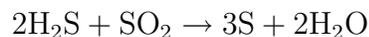


**Examen de Tecnología Química General. Problema 1.****2 de Febrero de 2001***4º Curso Especialidad Organización.*

En una planta de recuperación de azufre se alimenta a un reactor una corriente de ácido sulfhídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ) y otra de dióxido de azufre para formar azufre y agua según la siguiente reacción:



La corriente que sale del reactor se alimenta a un separador del que sale por fondo una corriente con todo (y únicamente) el azufre formado y por cabeza el resto. Esta última corriente se alimenta a un condensador que separa todo el agua presente en la corriente. De la corriente gaseosa no condensada se purga un 10% y se recicla el resto al reactor. Sabiendo que la reacción se verifica en su totalidad para lo cual se introduce el dióxido de azufre en el reactor (alimentación fresca más reciclo) en un exceso del 20% molar respecto al ácido sulfhídrico, se pide:

- Dibujar el diagrama de flujo del proceso (1.5 pts)
- Realizar el análisis de los grados de libertad del proceso (4.5 pts)
- Resolver los caudales y composiciones de todas las corrientes (7.5 pts)

Sabiendo que la temperatura de entrada al reactor del ácido sulfhídrico es  $200^\circ\text{C}$  y la del dióxido de azufre (tanto fresco como reciclado) es de  $300^\circ\text{C}$  y que el calor de reacción a  $450^\circ\text{C}$  (reactivos y productos en fase gas) es  $-14\text{kcal/mol}$  de  $\text{H}_2\text{S}$ , determinar la temperatura de la corriente de salida (1.5 pts).

Datos :

- Calor específico medio del dióxido de azufre  $10.3\text{kcal/kmol}^\circ\text{C}$
- Calor específico medio del azufre gas  $14\text{kcal/kmol}^\circ\text{C}$
- Calor específico medio del ácido sulfhídrico  $9.6\text{kcal/kmol}^\circ\text{C}$
- Calor específico medio del vapor de agua  $8.2\text{kcal/kmol}^\circ\text{C}$

*Puntuación total del problema 15 puntos.*

Tiempo 1 hora.

## Solución

### 1. Diagrama de Proceso

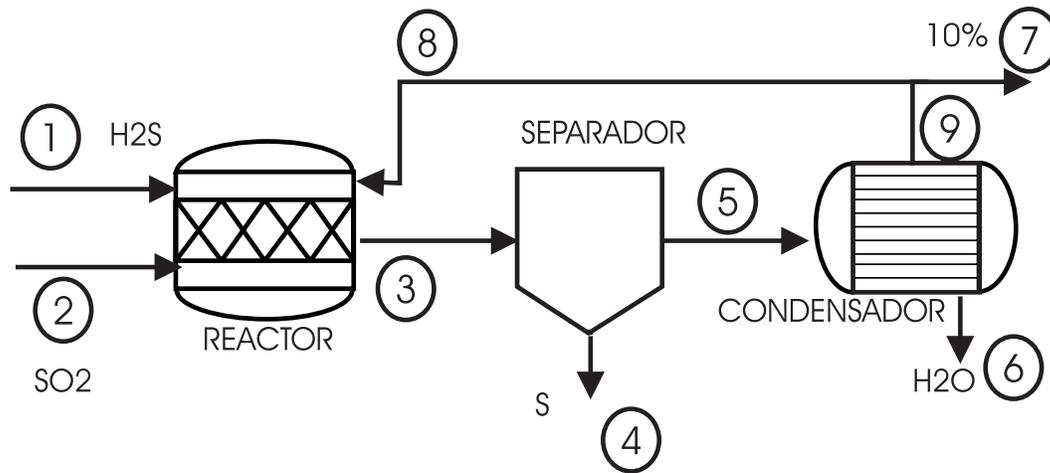


Figura 1:

