de esta intersección será el punto polar  $\Delta$ , que dependiendo del gráfico podrá estar a la derecha o a la izquierda del triángulo. (ver figura 8)

Figura No.8.- Trazado del punto polar  $\Delta$ .

***Trazado de las etapas.***

El procedimiento para el trazado de etapas es el siguiente (dados F,S,  $R_n$  y  $E_1$ ):

1. Obtener el punto polar  $\Delta$  como se explica anteriormente.

2. Con el punto  $R_n$  y la tabla de datos o alguna expresión dada que permita determinar el equilibrio tanto en el refinado como en el extracto, se halla su correspondiente valor  $E_n$  y se le ubica en el gráfico.
3. Se une los puntos  $E_n$  y  $\Delta$  mediante una recta que se prolonga hasta tocar la curva de refinado del equilibrio ; esta intersección define el punto  $R_{n+1}$ .
4. Repetir el procedimiento desde el punto 2 hasta llegar a la composición  $E_1$  especificada.

Figura No.9.- Trazado de etapas en un diagrama triangular.

Es posible comenzar el procedimiento desde el valor de la composición en el extracto  $E_1$ , siguiendo la lógica anterior.

Para simplificar la lectura de las coordenadas, en muchos casos es más útil y elegante representar el sistema mediante un triángulo rectángulo como se muestra en la figura 9.

### 9.7.3 SOLVENTE Y DILUENTE INMISCIBLES

E.

## 9.8 EXTRACCIÓN TERNARIA CON REFLUJO

El establecimiento de un reflujo en una operación a contracorriente es una solución que permite disminuir la cantidad de diluyente del extracto, lo que aumenta la pureza final del soluto. El reflujo puede ser interno o externo. Solo el reflujo externo será desarrollado en este folleto.

### VII.1.- Generalidades:

Un reflujo interno es provocado por una disminución local de la miscibilidad solvente-alimentación, bien por una variación de temperatura, o por la adición de un antisolvente. Un ejemplo de un reflujo interno con basamento en la temperatura es el proceso de desaromatización de aceites por el furfural.

Un reflujo externo consiste en un reciclaje a la cascada de extracción de una parte del soluto en el extracto, total o parcialmente separado del solvente. El soluto es reintroducido al extractor en la etapa de salida del último extracto. Los procesos de extracción de BTX (benceno, tolueno, xilenos) están basados bajo el principio de reflujo externo.

Los beneficios que se puedan obtener por la implementación de un reflujo externo (en adelante reflujo), dependen de la terna de componentes que conformen el sistema. Considérese por

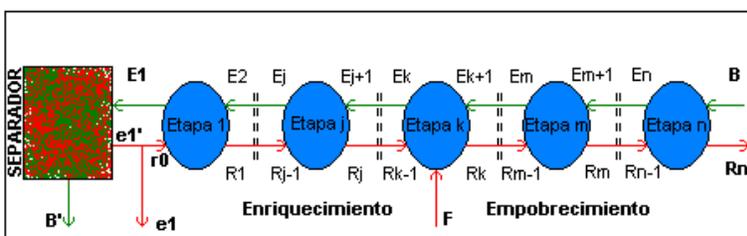
ejemplo el caso de un reflujo en un equilibrio líquido-líquido cerrado (figura. 4.3 a), en el cual se aprecia un punto de tangencia (similar al que define la composición máxima de alimentación en una sola etapa). En este caso, se establece la máxima composición en soluto que se puede obtener con un reflujo al situarse en el extracto  $E_1$  de la cascada, que al separarle el solvente define el punto  $e_1$  o  $r_0$  (recuérdese que para obtener la composición en base libre de solvente de un extracto cualquiera, basta con leer la intersección con el lado AC de una recta prolongada desde el solvente puro pasando a través del extracto en cuestión). De esta manera los equilibrios cerrados limitan las bondades de la aplicación de un reflujo. Por su parte las isotermas abiertas (figura 4.3 b), favorecen notablemente la implementación de un reflujo por las razones expuestas en el capítulo IV.

