

8.5. Problemas

Problema 8.1 (Examen Final de Junio (segundo bloque) 27/6/00)

En un proceso petroquímico se desea separar la fracción parafínica (representada por el n-heptano, C7P) de la aromática (representada por el etilbenceno, C8A) contenidas en una corriente de 1200 t/d. Para ello se utiliza el sulfolano, que tiene una fuerte afinidad por los aromáticos, en una columna de extracción L-L.

La alimentación tiene una composición del 63 % (mol) de C8A. El sulfolano debe ser recuperado por destilación, obteniéndose prácticamente puro. Se supondrá que las rectas de reparto son las mismas para ambas temperaturas en el diagrama ternario adjunto. Interpolar gráfica o numéricamente las rectas de reparto que sean necesarias para el cálculo.

Con estos datos dibujar un esquema del proceso y resolver las siguientes cuestiones:

1. Si en el refinado queda un máximo de aromáticos del 5 %, calcular la unidad de extracción indicando el número de etapas teóricas y, en una tabla, los caudales y composiciones de las corrientes.
2. Construir el diagrama de distribución ($x - y$) para el sistema.
3. Se quiere obtener una mayor recuperación de aromáticos, de forma que la composición residual en el refinado sea inferior al 2 %. ¿Es posible conseguirlo con la relación disolvente alimentación del primer apartado? Si no, determinar la apropiada.
4. Calcular el número de etapas necesario en el diagrama $x - y$.

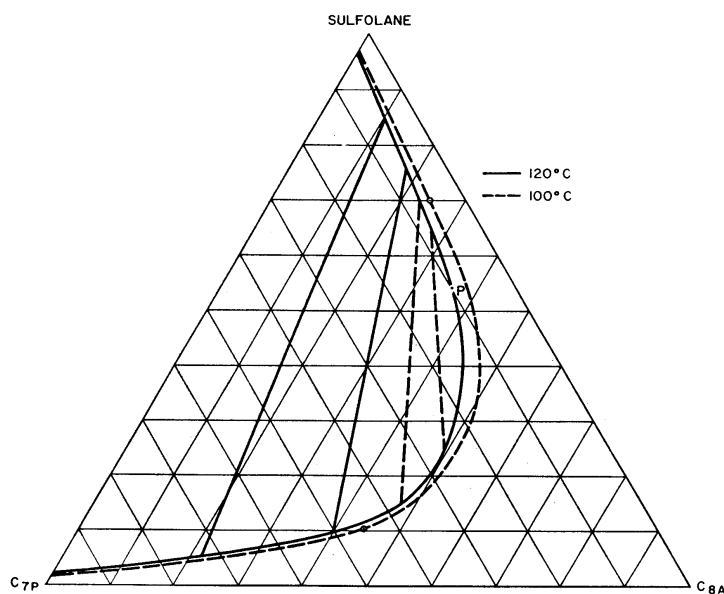


Figura 8.32: Diagrama de equilibrio L-L

Solución

El esquema del proceso se muestra en la figura:

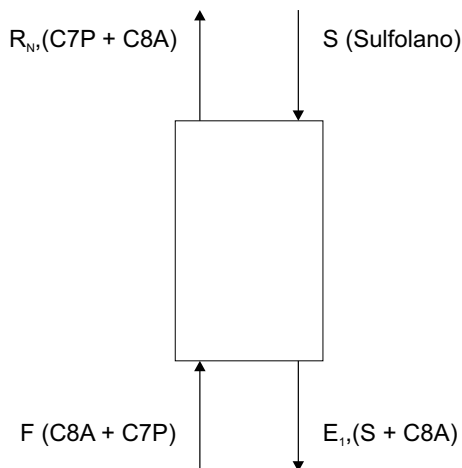


Figura 8.33: Extracción de aromáticos con sulfolano

El diagrama y las composiciones nos las dan en base molar, por lo que convertiremos el dato de la alimentación para hacer los cálculos con moles:

$$PM_m = 0,63 \cdot PM_{C8A} + 0,37 \cdot PM_{C7P} = 0,63 \cdot 106,2 + 0,37 \cdot 100,2 = 104 \text{ kg/kmol}$$

$$F = \frac{F_{\text{masa}}}{PM_m \cdot 24} = \frac{1200000 \text{ kg/d}}{104 \text{ kg/kmol} \cdot 24 \text{ h/d}} = 480,9 \text{ kmol/h}$$

Usaremos la curva a 100 °C, pues proporciona más separación a menor temperatura.

1. Con la información que tenemos se dispone de un grado de libertad para el diseño que fijaremos estableciendo el caudal del disolvente en función del mínimo que conduce a un número infinito de etapas.

El número infinito de etapas se alcanza cuando una recta de reparto coincide con una recta de operación, o lo que es lo mismo, cuando la prolongación de la recta de reparto pasa por el punto diferencia:

$$\Delta = F - E_1 = R_N - S$$

Para calcular $\Delta_{\min}$ trazaremos la recta que pasa por R_N y S , que según la ecuación anterior también lo hace por el punto diferencia. S está en el vértice del sulfolano y R_N en la curva de miscibilidad, en el lado del refinado, para una concentración de C8A del 5 %.

Prolongando las rectas de reparto entre F y R_N (pues las demás no se alcanzarían nunca en el cálculo) hasta que corten a la anterior recta, elegimos como $\Delta_{\min}$ el punto que más cerca está de S , ya que la inclinación de las rectas de reparto es hacia el lado del extracto.

De acuerdo con la ecuación anterior E_1 está en la recta que une $\Delta_{\min}$ y F , y, como sabemos, sobre la curva de miscibilidad. Una vez conocido E_1 podemos conocer la mínima cantidad

de disolvente a partir del balance global:

$$F + S = E_1 + R_N = M$$

Leyendo en el diagrama y aplicando la regla de la palanca:

$$\frac{S_{\min}}{F} = \frac{\overline{FM}_{\min}}{\overline{M}_{\min}S_{\min}} = \frac{73}{42} \Rightarrow S_{\min} = \frac{73}{42} 481 = 835,8 \text{ kmol/h}$$

Con el criterio típico de usar 1,5 veces el caudal mínimo:

$$S = 1,5 S_{\min} = 1254 \text{ kmol/h}$$

Con este dato situamos gráficamente el punto de mezcla en el diagrama, valiendo $\overline{FS} = 115$ mm, aplicando de nuevo la regla de la palanca:

$$\overline{MF} = \overline{FS} \frac{S}{M} = 115 \frac{1254}{1254 + 481} = 83 \text{ mm}$$

Situado el punto de mezcla, E_1 se encuentra en la línea que une M con R_N (balance global) sobre la curva de miscibilidad. En el diagrama se miden $\overline{E_1M} = 6,5$ mm y $\overline{MR_N} = 101$ mm, de donde:

$$E_1 = \frac{\overline{MR_N}}{\overline{E_1R_N}} M = \frac{101}{101 + 6,5} 1735 = 1630 \text{ kmol/h}$$

$$R_N = M - E_1 = 1735 - 1630 = 105 \text{ kmol/h}$$

El punto diferencia Δ está en el corte de las prolongaciones de $\overline{FE}$ y $\overline{RS}$. A partir de estos datos se hace la construcción de etapas (figura 8.34). Se obtienen 3 etapas teóricas con las siguientes corrientes:

	F	S	E₁	R₃
Composición (% mol)				
C8A	63	0	18	5
Sulfolano	0	100	77	3
C7P	37	0	5	92
Caudal (kmol/h)	481	1254	1630	105

- Leyendo las composiciones para el C8A de las rectas de reparto se obtiene el diagrama de la figura 8.35.
- No parece que nada lo impide salvo la posibilidad de disponer más etapas. En el gráfico se puede observar que la variación de la concentración residual en el refinado eleva un poco la concentración en el extracto y modifica levemente el punto diferencia. F, S y M no varían.
- Necesitamos dibujar la curva de operación que en este caso no es una línea recta. Para ello, trazamos rectas desde el punto diferencia y tomamos las composiciones del soluto en sus intersecciones con la curva de miscibilidad en el lado del extracto y refinado (figura 8.37). Los extremos de la curva de operación son los que unen (F, E₁) y (R_N, S). Ha de notarse que

$$\overline{FT}_{\min} = 73 \text{ mm}$$

$$\overline{\Pi}_{\min S} = 42 \text{ mm}$$

$$\overline{E}_1 \Pi = 6,5 \text{ mm}$$

$$\Pi R_N = 101 \text{ mm}$$

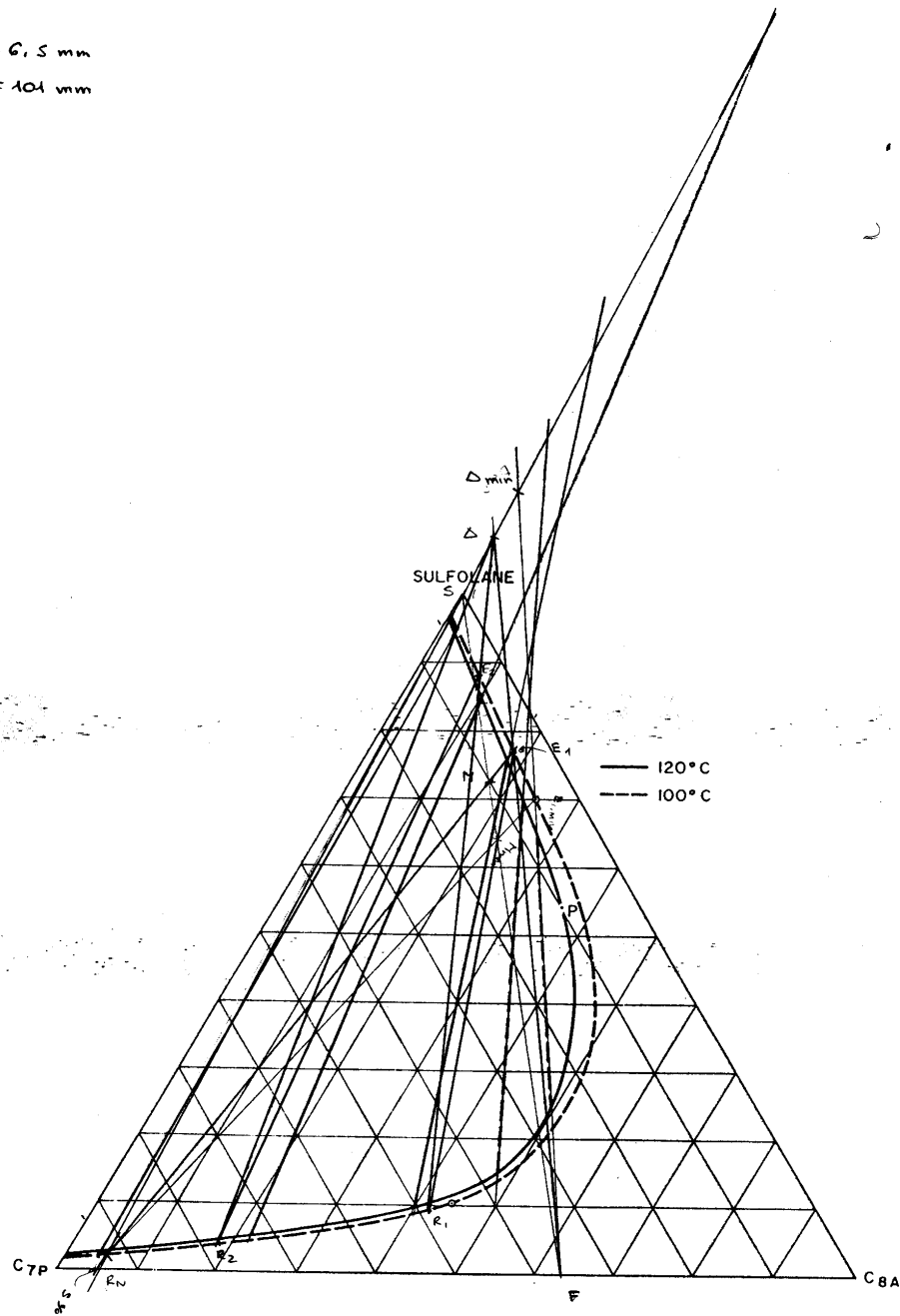


Figura 8.34: Solución gráfica

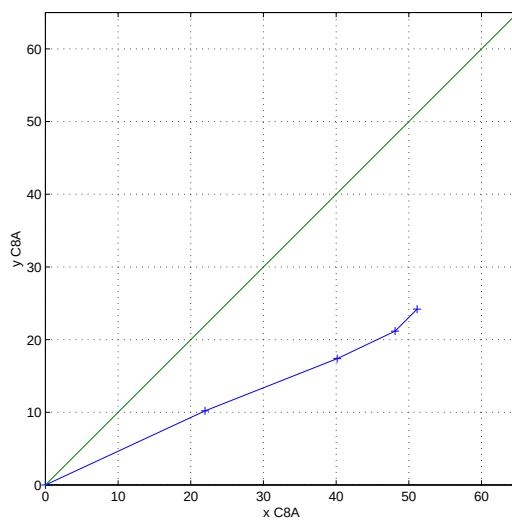


Figura 8.35: Diagrama x-y

estos dos puntos representan una discontinuidad respecto a los obtenidos de la curva de miscibilidad, aunque en el gráfico se ha dibujado la curva de operación de forma aproximada uniéndolos.

Comenzando desde el extremo del disolvente la construcción de escalones resulta en la figura 8.36 que se consigue la separación deseada con cuatro etapas.

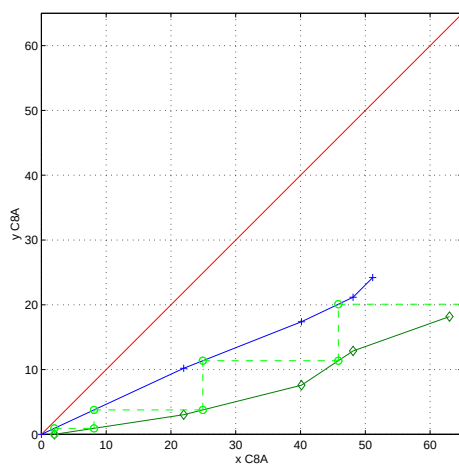


Figura 8.36: Cálculo de etapas en diagrama x-y

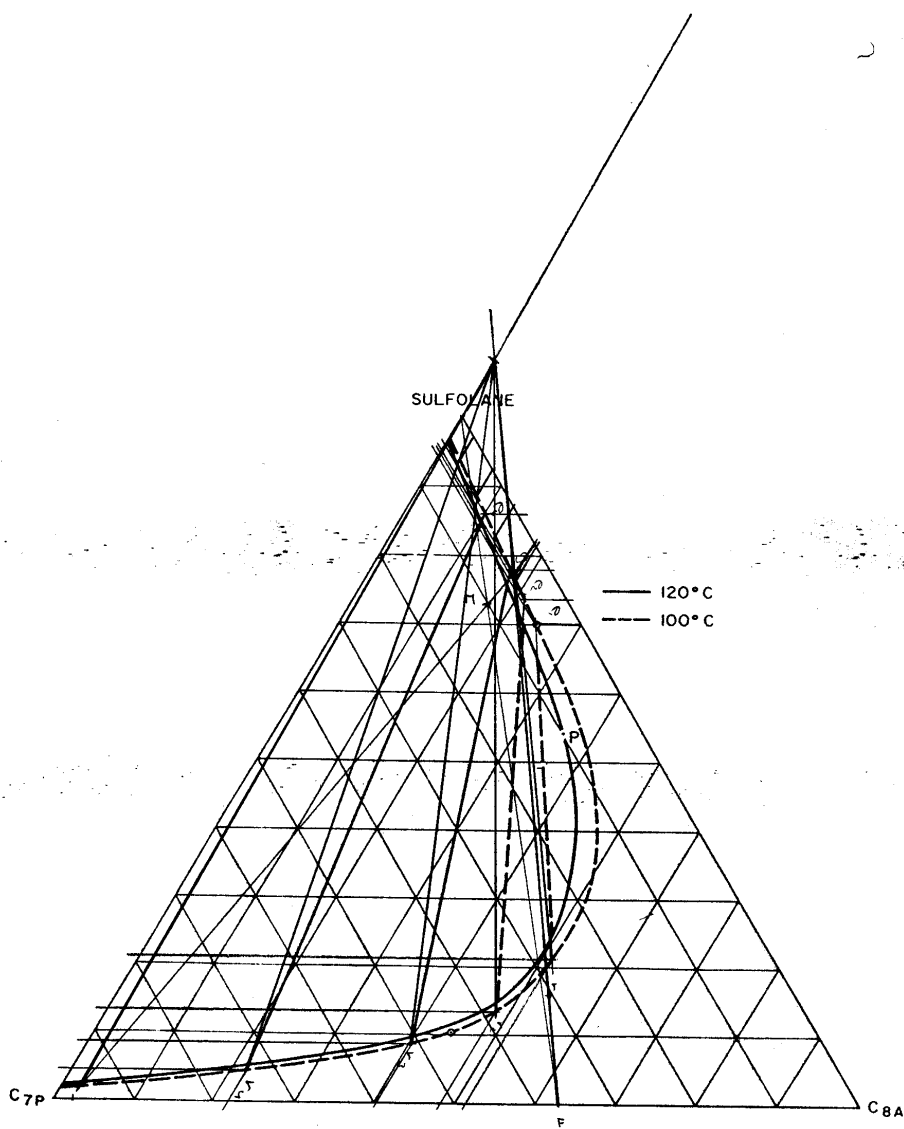
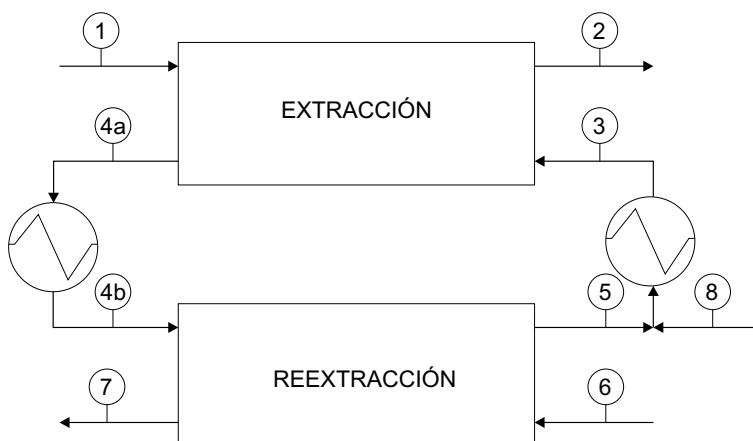


Figura 8.37: Determinación de la curva de operación

Problema 8.2 (Examen Final de Junio 19/6/01)

Para un nuevo proceso se desea estudiar en una primera aproximación un diagrama de flujo simplificado como el de la figura:



En el proceso, mucho más complejo que el representado, una solución acuosa de sales se pone en contacto en contracorriente con alcohol amílico para extraer ácido clorhídrico, de forma que al retirarse de la fase acuosa, se desplace la reacción de interés. Para regenerar el disolvente, se reextrae el ácido con agua de manera que se pueda alcanzar en la solución acuosa de salida una concentración del 10 %, lo que permite su utilización en otra planta.

En la simplificación que se realiza, la unidad de extracción-reacción se simula con una convencional de extracción líquido-líquido del ácido en la que todo aquello que no es alcohol o clorhídrico se representa por un componente que es fundamentalmente agua. La reextracción es verdaderamente una operación de extracción líquido-líquido. En estas condiciones se dispone de datos experimentales a 30 y 90 °C que se han representado como de equilibrio líquido-líquido en diagramas triangulares y curvas de reparto.

