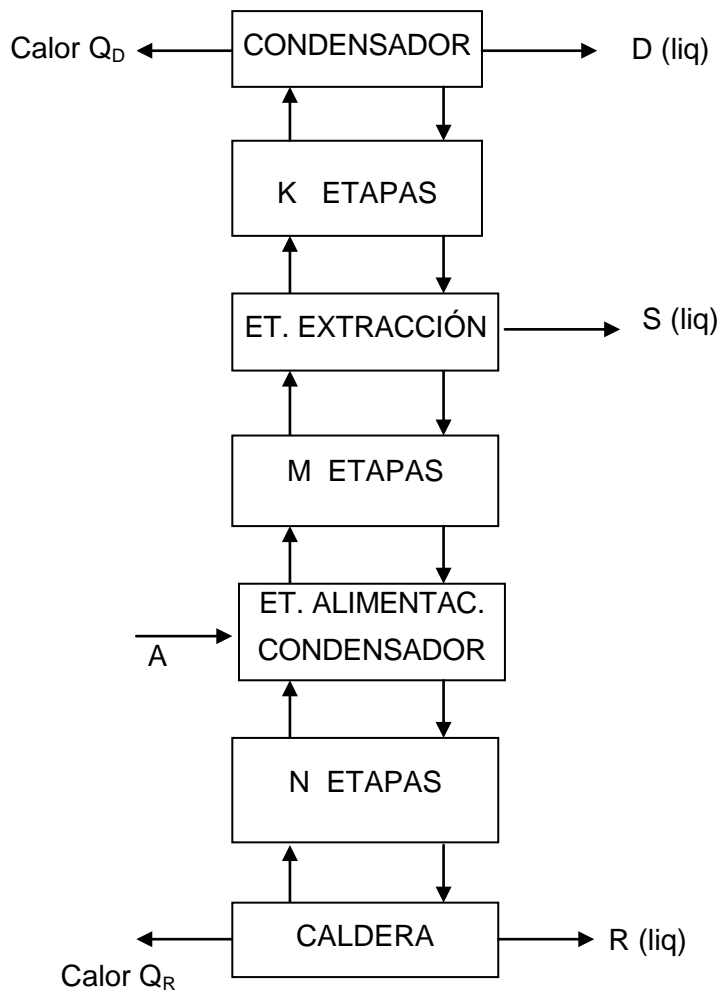


Variables de diseño

1. Determinar las variables de diseño correspondientes a una destilación súbita no adiabática, con una alimentación líquida de C componentes que da lugar a los siguientes productos: una corriente vapor y dos corrientes líquidas inmiscibles. Proponer un conjunto razonable de variables de diseño.
2. Se desea diseñar una columna de rectificación adiabática para separar dos de los cuatro componentes de una mezcla líquida. De la columna se extraen las corrientes D , S y R .



La columna está formada por los siguientes elementos ideales:

- Caldera parcial
- Cascada de N etapas iguales
- Etapa de alimentación
- Cascada de M etapas iguales
- Etapa de extracción
- Cascada de K etapas iguales
- Condensador total.

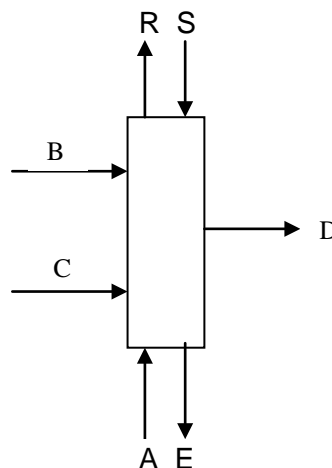
Calcular:

- El número de variables de diseño de cada uno de los 7 elementos aislados.
- El número de variables de diseño del sistema global.

3. Una columna de extracción líquido-líquido adiabática que opera en contracorriente como la esquematizada en la figura, posee catorce etapas de equilibrio de las cuales dos son etapas de alimentación situadas en los pisos cinco (corriente C) y diez (corriente B), respectivamente y una corriente D de salida lateral situada en el piso ocho.

Determinar el número de variables de diseño indicando cuáles pueden ser libres y cuales fijas.

¿Cuál es el número de variables de diseño si el número total de componentes de la mezcla es cinco, alimentándose las corrientes A, B y C exentas de disolvente, y la corriente S es disolvente puro.



Destilación súbita

4. Se tiene una mezcla líquida constituida por pentano, hexano y 3 metilpentano con fracciones molares 0,35 y 0,20 y 0,45 respectivamente.
- Calcular las temperaturas de burbuja y rocío de esta mezcla a una presión total de 1 atm.
 - Calcular las cantidades de líquido y vapor y sus composiciones que se originan cuando la mezcla anterior líquida a temperatura y presión adecuadas experimentan una destilación súbita a una presión de 1 atm y a una temperatura de 54°C.
 - ¿Podría separarse la mezcla líquida alimento en dos fracciones líquido y vapor a 1 atm y 65°C? ¿Por qué?.

- Datos:

Presiones de vapor de los compuestos puros en función de la temperatura (P, mmHg; t, °C):

1. Pentano $\log P = 6,85221 - 1064,63/(t + 232)$

$$2. \text{ Hexano} \quad \log P = 6,87773 - 1171,53/(t + 224,336)$$

$$3. \text{ 3 Metil-pentano} \quad \log P = 6,84884 - 1152,368/(t + 227,129)$$

Puede suponerse que la disolución se comporta idealmente.