La fig. 7.1 representa un esquema de extracción en contracorriente con reflujo en una cascada con  $n$  etapas teóricas. La alimentación  $F$  es añadida en la etapa  $k$  óptima (una etapa de composición similar a la de la alimentación), que divide a la cascada en dos partes: la sección de enriquecimiento en soluto del extracto (o simplemente enriquecimiento), comprendida desde la etapa 1 hasta la  $k-1$ , y la sección de empobrecimiento en soluto del refinado (empobrecimiento), comprendida entre las etapas  $k+1$  hasta la  $n$ . En los extremos de la cascada se introducen en la etapa  $n$  el solvente ( $B$ ) y en la etapa 1 el reflujo  $r_0$ , que es una fracción del extracto libre de solvente de  $e'_1$  producto del separador a partir del extracto  $E_1$ . La fracción restante de  $e'_1$  (designada como  $e_1$ ), es el producto que se obtiene en la separación. La razón  $r_0/e_1$  se define como la tasa de reflujo y representa la relación entre la salida y el flujo que retorna a la cascada. En un diagrama ternario,  $r_0$ ,  $e_1$  y  $e'_1$  se representan en un mismo punto por poseer la misma composición, al igual que  $B$  y  $B'$ .

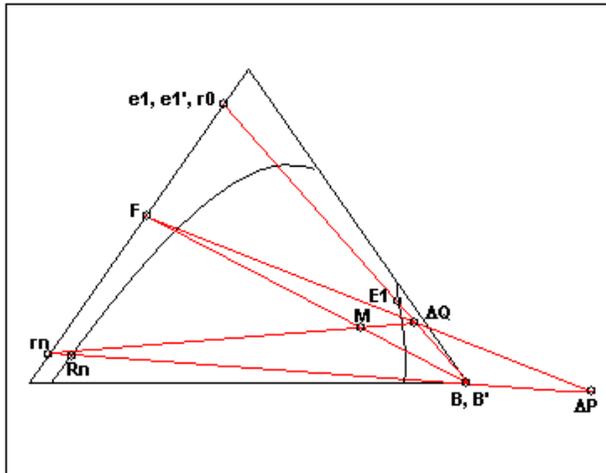
**Fig. 7.1** Esquema de separación en contracorriente con reflujo.

## VII.2.- Ecuaciones de balance:

Las ecuaciones de balance muestran la aparición de un punto polar por cada una de las secciones del extractor, como puede observarse en la figura 7.2.



En esta sección se aplicarán balances de masa totales en la determinación de las ecuaciones y relaciones que rigen el modelo. El lector puede verificar que el desarrollo es completamente análogo al balance por componente.



**Fig. 7.2** Líneas para la construcción gráfica de la separación de contracorriente con reflujo.

Balance entre el separador y la etapa  $j$ :

$$E_{j+1} = R_j + e_1 + B' \quad (7.1)$$

Balance en el separador:

$$E_1 = B' + e_1 + r_0 \quad (7.2)$$

A partir de la ecuación 7.2 se define  $\Delta Q$  como la diferencia entre el extracto de entrada al separador ( $E_1$ ) y el refinado que regresa a la cascada ( $r_0$ ), tal que:

$$B' + e_1 = \Delta Q \quad (7.3)$$

Al igual que en el caso de extracción en contracorriente, las corrientes  $E_1$  y  $r_0$  son valores fijos. Sustituyendo la ecuación 7.2 en la ecuación 7.1 expresada en función de  $\Delta Q$  se tiene que:

$$E_{j+1} - R_j = \Delta Q \quad (7.4)$$

Lo que demuestra que  $\Delta Q$  es un punto polar.

En un diagrama triangular, estas ecuaciones de balance se traducen *en líneas de operación* que relacionan todas las etapas de la sección de enriquecimiento con  $\Delta Q$ , cuyas coordenadas se definen por medio de la ecuación 7.3.