### 2. Análisis de los grados de libertad.

kmol/h %		① %		②		③		④		⑤		⑥		⑦		⑧
H <sub>2</sub> S		100		0		?		0		0		0		0		0
SO <sub>2</sub>		0		100		?		0		?		0		100		100
S		0		0		?		100		0		0		0		0
H <sub>2</sub> O		0		0		?		0		?		100		0		0
TOTAL	100	100	?	100	?	100	?	100	?	100	?	100	?	100	?	100

Número de Incógnitas: 13 + 1 reacción. TOTAL 14

Número de Ecuaciones:

-BALANCES DE MATERIA

Al reactor: 4

Al Separador: 3

Al Condensador: 2

A la división: 1

TOTAL: 10

- RESTRICCIONES

Sumatorios: 2

Especificaciones: 2 (% de exceso y % de purga)

TOTAL: 4

TOTAL ECUACIONES: 14

**Grados de libertad: 14-14 = 0**

Se toma como base de cálculo 100kmol/h de ácido. Como hay exceso de dióxido eso implica que reacciona todo el ácido, luego  $\xi = 100\text{kmol/h}$

Balances al reactor

$$N_{3,H_2S} = N_{1,H_2S} - \xi = 100 - 100 = 0$$

$$N_{3,S} = N_{1,S} + 3/2\xi = 0 + 3/2 * 100 = 150\text{kmol/h}$$

$$N_{3,H_2O} = N_{1,H_2O} + \xi = 0 + 100 = 100\text{kmol/h}$$

$$\text{Especificación del 20 \% } N_{2,SO_2} + N_{8,SO_2} = 1.2 * (1/2\xi) = 1.2 * 50 = 60\text{kmol/h}$$

$$N_{3,SO_2} = N_{2,SO_2} + N_{8,SO_2} - 1/2\xi = 60 - 50 = 10\text{kmol/h}$$

Balance al divisor de la purga

$$0.1N_{9,SO_2} = N_{7,SO_2} \Rightarrow N_{7,SO_2} = 0.1 * 10 = 1\text{kmol/h}$$

$$N_{8,SO_2} + N_{7,SO_2} = N_{9,SO_2} \Rightarrow N_{8,SO_2} = 10 - 1 = 9\text{kmol/h}$$

Dado que todo el azufre se va con la corriente ④ tenemos que el caudal de esta es de 150kmol/h.

Dado que se condensa todo el agua tenemos que el caudal de la corriente ⑥ es de 100kmol/h.

Balance al separador:

$$N_{5,SO_2} = N_{3,SO_2} = 10\text{kmol/h}$$

$$N_{5,H_2O} = N_{3,H_2O} = 100\text{kmol/h.}$$

Del balance al dióxido en el reactor despejamos el valor de la corriente ②:

$$N_{1,SO_2} = N_{3,SO_2} - N_{8,SO_2} + 1/2\xi = 10 - 9 + 0.5 * 100 = 51\text{kmol/h}$$

	kmol/h	① %		②		③		④		⑤		⑥		⑦		⑧
H <sub>2</sub> S		100		0		0		0		0		0		0		0
SO <sub>2</sub>		0	51	100	10	3.8		0	10	9.1		0	1	100	9	100
S		0		0	150	57.7	150	100		0		0		0		0
H <sub>2</sub> O		0		0	100	38.5		0	100	90.9	100	100		0		0
TOTAL	100	100	51	100	260	100	150	100	110	100	100	100	1	100	9	100

3. Temperatura a la salida.

Balance de energía:

Tomando como referencia la temperatura a la que nos dan el calor de reacción 450°C.

$$N_1Cp_1(T_1 - T_{ref}) + N_2Cp_2(T_2 - T_{ref}) + N_8Cp_8(T_8 - T_{ref}) = N_3Cp_3(T_3 - T_{ref}) + N_{reacc}H_{reacc}$$