Temperaturas de ebullición a 1 atm:

$$\text{Pentano} \quad 36,1^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Hexano} \quad 68,3^{\circ}\text{C}$$

$$\text{3, Metilpentano} \quad 63,3^{\circ}\text{C}$$

5. Calcular la temperatura de burbuja de una mezcla líquida constituida por 60% en mol de n-hexano y 40% de n-heptano a presión atmosférica.

a) Calcular la temperatura de rocío de una mezcla vapor de la misma composición que la mezcla líquida del apartado a), también a presión atmosférica.

b) La mezcla líquida del apartado a), se alimenta a 8 atm y 132°C a una columna de rectificación. Al entrar en el piso de alimentación, que se encuentra a presión atmosférica, sufre una destilación súbita. Suponiendo que la columna es adiabática, calcular:

i) Temperatura del piso de alimentación.

ii) Cantidades de líquido y vapor producidas por cada 100 kmol de alimento.

iii) Composiciones de las fases líquida y vapor originadas en la destilación súbita.

- Datos:

Temperaturas de ebullición a 1 atm:

$$\text{n-hexano:} \quad 68,7^{\circ}\text{C} \quad \text{n-heptano:} \quad 98,4^{\circ}\text{C}$$

Calores específicos medios (kcal/kg.°C):

	Líquido	Vapor
n-hexano	0,600	0,325
n-heptano	0,507	0,345

Calores latentes de vaporización, a su temperatura de ebullición a presión atmosférica (kcal/kg):

$$\text{n-hexano:} \quad 80,50$$

$$\text{n-heptano} \quad 76,45$$

Utilícese el ábaco para la determinación de las razones de equilibrio.

6. Una mezcla líquida de dos componentes A y B con 40% en moles de A y 60% de B, experimenta una destilación súbita en una cámara que se encuentra a 1 atm. El vapor resultante contiene 65,5% en mol de B. Calcular:

a) La composición del líquido obtenido

b) La cantidad de líquido obtenido por mol de alimento

Datos:

Coefficientes de actividad a dilución infinita:

$$\gamma_A^\infty = 1,48 \quad ; \quad \gamma_B^\infty = 1,84$$

Presiones de vapor de los compuestos puros en función de la temperatura:

$$\left. \begin{aligned} P_A^\circ &= \exp(17,8634 - 3963,06/(t+273)) \\ P_B^\circ &= \exp(18,2975 - 3844,20/(t+273)) \end{aligned} \right\} \begin{array}{l} P, \text{ mmHg} \\ t, \text{ }^\circ\text{C} \end{array}$$

Calcúlense los coeficientes de actividad mediante las ecuaciones de Van Laar y despréciense el efecto de la temperatura sobre los mismos.

Destilación de mezclas binarias

7. 100 kmol/h de un alimento con 30 % en moles de n-hexano y 70 % de n-octano se destilan en una columna que consta de una caldera, un plato teórico y un condensador parcial y que puede considerarse opera a una presión constante de 1 atm. El alimento, líquido a su temperatura de burbuja, se introduce continuamente en la caldera, de la que se retira como producto de cola un residuo líquido. El reflujo procedente del condensador se devuelve al plato como líquido a su temperatura de burbuja. El destilado vapor contiene 80 % en moles de n-hexano. La razón de reflujo LD/D es igual a 2 (en moles). La volatilidad relativa del n-hexano respecto al n-octano puede considerarse constante en las tres etapas e igual a 5.

Determinar las variables de diseño de este sistema, e indicar las que son fijas.

Suponiendo caudales de vapor y líquido constantes dentro del sistema, calcular analítica o gráficamente la composición del vapor y del líquido que abandonan cada etapa.

Discutir el efecto que tendría el incremento de la razón de reflujo al doble, indicando en qué sentido cambian las distintas variables, caudales y composiciones, de modo cualitativo.

¿Qué ocurriría al disminuir la razón de reflujo? ¿Existiría algún valor mínimo? ¿Cuándo se alcanzaría?

- Nota

En esta columna la posición del piso de alimentación está fijada, sin considerar la posición óptima del mismo.

8. Una mezcla de líquido saturado (50% molar de metanol, 50% molar de agua) ha de separarse de forma continua, a presión atmosférica, en una columna constituida por un condensador total, siete pisos perforados y una caldera parcial.

Durante la operación normal se introducen 100 kmol/h de alimento en el tercer plato contando desde la parte inferior. El destilado contiene 90% molar de metanol y el residuo contiene 5% molar de metanol. A la columna retorna, como reflujo a su temperatura de saturación, un mol de líquido por cada mol de destilado.

Calcular:

a) Eficacia global de los pisos perforados

Recientemente ha sido imposible mantener la pureza del producto, incluso aumentando la relación de reflujo. En un ensayo se han obtenido los siguientes datos:

Alimento: 100 kmol/h, 51 % molar de metanol

Destilado: 53 kmol/h; 80% molar de metanol

Residuo: 66 kmol/h, 13% molar de metanol

Reflujo: 94 kmol/h

Calcular:

Eficacia global de los pisos perforados en esta nueva situación.

¿Cuál es la causa más probable es este mal funcionamiento?

¿Qué otros ensayos se podrían hacer para establecer definitivamente cual es este mal funcionamiento?