El trazado de las etapas de la sección de empobrecimiento es completamente análogo a la configuración en contracorriente, por lo que se necesita del apoyo de otro punto polar para la construcción de las operaciones en esta zona. Haciendo un balance en esta sección:

Balance desde la etapa m hasta la etapa n:

$$B + R_{m-1} = E_m + R_n \quad (7.5)$$

agrupando términos constantes:

$$E_m - R_{m-1} = B - R_n = \Delta P \quad (7.6)$$

Con respecto a la etapa k de alimentación, las ecuaciones de balance que la describen son:

$$F + E_{k+1} + R_{k-1} = E_k + R_k \quad (7.7)$$

se sustituye  $E_k - R_{k-1} = \Delta P$  y  $E_{k+1} - R_k = \Delta Q$  en la ecuación 7.7, tal que:

$$F + \Delta P = \Delta Q \quad (7.8)$$

Esta relación impone que los puntos F,  $\Delta P$  y  $\Delta Q$  están alineados, lo que permite situar  $\Delta P$  como la intersección de la recta  $R_n B$  con la prolongación de la línea de operación  $F \Delta Q$ .

Haciendo un balance global (sin incluir el separador):

$$F + B + r_0 = E_1 + R_n \quad (7.9)$$

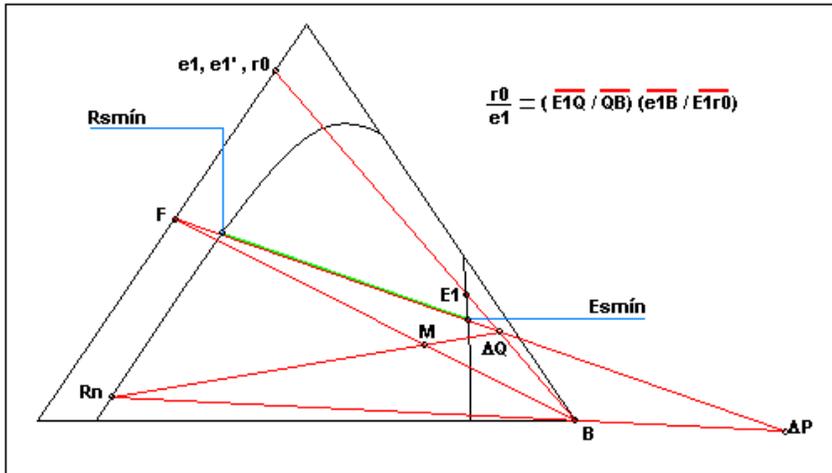
Del balance global se ubica la relación de mezcla:

$$F + B = M = \Delta Q + R_n \quad (7.10)$$

La construcción gráfica para el conteo de las etapas es idéntica a la explicada para una configuración en contracorriente, con la diferencia que el punto polar de la zona de enriquecimiento ( $\Delta Q$ ) es físicamente tangible (mezcla de  $e_1$  y  $r_0$ ), por lo que sus composiciones son reales. Esto explica su ubicación dentro del diagrama ternario en la zona miscible.

### VII.3.- Restricciones:

Flujo de solvente mínimo: Como se ha explicado anteriormente, el concepto de solvente mínimo está asociado a un número infinito de etapas, pero para la configuración en reflujo son cuatro los puntos sobre una línea de operación que coinciden con una línea de equilibrio, es decir,  $\{F, E_j, \Delta Q, \Delta P\}$  están alineados con la recta de equilibrio  $\{E_j, R_j\}$ . Generalmente la línea de reparto que al ser prolongada pasa a través de la alimentación genera esta restricción, que junto al balance de masa sin separador (ecuación 7.10), establece las condiciones de flujo de solvente (B) y reflujo ( $r_0/e_1$ ) mínimas (figura 7.3).