El cálculo se hará para una alimentación de 220 t/h de una solución acuosa con un 10 % de HCl y 1,3 % de alcohol. Se considerará que se consigue el objetivo de la extracción cuando la composición de clorhídrico en la fase acuosa se reduce al menos a la mitad.

Se quiere conocer:

- Temperaturas de trabajo en las unidades de extracción y reextracción.
- Número de etapas de equilibrio en cada unidad.
- Datos de composiciones, temperaturas y caudales para todas las corrientes numeradas en una tabla de balance de materia. (La corriente 8 es alcohol amílico puro.)
- Discutir cualitativamente el efecto de aumentar o disminuir el caudal de fase orgánica circulante.

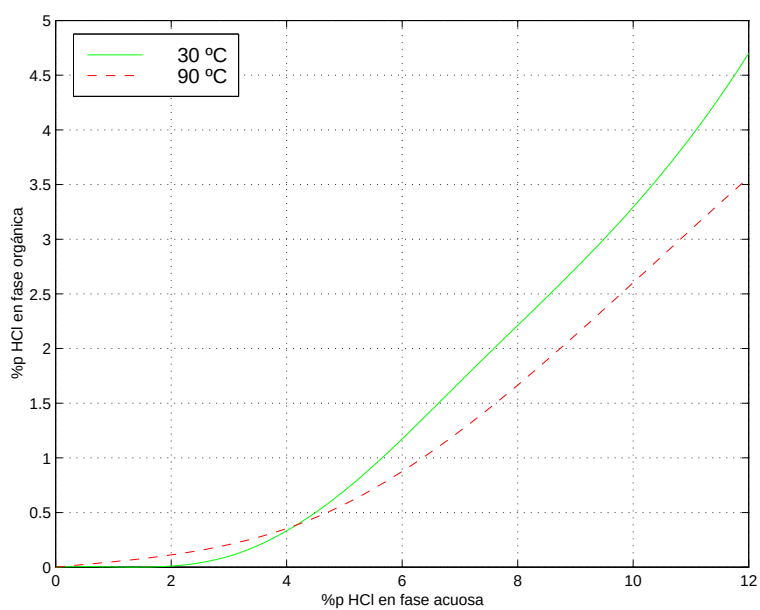


Figura 8.38: Curvas de reparto

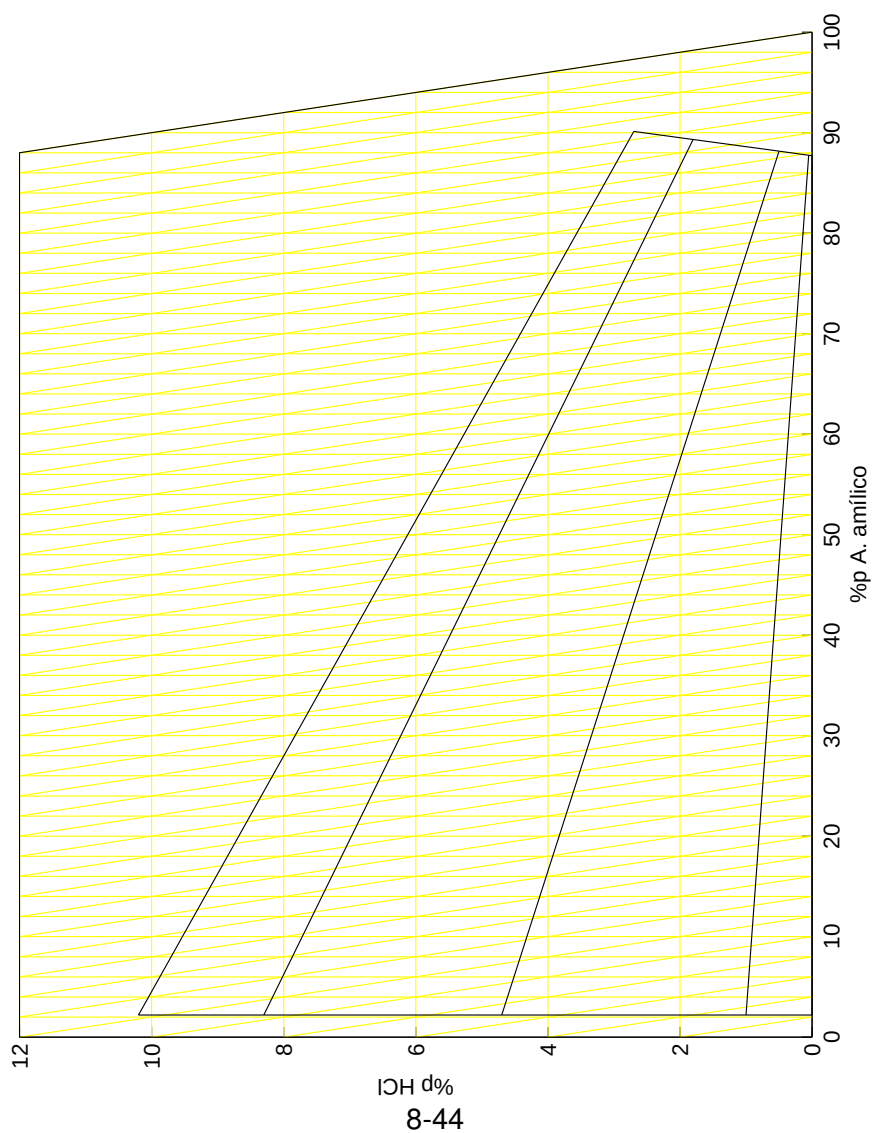


Figura 8.39: Datos prácticos de equilibrio a 90 °C

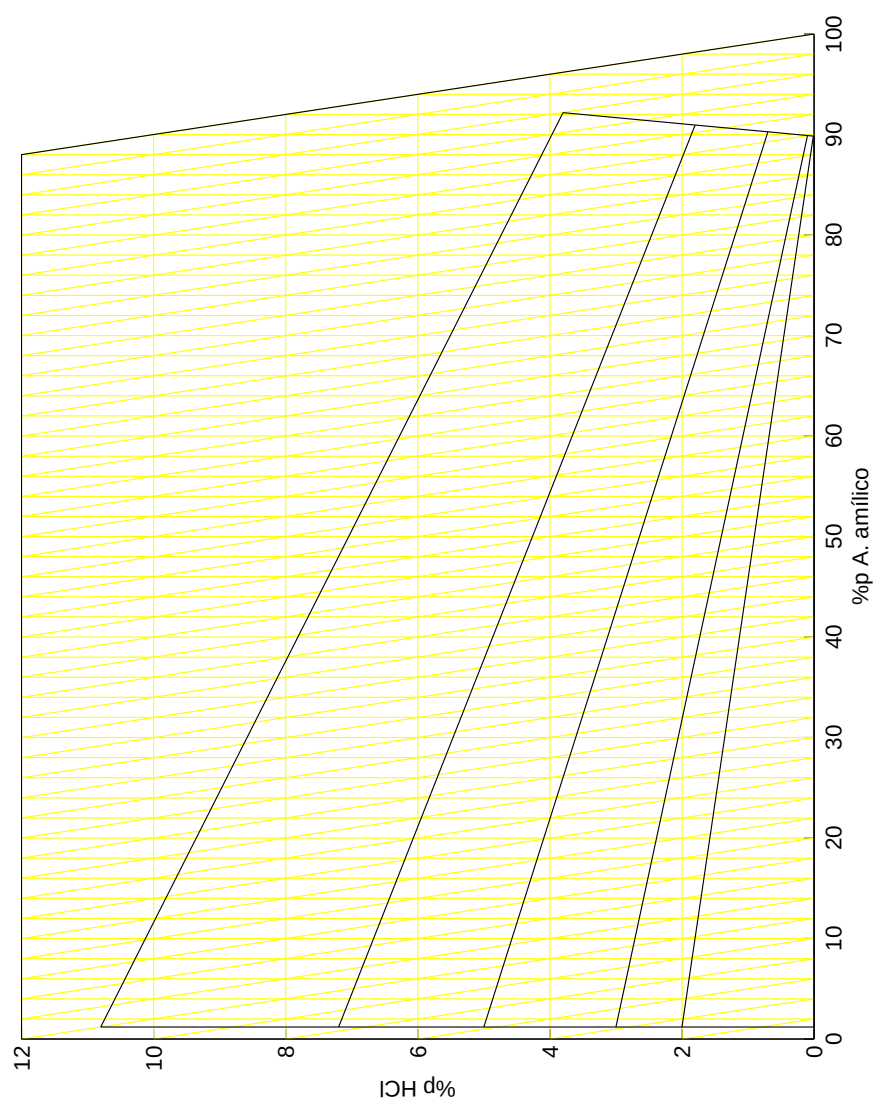


Figura 8.40: Datos prácticos de equilibrio a 30 °C

Solución

1. En las curvas de reparto se observa que a mayor temperatura aumenta la concentración del ácido en la fase acuosa. Por tanto trabajaremos a 30 °C en la extracción, cuando se quiere que el HCl pase a la fase orgánica, y a 90 °C en la reextracción, donde nos interesa el paso del HCl a la fase acuosa. Esto nos define las temperaturas de todas las corrientes salvo la (8), de la que sólo sabemos su composición.
2. Comenzando por la extracción, tenemos toda la información de la alimentación (1) y sabemos que queremos conseguir un 5 % en la salida (refinado acuoso R_N) (2) que se encuentra sobre la línea de solubilidad con coordenadas [93,8;1,2;5] (agua, a. amílico, HCl). Como tenemos un grado de libertad, fijaremos el caudal de disolvente en función de la relación S/F mínima.

En primer lugar debemos conocer la composición del disolvente (3) que viene de la reextracción. Supondremos que el alcohol queda prácticamente sin HCl, por ejemplo 0,2 %, sobre la curva de saturación a 90 °C: una concentración de [11,9;87,9;0,2].

Prolongamos las líneas de reparto para determinar el punto diferencia para el caudal de disolvente mínimo:

$$\Delta_{\min} = R_N - S_{\min} = F - E_{1,\min} \quad (8.11)$$

En este caso es la más próxima a la alimentación la que fija $\Delta_{\min}$. Uniendo este punto con F , la intersección con la curva de saturación de la fase orgánica determina $E_{1,\min}$. La recta que une este punto con R_N corta a la que une F y S en el punto de mezcla $M_{\min}$. Con la regla de la palanca establecemos la relación S/F mínima. Expresando la medida de los segmentos en unidades del diagrama:

$$\frac{S_{\min}}{F} = \frac{\overline{FM_{\min}}}{\overline{M_{\min}S_{\min}}} = \frac{53}{34} = 1,58$$

Con el criterio habitual de usar 1,5 veces el caudal mínimo:

$$S = 1,5 \frac{S_{\min}}{F} F = 1,5 \cdot 1,58 \cdot 220 = 520 \text{ t/h}$$

Conociendo las dos alimentaciones a la unidad y la especificación del refinado calculamos el número de etapas:

a) Punto de mezcla:

$$\overline{MF} = \overline{FS} \frac{S}{M} = 87,2 \frac{520}{520 + 220} = 61,2$$

b) Extracto orgánico E_1 que se encuentra en la línea que une M con R_N (balance global) sobre la curva de miscibilidad. La composición de (4) es por tanto [6,6;91,2;2,2]. Su caudal y el del refinado acuoso lo calculamos con la regla de la palanca:

$$E_1 = \frac{\overline{MR_N}}{\overline{E_1R_N}} M = \frac{61}{90} 740 = 501 \text{ t/h}$$

$$R_N = M - E_1 = 740 - 501 = 239 \text{ t/h}$$

- c) El punto diferencia Δ se sitúa en la intersección de las rectas definidas por $\overline{FE}$ y $\overline{RS}$. Haciendo la construcción gráfica habitual se obtienen 3 etapas teóricas.

En la unidad de reextracción, trabajando a 90 °C los datos son diferentes: tenemos la alimentación (4), la composición en HCl (10 %) del extracto acuoso (7) y la composición del refinado orgánico (5), que debe ser prácticamente la misma que la de (3) para cerrar el balance. En estas condiciones no tenemos el grado de libertad que teníamos en extracción y se determina directamente la cantidad de disolvente (agua) (6).

- a) Situando en el diagrama los puntos representativos de las corrientes (4) (F_r), (6) (S_r), (5) ($R_{N,r}$) y (7) ($E_{1,r}$) el corte de los segmentos $\overline{F_r S_r}$ y $\overline{E_{1,r} R_{N,r}}$ determina el punto de mezcla M_r . De aquí obtenemos los caudales de las corrientes con la regla de la palanca:

$$S_r = F_r \frac{\overline{F_r M_r}}{\overline{M_r S_r}} = 501,4 \frac{17}{74} = 116,9 \text{ t/h} \quad (8.12)$$

$$E_{1,r} = \frac{\overline{M_r R_{N,r}}}{\overline{E_{1,r} R_{N,r}}} M_r = \frac{14}{86} (501,4 + 116,9) = 100,6 \text{ t/h} \quad (8.13)$$

$$R_{N,r} = M_r - E_{1,r} = 618,3 - 100,6 = 517,7 \text{ t/h} \quad (8.14)$$

- b) Como en la extracción, el punto diferencia Δ se sitúa en la intersección de las rectas definidas por $\overline{FE}$ y $\overline{RS}$. Pero al intentar hacer la construcción gráfica, nos damos cuenta de que es imposible conseguir la especificación con las condiciones dadas, ya que la composición en equilibrio de la fase orgánica para la solución acuosa de HCl del 10 % es superior a la de la alimentación.

Para lograr el 10 % necesitamos una alimentación más cargada en HCl lo que nos obliga a recalcular la extracción perdiendo el grado de libertad supuesto inicialmente. Así añadimos la condición de tener un 3 % en la corriente (4). Como está en la curva de solubilidad a 30 °C la composición es [5,3;91,7;3]. El procedimiento es como el anterior de la reextracción:

- a) Punto de mezcla y caudales de disolvente y productos:

$$S = F \frac{\overline{FM}}{\overline{MS}} = 220 \frac{55}{32} = 381,6 \text{ t/h} \quad (8.15)$$

$$E_1 = \frac{\overline{MR_N}}{\overline{E_1 R_N}} M = \frac{55}{90} (220 + 381,6) = 365,9 \text{ t/h} \quad (8.16)$$

$$R_N = M - E_1 = 601,6 - 365,9 = 235,7 \text{ t/h} \quad (8.17)$$

- b) Punto diferencia y cálculo de etapas. Con el cálculo gráfico se obtienen 7 etapas teóricas. De la misma manera volvemos a calcular la reextracción:

- a) Punto de mezcla y caudales de disolvente y productos:

$$S_r = F_r \frac{\overline{F_r M_r}}{\overline{M_r S_r}} = 365,9 \frac{22}{70} = 115,4 \text{ t/h} \quad (8.18)$$

$$E_{1,r} = \frac{\overline{M_r R_{N,r}}}{\overline{E_{1,r} R_{N,r}}} M_r = \frac{18}{86} (365,9 + 115,4) = 102,2 \text{ t/h} \quad (8.19)$$

$$R_{N,r} = M_r - E_{1,r} = 481,3 - 102,2 = 379,1 \text{ t/h} \quad (8.20)$$

- b) La construcción gráfica de etapas produce 4 etapas teóricas.
3. Las composiciones y caudales de todas las corrientes menos el aporte de amílico (8) han sido determinadas en el apartado anterior. Comparando las corrientes (5) y (3) vemos que la diferencia en los caudales másicos de cada componente es inferior al 1 %. Dados el propósito del ejercicio y los métodos gráficos utilizados no tiene sentido iterar para ajustar más. La diferencia fundamental es el alcohol, que queda disuelto en las corrientes acuosas de salida. La tabla de balance resulta:

Corriente	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)
Caudal (t/h)	220	235,7	381,6	365,9	379,1	115,4	102,2	2,2
%p H ₂ O	88,7	93,8	11,9	5,3	11,9	100	87,8	0
%p AA	1,3	1,2	87,9	91,7	87,9	0	2,2	100
%p HCl	10	5	0,2	3	0,2	0	10	0
T (° C)	30	30	30	(a)30 (b)90	90	90	90	-

4. La pregunta admite diferentes respuestas según se interprete. Si consideramos el diseño tal como se ha visto, el aumento del caudal de alcohol reduce las etapas necesarias en extracción pero a costa de diluir el extracto orgánico, dificultando o incluso haciendo imposible cumplir la especificación de la reextracción.

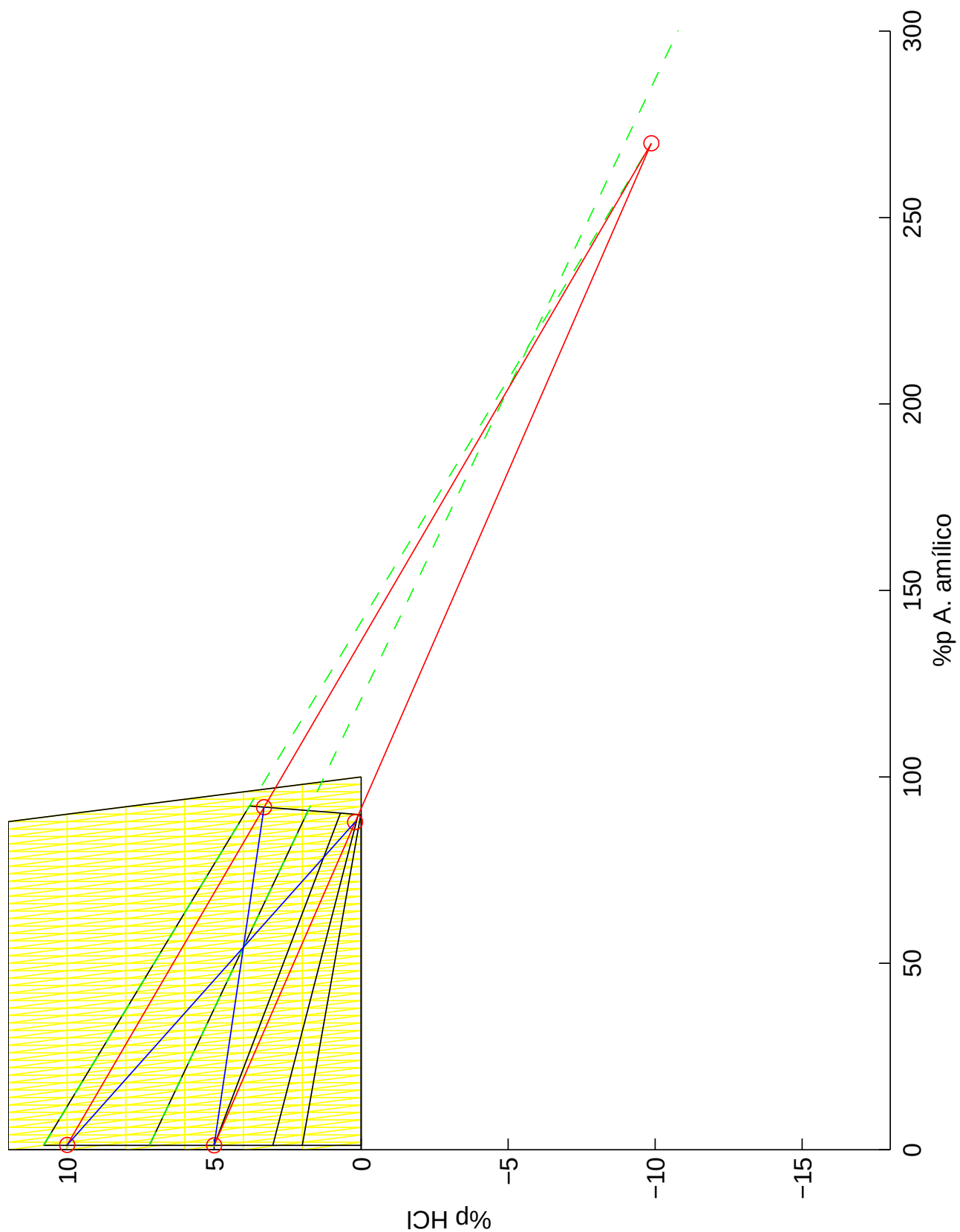
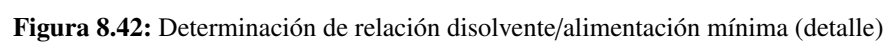
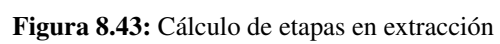