9. Para recuperar el fenol de una mezcla fenol-tolueno se utiliza una columna de rectificación, tal y como se muestra en el esquema a), donde se tiene en cuenta que el sector limitante se encuentra en la zona de agotamiento de la columna.

Para las condiciones que se indican en el esquema a):

Calcular el número de etapas teóricas necesarias.

Obsérvese que en la caldera es preciso comunicar calor a temperatura elevada debido a la alta temperatura de ebullición del fenol. Por consiguiente, parece interesante considerar un esquema alternativo b) en el que se utilizaría un hervidor intermedio que estaría localizado en el 2º piso del sector de agotamiento. De esta manera en la caldera se genera tan sólo el 50% del caudal de vapor utilizado en la opción a) y en el hervidor intermedio se completa el otro 50% de la vaporización correspondiente al esquema a). Con esta disposición se consigue un ahorro del coste de operación en cuanto a vapor de calefacción se refiere.

Calcular para el esquema alternativo b)

- Número de etapas de equilibrio
- Temperatura correspondiente a la etapa del hervidor intermedio.

- Datos y notas:

Se recomienda comenzar la construcción de los pisos de equilibrio por la caldera.

Equilibrio líquido-vapor del sistema tolueno (T)-fenol (F) a 1 atm:

x_T	y_T	T, °C	x_T	y_T	T, °C
0,043	0,341	172,7	0,740	0,946	119,7
0,087	0,512	159,4	0,773	0,953	229,4
0,118	0,621	153,8	0,801	0,954	115,6

0,124	0,625	149,4	0,884	0,975	112,7
0,219	0,785	142,2	0,910	0,979	112,2
0,275	0,807	133,8	0,939	0,986	113,3
0,408	0,872	128,3	0,977	0,994	111,1
0,480	0,890	126,7	0,991	0,998	111,1
0,589	0,915	122,2	0,993	0,998	110,5
0,634	0,928	120,2	0,997	0,999	110,5
0,651	0,926	120,0			

10. Se desean rectificar continuamente 100 kmol/h de una mezcla cuya fracción molar en metanol es 0,4. El destilado ha de estar constituido por 95% en moles de metanol y el residuo por 5% en moles de dicho alcohol.

El condensador es parcial y la alimentación entra a la columna como mezcla al 50% de líquido y vapor. Para la producción del vapor que asciende por el sector de agotamiento se realiza una inyección directa de vapor de agua saturada por la base de la columna.

La razón de reflujo externa es igual a 2,5 veces la mínima.

Calcular utilizando el método de McCabe-Thiele:

- Caudales molares de destilado, residuo y vapor de calefacción
- Ecuaciones de las rectas de operación.
- Número de pisos reales necesarios si la eficacia global es del 60%
- ¿En que piso debería introducirse la alimentación?

Datos de equilibrio para el sistema metanol-agua a la presión media de trabajo de la columna (fracciones molares de metanol):

x	0	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
y	0	0,23	0,417	0,579	0,669	0,729	0,778	0,825	0,871	0,915	0,959	1

11. 1640 kg /h de una mezcla de benceno y tolueno que contiene 30% en moles del primero se alimentan a su temperatura de ebullición en un piso intermedio de una columna de rectificación que opera a una presión media de 1 bar (0,986 atm). Se desea obtener un destilado con 90% en moles de benceno y una corriente lateral con 65% en moles de benceno y una corriente lateral con 65% en moles de benceno. Destilado y corriente lateral debe obtenerse en relación molar 3:1. El residuo de la columna debe contener 1% en moles de benceno. La columna operará con un razón de reflujo externa 4,4.

Calcular:

- El porcentaje del benceno alimentado que se recupera en el destilado y en la corriente lateral.

- b) El número de pisos teóricos de la columna
 c) La posición de los pisos de alimentación y extracción.

Datos de equilibrio para el sistema benceno-tolueno a 1 bar, fracciones molares:

	0	0,058	0,155	0,256	0,376	0,508	0,659	0,823	1,0
y	0	0,126	0,304	0,453	0,596	0,720	0,80	0,922	1,0

12. Se desea obtener metanol de 98 % en moles a partir de dos disoluciones acuosas del mismo. La primera se encuentra líquida a 20°C, contiene 35 % en peso de metanol y se dispone de ella con un caudal de 500 kg/h. La segunda se encuentra líquida a su temperatura de ebullición, contiene 60% en peso de metanol y su caudal es de 1000 kg/h. Se desea recuperar en el destilado el 97 % de todo el metanol alimentado. En la caldera se utiliza como agente de calefacción vapor de agua indirecto a 1,5 atm absolutas. Se utiliza un condensador total, el reflujo retorna a la columna a su temperatura de ebullición y cada alimento se introduce en el piso adecuado. Calcular:

- a) La razón de reflujo mínima
 b) El número de pisos teóricos necesarios si se emplea una razón de reflujo externa 2,5 veces superior a la mínima correspondiente al sector superior de la columna.
 c) El vapor de calefacción que es necesario introducir en la caldera.