**Fig. 7.3** Trazado para la determinación de flujo de solvente mínimo en contracorriente con reflujo

Flujo de solvente máximo: no es una restricción de operación como tal, pero su desarrollo está asociado a un *número mínimo de etapas*, interesantes para la evaluación y resolución de un esquema a contracorriente con reflujo. En la figura 7.4 se aprecia que al aumentar el flujo de solvente y la tasa de reflujo, los puntos polares  $\Delta P$  y  $\Delta Q$  tienden a acercarse al vértice del solvente puro (punto límite gráficamente apreciable para esta tendencia), de forma tal que el trazado de las etapas se realiza apoyando las operaciones sobre el vértice de solvente puro como punto polar.

#### Ejemplo 7.1:

Se someten 100 mol/h de una solución de etilbenceno-estireno que contiene 70% de etilbenceno a una extracción con reflujo. Se desea separar la mezcla en productos que contengan 80% y 10% de soluto,

utilizando estireno como solvente. Si la columna opera con un reflujo de 3 unidades, hallar el número de etapas totales y el solvente necesario para lograr esta separación.

Para la solución de este problema se utilizarán diagramas triangulares, aunque es recomendable resolverlo por el diagrama de Janecke, puesto que la solución no requiere de un proceso iterativo de ensayo y error. En el proceso descrito a continuación se utilizarán los valores reales como ejemplo de cálculo:

1. Ubicar los puntos conocidos en el diagrama: Las composiciones de salida de la cascada (datos del problema) son análogas a las composiciones de tope y fondo que se estudiaron en destilación. Entonces, se ubica el valor de  $R_n$  (0.1) sobre la curva del refinado y  $e_1$  (0.8) que se ubica en la línea de composición de solvente nula, ya que este punto es el producto luego de la separación completa del solvente.

A través de la teoría se mostró que los puntos  $e_1$ ,  $e'_1$  y  $r_0$  tienen la misma composición porque forman un punto de separación. Adicionalmente, los puntos B y B' también tienen la misma composición, ya que se asume que el solvente se recupera en su totalidad.

2. Suponer un flujo de solvente  $B = 1257$  mol/h de solvente puro.

A través del balance global (sin incluir el separador), se tiene que:

$$F + B + r_0 = M = E_1 + R_n \quad (7.1a)$$

que reescribiendo:

$$F + B = M = (E_1 - r_0) + R_n = \Delta Q + R_n \quad (7.2a)$$

se calcula entonces el valor de M y composición de soluto de mezcla a partir del sistema de ecuaciones:

$$M = 100 + 1257 = 1357 \text{ mol/h}$$

$$X_{A,M} = (100 \cdot 0.7 + 1257 \cdot 0) / 1357 = 0.0515$$

4. Ubicar el punto M en el diagrama en la línea que une F y B con la composición de soluto de mezcla conseguida.

Ubicar  $E_1$  sabiendo que, por balance en el separador:

$$E_1 = B' + e'_1 \quad (7.3a)$$

Lo que significa que el punto  $E_1$  es la intersección de la recta que forma  $e'_1$  y  $B'$  con la curva del extracto.

Hallar  $\Delta Q$  como la intersección de las rectas  $R_n M$  y  $B' e_1$ :

Demostración:

Balance global (incluyendo separador):  $B + F = R_n + B' + e_1$  (7.4a)

sustituyendo  $(B + F)$  por  $M$ :

$$M = R_n + B' + e_1 \quad (7.5a)$$

reescribiendo la ecuación anterior y sustituyendo la relación 7.2a:

$$M - R_n = \Delta Q = B' + e_1 \quad (7.6a)$$

lo que significa que la intersección de estas rectas forma el punto  $\Delta Q$ .

7. Por último, se debe comprobar que el punto  $\Delta Q$  es el correcto, verificando que se cumpla la relación de reflujo establecida como dato. Por medio de la construcción gráfica se estimará la siguiente ecuación:

$$\Re = r_0/e_1 = (E_1 \Delta Q \cdot e_1 B) / (\Delta Q B \cdot E_1 r_0)$$

$$\Re = (2.55 \cdot 18.23) / (1.1 \cdot 14) = 46.508 / 15.4 = 3.02$$

que es correcto comparado con el dato (3.00).