$$100 * 9.6 * (200 - 450) + 51 * 10.3 * (300 - 450) + 9 * 10.3 * (300 - 450) =$$

$$= 10 * 10.3(T - 450) + 150 * 14 * (T - 450) + 100 * 8.2(T - 450) + (-14000 * 100)$$

$$T = [1067300 / (10 * 10.3 + 150 * 14 + 100 * 8.2)] + 450 = 803C$$

**Examen de Tecnología Química General. Problema 2.****2 de Febrero de 2001***4º Curso Especialidad Organización.*

Se quiere recuperar el nitrógeno de una corriente que contiene éste elemento y argón para reciclarlo al proceso de producción de amoníaco. La composición molar de la corriente es 35% de nitrógeno y el resto argón. Para llevar a cabo la recuperación se introduce en una columna de destilación continua de la que se quiere obtener por cabeza un destilado con una concentración molar de nitrógeno del 97%. Por el fondo de la misma se obtiene una corriente con un 95% molar de argón. Sabiendo que la relación de reflujo externa es de 5 y que la alimentación entra vaporizada en un 40%(molar) se pide:

- Caudal de las corrientes de destilado (D) y fondos (B) de la columna. (1 pto.)
- Número de platos teóricos y reales sabiendo que la eficiencia es de un 80%. Usar Figura 1.(4ptos)
- Calcular y dibujar la relación de reflujo mínimo. Usar Figura 2.(2 ptos)
- Calcular el número de etapas a reflujo total. Usar Figura 2. (2ptos.)
- Analizar cómo afecta al cálculo del número de platos el introducir la alimentación subenfriada (en lugar de parcialmente vaporizada) si mantenemos la recta de agotamiento y se quiere obtener el mismo destilado. (2ptos.)

*Puntuación total 11 puntos.*

Tiempo 45 minutos.

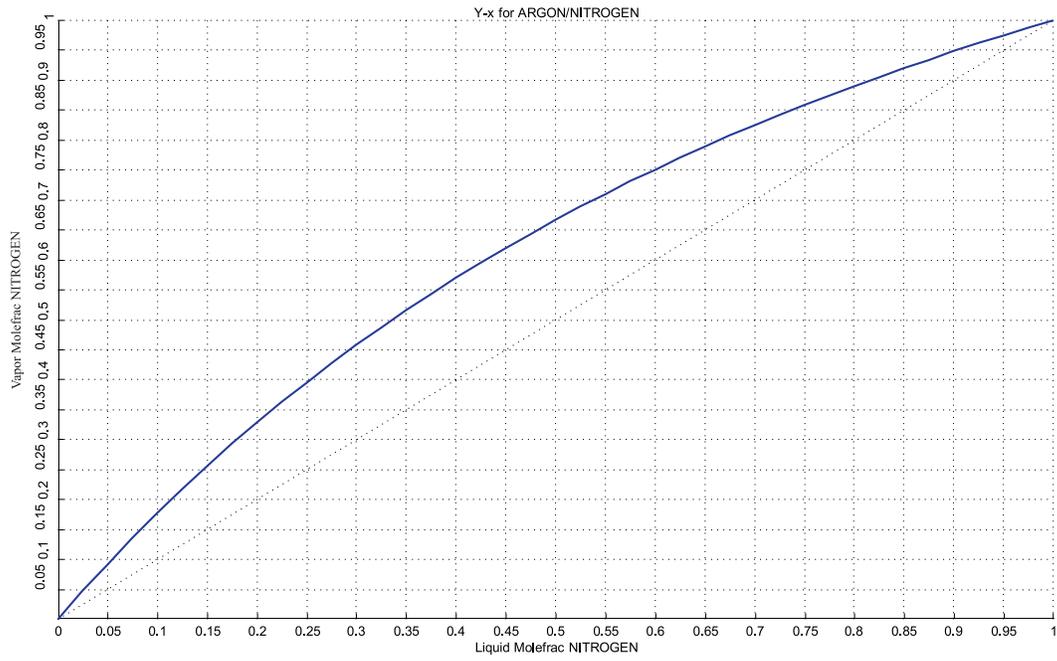


Figura 1:

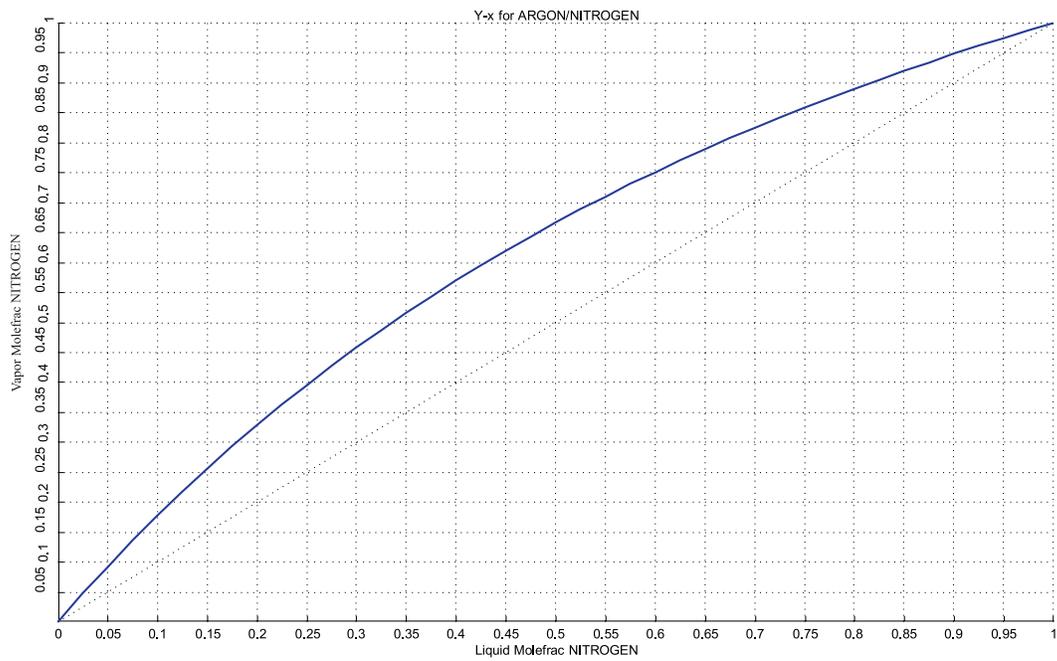


Figura 2:

## Solución

1. Caudal de destilado y fondos.

Para calcularlo realizamos balances de masa a la columna suponiendo un caudal de entrada  $F=100\text{kmol/h}$ :

Balance Global:  $F=B+D$

Balance al Nitrógeno:  $Fx_{N,F} = Bx_{N,B} + Dx_{N,D}$

$$100=B+D$$

$$100*0.35=B*0.05+D*0.97$$

De estas dos ecuaciones se obtiene:  $B=67.4\text{kmol/h}$  y  $D=32.6\text{kmol/h}$ .

2. Número de platos teóricos.

Realizamos la construcción de las rectas de alimentación, rectificación y agotamiento y calculamos el número de platos mediante el método de McCabe-Thiele.

Recta de rectificación: Pasa por los puntos  $x_D, x_D$  y  $(0, \frac{x_D}{R_D+1})$ , es decir  $(0.97, 0.97)$  y  $(0, 0.97/(5+1))$  que es  $(0, 0.16)$ .

Recta de alimentación: Pasa por los puntos  $x_F, x_F$  y tiene de pendiente  $-L/V$ , en este caso como esta vaporizado el 40% la pendiente es  $-6/4=-1.5$  y el punto  $(0.35, 0.35)$ .

Recta de agotamiento: Pasa por los puntos  $x_B, x_B$   $(0.05, 0.05)$  y por la intersección de las dos rectas anteriores.