- Datos y notas:

Datos de equilibrio, fracciones molares de metanol:

x	0	0,02	0,04	0,06	0,8	0,10	0,20	0,30
y	0	0,134	0,230	0,304	0,365	0,418	0,579	0,665

x	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	0,95	1,0
y	0,729	0,779	0,825	0,870	0,915	0,958	0,979	1,0

Calor latente de vaporización de mezclas metanol-agua = 8000 kcal/kmol

Calor molar de la mezcla metanol-agua con 35% en peso de metanol = 20 kcal/(kmol.K)

Temperatura de ebullición de la mezcla anterior = 80°C

Calor latente del vapor de agua a 1,5 atm = 525 kcal/kg

13. Una disolución conteniendo 60 moles % de alcohol etílico y 40 moles % de alcohol n-propílico se somete a una destilación a una presión total de 1 atm. La volatilidad relativa puede considerarse constante e igual a 2,11 en el intervalo de temperatura de la destilación. Determinar:

- a) Moles de destilado por 100 moles de alimento.
 b) Composición del destilado total recogido.
 c) Composición de las colas para las siguientes condiciones:

- Una destilación de equilibrio (continua) en que la composición del destilado es de 70 moles % de alcohol etílico.
- Una destilación diferencial (de carga) que se termina cuando se ha destilado el 50 % de la carga original.
- Una destilación diferencial (de carga) que se termina cuando el 50 % de alcohol etílico de la carga original ha destilado.

14. A partir de los datos de equilibrio líquido-vapor isobáricos de los compuestos A y B que se muestran en la figura adjunta,

- Determinar la temperatura a la que comenzará la ebullición de una mezcla que tiene una composición del 30 % de A y la composición de la primera burbuja de vapor.
- Si la mezcla del apartado a) se somete a una destilación simple por cargas hasta que la temperatura de ebullición ha aumentado 10°C respecto de la inicial, determinar la composición del residuo y del destilado en ese momento.
- Calcular la composición media del destilado obtenido desde que comienza la ebullición hasta las condiciones del apartado b).
- Si el destilado recogido en el apartado b) se redestila, determinar la temperatura a la que comenzará la ebullición y la composición de la primera burbuja de vapor.

15. Se desea separar en una columna de rectificación 2456 kg/h de una mezcla metanol-agua que contiene 44,3 % en peso del primero en un destilado que contenga 97,1% de metanol y un residuo con 1,8% del mismo también en peso. El alimento entra en la columna líquido, a su temperatura de ebullición, y se utiliza una razón de reflujo externa 1,615 veces superior al valor mínimo. La columna opera con un condensador total y el reflujo se devuelve a su temperatura de ebullición.

Calcular, aplicando el método de Ponchon y Savarit:

- Número de etapas teóricas necesarias
- Caudales de calor a eliminar y aportar en condensador y caldera, respectivamente
- Número mínimo de pisos

Datos de equilibrio a 760 mm para este sistema, fracciones molares:

T, °C	x	y	T, °C	x	y
100	0	0			
96,4	0,02	0,134	75,3	0,40	0,729
93,5	0,04	0,230	73,1	0,50	0,779
91,2	0,06	0,304	71,2	0,60	0,825
89,3	0,08	0,365	69,3	0,70	0,87

87,7	0,10	0,418	67,6	0,80	0,915
84,4	0,15	0,517	66,0	0,90	0,958
81,7	0,20	0,579	65,0	0,95	0,979
78,0	0,30	0,665	64,5	1	1

16. En una columna se destilan a presión atmosférica 100 kmol/h de una mezcla de n-hexano y n-octano que contiene 62,5 % mol del primero y que se encuentra como vapor saturado. Se desea recuperar en el destilado el 96 % del n-hexano contenido en el alimento. El destilado debe contener 92,5 % de n-hexano. El condensador es total y se devuelve a la columna un 45 % del líquido condensado en el mismo (el resto se extrae como destilado), a su temperatura de saturación.

Calcular:

- Las coordenadas de los polos de enriquecimiento y agotamiento.
- Las composiciones de las fases vapor y líquida que abandonan los pisos M+N y M+N-1.
- La razón de reflujo interna entre los pisos M+N y M+N-1.
- El caudal de calor a eliminar en el condensador.

Supóngase que en un piso adecuado se extrajeran 5 kmol/h del líquido que se encuentre en el mismo con una fracción molar de n-hexano de 0,15.

A'). Efectuar el balance de materia para la nueva situación.

B'). Calcular las coordenadas del polo del sector intermedio.

C'). Determinar gráficamente el nuevo polo del sector de agotamiento.

- Datos

Utilícese el diagrama de entalpías .

Datos de equilibrio para el sistema n-hexano-n-octano a 1 atm, fracciones molares de n-hexano:

x	0,06	0,1284	0,20	0,2489	0,300	0,3623	0,4691	0,5700	0,6654	0,7557	0,8413	0,9227
y	0,200	0,3622	0,503	0,5845	0,657	0,7271	0,8214	0,8850	0,9284	0,9581	0,9781	0,9914

17. Una mezcla de vapor saturado (70% molar de n-hexano, 30% molar de n-octano) ha de separarse por destilación a presión atmosférica en un destilado de 90% molar de n-hexano y un residuo de 5% molar de n-hexano.

La columna está equipada con una caldera parcial y un condensador total que devuelve el 40% del condensado como reflujo a la columna a su temperatura de ebullición.

Utilizando el diagrama entalpía-composición de la mezcla n-hexano-n-octano, determinar gráficamente (en base a medidas de segmentos en mm sobre el diagrama):

- La razón de caudales molares D/A, R/A.
- Caudal de calor suministrado en la caldera

c) Caudal de calor eliminado en el condensador

Mezclas multicomponentes

18. Se ha de rectificar una mezcla de 6 componentes, que se alimentan a la columna como líquido a su temperatura de ebullición. En la siguiente tabla se indica la composición del alimento y las volatilidades relativas de los diferentes componentes, que pueden considerarse constantes en toda la columna.