Figura 8.41: Determinación de relación disolvente/alimentación mínima





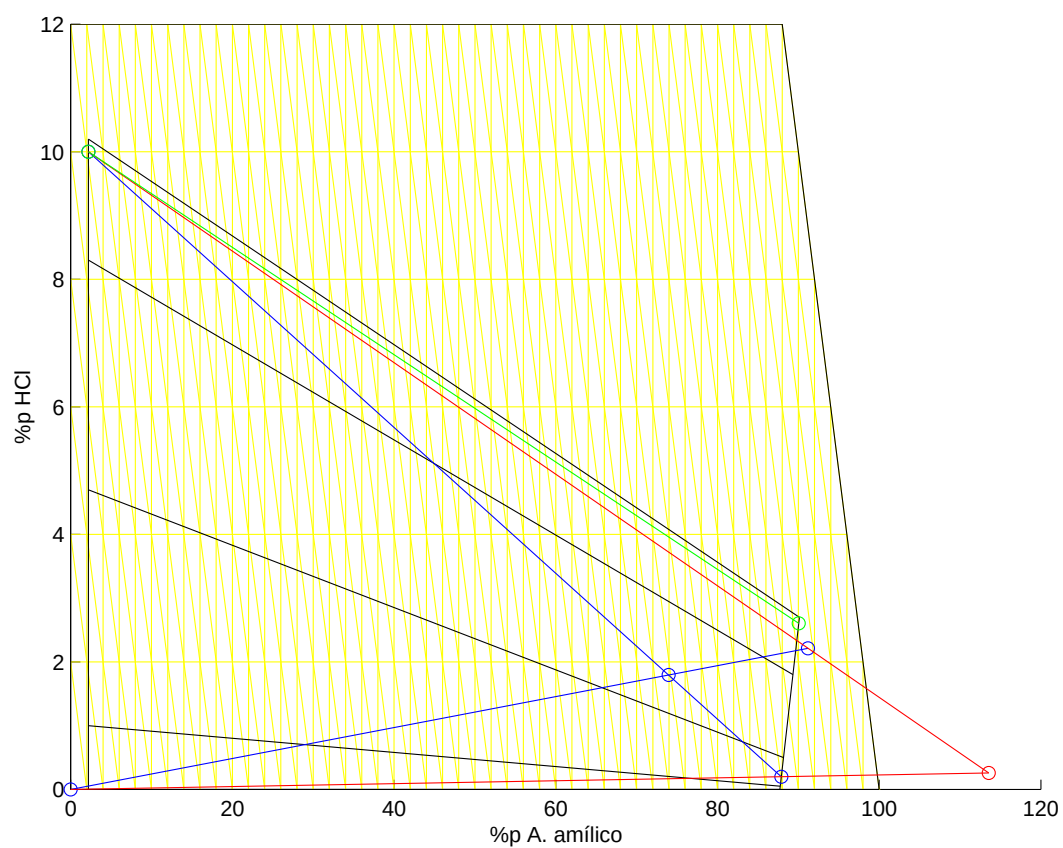


Figura 8.44: Reextracción

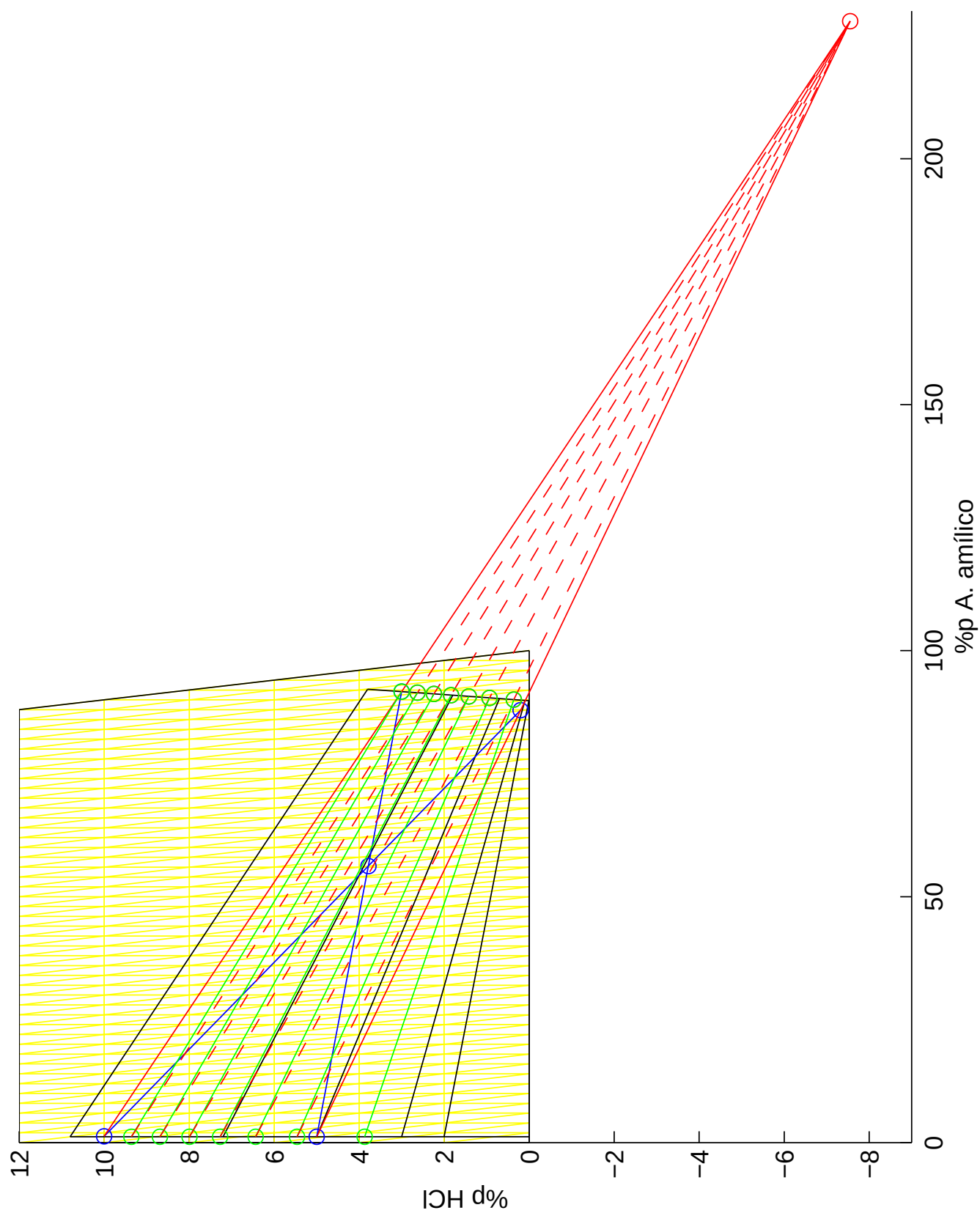


Figura 8.45: Recálculo de etapas en extracción

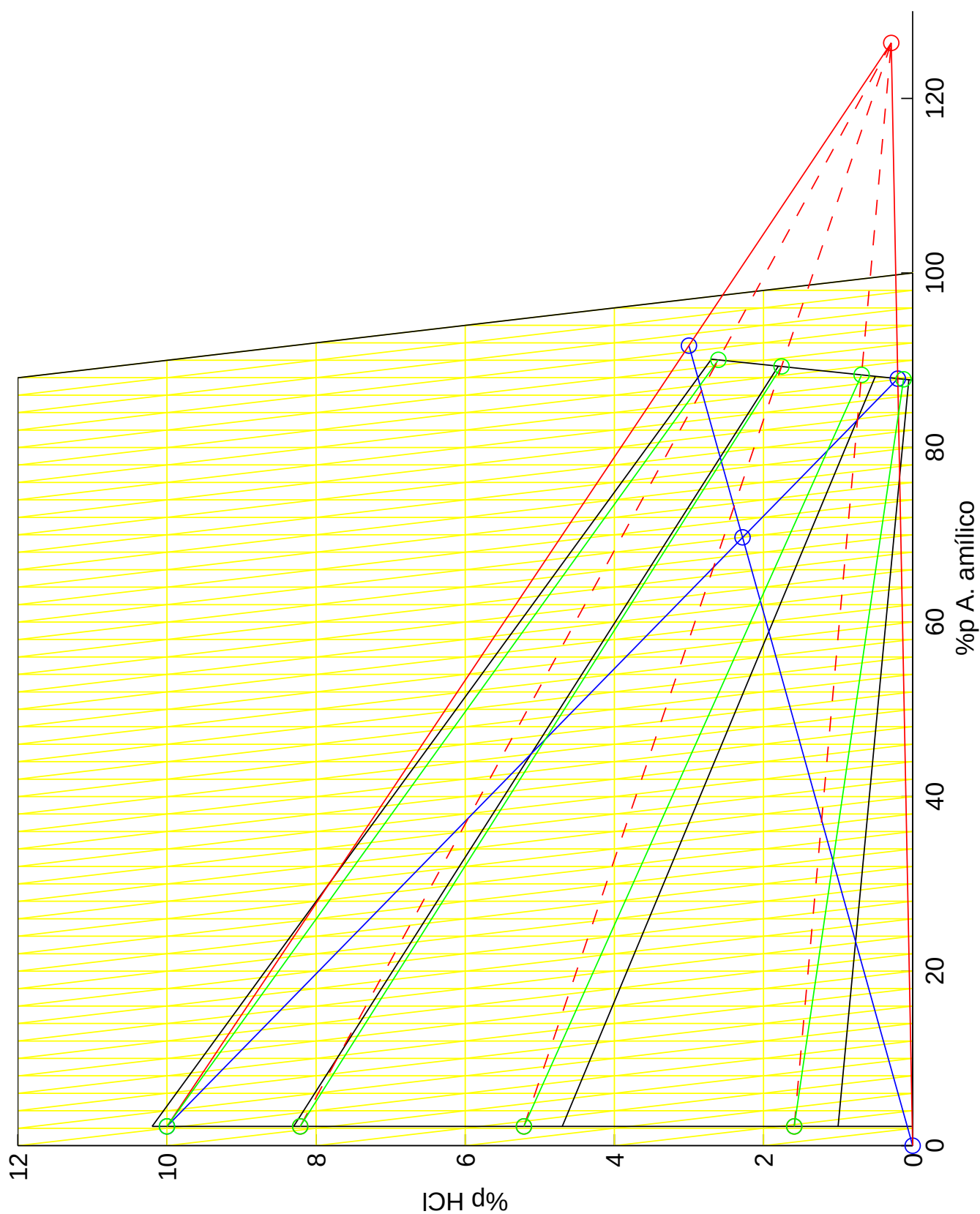


Figura 8.46: Recálculo de etapas en reextracción

Problema 8.3 (Examen Final de Septiembre 10/9/02)

Se tiene una mezcla al 50 % (mol) de dos componentes del sistema de la figura 8.47 (a 25 °C), que se quieren separar en una unidad de extracción líquido-líquido usando como disolvente el tercero.

1. ¿Qué componente es el disolvente? Justificar la respuesta.
2. Construir el diagrama de Jaenecke.
3. Determinar con ese diagrama las composiciones en % mol de las corrientes de salida en una unidad de extracción con tres etapas cuando se alimenta un caudal de disolvente seis veces superior al de la mezcla binaria en moles.
4. ¿Cuál sería la máxima pureza alcanzable teóricamente en el refinado con tres etapas para la alimentación dada?

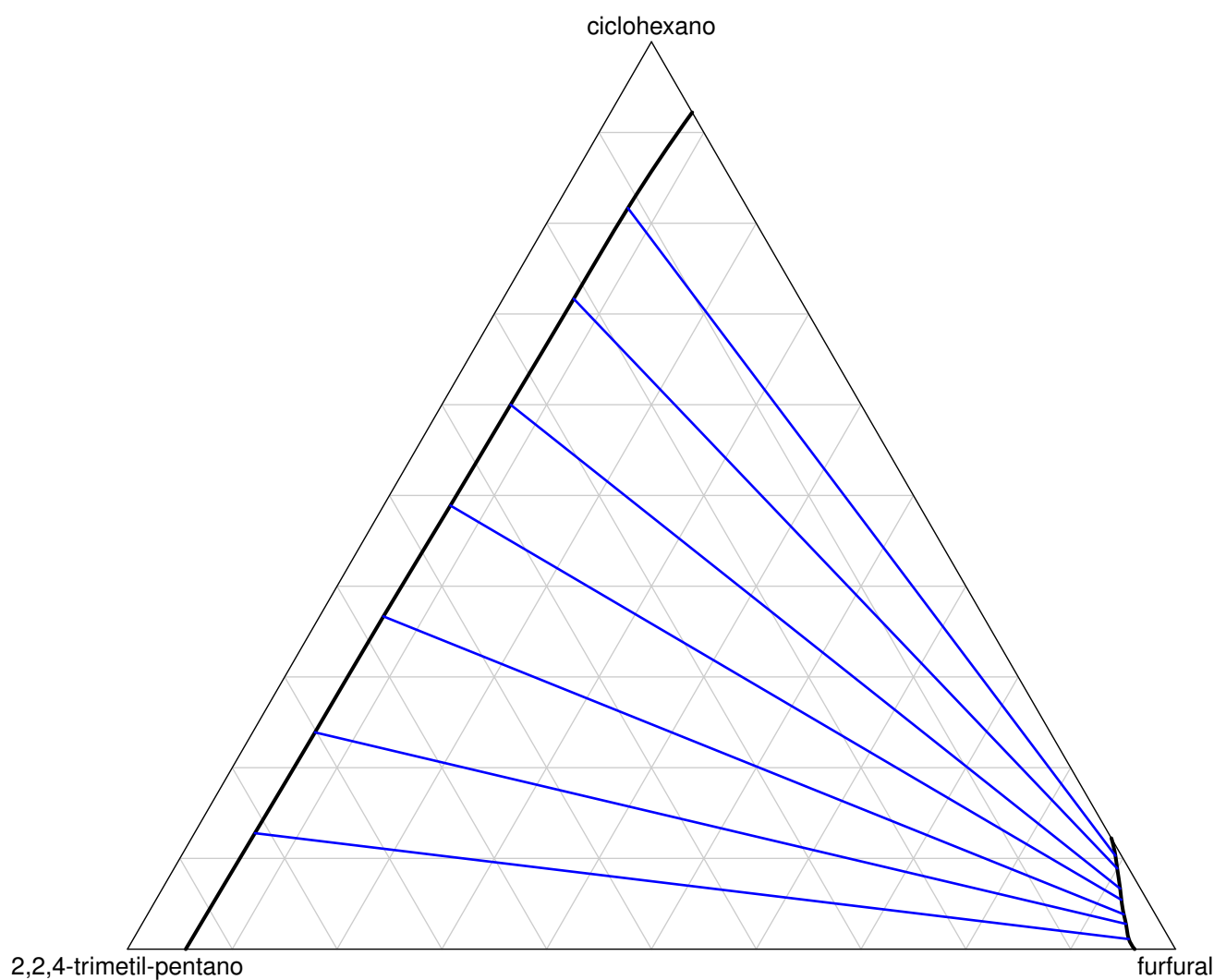


Figura 8.47: Diagrama de equilibrio en % mol a 25 °C

Solución

1. La única mezcla al 50 % homogénea es la del ciclohexano y el trimetil-pentano. Cualquiera de estos dos componentes mezclados con el furfural ya forma dos fases, cada una de las cuales tiene una composición mayoritaria de los respectivos compuestos que forman la mezcla binaria. Además, la adición del tercer componente diluye siempre la concentración en la fase de ciclohexano y trimetil-pentano y puede diluir —si se añade ciclohexano— o concentrar levemente —si se añade trimetil-pentano, pero tendríamos tres componentes en la mezcla— la fase mayoritaria en furfural.
2. El diagrama de Jaenecke (figura 8.48) tiene en abscisas la concentración del soluto y en ordenadas la del disolvente, ambas en base libre de disolvente. En este caso, el ciclohexano (*c*) y el furfural (*f*):

$$x' = \frac{x_c}{x_c + x_t} \quad (8.21)$$

$$y' = \frac{x_f}{x_c + x_t} \quad (8.22)$$

Fase I				Fase II			
x_c	x_f	x'	y'	x_c	x_f	x'	y'
0.000	0.056	0.000	0.059	0.000	0.961	0.000	24.707
0.128	0.058	0.136	0.061	0.011	0.950	0.222	19.000
0.239	0.059	0.254	0.063	0.028	0.939	0.455	15.367
0.367	0.060	0.390	0.064	0.038	0.932	0.561	13.600
0.489	0.064	0.522	0.068	0.054	0.921	0.690	11.700
0.600	0.066	0.642	0.070	0.067	0.914	0.775	10.614
0.717	0.068	0.769	0.072	0.089	0.900	0.889	9.000
0.817	0.069	0.877	0.074	0.103	0.891	0.947	8.200
0.922	0.078	1.000	0.084	0.122	0.878	1.000	7.183

La determinación gráfica del diagrama de Jaenecke a partir del diagrama triangular es más sencilla:

- a) La abscisa se puede leer prolongando la recta que pasa por el punto y el vértice de furfural hasta el lado de las mezclas binarias de ciclohexano y 2,2,4-trimetil-pentano.
- b) La ordenada se calcula leyendo sólo la composición de furfural:

$$y' = \frac{x_f}{1 - x_f} \quad (8.23)$$

3. Conociendo las alimentaciones al sistema el punto suma:

$$M = F + S \quad (8.24)$$

se encuentra en la coordenada (0,5, 6) del diagrama de Jaenecke puesto que hay seis veces más furfural que mezcla binaria y su adicción no modifica la relación molar de la alimentación entre los otros dos componentes.