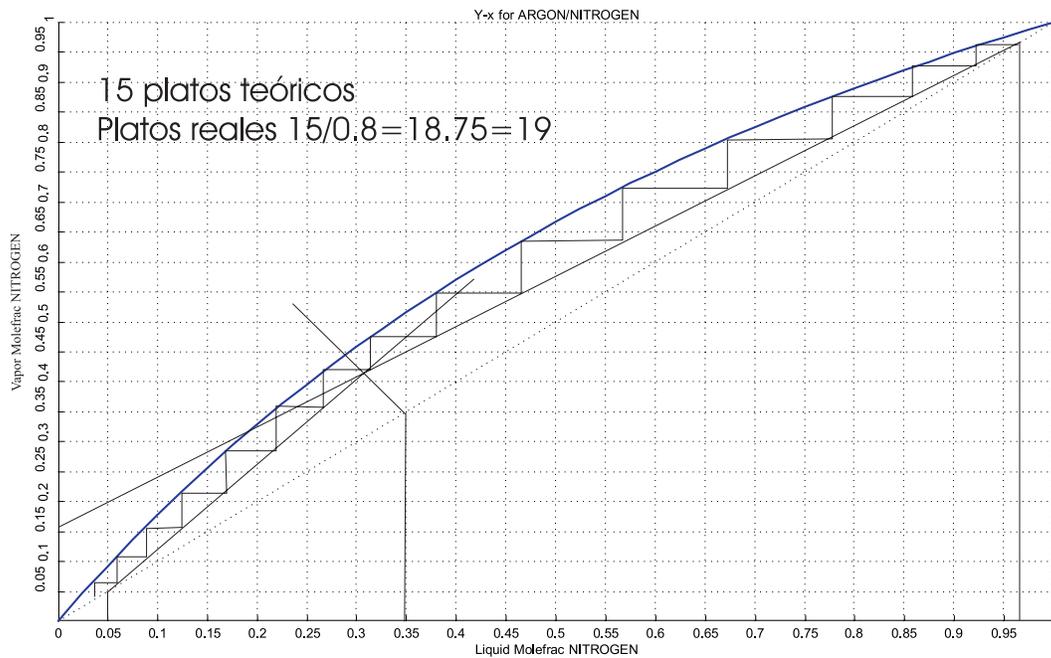


Figura 3:

La siguiente figura muestra el reflujo mínimo y los platos a reflujo total.

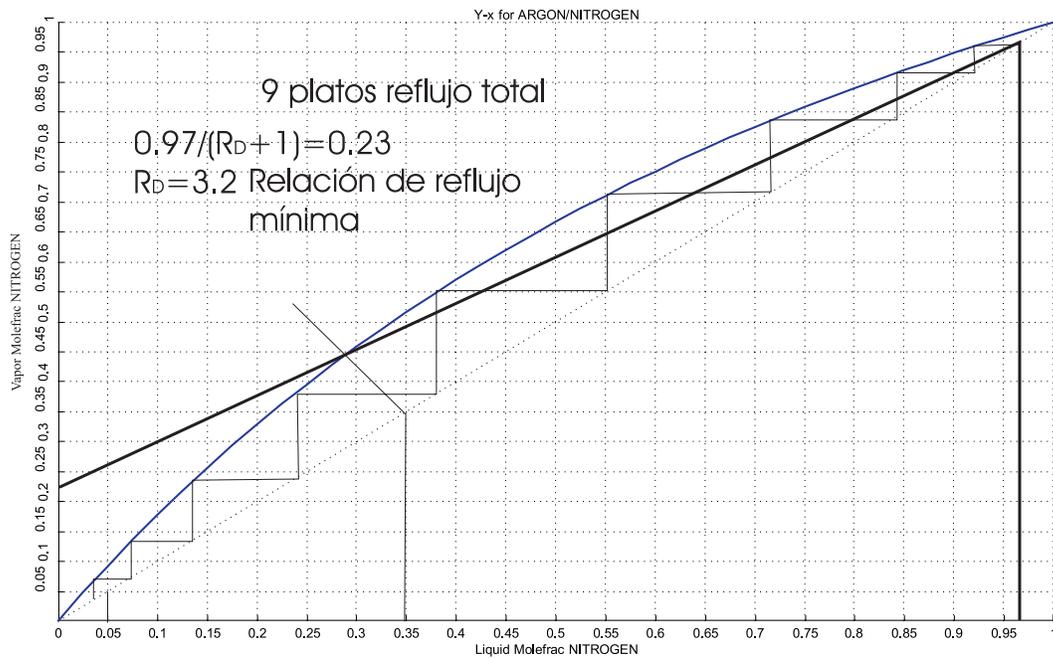


Figura 4:

Al introducir la alimentación subenfriada ésta condensa parte de los vapores del plato en que se alimenta por tanto disminuye la relación de reflujo (lo que se recicla del condensador de cabeza) y por tanto aumenta el número de platos necesario para conseguir la separación buscada.