Componente	Fracción molar	volatilidad relativa
1	0,20	6
2	0,15	5
3	0,15	4
4	0,15	3
5	0,15	2
6	0,20	1

Se desea que en el destilado se obtenga el 99 % del componente 2 y el 1 % del componente 4 contenidos en el alimento. Calcular:

- a) Relación de reflujo mínima necesaria por el método de Underwood.
- b) Mínimo número de pisos teóricos necesarios para la separación.
- c) Número de pisos teóricos necesarios, si se utiliza una razón de reflujo externa igual a 1,8 veces la mínima mediante el método de Gilliland.

19. En una refinería se ha parado una columna de separación de butanos-pentanos para reparación y su alimentación se ha desviado temporalmente a una pequeña columna que existe para su utilización en caso de emergencia. La pequeña columna tiene únicamente 11 pisos de campanas de burbujeo más una caldera. Experiencias anteriores en esta columna con alimentos similares nos indican que los 11 pisos más la caldera se comportan igual que 10 etapas de equilibrio y que el caudal de vapor en la parte superior de la columna es de 1,75 veces el caudal alimentado para ser tratado. La columna dispone de un condensador total que trabaja 827,376 kN/m². El alimento entra a su temperatura de ebullición y tiene las siguientes composiciones medidas en fracciones molares:

propano (C3): 0,05 isobutano (i-C4): 0,15 n-pentano (n-C5) : 0,35
 n-butano (n-C4): 0,25 isopentano (i-C5): 0,20

Si la concentración de isopentano en el destilado ha de ser de un 7% en moles, calcular:

- a) Caudales de destilado y residuo.
- b) Composición de las corrientes destilado y residuo
- c) Razón de reflujo mínima, (LD/D)_{min}.
- d) Número mínimo de etapas de equilibrio.

- Datos:

Supóngase que la pérdida de presión en la columna es despreciable.

Datos de equilibrio a 827,376 kN/m²:

$$K \text{ (para } i\text{-C5)} = 0,37088 - 0,55786(T/100) + 0,44841(T/100)^2 - 0,3704(T/100)^3$$

$$\alpha_i = a1i + a2i (T/100) + a3i (T/100)^2 \quad T \text{ en } ^\circ\text{F}$$

Componente, i	a1	a2	a3
C3	11,06095	-5,20067	0,92489
i-C4	4,69290	-1,82431	0,31755
n-C4	3,07033	-0,83565	0,12144
i-C5	1,00000	0,00000	0,00000
n-C5	0,73827	0,05256	0,00189

20. Considérese la separación por destilación de un efluente clorado para la recuperación de C₂H₅Cl. La alimentación es un líquido a su temperatura de burbuja para la presión media de la columna, 16 atm, y tiene la siguiente composición molar: C₂H₄ = 5 %; HCl = 5 %; C₂H₆ = 10 % y C₂H₅Cl = 80 %.

$$\frac{x_{\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl},D}}{x_{\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl},R}} = 0,01; \quad \frac{x_{\text{C}_2\text{H}_6,D}}{x_{\text{C}_2\text{H}_6,R}} = 75$$

Si las especificaciones son:

Calcular:

- Distribución de productos en destilado y residuo.
- Número mínimo de etapas teóricas para efectuar la separación. c) Razón de reflujo mínima.
- Número de etapas teóricas para una razón de reflujo externa 1,5 veces superior a la mínima.

- Datos y notas:

La columna estará equipada con un condensador parcial y una caldera parcial.

Extracción

21. En un cierto proceso se obtiene una mezcla de acetona y acetato de etilo con 30% en peso de la primera. Se desea obtener a partir de ella acetato de etilo que contenga menos de 5% de acetona en peso para recircularlo al proceso. Para ello se extraerá con agua a 30°C..

Calcular:

- La cantidad de agua necesaria por cada kg de alimento en una extracción simple (en una sola etapa de equilibrio).
- La cantidad de agua necesaria por cada kg de alimento en una extracción simple repetida (en varias etapas en serie en las que se introducen cantidades iguales del mismo disolvente) (Dedúzcase la relación n° de etapas-cantidad de disolvente).

Datos de equilibrio (a 30°C):

Fase refinado (% en peso)		Fase extracto (% en peso)	
Acetona	Acetato de etilo	Acetona	Acetato de etilo
0	96,5	0	7,4
4,8	91,0	3,2	8,3
9,4	85,6	6,0	8,0
13,5	80,5	9,5	8,3
16,6	77,2	12,8	9,2
20,0	73,0	14,8	9,8
22,4	70,0	17,5	10,2
26,0	65,0	19,8	12,2
27,8	62,0	21,2	11,8
32,6	51,0	26,4	15,0

22. Se pretende separar el ácido propiónico contenido en 1000 kg de una mezcla de agua y de ácido propiónico con composición 25% en peso de éste. Para ello se empleará como disolvente metil-isobutil-carbinol (MIC) impurificado con un 2% de agua. Calcular.

Las cantidades máxima y mínima de disolvente necesario para que se formen dos fases.