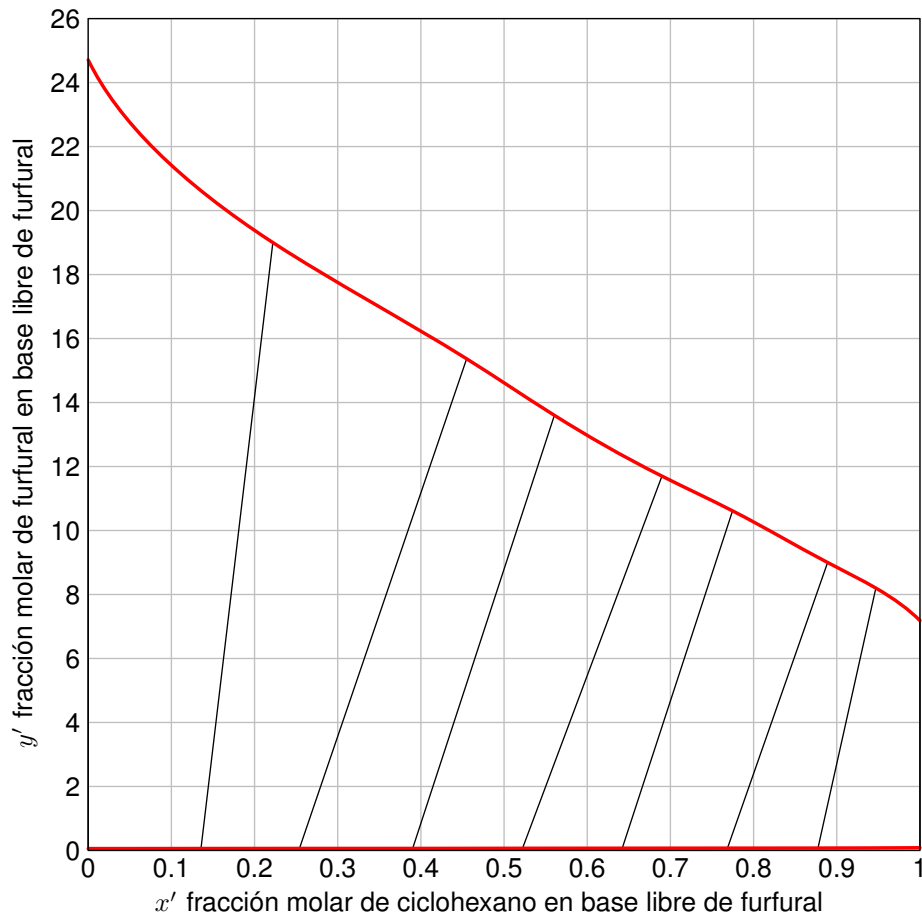


Figura 8.48: Diagrama de equilibrio en base libre de disolvente

Para determinar las composiciones de salida debemos iterar, puesto que el número de etapas es un dato. Para ello:

- Supondremos la composición del extracto de salida E_1 , sobre la curva de equilibrio.
- Por balance de materia calculamos (gráficamente) la composición del refinado R_N , sobre su curva de equilibrio:

$$M = E_1 + R_N \quad (8.25)$$

- Determinamos en el diagrama el punto diferencia:

$$\Delta = F - E_1 = R_N - S \quad (8.26)$$

La segunda recta al ser S disolvente puro, es una vertical que pasa por R_N .

- Calculamos las etapas comprobando que el refinado de la tercera coincide con R_N . Si no lo hace volvemos a suponer otro valor de E_1 .

Con $x'_{E_1} = 0,645$ ($y'_{E_1} = 12,3$) obtenemos $x'_{R_3} = 0,362$ ($y'_{R_3} = 0,063$) para las tres etapas como se muestra en la figura 8.49.

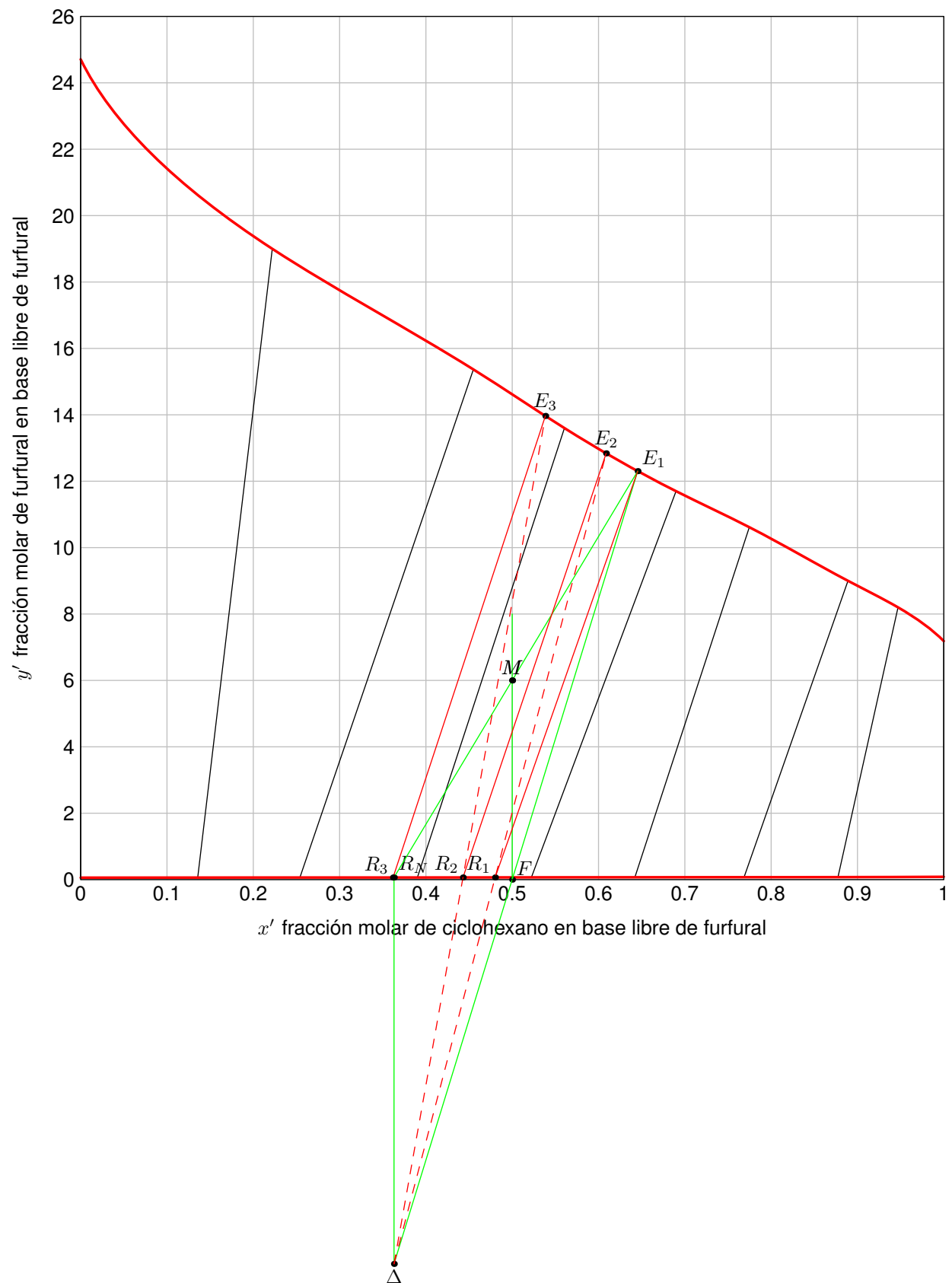


Figura 8.49: Cálculo gráfico para tres etapas

-

Figura 8.50: Caso límite para relación S/F máxima

Problema 8.4 (Examen Parcial de Junio 21/5/03)

Una corriente de 750 kg/h formada por agua con un 50 % de ácido acético se quiere separar en una unidad de extracción líquido/líquido con éter isopropílico, prácticamente puro. Como se desea recuperar de la misma forma el ácido acético presente en otra disolución acuosa con una concentración del 27 % y un caudal de 250 kg/h, por razones económicas se ha pensado hacerlo conjuntamente en una sola unidad, según el esquema de la figura 8.51.

Siendo la especificación para el refinado final una concentración máxima de acético del 3 % p, cuando se utiliza un caudal de 1500 kg/h de éter:

1. Calcular los caudales y composiciones de las corrientes de salida de la unidad.
2. Identificar las corrientes de alimentación en el esquema razonándolo y determinar los puntos de operación para cada sección. Suponer que la alimentación intermedia —en la etapa j — se hace mezclando la corriente F_j y la R_{j-1} .
3. Calcular el número de etapas necesario y el número de la etapa donde se introduce la alimentación intermedia (j).

Todas las corrientes tienen una temperatura próxima a la ambiente y se supondrá aplicable el diagrama de equilibrio de la figura 8.52.

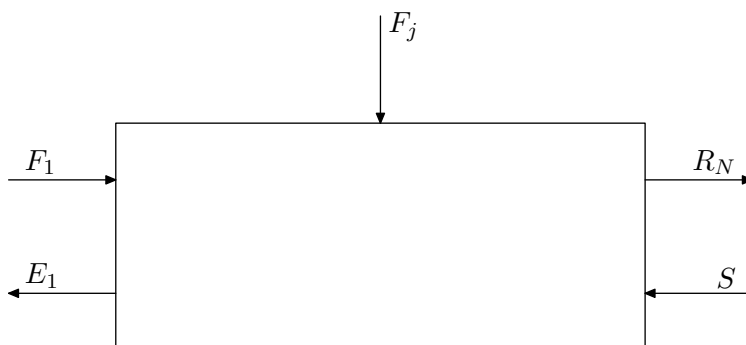


Figura 8.51: Esquema de la unidad

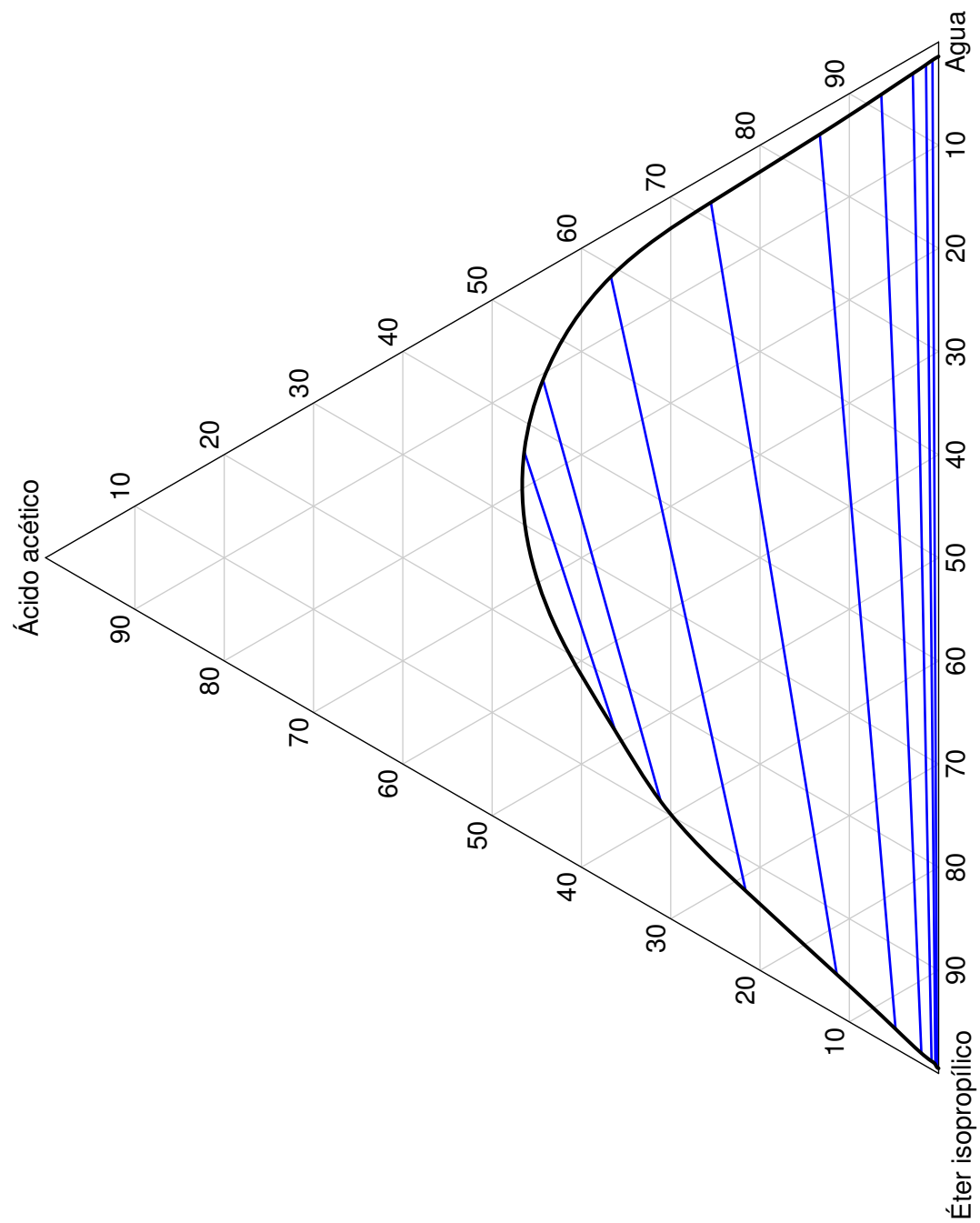


Figura 8.52: Diagrama de equilibrio a 20°C

Solución

1. El balance global a la unidad es:

$$F_1 + F_j + S = M = E_1 + R_N \quad (8.27)$$

Para resolverlo de forma gráfica calcularemos primero la alimentación total F_T :

$$F_T = F_1 + F_j = 750 + 250 = 1000 \text{ kg/h} \quad (8.28)$$

$$\frac{\overline{F_1 F_T}}{\overline{F_1 F_j}} = \frac{F_j}{F_T} = \frac{250}{1000} \Rightarrow x_{F_T,aa} = 44,25 \% \quad (8.29)$$

Con F_T resolvemos gráficamente el balance global:

$$F_T + S = M = E_1 + R_N \Rightarrow M = 1000 + 1500 = 2500 \text{ kg/h} \quad (8.30)$$

$$\frac{\overline{M F_T}}{\overline{S F_T}} = \frac{S}{M} = \frac{1500}{2500} \Rightarrow \begin{cases} z_{M,aa} = 17,7 \% \\ z_{M,ei} = 60 \% \end{cases} \quad (8.31)$$

La salida de refinado tiene un 3 % de acético y está en la curva de solubilidad. Leyendo del diagrama:

$$\begin{cases} x_{R_N,aa} = 3 \% \\ x_{R_N,ei} = 1,6 \% \end{cases} \quad (8.32)$$

El extracto E_1 se encuentra en la intersección de la recta que une M y R_N y la curva de solubilidad, resultando:

$$\begin{cases} y_{E_1,aa} = 20,8 \% \\ y_{E_1,ei} = 72,5 \% \end{cases} \quad (8.33)$$

Los caudales de extracto y refinado se determinan con la regla de la palanca:

$$\frac{\overline{R_N M}}{\overline{R_N E_1}} = 0,824 = \frac{E_1}{M} \quad (8.34)$$

$$E_1 = 0,824M = 0,824 \cdot 2500 = 2060 \text{ kg/h} \quad (8.35)$$

$$R_N = M - E_1 = 2500 - 2060 = 440 \text{ kg/h} \quad (8.36)$$

2. La corriente con el 50 % de acético se alimenta en el extremo de la unidad, siendo la del 27 % la intermedia. De esta forma se consigue una mayor concentración de acético en el extracto de salida y se evita —al no hacerlo al revés— bien diluir la concentración de entrada —si se alimentan ambas en la primera etapa— aumentando por tanto el número de etapas, bien deshacer la separación conseguida en un grupo de etapas —si se alimenta la más concentrada en una etapa posterior a la primera— al incrementar la concentración de acético en el refinado por efecto de la mayor concentración de la alimentación intermedia.

Como en el caso de la extracción con una sola alimentación plantaremos los balances desde un extremo del sistema de etapas. Distinguiremos dos secciones:

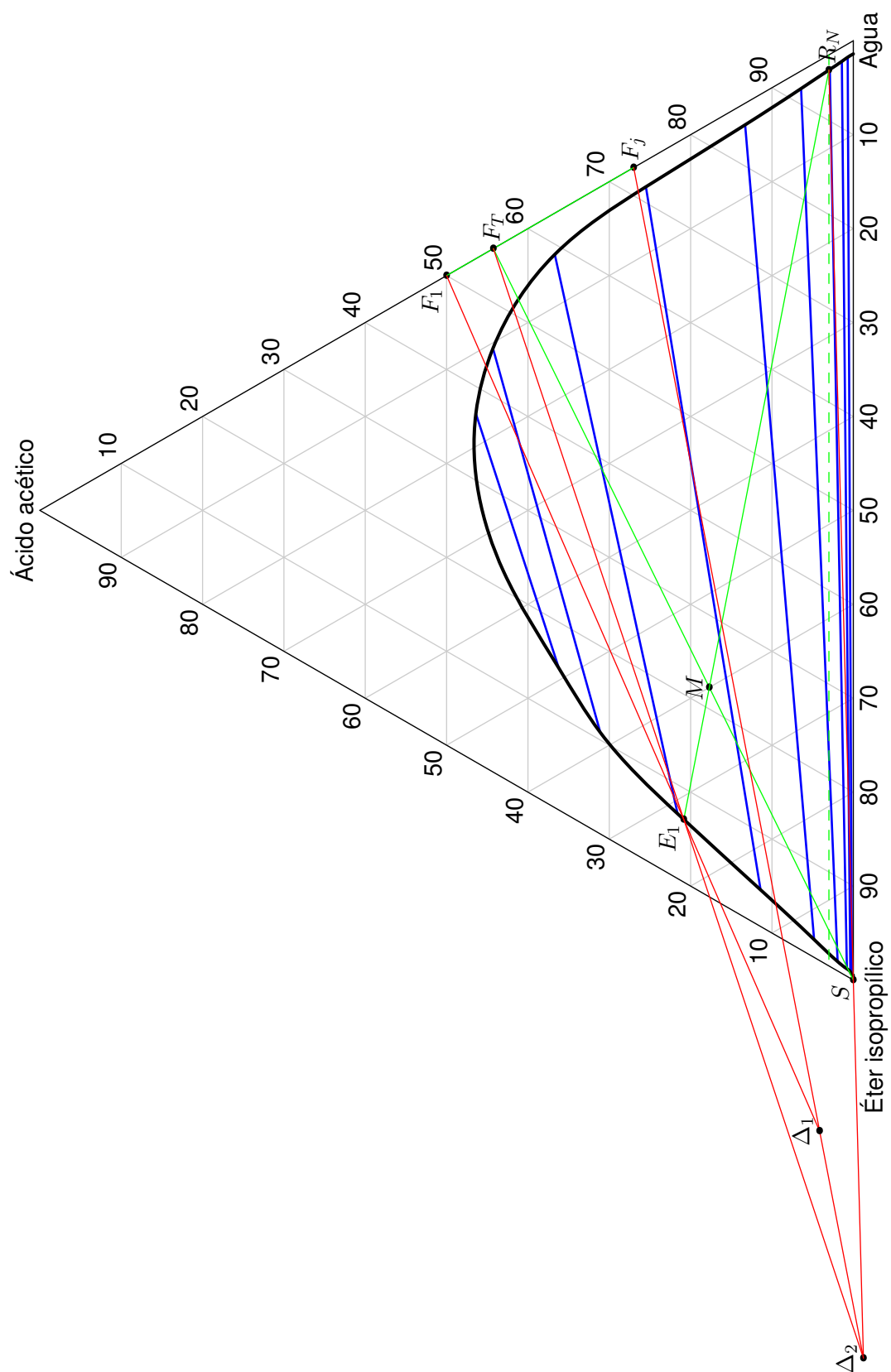


Figura 8.53: Balance global

- a) Hasta la etapa $j - 1$ de donde sale el refinado R_{j-1} y entra el extracto E_j .
 b) A partir R_{j-1}^* , resultante de la mezcla de R_{j-1} con F_j , que entra en la etapa j , de la que sale E_j .