En un reactor de oxida amoníaco gas con aire para producir óxido de nitrógeno y agua(vapor) según la siguiente reacción:



La reacción tiene una conversión de amoníaco del 80% (porcentaje de moles convertidos).

Se alimenta al reactor una corriente ( ① ) de 100kmol/h de amoníaco a 50°C junto con otra corriente ( ② ) de aire con un caudal molar correspondiente al estequiométrico y una temperatura de 80°C.

La corriente producto de la reacción se introduce en un condensador donde se separa todo el agua y el amoníaco presente en la corriente. Los gases no separados se alimentan a un separador que retiene todo(y únicamente) el óxido de nitrógeno formado en la reacción. La corriente restante (oxígeno y nitrógeno) se recicla al reactor realizando previamente a su introducción una purga del 30%(molar) de la misma para evitar la acumulación de nitrógeno (inerte en la reacción) en el proceso. Determinar:

- Dibujar el diagrama de flujo del proceso (1 ptos)
- Realizar el análisis de los grados de libertad del proceso (4 ptos)
- Resolver los caudales de todas las corrientes del proceso (7.5 ptos)
- Sabiendo que el reciclo al reactor entra a 140°C calcular la temperatura de la corriente de salida del reactor. (2.5 ptos)

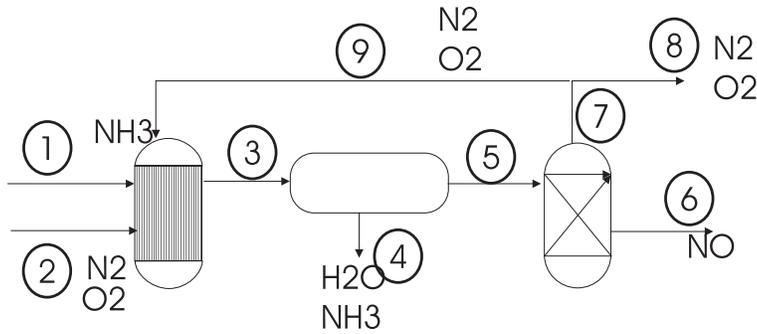
Datos :

- Calor específico medio del amoníaco 9.8kcal/kmol°C
- Calor específico medio del nitrógeno 7.1kcal/kmol°C
- Calor específico medio del oxígeno 7.5kcal/kmol°C
- Calor específico medio del vapor de agua 8.2kcal/kmol°C
- Calor específico medio del óxido de nitrógeno 7.4kcal/kmol°C
- Calor de reacción a 120°C y 1 atm -52kcal/mol de óxido formado. (reactivos y productos en fase gas)

*Puntuación total del problema 15 puntos.*

Tiempo 1 hora.

## Solución



kmol/h-%		①		②		③		④		⑤		⑥		⑦		⑧		⑨
NH <sub>3</sub>		100		0		?		?		0		0		0		0		0
O <sub>2</sub>		0		23		?		0		?		0		?		?		?
N <sub>2</sub>		0		77		?		0		?		0		?		?		?
NO		0		0		?		0		?		100		0		0		0
H <sub>2</sub> O		0		0		?		?		0		0		0		0		0
TOTAL	100	100	?	100	?	100	?	100	?	100	?	100	?	100	?	100	?	100

Número de Incógnitas: 24 + 1 reacción. TOTAL 25

Número de Ecuaciones:

-BALANCES DE MATERIA

Al reactor: 5

Al Condensador: 5

Al Separador: 3

A la División: 2

TOTAL: 15

- RESTRICCIONES

Sumatorios: 6

Especificaciones: 3 (conversión reacción, proporción entrada estequiométrica y % de purga)