Las composiciones y cantidades de los extractos y refinados si el proceso se lleva a cabo en un sistema de esas etapas, en cada una de las cuales se emplean 200 kg de disolvente.

Datos de equilibrio (% en peso)

REFINADO			EXTRACTO		
Acido p.	H2O	MIC	Acido p.	H2O	MIC
2,3	96,4	1,3	8,1	7,4	84,5
4,9	93,7	1,4	14,8	8,4	76,8
7,8	90,7	1,5	21,4	9,6	69,0
11,3	86,8	1,9	28,2	11,0	60,8
20,0	75,5	4,5	39,0	42,0	19,0
36,3	49,7	14,0	36,3	49,7	14,0

23. Mediante una extracción en un sistema continuo con circulación en contracorriente se quieren tratar 1000 kg/h de una disolución cuya composición en % en peso es: 60% de tolueno (1); 39,232% de n-heptano (2) y 0,768% de sulfolano (3), empleando como disolvente sulfolano que contiene un 0,5% en peso de tolueno. Se pretende conseguir un refinado cuya composición sea de 9,952% en peso de tolueno. Utilizando el diagrama triangular-rectangular, calcular:

- a) La mínima cantidad de disolvente a utilizar, $S_{o_{min}}$ para conseguir dicha separación.

- b) Los caudales y composiciones de extracto y refinado si se emplea un caudal de disolvente, S_0 , dos veces el mínimo.

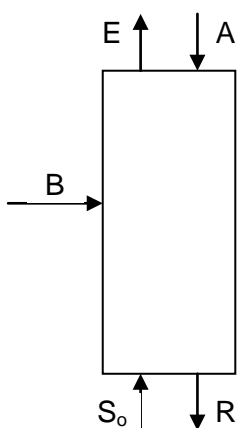
En las condiciones del apartado b), número de etapas de equilibrio que serán necesarias.

- Datos

Equilibrio líquido-líquido del sistema tolueno (1)-n heptano (2)-sulfolano (3) a - 303,15 K. Datos de las líneas de reparto para las fases refinado y extracto en fracciones másicas [ASHCROFT, S.I., CLAYTON, A.D. y SHEARN, R.B., J. Chem. Eng. Data, 27, 148-151 (1982)]

REFINADO			EXTRACTO		
Tolueno (1)	n-heptano (2)	Sulfolano (3)	Tolueno (1)	n-heptano (2)	Sulfolano (3)
0,592	0,188	0,220	0,460	0,088	0,452
0,594	0,296	0,110	0,343	0,039	0,618
0,572	0,347	0,081	0,286	0,031	0,683
0,569	0,357	0,074	0,282	0,030	0,688
0,548	0,397	0,055	0,265	0,027	0,708
0,403	0,573	0,024	0,157	0,015	0,828
0,383	0,591	0,026	0,146	0,016	0,838
0,365	0,615	0,020	0,144	0,015	0,841
0,334	0,652	0,014	0,124	0,014	0,862
0,304	0,677	0,019	0,110	0,012	0,878
0,234	0,753	0,013	0,085	0,011	0,904
0,075	0,920	0,005	0,025	0,008	0,967
0,000	0,996	0,004	0,000	0,009	0,991

24. En la columna de la figura se utiliza monoclоробenceno (S) para recuperar la acetona (C) de dos mezclas acetona-agua por extracción en contracorriente a 25°C. Los caudales de kg/h y composiciones en fracciones másicas de las dos corrientes de alimento y del disolvente son:



| Caudal (kg/h)

| x_C

| x_S

| x_B

So	1550	0,000	1,000	0,000
A	1000	0,300	0,000	0,700
B	200	0,150	0,002	0,848

Si se desea reducir la concentración de acetona en la corriente refinado a una fracción másica de 0,01, utilizando el diagrama triangular–rectangular , calcular:

- Caudales de las corrientes extracto y refinado.
- Composiciones de las corrientes extracto y refinado
- Localización de los polos representativos de los distintos sectores de la columna
- Número de etapas de equilibrio

Esquema de cálculo utilizando el diagrama de equilibrio y-x.

Datos de equilibrio:

Datos de las rectas de reparto (en fracciones másicas) para el sistema acetona-agua-monoclorobenceno a 25°C:

REFINADO			EXTRACTO		
Acetona	Agua	Monoclorobenceno	Acetona	Agua	Monoclorobenceno
0	0,9989	0,0011	0	0,0018	0,9982
0,05	0,9482	0,0018	0,0521	0,0082	0,9447
0,10	0,8979	0,0021	0,1079	0,0049	0,8872
0,15	0,8487	0,0024	0,1620	0,0063	0,8317
0,20	0,7969	0,0031	0,2223	0,0079	0,7698
0,25	0,7458	0,0042	0,2901	0,0117	0,6982
0,30	0,6942	0,0058	0,3748	0,0172	0,6080
0,35	0,6422	0,0078	0,4328	0,0233	0,5439
0,40	0,5864	0,0136	0,4944	0,0305	0,4751
0,45	0,5276	0,0224	0,5492	0,0428	0,4080
0,50	0,4628	0,0372	0,5919	0,0724	0,3357
0,55	0,3869	0,0631	0,6179	0,1383	0,2438
0,60	0,2741	0,1259	0,6107	0,2285	0,1508
0,6058	0,2566	0,1376	0,6058	0,2566	0,1376

25. Una mezcla de metilciclohexano–n heptano se ha de separar en un proceso de extracción en contracorriente con reflujo, empleando anilina como agente extractor. La alimentación entra a razón de 1000 kg/h y su composición es 40% en peso de metilciclohexano, y los productos extracto y refinado han de tener de composición 90 y 10% en peso de metilciclohexano, respectivamente. Calcúlese:

- El reflujo mínimo del extracto

- b) El número mínimo de etapas
- c) El número de etapas si el reflujo externo empleado en la sección de enriquecimiento del extracto es 7,25

Los valores de las magnitudes características del sistema.