Para la primera sección los balances desde la etapa 1 resultan:

$$F_1 - E_1 = R_1 - E_2 = \dots = R_{j-1} - E_j = \Delta_1 \quad (8.37)$$

siendo Δ_1 el punto de operación o punto diferencia de la primera sección. Para la segunda:

$$R_{j-1}^* - E_j = R_j - E_{j+1} = \dots = R_N - S = \Delta_2 \quad (8.38)$$

El balance en la zona de entrada de la segunda alimentación F_j podemos escribirlo como:

$$F_j + R_{j-1} - E_j = R_{j-1}^* - E_j \quad (8.39)$$

de donde, sustituyendo $R_{j-1} - E_j$ con la ecuación (8.37) obtenemos:

$$F_j + F_1 - E_1 = F_T - E_1 = R_{j-1}^* - E_j = \Delta_2 \quad (8.40)$$

$$F_j + F_1 - E_1 = F_j + \Delta_1 = \Delta_2 \quad (8.41)$$

Así pues, utilizaremos Δ_1 en la primera sección y Δ_2 en la segunda. Para determinarlos gráficamente usaremos las ecuaciones deducidas:

$$F_T - E_1 = R_N - S = \Delta_2 \quad (8.42)$$

$$F_1 - E_1 = \Delta_2 - F_j = \Delta_1 \quad (8.43)$$

Esto es, el punto Δ_2 está en la intersección de las rectas que pasan, una por F_T y E_1 y la otra por R_N y S . De la misma manera, Δ_1 está en la intersección de las rectas que pasan, una por F_1 y E_1 y la otra por F_j y Δ_2 . El resultado se muestra en la figura 8.53.

Otra forma de calcular la posición de los puntos diferencia es con la regla de la palanca a partir de los flujos netos conocidos en cada extremo de la unidad:

$$F_1 - E_1 = \Delta_1 \quad (8.44)$$

$$R_N - S = \Delta_2 \quad (8.45)$$

sabiendo que, por ejemplo Δ_1 está en la recta que pasa por F_1 y E_1 y a una distancia:

$$\overline{E_1 \Delta_1} = \overline{E_1 F_1} \frac{F_1}{\Delta_1} = \frac{F_1}{F_1 - E_1} \quad (8.46)$$

3. La construcción de etapas se hace de la forma habitual, utilizando en cada sección el punto diferencia correspondiente. Lo único que queda por determinar es la etapa de alimentación de la corriente intermedia. Ésta se hace en la etapa en la que su recta de reparto cruza la recta formada por la alineación de Δ_1 , Δ_2 y F_j . Si se hiciera antes el cambio podemos comprobar que con Δ_2 se consigue menos separación y si se hiciera después, en las siguientes etapas hacen falta más etapas usando Δ_1 . Esta situación es análoga a la explicada en destilación. Realizando el cálculo gráfico como se indica en la figura 8.54 se obtienen 10 etapas de equilibrio introduciéndose la alimentación intermedia en la etapa 3.

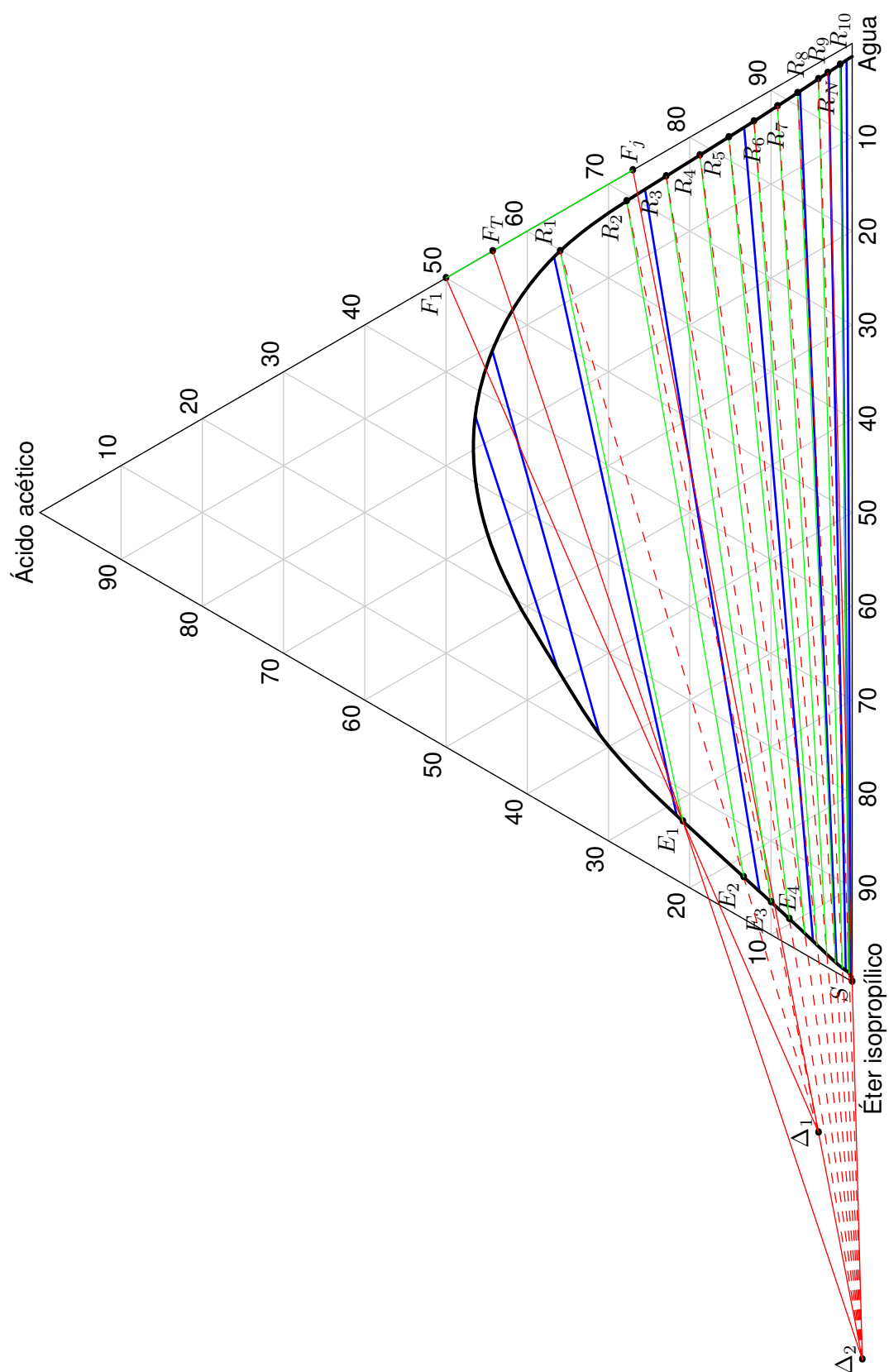


Figura 8.54: Cálculo de etapas de equilibrio

Problema 8.5 (Examen Final de Junio 17/6/03)

Se pretende utilizar dimetil-formamida (DMF) para separar una mezcla de n-heptano y ciclohexano, con un 40 % en peso de este último, mediante extracción líquido-líquido. Como se quiere obtener una pureza del 90 % para los dos productos en base libre de disolvente, se utilizará una unidad con reflujo, tal como se muestra en la figura 8.55. En ella la alimentación se hace en una etapa intermedia —que como las demás supondremos de equilibrio— que divide el sistema en dos secciones similares a las de rectificación y agotamiento de una columna de destilación. En el extremo del extracto, de la corriente saliente de la etapa 1 se separan por destilación, por un lado el disolvente prácticamente puro (B) —reciclándose al otro extremo de la unidad de extracción—, y por otro una mezcla de n-heptano y ciclohexano (D) que se divide en dos corrientes:

- el producto de la separación E que cumple la especificación pero que arrastra un 0,5 % p de disolvente y
- un reflujo R_0 que se devuelve a la etapa 1 de extracción.

Con los datos:

- La corriente de aporte de disolvente S_A se considerará con una composición del 100 % de DMF.
- La relación de reflujo externo $R_0/E = 18$.

para un caudal de alimentación F base de 100 kg/h, se pide:

1. Representar en un cuadro de balance de materia los caudales y composiciones como % peso de las corrientes F , S , B , S_A , E , D , R_0 , R_N y E_1 y situarlas en el diagrama ternario.
2. Calcular el número de etapas necesarias N y el número de la etapa de alimentación f .
3. ¿Qué efecto tiene el uso del reflujo junto con sus etapas adicionales? ¿Cuál es la diferencia respecto a una extracción sin reflujo?

Todas las corrientes en la extracción tienen una temperatura próxima a la ambiente y se supondrá aplicable el diagrama de equilibrio de la figura 8.56.

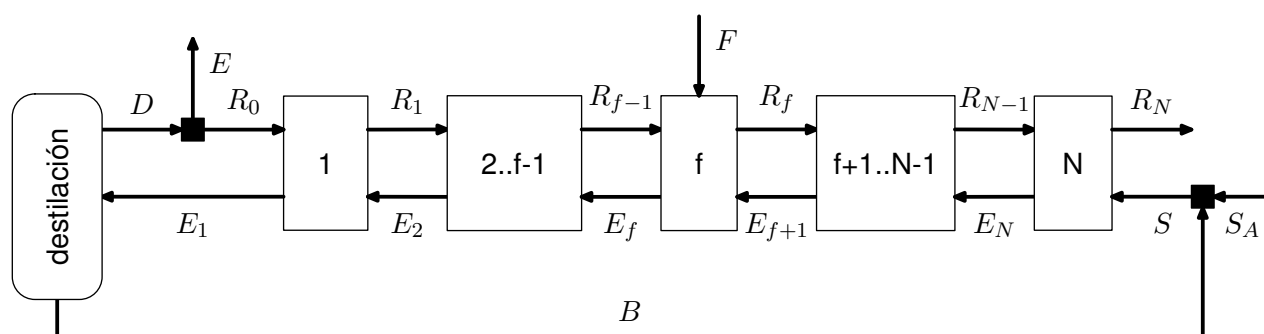


Figura 8.55: Esquema de la unidad

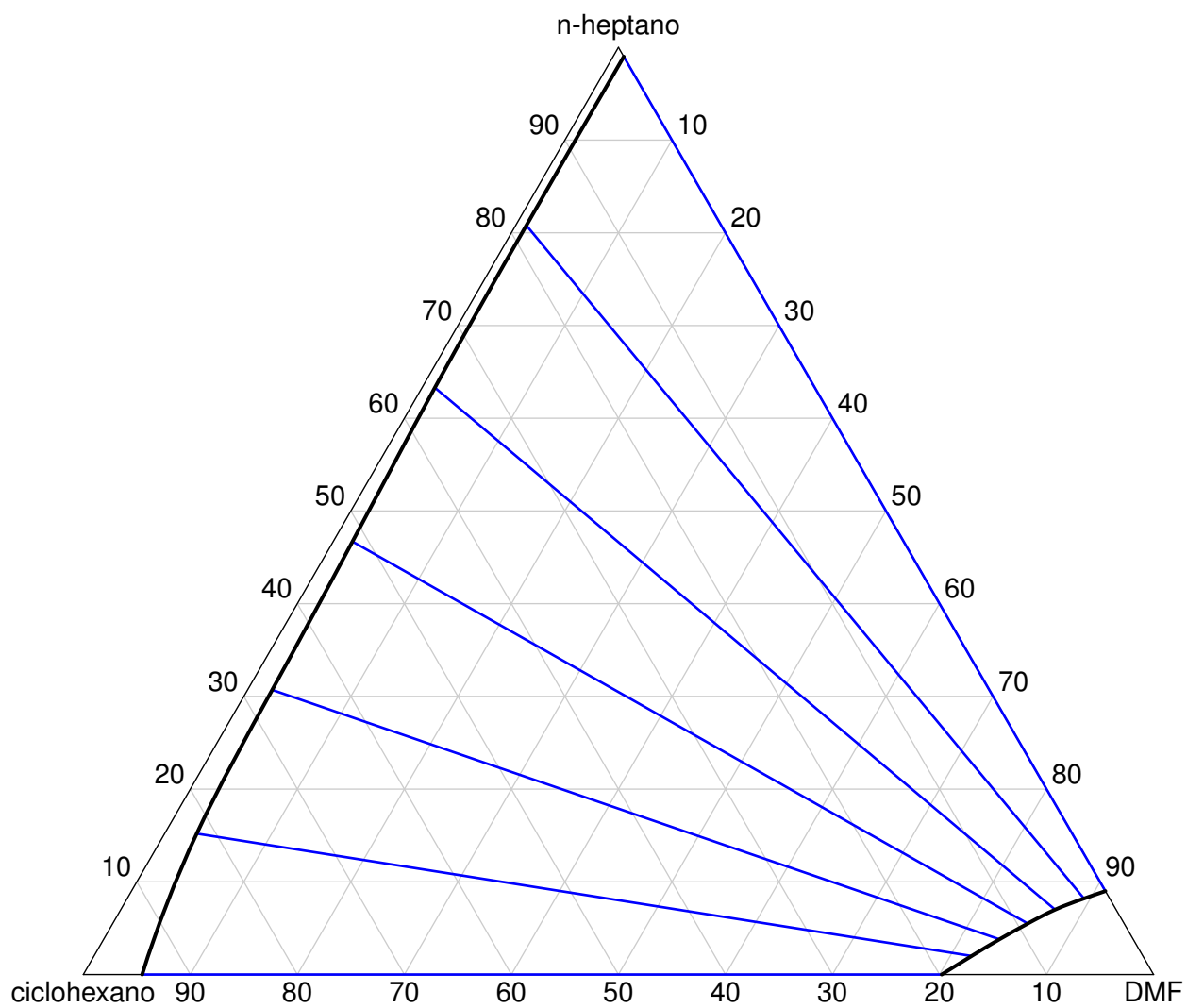


Figura 8.56: Diagrama de equilibrio a 20°C

Solución

1. De la alimentación F se conocen todos los datos. De las diversas corrientes de disolvente S , S_A y B conocemos la composición (100 % DMF) pero no los caudales que cumplen:

$$S = S_A + B \quad (8.47)$$

Las corrientes E , D y R_0 tienen la misma composición y sus caudales están relacionados por:

$$D = E + R_0 \quad (8.48)$$

En este extremo de la unidad de extracción se concentra el ciclohexano respecto al heptano, como se deduce de las rectas de reparto. El porcentaje de DMF en ellas es del 0,5 % p y, al cumplir la especificación, en base libre de disolvente tenemos un 10 % de heptano y un 90 % de ciclohexano. Por tanto:

$$y_{E,d} = 0,5 \quad (8.49)$$

$$y_{E,h} = \left(1 - \frac{0,5}{100}\right) 10 = 9,95 \%p \quad (8.50)$$

$$y_{E,c} = \left(1 - \frac{0,5}{100}\right) 90 = 89,55 \%p \quad (8.51)$$

Gráficamente se puede determinar con la intersección de la línea de $x_d = 0,5$ con la de todas las mezclas con 10 % de heptano y un 90 % de ciclohexano en base libre de disolvente, que pasa por S .

De una forma similar, la composición del refinado R_N se obtiene con la intersección de la línea que une S con la mezcla binaria de 90 % de heptano y un 10 % de ciclohexano, y la curva de solubilidad para el refinado, obteniéndose un $0,99 \approx 1 \% p$ de DMF, quedando:

$$x_{N,d} = 0,99 \quad (8.52)$$

$$x_{N,h} = \left(1 - \frac{0,99}{100}\right) 90 = 89,11 \%p \quad (8.53)$$

$$x_{N,c} = \left(1 - \frac{0,99}{100}\right) 10 = 9,90 \%p \quad (8.54)$$

Por último sabemos que:

$$E_1 = B + D \quad (8.55)$$

y que E_1 sale de una etapa de equilibrio, por lo que se puede deducir gráficamente como la intersección de la recta que une B y D con la curva de solubilidad del extracto:

$$y_{1,d} = 81,83 \%p \quad (8.56)$$

$$y_{1,h} = 1,82 \%p \quad (8.57)$$

$$y_{1,c} = 16,35 \%p \quad (8.58)$$

Los caudales se calculan resolviendo los balances de materia. El balance global es:

$$\begin{aligned} F + S_A &= E + R_N \\ Fz_d + S_{AYS,d} &= Ey_{E,d} + R_Nx_{N,d} \\ Fz_c + S_{AYS,c} &= Ey_{E,c} + R_Nx_{N,c} \end{aligned} \quad (8.59)$$

que se simplifica al ser $z_d = 0$, $y_{S,c} = 0$ y $y_{S,d} = 100$. La solución es:

$$S_A = 0,81 \text{ kg/h} \quad E = 37,69 \text{ kg/h} \quad R_N = 63,12 \text{ kg/h} \quad (8.60)$$

Con la relación de reflujo calculamos R_0 :

$$R_0 = 18E = 18 \cdot 37,69 = 678,40 \text{ kg/h} \quad (8.61)$$

y con (8.48):

$$D = E + R_0 = 37,69 + 678,40 = 716,09 \text{ kg/h} \quad (8.62)$$

El caudal de S se determina con el balance a las etapas de extracción:

$$F + R_0 + S = E_1 + R_N = M \quad (8.63)$$

Con la alimentación total al sistema $F_T = F + R_0$ situada en el diagrama con la regla de la palanca, M se calcula de la forma habitual, con la intersección de las rectas $\overline{F_T S}$ y $\overline{E_1 R_N}$. Aplicando de nuevo la regla de la palanca calculamos:

$$S = F_T \frac{\overline{F_T M}}{\overline{MS}} = (100 + 678,40) \cdot 4,12 = 3206,68 \text{ kg/h} \quad (8.64)$$

de donde:

$$B = S - S_A = 3206,68 - 0,81 = 3205,87 \text{ kg/h} \quad (8.65)$$

Por último el caudal de E_1 se puede calcular gráficamente, por balance a la extracción y por balance a la destilación. Lo haremos de las tres formas para comprobar que no hay errores:

$$E_1 = R_N \frac{\overline{R_N M}}{\overline{ME_1}} = 63,12 \cdot 62,1 = 3921,96 \text{ kg/h} \quad (8.66)$$

$$E_1 = B + D = 3205,87 + 716,09 = 3921,96 \text{ kg/h} \quad (8.67)$$

$$E_1 = F_T + S - R_N = 778,40 + 3206,68 - 63,12 = 3921,96 \text{ kg/h} \quad (8.68)$$

Corriente	F	S	B	S_A	E	D	R_0	R_N	E_1
kg/h	100	3206,68	3205,87	0,81	37,69	716,09	678,40	63,12	3921,96
%p ciclohexano	40	0	0	0	89,55	89,55	89,55	9,90	16,35
%p n-heptano	60	0	0	0	9,95	9,95	9,95	89,11	1,82
%p DMF	0	100	100	100	0,5	0,5	0,5	0,99	81,83

Las operaciones realizadas en el diagrama de equilibrio se recogen en la figura 8.57.