Ahora, a partir de la ecuación 7.2a, se resuelve un sistema de ecuaciones donde las incógnitas son los flujos de  $R_n$  y  $\Delta Q$ . Posteriormente se halla el último punto polar al mezclar  $R_n - B$  como se explicó en contracorriente. A continuación se trazan las etapas apoyándose en  $\Delta Q$  hasta que se cruce la alimentación. El resto de las etapas se definen a través del punto polar  $\Delta P$ . El número de etapas totales es 10 y la alimentación se introduce en la primera etapa.

A continuación se muestran los flujos y coordenadas de los puntos utilizados para la construcción del diagrama, además de los flujos y composiciones para cada etapa.

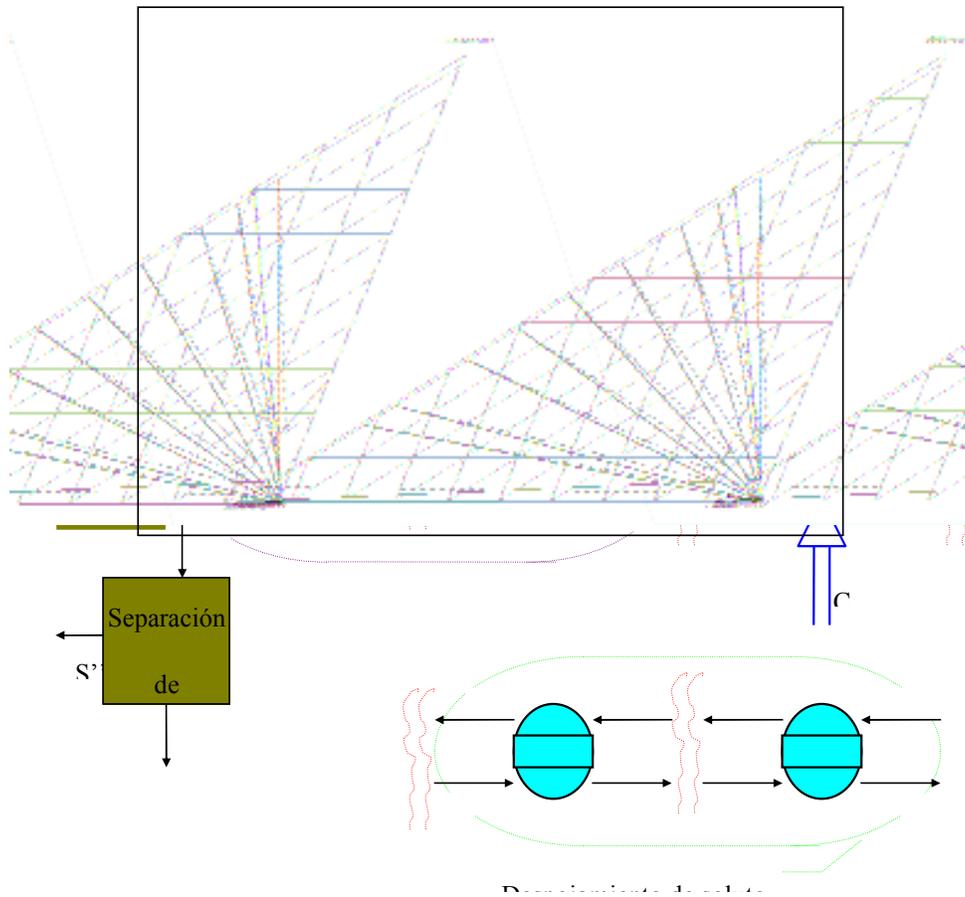
Puntos	Flujo	Xdil	Xslt	Xslv
F1	100.0	0.300	0.700	0.000

S	1257.8	0.000	0.000	1.000
M	1357.8	0.022	0.052	0.926
$\Delta P$	-1342.7	0.013	0.051	0.936
$\Delta P$	-1242.7	-0.010	-0.001	1.012