Datos de equilibrio a 25°C en fracciones másicas:

REFINADO			EXTRACTO		
MCH	n-heptano	anilina	MCH	n-heptano	anilina
0,0	92,6	7,4	0,0	6,2	93,8
9,2	83,1	7,7	0,8	6,0	93,2
22,0	69,8	8,2	3,0	5,1	91,9
40,9	54,4	8,7	6,0	4,0	90,0
59,7	30,7	9,6	9,2	2,8	88,0
71,6	18,2	10,2	12,7	1,6	85,7
83,3	5,4	11,3	15,6	0,6	83,8
88,1	0,0	11,9	16,9	0,0	83,1

Absorción

26. En una columna de relleno a 1 atm y 20°C por término medio, se reduce la humedad de una corriente de aire mediante absorción de su vapor de agua con una disolución de sosa cáustica. La presión parcial del vapor de agua en la corriente inicial es de 14,4 mmHg, presión que se rebaja a 4,9 mmHg. La disolución que entra en la columna contiene 50% de sosa cáustica y la que abandona la misma solamente del 25%.

Se desea aumentar la altura de la columna lo suficiente para reducir la presión parcial del vapor de agua en el aire de salida a 2,5 mmHg sin variar las composiciones o cantidades de la solución y aire que entran en la columna.

- a) ¿Cuál es la composición de la solución que abandona la columna en las nuevas condiciones?
- b) ¿Qué porcentaje de aumento en la altura de la columna será necesario?

- Datos y notas:

Suponer que la resistencia de la película gaseosa es controlante.

Datos de equilibrio entre soluciones de sosa cáustica y aire húmedo a 20°C

kg agua/kg aire	kg agua/kg NaOH
0,002	1,35
0,004	1,75

0,006	2,20
0,008	2,80
0,010	3,75
0,0012	5,85

27. La recuperación de un hidrocarburo de una mezcla gaseosa, se lleva a cabo mediante dos columnas de relleno en serie que operan a 25°C y 1 atm de presión. En la primera columna de 1,5 m de diámetro, se alimenta un caudal de 50 kmoles/h de mezcla gaseosa, que contiene 10% de hidrocarburo que se pone en contacto en contracorriente, con 10 kmoles/h de un aceite mineral no volátil con un contenido de 0,01 kmoles de hidrocarburo/kmol de aceite, consiguiéndose separar el 95% del hidrocarburo.

La corriente líquida procedente de esta columna se lleva a la segunda en la que se desorbe el 98% del hidrocarburo mediante vapor de agua, utilizándose un caudal de éste 1,6 veces el mínimo.

La presión de vapor del hidrocarburo a 25°C es de 110 mm Hg y puede suponerse que en ambas columnas se cumple la ley de Raoult.

Determinar :

- El número de pisos teóricos necesarios en cada una de las columnas.
- La altura de relleno de la primera columna y su A.E.P.T.

- Datos :

En la columna de absorción pueden considerarse los siguientes valores medios de coeficientes de transferencia de materia :

$$k_{g.a.P} = 3,2 \text{ kmoles/h.m}^3$$

$$k_{l.a.ct} = 1,1 \text{ kmoles/h.m}^3$$

28. Ha de proyectarse una torre de relleno con anillos Raschig de 1" para absorber anhídrido sulfuroso de una mezcla con aire, en agua. El gas inicial contiene 20% de anhídrido sulfuroso en volumen, y al abandonar la torre no debe contener más de 0,5% en volumen. El agua de lavado que entra en la torre está exenta de anhídrido sulfuroso. La temperatura del agua puede considerarse constante en toda la columna e igual a 30°C, y la presión total media de 2 atm. El caudal de agua ha de ser dos veces el mínimo. La velocidad másica del aire (exento de SO₂) a través de la torre ha de ser 975 kg/h.m²

¿Qué altura de relleno se requiere?

Datos y notas:

Datos de equilibrio para la solubilidad del SO₂ en agua a 30°C:

c_A (kg SO ₂ /100 kg H ₂ O)	p_A (mmHg)
1,0	85

2,0	176
3,0	273
4,0	376
5,0	482
6,0	588

Según Whitney y Vivian, Chem. Eng. Prog., 45, 323, 1949, a 30°C y con anillos Raschig de 1" los coeficientes individuales para este sistema puede expresarse mediante las ecuaciones:

$$k_{ga} = 0,10 G^{0,7} L^{0,25}$$

$$k_{1a} = 1,46 \cdot 10^{-2} \cdot L^{0,82}$$

en las que G y L representan las velocidades máxicas de circulación en kg/h.m², y los coeficientes vienen expresados en kmoles/h.m³.atm, y kmoles/h.m³.kmoles/m³, respectivamente.