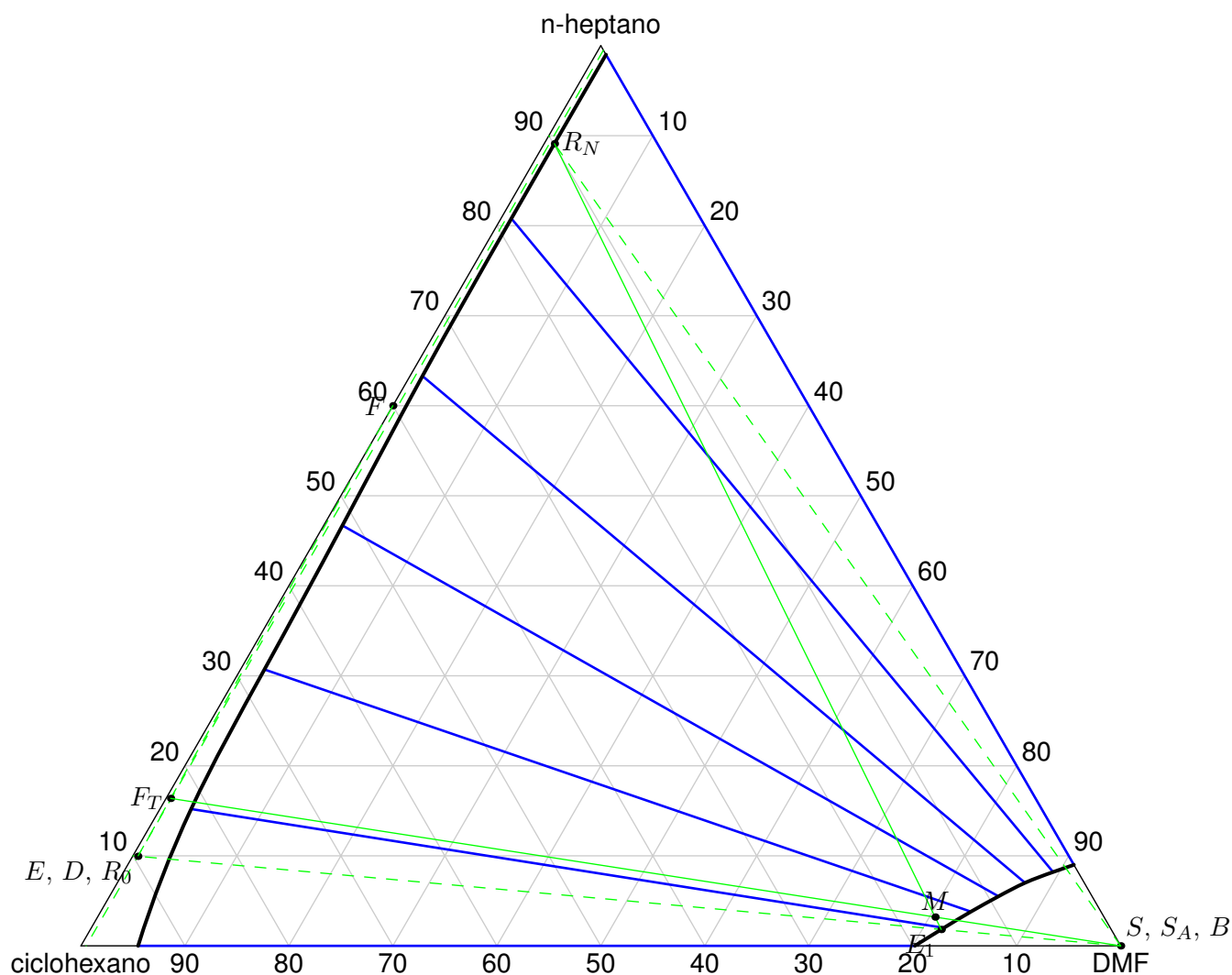


Figura 8.57: Cálculos gráficos para determinar las corrientes principales

2. Los dos puntos de operación, Δ_1 —válido desde el extremo del extracto hasta la alimentación, ver figura 8.58—, y Δ_2 —desde la alimentación hasta el extremo del refinado—, se determinan gráficamente con:

$$F_T - E_1 = R_N - S = \Delta_2 \quad (8.69)$$

$$R_0 - E_1 = \Delta_2 - F = \Delta_1 \quad (8.70)$$

Comenzando por ejemplo por E_1 la construcción habitual, nos apoyamos en el punto de operación Δ_1 hasta que la recta de equilibrio —reparto— de la etapa cruce la recta $\overline{F\Delta_1\Delta_2}$, lo que ocurre en la etapa 8, que es la de alimentación. A partir de aquí el punto de operación es Δ_2 . El número de etapas totales para llegar a R_N es de 17. El cálculo gráfico se muestra en la figura 8.59. Como se puede observar, el trazado en este diagrama ni es cómodo, ni facilita la precisión.

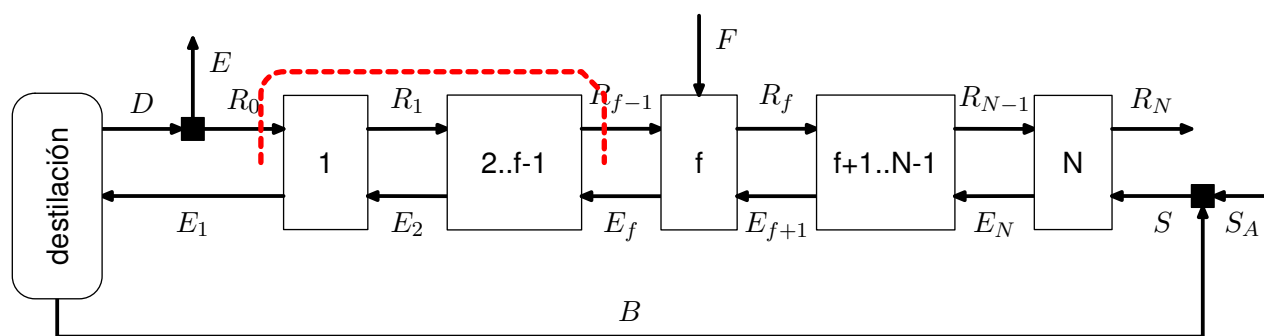


Figura 8.58: Recintos para los balances de los puntos de operación

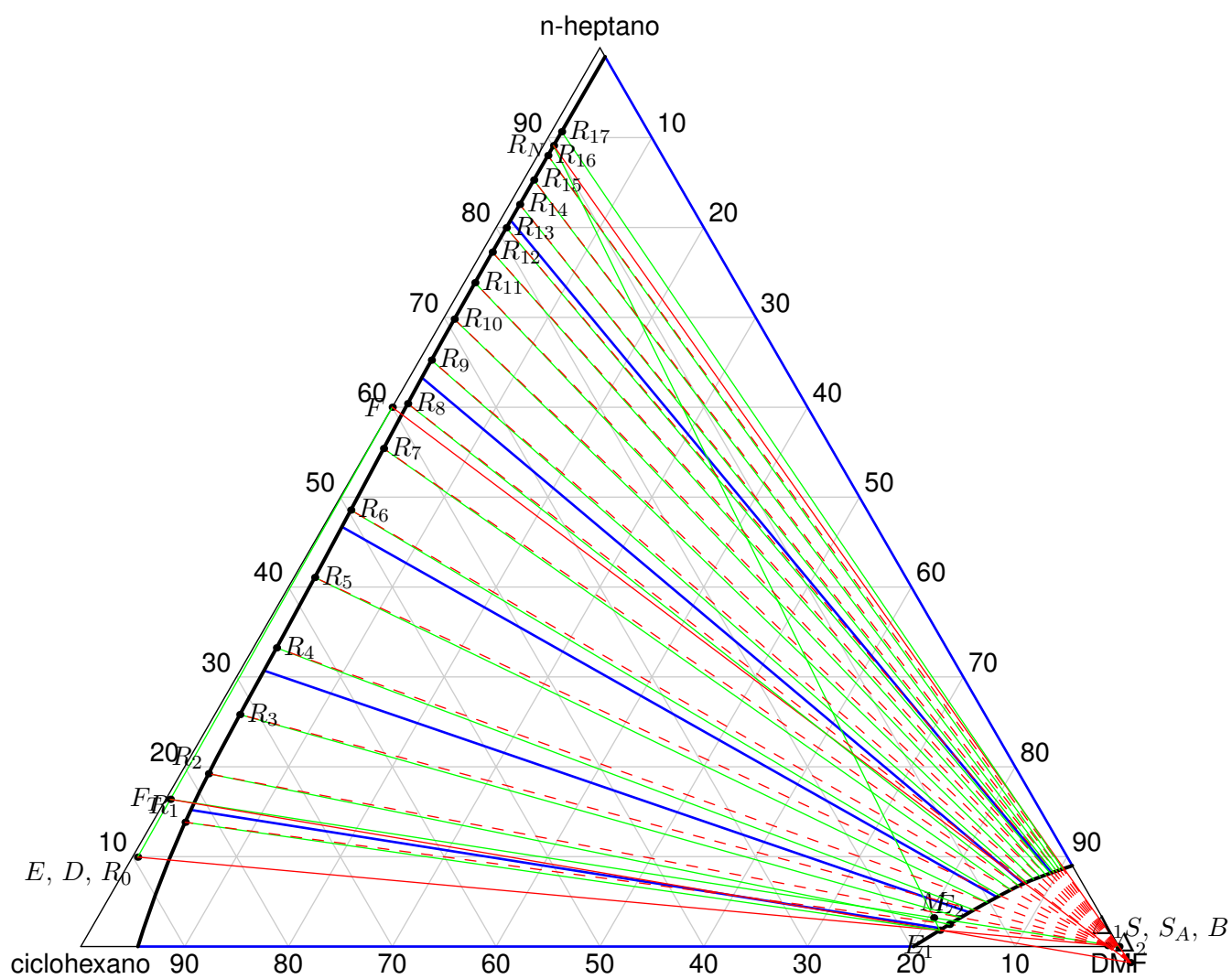


Figura 8.59: Cálculo de etapas

3. El uso del reflujo nos permite obtener una corriente de alta pureza en el extracto. De no usarlo, la máxima concentración teórica de ciclohexano en el extracto sería la que estuviera en equilibrio con la alimentación F . Con o sin reflujo, en la sección de enriquecimiento del refinado podemos aumentar la pureza del heptano en éste, pero —como en destilación— si queremos mejorar también en el otro extremo la concentración del ciclohexano necesitamos la sección adicional con el reflujo.

Problema 8.6 (*Examen Final de Septiembre 22/9/03*)

Se pretende utilizar dimetil-formamida (DMF) para separar una mezcla de *n*-heptano y ciclohexano, con un 40 % en peso de este último, mediante extracción líquido-líquido. Como se quiere obtener una pureza del 90 % para los dos productos en base libre de disolvente, se utilizará una unidad con reflujo, tal como se muestra en la figura 8.60. De la corriente saliente de la etapa 1 se separan por destilación, por un lado el disolvente prácticamente puro (B) —reciclándose al otro extremo de la unidad de extracción—, y por otro una mezcla de *n*-heptano y ciclohexano (D) que se divide en dos corrientes:

- el producto de la separación E que cumple la especificación pero que arrastra un 0,5 % p de disolvente y
- un reflujo R_0 que se devuelve a la etapa 1 de extracción.

Con los datos:

- La corriente de aporte de disolvente S_A se considerará con una composición del 100 % de DMF.
- La relación de reflujo externo $R_0/E = 18$.

para un caudal de alimentación F base de 100 kg/h, utilizando un diagrama de Janecke deducido a partir del diagrama triangular de la figura 8.61 —que se supondrá aplicable para todo el sistema— se pide:

1. Elegir el diagrama de Janecke correcto, analizando de forma cualitativa —esto es, sin hacer cálculos— los elementos del mismo: las curvas de equilibrio y las rectas de reparto. Inicialmente se construyó mal, pero posteriormente se corrigió. Sin embargo, nos han entregado las dos versiones (figuras 8.62 y 8.63) y han olvidado decirnos cuál de ellas es la buena.
2. Utilizando la solución del problema anterior, situar los puntos de la tabla de balance y el punto suma sobre el diagrama, pero de forma que las relaciones gráficas que deban cumplir se observen en el diagrama, indicándolo por escrito.
3. Situar gráficamente los puntos diferencia y calcular el número de etapas. ¿Qué ventajas y/o desventajas se aprecian en el uso de este diagrama respecto al triangular?
4. Determinar con los datos del diagrama de Janecke los caudales máxicos de todos los componentes en la corriente R_4 .

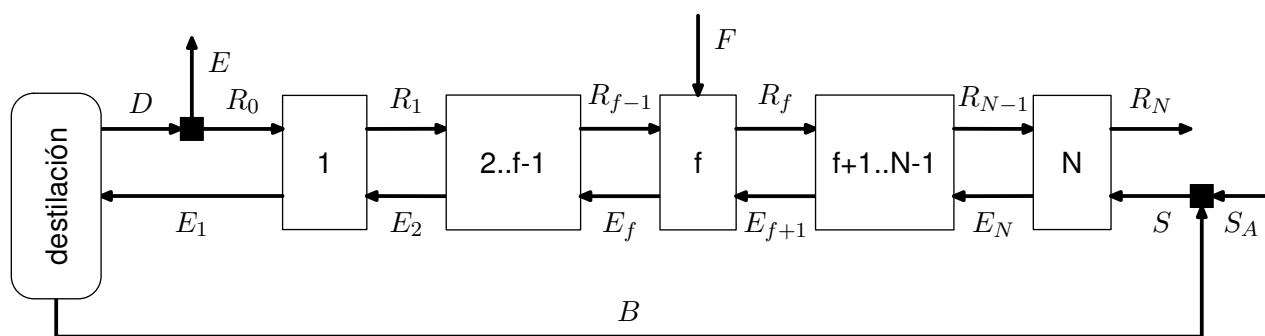


Figura 8.60: Esquema de la unidad

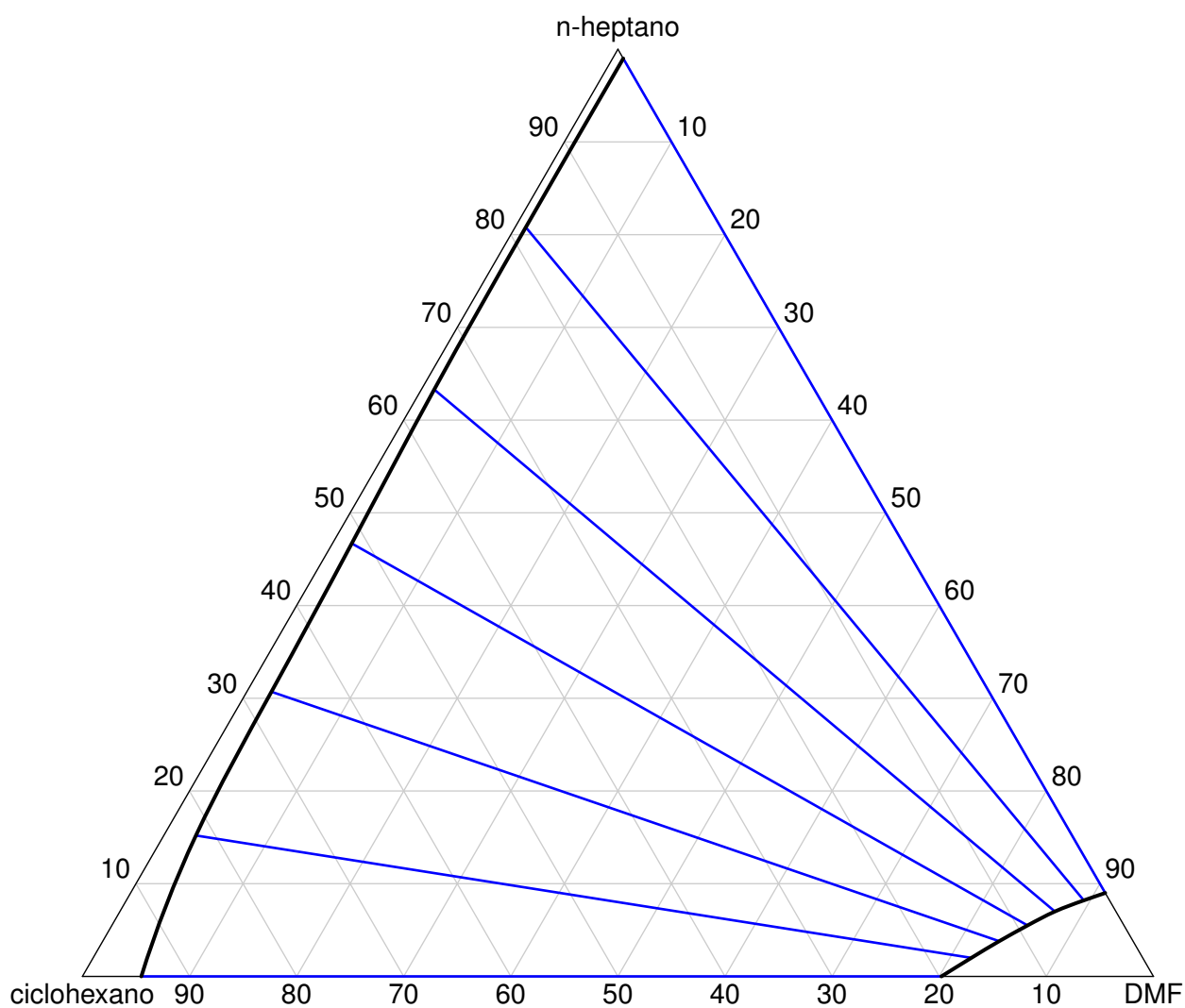


Figura 8.61: Diagrama de equilibrio a 20°C (% peso)