**Tabla 7.1** Puntos de interés en la construcción del ejercicio 7.1

j	$E_j$	$x_{A,j}$	$x_{B,j}$	$x_{C,j}$	$R_j$	$x_{A,j}$	$x_{B,j}$	$x_{C,j}$
1	1599.88	0.17144	0.78570	0.04286	237.734	0.72386	0.01700	0.25914
2	1580.47	0.15227	0.79790	0.04983	219.129	0.66573	0.01583	0.31844
3	1561.86	0.13730	0.80704	0.05565	300.067	0.61376	0.01483	0.37140
4	1542.80	0.11845	0.81765	0.06390	272.357	0.53294	0.01305	0.45401
5	1515.09	0.09486	0.83201	0.07313	250.328	0.45807	0.01200	0.52993
6	1493.06	0.07584	0.84392	0.08024	231.154	0.38588	0.01101	0.60311
7	1473.89	0.05955	0.85459	0.08586	213.752	0.31710	0.01021	0.67269
8	1456.48	0.04556	0.86455	0.08990	192.515	0.21548	0.00946	0.77506
9	1435.25	0.02791	0.87709	0.09500	184.587	0.17179	0.00906	0.81915
10	1427.32	0.02122	0.88186	0.09693	14.4049	0.09917	0.00827	0.89256

**Tabla 7.2** Flujos y composiciones en cada etapa



**Figura 7.5.** Construcción gráfica del ejemplo 7.1

El uso de un refuerzo al final de un proceso de extracción en una planta, desarrolla un producto más rico en cuanto a la calidad de su composición. Un refuerzo no se amerita al final del refinado de una cascada, ya que a este nivel del proceso, el solvente puede entrar sin necesidad de una corriente acarreadora. Supóngase la separación líquida en varias etapas como se indica en la figura:

La alimentación cuyos componentes van a separarse, debe introducirse en el lugar apropiado de la cascada (etapa J), a través de la cual, el extracto y el refinado líquidos están pasando a contracorriente y en condiciones de composición adecuadas para promover el proceso de separación de dicha fuente (C).

**Balance en la Zona de Despojamiento del Soluto:**

$$\text{Entra} - \text{Sale} = \text{Acumula} + \text{Genera}$$

$$\{E_{n+1}\} + \{R_{k-1}\} - \{E_k\} - \{R_n\} = 0$$

$$\{S\} - \{R_n\} = \{E_k\} - \{R_n\}$$

donde

$$\Delta D = \{S\} - \{R_n\}$$

 $\Delta D$ : punto polar.**Balance en la Zona de Enriquecimiento del Solvente:**

$$\text{Entra} - \text{Sale} = \text{Acumula} + \text{Genera}$$

$$\{E_{i+1}\} + \{R_0\} = \{E_i\} - \{R_i\}$$

$$\{E_{i+1}\} - \{R_i\} = \{S'\} - \{R_0\}$$

donde

$$\Delta E = \{S'\} - \{R_0\}$$

 $\Delta E$ : punto polar.**Balance Global:**

$$\text{Entra} - \text{Sale} = \text{Acumula} + \text{Genera}$$

$$\{C\} + \{E_{n+1}\} + \{R_0\} = \{E_1\} + \{R_n\}$$

$$\{C\} + \{S\} + \{R_0\} = \{S'\} + \{R_n\}$$

$$\{C\} + \{S\} - \{R_n\} = \{S'\} - \{R_0\}$$

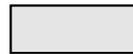


$$\Delta D \quad \Delta E$$



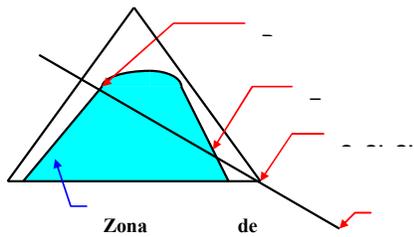
$$\{C\} + \{\Delta D\} = \{\Delta E\}$$

**Definición de Reflujo:**



$$\mathcal{R} = R_0/P_0$$

Se deducirá por regla de la palanca, la definición de reflujo para el siguiente sistema:



**Nota .-** Los solventes: S, S' y S'' se encuentran en el mismo vértice, al poseer igual composición aunque sus flujos varíen entre si.