Igualdad de composiciones de un componente en la dos corrientes en que se separa la división: 1 (sólo es necesario 1 ya que el resto viene dado por la restricción del sumatorio al ser 2 componentes)

TOTAL: 10

TOTAL ECUACIONES: 25

**Grados de libertad: 25-25 = 0**

La cantidad que reacciona es el 80% de la alimentación de amoníaco dada su conversión. Luego reaccionan  $\xi = 0.8 * N_{1,NH_3} = 0.8 * 100 = 80 \text{ kmol/h}$

La cantidad de aire que entra es la estequiométrica con la cantidad de amoníaco luego entran

$$N_{2,O_2} = 5/4 N_{1,NH_3} = \frac{5}{4} * 100 = 125 \text{ kmol/h}$$

Conociendo la composición del aire tenemos el nitrógeno que acompaña al oxígeno:

$$N_{2,N_2} = 0.77 * N_{2,O_2} / 0.23 = 418.48 \text{ kmol/h}$$

Como en estado estacionario todo lo que entra al sistema debe de salir tenemos que la purga debe llevarse el nitrógeno entrante más el oxígeno sobrante.

### Balance global

Nitrógeno:  $N_{8,N_2} = N_{2,N_2} = 418.48 \text{ kmol/h}$

Oxígeno:  $N_{8,O_2} = N_{2,O_2} - 5/4\xi = 125 + 5/4 * 80 = 25 \text{ kmol/h}$

La purga está formada por  $418.48 + 25 = 443.48 \text{ kmol/h}$ . La composición de la purga queda:

$x_{8,O_2} = 25/443.48 = 0.056$  y  $x_{8,N_2} = 418.48/443.48 = 0.944$  Como la purga es el 30% de la corriente

⑦ tenemos:

$0.3N_7 = N_8 \Rightarrow N_7 = 443.48/0.3 = 1478.3 \text{ kmol/h}$

Y haciendo un **balance al divisor de la purga:**

$N_9 = N_7 - N_8 = 1478.3 - 443.48 = 1034.8 \text{ kmol/h}$

Al ser un divisor las composiciones de las corrientes ⑦, ⑧ y ⑨ son iguales luego los moles de oxígeno y nitrógeno en la corriente ⑨ reciclada al reactor son:

$N_{9,O_2} = N_9 * x_{8,O_2} = 1034.8 * 0.056 = 57.95 \text{ kmol/h}$

$N_{9,N_2} = N_9 * x_{8,N_2} = 1034.8 * 0.944 = 976.85 \text{ kmol/h}$

### Balances al reactor

$N_{3,NH_3} = N_{1,NH_3} - \xi = 100 - 80 = 20$

$N_{3,O_2} = N_{2,O_2} + N_{9,O_2} - 5/4\xi = 125 + 57.95 - 5/4 * 80 = 82.95 \text{ kmol/h}$

$N_{3,N_2} = N_{2,N_2} + N_{9,N_2} = 976.85 + 418.48 = 1395.3 \text{ kmol/h}$

$N_{3,NO} = \xi = 80 = 80 \text{ kmol/h}$

$N_{3,H_2O} = 6/4\xi = 6/4 * 80 = 120 \text{ kmol/h}$

### Balance al Condensador

Todo el agua y el amoníaco salen en la fase líquida.  $N_{4,NH_3} = N_{3,NH_3} = 20 \text{ kmol/h}$

$N_{4,H_2O} = N_{3,H_2O} = 120 \text{ kmol/h}$

$N_{5,O_2} = N_{3,O_2} = 82.95 \text{ kmol/h}$

$N_{5,N_2} = N_{3,N_2} = 1395.3 \text{ kmol/h}$

$N_{5,NO} = N_{3,NO} = 80 \text{ kmol/h}$

### Balance al Separador

Se separa todo el óxido formado en la reacción.  $N_{6,NO} = N_{5,NO} = 80 \text{ kmol/h}$

$N_{7,O_2} = N_{5,O_2} = 82.95 \text{ kmol/h}$

$N_{7,N_2} = N_{5,N_2} = 1395.3 \text{ kmol/h}$

Estas composiciones de la corriente ⑦ se comprueba que corresponden a las de la purga como era de esperar.