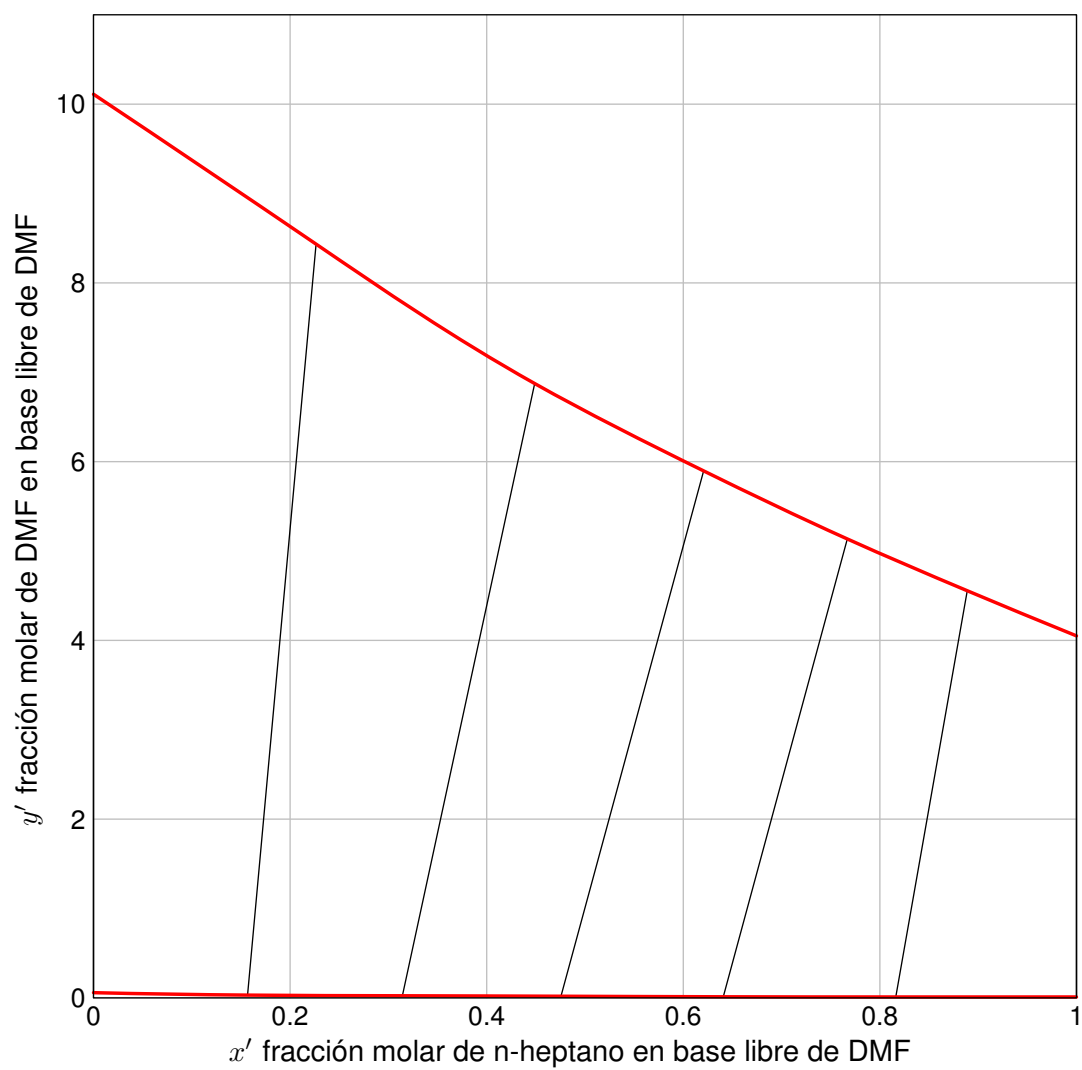


Figura 8.62: Diagrama de Janecke (peso) a 20°C. Versión A

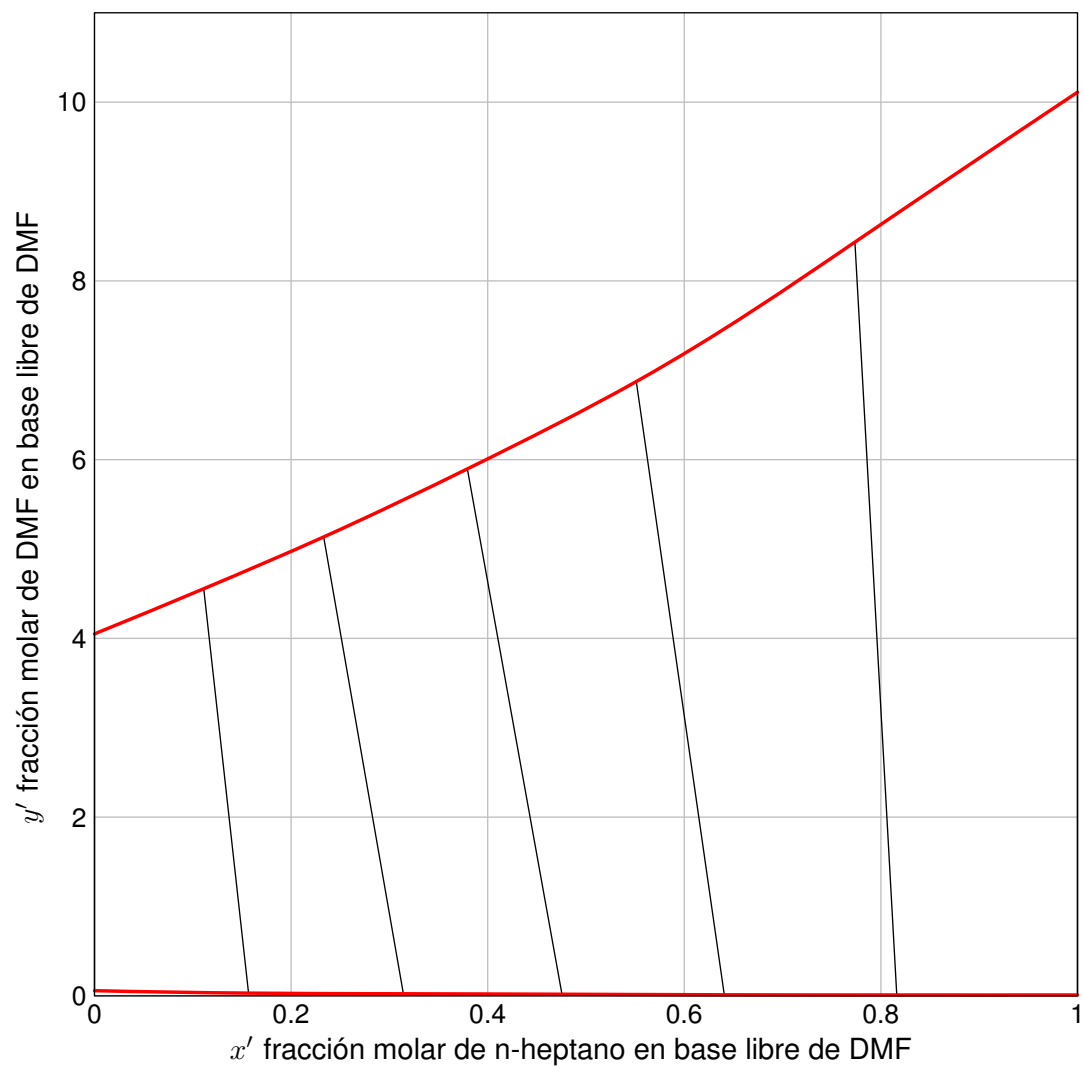


Figura 8.63: Diagrama de Janecke (peso) a 20°C. Versión B

Solución

- En las dos figuras la concentración de DMF en el refinado es, como debe ser, mayor para altas concentraciones de ciclohexano, pero el diagrama correcto es el de la figura 8.63 puesto que:
 - La concentración de DMF en el extracto crece con la de n-heptano.
 - El n-heptano se concentra preferentemente en la fase que no es rica en DMF, lo que se deduce de la inclinación de las rectas de reparto en las coordenadas de Janecke y la posición respecto a las rectas que irradian del punto de DMF puro en el diagrama triangular.
- Las coordenadas de la alimentación F son (0,6,0). El punto representativo de S , S_A y B no lo podemos incluir en el diagrama, al ser disolvente puro. D , E y R_0 tienen una abscisa de $x'_E = 0,1$ de heptano. La ordenada es:

$$y'_E = \frac{y_{E,d}}{1 - y_{E,d}} = \frac{0,005}{1 - 0,005} \approx 0,005 \quad (8.71)$$

El refinado R_N está en la curva de equilibrio para la fase del refinado, con la abscisa de 0,9. E_1 está en la intersección de la línea que une D y B con la curva de solubilidad del extracto, al salir de una etapa de equilibrio. Al ser B disolvente puro, la recta que corta a la de solubilidad es la vertical que pasa por D . Las coordenadas de E_1 son (0,1,4,5).

El punto F_T para la alimentación total lo fijamos con la regla de la palanca:

$$F'_T = F' + R'_0 = 100 + 678,4 \cdot 0,995 = 775 \text{ kg/h} \frac{\overline{FF_T}}{\overline{FR_0}} = \frac{R'_0}{F'_T} = \frac{675}{775} = 0,87 \quad (8.72)$$

Y por último el punto de mezcla M :

$$M' = F'_T + S' = E'_1 + R'_N \quad (8.73)$$

De nuevo, la línea $\overline{F_T S}$ es una vertical que pasa por F_T . El corte con la línea $\overline{E_1 R_N}$ nos da las coordenadas del punto suma: (0,16,4,14).

- Como en el problema anterior, los dos puntos de operación: Δ_1 , válido desde el extremo del extracto hasta la alimentación, y Δ_2 , desde la alimentación hasta el extremo del refinado, se determinan gráficamente con:

$$F'_T - E'_1 = R'_N - S' = \Delta'_2 \quad (8.74)$$

$$R'_0 - E'_1 = \Delta'_2 - F' = \Delta'_1 \quad (8.75)$$

Si se comienza desde E_1 , el punto de operación Δ_1 se usa hasta que la recta de reparto de la etapa cruce la recta $\overline{F \Delta_1 \Delta_2}$ en la de alimentación, que es la etapa 9. A partir de aquí el punto de operación es Δ_2 . El número de etapas totales para llegar a R_N es de 19. La situación de los puntos diferencia se muestra en la figura 8.65 y el detalle del cálculo gráfico en la figura 8.66.

La ventaja del cálculo en este diagrama es que los puntos en la fase del extracto no se aglomeran en poco espacio como en el diagrama triangular, aunque perdemos en parte

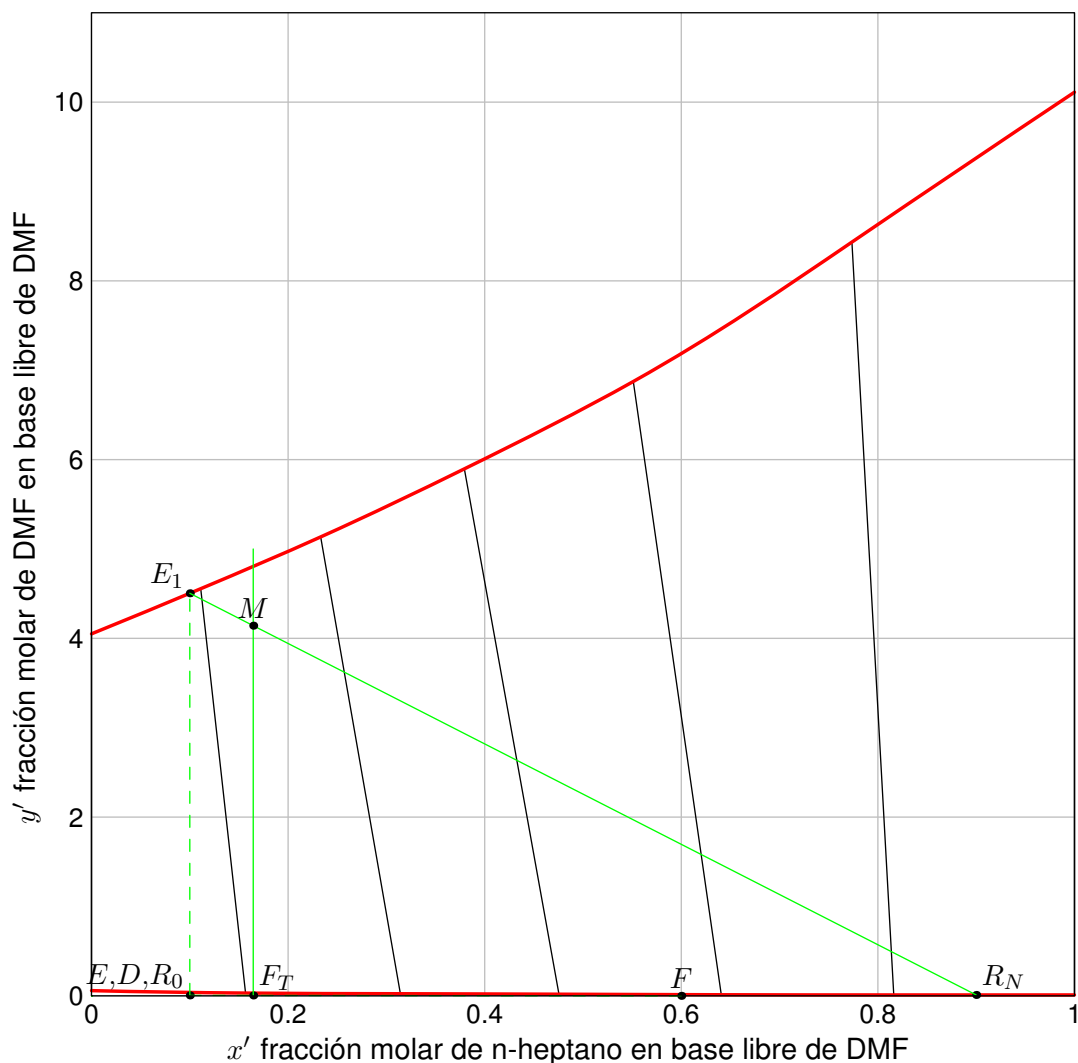


Figura 8.64: Punto suma

la imagen de la alta concentración del disolvente. Además, en este caso la situación de los puntos diferencia queda bastante lejos de los límites del diagrama, lo que hace incómoda la resolución gráfica. Otra desventaja, como se verá en el apartado siguiente, es la dificultad para medir las concentraciones de disolvente en las corrientes de refinado.

Un hecho sorprendente es que ni el número de etapas totales ni la etapa de alimentación coinciden con las determinadas sobre el diagrama triangular. El trazado de las anteriores figuras se ha hecho geométricamente, con una exactitud en principio suficiente para que coincidieran en los dos casos. Cabe atribuir la diferencia a las curvas de miscibilidad, que se han trazado interpolando sólo con los datos de equilibrio para los que se muestran las rectas de reparto, y el elevado número de etapas, que lo hace más sensible a la falta de precisión del método gráfico.

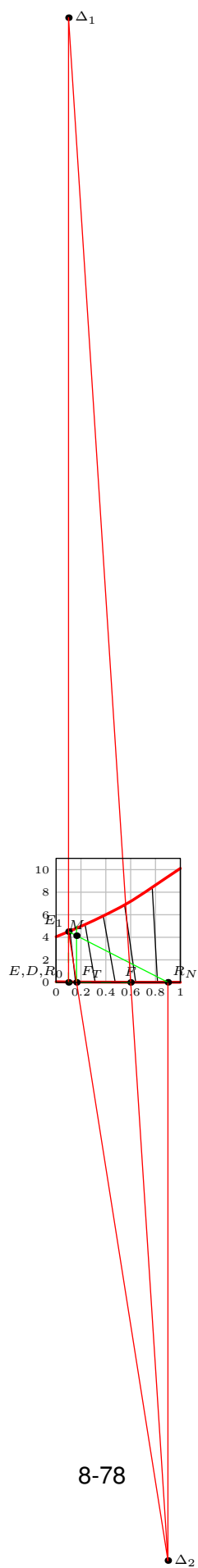


Figura 8.65: Puntos diferencia

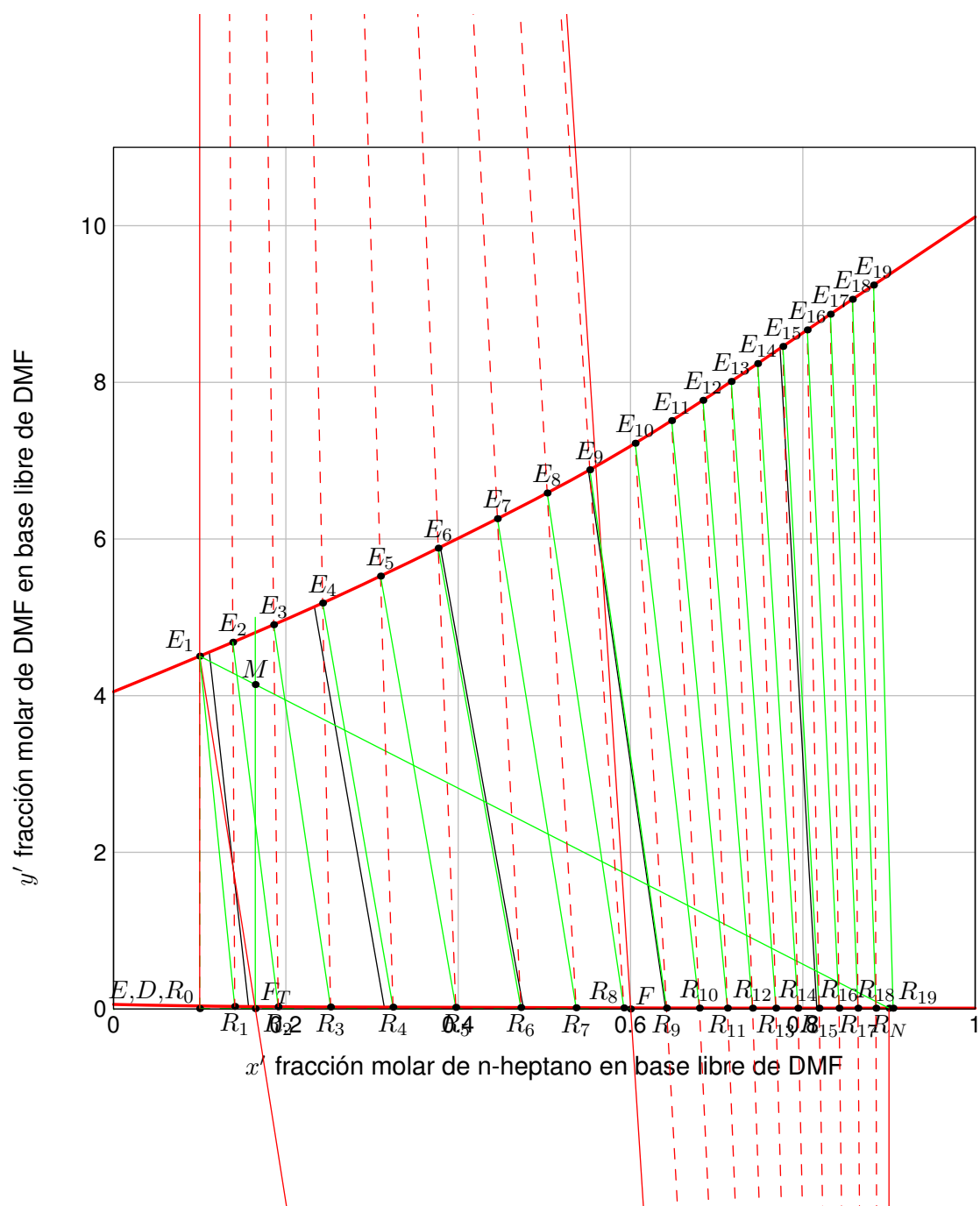


Figura 8.66: Cálculo de etapas

4. Del diagrama se lee la composición de R_4 : (0,32, 0,02). Nos falta el dato del caudal que obtenemos con:

$$R'_0 - E'_1 = \Delta'_1 = R'_4 - E'_5 \quad (8.76)$$

$$\text{siendo } R'_0 - E'_1 = 675 - 3921,96 \frac{100 - 81,83}{100} = 675 - 712,62 = -37,62 \text{ kg/h} = \Delta'_1 \quad (8.77)$$

$$R'_4 = \Delta'_1 \frac{\overline{E_5 \Delta_1}}{\overline{E_5 R_4}} = -37,62 \cdot (-14,52) = 546,5 \text{ kg/h} \quad (8.78)$$

Esta última parte de la aplicación de la regla de la palanca puede ser confusa. Para no equivocarse es conveniente recordar el significado de la misma, que es la combinación de balance total y por componentes:

$$\Delta'_1 = R'_4 - E'_5 \quad (8.79)$$

$$\Delta'_1 x'_{\Delta_1} = R'_4 x'_{R_4} - E'_5 x'_{E_5} \quad (8.80)$$

de donde, eliminando con la primera ecuación E'_5 en la segunda, y despejando:

$$\Delta'_1 x'_{\Delta_1} = R'_4 x'_{R_4} - (R'_4 - \Delta'_1) x'_{E_5} \quad (8.81)$$

$$\Delta'_1 (x'_{\Delta_1} - x'_{E_5}) = R'_4 (x'_{R_4} - x'_{E_5}) \quad (8.82)$$

$$R'_4 = \Delta'_1 \frac{x'_{\Delta_1} - x'_{E_5}}{x'_{R_4} - x'_{E_5}} = -37,62 \frac{0,1 - 0,31}{0,32 - 0,31} = \Delta'_1 \frac{\overline{E_5 \Delta_1}}{\overline{E_5 R_4}} = 546,5 \text{ kg/h} \quad (8.83)$$

Con estos datos ya podemos finalmente calcular los caudales másicos de todos los componentes en la corriente R_4 :

$$R_{4,h} = R'_4 x'_{R_4} = 546,5 \cdot 0,32 = 177,3 \text{ kg/h} \quad (8.84)$$

$$R_{4,c} = R'_4 - R_{4,h} = 369,3 \text{ kg/h} \quad (8.85)$$

$$R_{4,d} = R'_4 y'_{R_4} = 546,5 \cdot 0,02 = 12,7 \text{ kg/h} \quad (8.86)$$

$$R_4 = R_{4,h} + R_{4,c} + R_{4,d} = R'_4 (1 + y'_{R_4}) = 559,3 \text{ kg/h} \quad (8.87)$$

9.4. Problemas

Problema 9.1 (Problema 7, 27/4/99 → 3/5/99)

El aceite de soja se extrae de la semilla mediante un proceso de lixiviación con hexano en un extractor horizontal continuo provisto de rociadores en diferentes puntos, entre los que el disolvente atraviesa el lecho para ser recogido y bombeado al siguiente rociador en un esquema en contracorriente. El sólido tiene un tiempo de escurrido en su avance hacia el siguiente rociador y no es arrastrado por el líquido, observándose la siguiente retención de disolución en el sólido:

% P Aceite en disolución	0	20	30
kg disolución retenida/ kg sólido insoluble	0.58	0.66	0.70

Se supone que todo el aceite contenido en los sólidos se encuentra en la disolución.