Aplicando la regla de la palanca, se definen tres puntos sobre la recta del gráfico ( $P_0$ ,  $E_1$ ,  $\Delta E$ ). Para establecer la relación  $R_0/E_1$ , se debe ubicar el punto del numerador y considerar la distancia que existe entre los puntos restantes. De igual manera, se realiza la misma operación pero con el denominador:



$$R_0 / E_1 = E_1 \Delta E / R_0 \Delta E \quad (i)$$

Desarrollando el mismo procedimiento para la relación  $\Delta E/E_1$ :



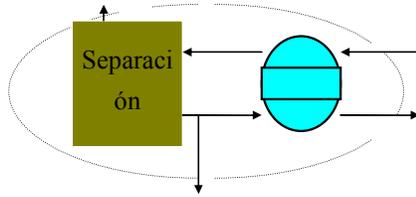
$$\Delta E / E_1 = R_0 E_1 / R_0 E_1 \quad (ii)$$

Dividiendo las relaciones (i) y (ii):



$$R_0 / \Delta E = E_1 \Delta E / R_0 E_1 \quad (iii)$$

Ahora, considérese el sistema siguiente:



**Balance Global:**

$$Entra - Sale = Acumula + Genera$$

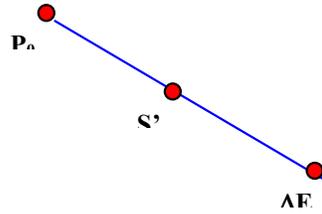
$$E_2 - S' - P_0 - R = 0$$

$$\{E_2\} - \{R_1\} = \{S'\} + \{P_0\}$$

Se define el punto polar  $\Delta E = \{E_2\} - \{R_1\}$

$$\boxed{\{ \Delta E \} = \{ S' \} + \{ P_0 \}} \quad (iv)$$

Para aplicar la regla de la palanca, se ubican los tres puntos definidos ( $\Delta E$ ,  $S'$ ,  $P_0$ ) en una recta:



$$S' / \Delta E = P_0 \Delta E / P_0 S' \quad (v)$$

$$P_0 / \Delta E = S' \Delta E / P_0 S' \quad (vi)$$

Dividiendo las relaciones (v) y (vi):

$$\boxed{\quad\quad\quad} \quad \mathbf{S' / P_0 = P_0 \Delta E / S' \Delta E} \quad (\text{vii})$$

Dividiendo la ecuación (iv) por  $\{P_0\}$  se tiene que:

$$\frac{\{S'\} + \{P_0\}}{\{P_0\}} = \frac{\{\Delta E\}}{\{P_0\}} = \frac{\{S'\}}{\{P_0\}} + \frac{\{P_0\}}{\{P_0\}} \quad (\text{viii})$$

Sustituyendo la ecuación (vii) y la ecuación (vi) en la ecuación (viii):

$$\boxed{\quad\quad\quad} \quad \mathbf{P_0 \Delta E + S \Delta E = P_0 S}$$

Para comprobar la relación del reflujo,  $\mathcal{R} = R_0/P_0$ , se utilizan las ecuaciones (iii) y (vi).