29. En una columna se utiliza vapor de agua para desorber una fracción de hidrocarburos (M = 80) de un aceite ligero (M = 200). La mezcla aceite/hidrocarburo se alimentará a la columna con un caudal de 4500 kg/h conteniendo un 30% en peso de hidrocarburo. A la salida el aceite deberá contener solamente 3% de hidrocarburo. La columna opera a 1 atm y 50°C y se encuentra aislada y rodeada por una camisa de vapor para que no se produzca la condensación del vapor. El caudal de vapor será 1,2 veces el mínimo posible.

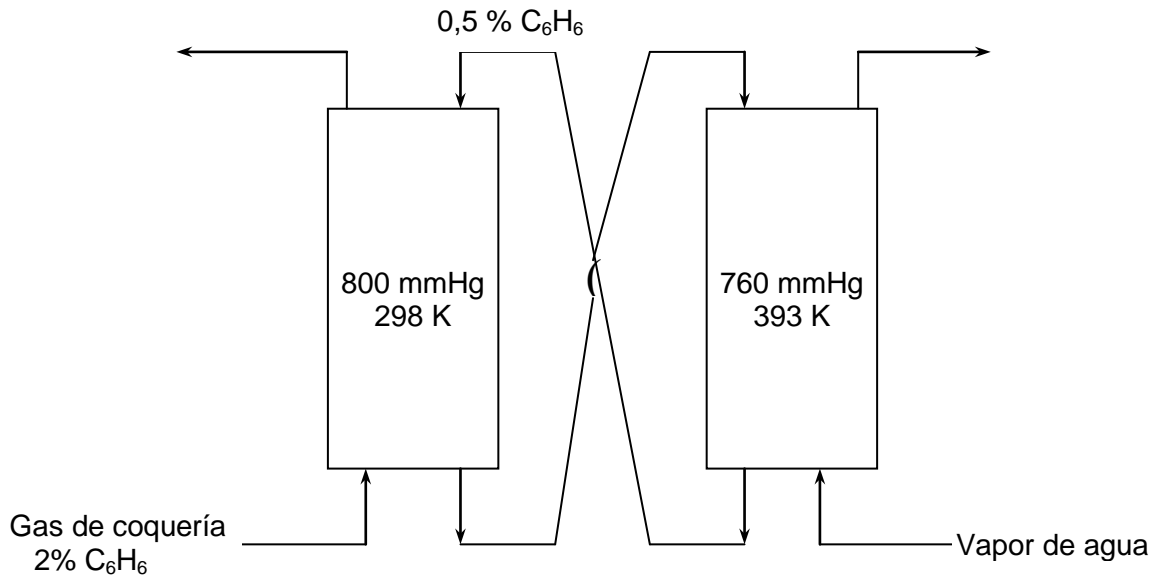
Calcular la altura de relleno y el diámetro de columna necesarios para la separación.

Datos:

Se cumple la ley de Raoult: presión de vapor del hidrocarburo puro a 50°C = 0,6 atm.

Puede suponerse que controla la fase gaseosa : $k_{ga} = 150 \text{ kmoles/h.m}^3 \cdot \Delta Y$ para una velocidad del vapor de 0,3 m/s en la base de la columna.

30. Se desea recuperar el benceno presenta en un gas de coquería por absorción de éste en un aceite mineral de elevado punto de ebullición y posterior recuperación por desabsorción de la solución resultante con vapor de agua. El esquema simplificado de la instalación es:



En la columna de absorción de 1 m de diámetro, se han de tratar 1184,4 m³/h de gas de coquería a 800 mmHg y 298 K con un contenido del 2% en volumen de benceno. El aceite mineral contiene un 0.5% en moles de benceno, y ha de utilizarse 1,5 veces el mínimo necesario para conseguir una recuperación del 95% del benceno alimentado. Puede suponerse que la temperatura de la columna de adsorción permanece constante e igual a 298 K.

La solución de benceno en aceite mineral que abandona la columna de absorción se calienta hasta 393 K y se introduce a la columna de desabsorción, que trabaja a 1 atm. El vapor de agua para llevar a cabo la operación está a presión atmosférica y sobrecalentado hasta 393, y se utiliza un caudal 1,5 veces el mínimo necesario para conseguir la separación deseada. El aceite mineral que abandona la columna de desabsorción, 0,5% en moles de benceno, se enfría a 298 K y se devuelve a la columna de absorción. Puede suponerse que la temperatura de la columna de desabsorción permanece constante e igual a 393 K.

Calcular:

- Gráfica y analíticamente los caudales mínimos de aceite mineral y vapor de agua.
- Altura de la columna por absorción si el coeficiente de transferencia de materia volumétrico medio para toda la columna es $K_{Ga} = 102 \text{ kmol benceno/h.m}^3 \cdot \text{atm}$.
- Número de pisos teóricos y la AEPT de la columna de absorción.
- Número de pisos teóricos de la columna de desabsorción.

- Datos y notas:

Datos de equilibrio para la columna de absorción: $p = 0,12517 x$

Datos de equilibrio para la columna de desabsorción: $p = 2,956789$

en atm y x fracción molar)

Considérese que se trata de mezclas concentradas y por ello la ecuación de diseño será:

$$h = \frac{V'}{S} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{(1+Y)(1+Y_e)}{K_G a P (Y - Y_e)} dY = \frac{V'}{S} \int_{p_2}^{p_1} \frac{P dp}{K_G a (P-p)^2 (p-p_e)}$$