El contenido inicial de aceite de las semillas es del 20 % y se pretende diseñar el equipo para una concentración final del 0,5 % en base libre de disolvente. La relación S/F será de 1 kg hexano / kg semilla. El hexano alimentado no contiene aceite.

Se pide calcular el número de etapas necesarias y la composición de las corrientes de salida.

Solución

Supondremos una alimentación $F=100$ kg de semillas por unidad de tiempo. Como la relación disolvente/semillas es 1, $S=100$ kg de hexano.

1. Punto de mezcla

Para la alimentación tenemos los caudales másicos por componente:

$$\mathbf{f}_F = [20; 0; 80]$$

correspondiendo el orden de los elementos en el vector al aceite, el hexano y el sólido insoluble. Para el disolvente:

$$\mathbf{f}_S = [0; 100; 0]$$

Las coordenadas en el diagrama en base sin sólidos son:

$$\begin{aligned} X_{s,S} &= \frac{0}{0 + 100} = 0 & Y_{I,S} &= \frac{0}{0 + 100} = 0 \\ Y_{s,F} &= \frac{20}{20 + 0} = 1 & Y_{I,F} &= \frac{80}{20 + 0} = 4 \end{aligned}$$

El punto de mezcla se puede determinar gráficamente, pero ahora la regla de la palanca se aplica en una base sin sólido:

$$\frac{\overline{FM}}{\overline{MS}} = \frac{100}{20}$$

2. El dato de la composición residual de aceite en la etapa de salida R_N nos permitirá cerrar el balance. Como todo el sólido que entra con la alimentación sale en esta corriente, la cantidad de aceite es:

$$\frac{f_{R_N}(1)}{f_{R_N}(1) + f_{R_N}(3)} = 0,005 \Rightarrow f_{R_N}(1) = \frac{0,005 \cdot 80}{1 - 0,005} = 0,402 \text{ kg}$$

Con estos datos podemos determinar la recta que representa el lugar geométrico de las corrientes donde la relación sólido/aceite es la indicada:

$$\frac{0,402}{80} = \frac{\text{kg aceite}}{\text{kg sólido}} = \frac{\frac{\text{kg aceite}}{\text{kg disolución}}}{\frac{\text{kg sólido}}{\text{kg disolución}}} = \frac{Y_s}{Y_I} \Rightarrow Y_s = 0,00503 Y_I$$

Al salir la corriente R_N de una etapa de equilibrio debe estar sobre la curva de la fase sólida, determinándose el punto por la intersección de ambas líneas.

Para R_N se lee en el diagrama $Y_I = 1,71$ de donde:

$$f_{R_N}(2) = \frac{80}{1,71} - 0,402 = 46,38 \text{ kg hexano}$$

Por tanto, para R_N :

$$\mathbf{f}_{R_N} = [0,402; 46,38; 80] \quad \mathbf{x}_{R_N} = [0,32; 36,58; 63,10] (\%)$$

3. Del balance:

$$S + F = M = E_1 + R_N$$

con lo que trazamos una recta que pasa por R_N y M . Al no arrastrarse sólidos con el disolvente, E_1 está sobre el eje de abscisas, resultando gráficamente cerca del 26,75 % de aceite. Obtenemos, no obstante, sus caudales molares por balance:

$$\mathbf{f}_{E_1} = \mathbf{f}_S + \mathbf{f}_F - \mathbf{f}_{R_N} = [19,598; 53,62; 0]$$

y

$$\mathbf{x}_{E_1} = [26,77; 73,23; 0] (\%)$$

4. Punto diferencia para las rectas de operación

Como siempre:

$$S - R_N = E_1 - F = E_n - R_{n-1} = \Delta$$

Lo que nos permite hacer la construcción gráfica para determinar las etapas de equilibrio. La indicación de tener todo el aceite en la disolución nos sugiere que las rectas de reparto son verticales (por otro lado, no tenemos más información), al suponerse que la disolución es homogénea.

Se obtienen 5 etapas de equilibrio.

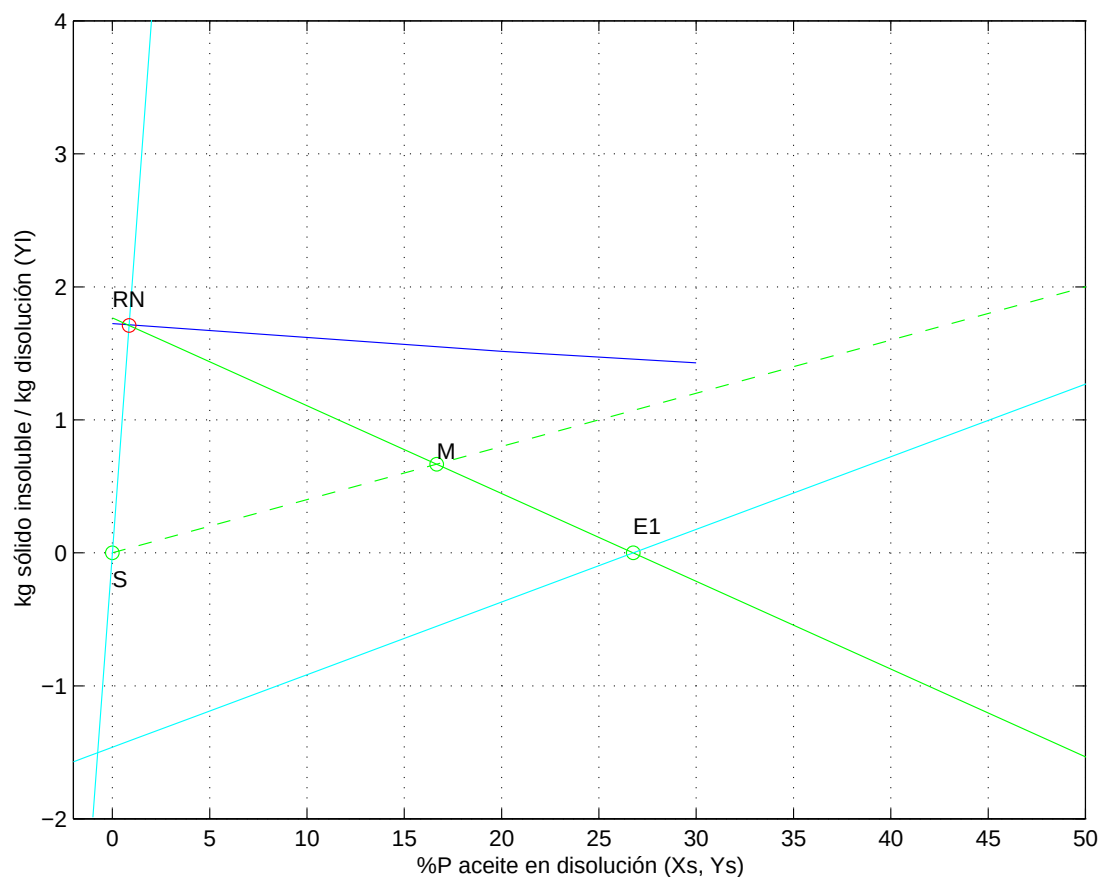
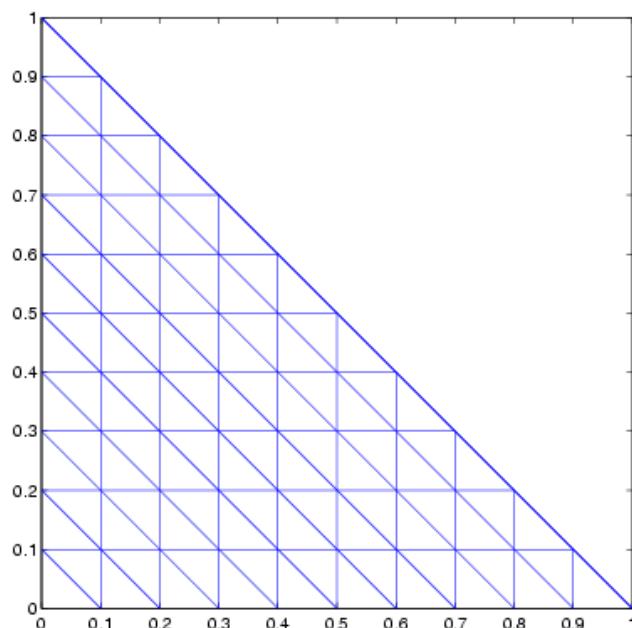


Figura 9.26: Diagrama de operación. (Problema 9.1)

Problema 9.2 (Examen Final (segundo parcial) 14/6/99)

En una planta de harina de pescado se tratan 2,5 t/h de harina con benceno puro para extraer el aceite contenido en el pescado. La harina de pescado contiene un 45 % (peso) de aceite. Experimentalmente se ha obtenido que por cada kg de harina libre de aceite se retiene 0,5 kg de disolución y que todo el aceite se encuentra disuelto.

1. ¿Cuánto benceno se deberá utilizar en una etapa para que la corriente de harina saliente contenga sólo un 5 % de aceite (en base sin disolvente)? Realizar el cálculo con un diagrama triangular.
2. Determinar las composiciones y caudales de las corrientes en una configuración en flujo cruzado de tres etapas donde se alimenta 1 t/h de benceno puro en cada etapa.
3. ¿Cuántas etapas en contracorriente serían necesarias para conseguir la misma concentración residual de aceite en la harina que en el apartado anterior, usando la cuarta parte del benceno total? ¿Se puede sugerir alguna mejora en la forma de operar la planta?



Solución

1. En primer lugar determinaremos el diagrama de equilibrio para lixiviación con los datos suministrados:

- a) La relación disolución retenida / sólido inerte de la corriente inferior (refinado) es:

$$\frac{\text{inerte}}{\text{disolución} + \text{inerte}} = \frac{1}{0,5 + 1} = 0,667$$

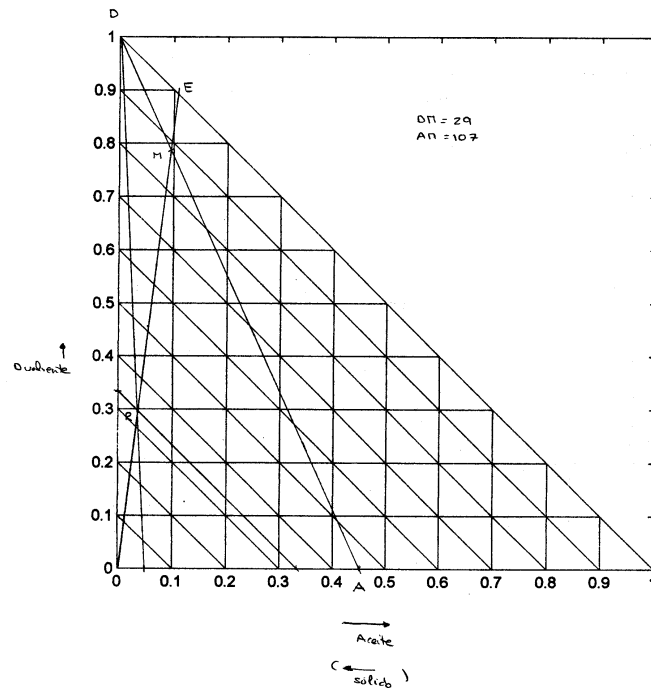
que a falta de otros datos deberemos suponer constante para todas las concentraciones. En el diagrama es una paralela al lado opuesto al vértice del ángulo recto.

- b) Al no tener otra información, consideraremos que no se arrastran sólidos con la disolución clarificada, luego la línea de las corrientes superiores (extracto) es el lado que representa las disoluciones sin sólido.
- c) Las líneas de reparto pasan por el vértice del sólido inerte al decirnos que todo el aceite se encuentra disuelto, lo hace plausible la hipótesis de una disolución homogénea igual en ambas corrientes.

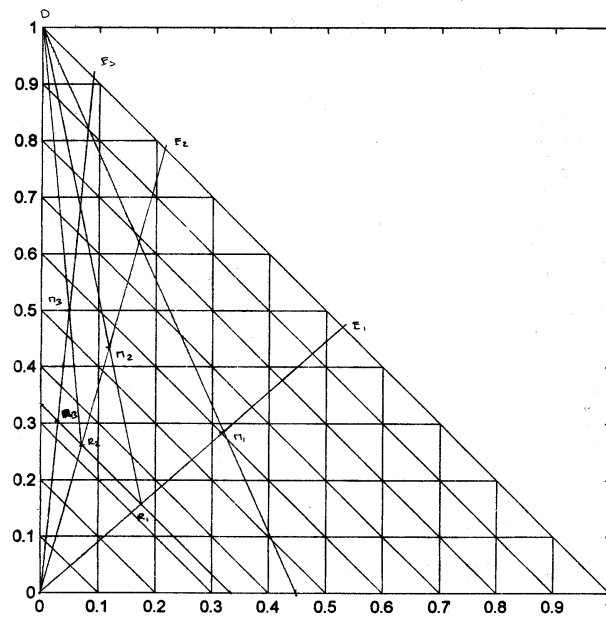
El cálculo gráfico del equilibrio es el típico de los diagramas triangulares:

- a) Situamos el punto de la alimentación (A) y el punto del disolvente (D). En la recta que los une se encuentra el punto de mezcla (M).
- b) El punto de la corriente del refinado (R), tiene que estar en la curva de equilibrio determinada anteriormente y contener el 5 % en base libre de disolvente. Se fija uniendo el punto del 5 % de la recta de mezclas de harina y aceite con el punto del disolvente (D). En la intersección de esta recta con la de equilibrio para la corriente inferior está R.
- c) R está en la misma recta de reparto que el extracto E y en esa recta también está M:

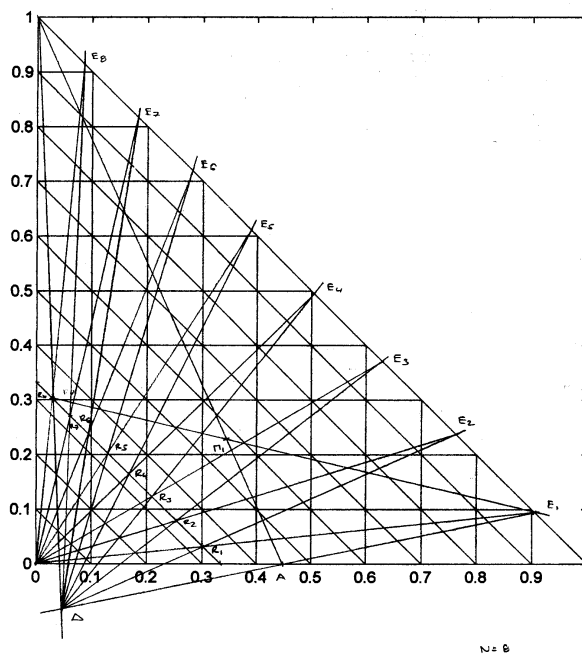
$$A + D = E + R = M$$

$$\frac{DM}{AM} = \frac{29}{107} = \frac{A}{D} = \frac{2,5}{D} \Rightarrow D = 9,22 \text{ t/h}$$


2. Flujo cruzado



3. Contracorriente



Problema 9.3 (Examen Final de Febrero 12/2/02)

En un proceso para la producción de carbonato de estroncio SrCO_3 —producto que se utiliza para la fabricación de pantallas de televisión— se obtiene el producto en un reactor alimentando una disolución con nitrato de estroncio y dos corrientes de CO_2 y NH_3 . A la salida del reactor el precipitado se decanta en un espesador tras el cual se filtra, consiguiendo 8 t/h de un sólido que contiene un 20 %p residual de disolución del 37 %p de NH_4NO_3 . Se considerará que el carbonato de estroncio es totalmente insoluble y que el nitrato amónico sólo se encuentra en la disolución.

La especificación del producto sólido final, tras un secado, es de 1 %p de nitrato amónico. Antes del secado, es por tanto necesario reducir la cantidad de nitrato amónico y para ello se tienen datos de la cantidad de solución retenida en el sólido para dos equipos en los que se puede llevar a cabo la operación:

1. 22 % de disolución contenidos en la corriente de salida del sólido, para el primero.
2. 4,5 kg de sólido por kg de disolución en la corriente de salida de sólidos, para el segundo.

Las pérdidas de sólido son insignificantes en ambos, deseándose que la concentración del nitrato amónico en la disolución subproducto no sea inferior al 20 %. Elegir de entre los dos equipos anteriores el adecuado y diseñar la unidad.

Nota: Los datos se han variado respecto al caso real para facilitar el cálculo.

Solución

Se trata de lavar el carbonato de estroncio filtrado. Lógicamente, nos interesa el equipo que obtenga un producto más seco. Para compararlos en la misma base:

$$\frac{1}{1 + 4,5} 100 = 18,18 \% \quad (9.1)$$

Luego elegiremos el segundo equipo. La forma más cómoda de llevar a cabo los cálculos para determinar el número de etapas de lavado con agua en contracorriente es gráficamente en un diagrama triangular. Utilizaremos uno rectángulo que nos permite escalar cada composición según nos convenga.

Suponiendo el caso ideal —no tenemos más datos— el lugar geométrico de las composiciones de las corrientes de sólido es una recta paralela al lado $\text{H}_2\text{O}-\text{NH}_4\text{NO}_3$.

En primer situaremos los puntos representativos de las alimentaciones. El producto filtrado (A) tiene un 80 % de carbonato de estroncio. El resto se reparte como:

$$\% \text{NH}_4\text{NO}_3 = 20 \frac{37}{100} = 7,4 \% \quad (9.2)$$

$$\% \text{H}_2\text{O} = 20 \frac{100 - 37}{100} = 12,6 \% \quad (9.3)$$

El *disolvente* será agua, que ocupa uno de los vértices.

El punto representativo de la corriente de salida (R_N) se calcula gráficamente en la intersección de la línea de corrientes de sólido y la que une el agua con una mezcla de carbonato de estroncio y nitrato amónico del 1 % del primero —eje horizontal.

Por último situamos la corriente de salida de las aguas de lavado (E_1) que es una disolución acuosa con el 20 % de nitrato amónico.

Con esta información se determinan los puntos suma y diferencia:

$$M = A + H_2O = E_1 + R_N \quad (9.4)$$

$$\Delta = A - E_1 = R_N - H_2O \quad (9.5)$$

Con el punto diferencia calculamos gráficamente el número de etapas de lavado en contracorriente que resulta 3. Con el punto suma se calculan gráfica o analíticamente los caudales de las corrientes. Gráficamente:

$$\frac{\overline{H_2OM}}{\overline{H_2OA}} = \frac{A}{M} = 0,765 \Rightarrow M = \frac{8}{0,765} = 10,46 \text{ t/h} \quad (9.6)$$

$$H_2O = M - A = 2,46 \text{ t/h} \quad (9.7)$$

$$\frac{\overline{E_1M}}{\overline{E_1R_N}} = \frac{R_N}{M} = 0,748 \Rightarrow R_N = 0,748 \cdot 10,46 = 7,82 \text{ t/h} \quad (9.8)$$

$$E_1 = M - R_N = 2,64 \text{ t/h} \quad (9.9)$$

Analíticamente se podría hacer con el balance global total y a dos componentes.