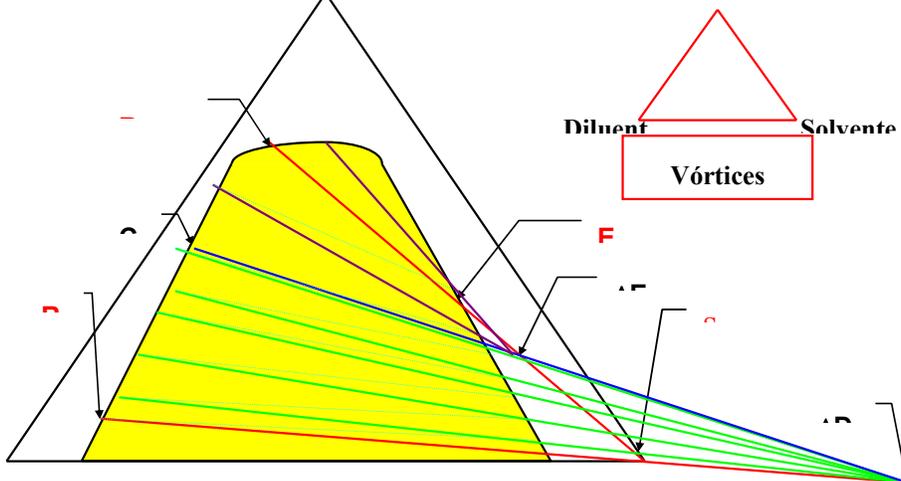
$$\mathcal{R} = R_0/P_0 = R_0/\Delta E (P_0/\Delta E)^{-1} = (E_1\Delta E/R_0\Delta E) * (P_0S'/S'\Delta E)$$

Finalmente se obtiene que:

$$\mathcal{R} = R_0 = E_1 DE * P_0 S$$

$P_0 \quad R_0 DE \quad S' DE$

Para construir el gráfico:



Datos Especificados: ■, Recta  $\{C\} = \{\Delta E\} - \{\Delta D\}$ : ■, Rectas de Equilibrio: ■

Rectas de Operación en Zona de Despojamiento: ■

Rectas de Operación en Zona de Enriquecimiento: ■

## INTRODUCCION A LA LIXIVIACION

La lixiviación es la disolución preferente de uno o mas componentes de una mezcla sólida por contacto con un solvente liquido. Esta operación unitaria, una de las mas antiguas en la industria química, ha recibido muchos nombres, según la técnica mas o menos compleja utilizada para llevarla a cabo. La colada se refería originalmente a la percolación del liquido a través de un lecho fijo del sólido, pero en la actualidad se utiliza para describir la operación en forma general, sin importar la forma en que se realiza. Lixiviación se usa con menos frecuencia como sinónimo para colada, aunque al principio se refería específicamente a la colada de álcali a partir de las cenizas de madera. El termino extracción también se emplea por lo común para describir esta operación en particular, aunque también se aplica a todas las operaciones de separación, que utilicen métodos de transferencia de masa o mecánicos.

Es importante que se haga un calculo aproximado del lado de lixiviación obtenido mediante cierto procedimiento, es decir, de la cantidad de sustancia soluble lixiviada de un sólido, el numero y la cantidad de los lavados con el solvente de lixiviación , la concentración del soluto en el solvente de lixiviación, y el método que se empleo para efectuarlo ( por lotes o a contracorriente continua). En forma alternativa, quizás se necesite calcular el numero de lavados, o numero de etapas, requeridos para reducir el contenido de soluto del sólido hasta un valor dado; deberán conocerse entonces la cantidad y concentración de soluto en el solvente de lixiviación. Los métodos de calculo son muy similares a los utilizados en la extracción liquida.

### 9.8.1 BALANCES

E.

### 9.8.2 REPRESENTACIÓN EN EL DIAGRAMA TERNARIO

E.

---

### 9.8.3 SOLVENTE Y DILUENTE INMISCIBLES

E.

## 9.9 EJEMPLOS RESUELTOS

### 9.9.1 REPRESENTACIÓN DE UN EQUILIBRIO A PARTIR DE DATOS EXPERIMENTALES

E.

## 9.10 EJERCICIOS

### 9.10.1 REPRESENTACIÓN DE UN EQUILIBRIO A PARTIR DE DATOS EXPERIMENTALES

E.

## 9.11 BIBLIOGRAFÍA

9.11.1