kmol/h-%		①		②		③		④		⑤		⑥		⑦
NH <sub>3</sub>		100		0	20	1.2	20	14.3		0		0		0
O <sub>2</sub>		0	125	23	82.95	4.9		0	82.95	5.4		0	82.95	5.6
N <sub>2</sub>		0	418.48	77	1395.3	82.1		0	1395.3	89.5		0	1395.3	94.4
NO		0		0	80	4.7		0	80	5.1	80	100		0
H <sub>2</sub> O		0		0	120	7.1	120	85.7		0		0		0
TOTAL	100	100	543.48	100	1698.2	100	140	100	1558.2	100	80	100	1478.3	100

kmol/h-%		⑧		⑨
NH <sub>3</sub>		0		0
O <sub>2</sub>	25	5.6	57.95	5.6
N <sub>2</sub>	418.48	94.4	976.85	94.4
NO		0		0
H <sub>2</sub> O		0		0
TOTAL	443.48	100	1034.8	100

### Balance de entalpía

$\Sigma m_{in}H_{in} = \Sigma m_{out}H_{out} + M_{reac}H_{reac}$  Tomamos como temperatura de referencia 120°C ya que es la que nos permite realizar los cálculos al tener el calor de reacción a esa temperatura.

$$m_1Cp_1(T - T_{ref}) + m_2Cp_2(T - T_{ref}) + m_9Cp_9(T - T_{ref}) = m_3Cp_3(T - T_{ref}) + M_{reac}H_{reac}$$

$$100 * 9.8 * (50 - 120) + 125 * 7.5 * (80 - 120) + 418.48 * 7.1 * (80 - 120) + 57.95 * 7.5 * (80 - 120) + 976.85 * 7.1 * (80 - 120) = 20 * 9.8 * (T - 120) + 82.95 * 7.5 * (T - 120) + 1395.3 * 7.1 * (T - 120) + 80 * 7.4 * (T - 120) + 120 * 8.2 * (T - 120) + 80 * (-52000)$$

Despejando resulta una temperatura de 416°C.

Se alimenta a una columna de destilación continua una corriente con una composición en peso de 25% de benceno y el resto tolueno. Se quiere obtener por cabeza de la columna un destilado con una concentración molar de benceno del 94%. Por el fondo de la misma se obtiene una corriente con un 96% molar de tolueno. Sabiendo que la relación de reflujo externa es de 5 y que la alimentación entra líquida en su punto de burbuja se pide:

- Caudal de las corrientes de destilado (D) y fondos (B) de la columna. (1 pto.)
- Número de platos teóricos y reales sabiendo que la eficiencia es de un 85%. Usar Figura 1.(4ptos)
- Calcular y dibujar la relación de reflujo mínimo. Usar Figura 2.(2 ptos)
- Calcular el número de etapas a reflujo total. Usar Figura 2. (2ptos.)
- Analizar qué ocurre con el número de platos (y con el reflujo) si se aumenta el calor aportado al rehervidor manteniéndose fijas las composiciones en el fondo y en el destilado. (2ptos.)

Datos: Peso molecular del Benceno 78, del Tolueno 92

*Puntuación total 11 puntos.*

Tiempo 45 minutos.

## Solución

Tomamos como base de cálculo 100kg de alimentación. Hallamos la composición de la alimentación en fracción molar:

$$N_B = \frac{0.25 \cdot 100}{78} = 0.32 \text{ kmol/h}$$

$$N_T = \frac{0.75 \cdot 100}{92} = 0.82 \text{ kmol/h}$$

La alimentación F consta de 1.14 kmol/h. Las composiciones quedan:  $x_B = 0.32/1.14 = 0.28$  y  $x_T = 0.72$ . Ahora realizamos un balance de materia global y otro al benceno:

$$F = B + D$$

$$0.28F = 0.94D + 0.04B$$

Resolviendo se obtiene:  $D=0.304 \text{ kmol/h}$  y  $B=0.83 \text{ kmol/h}$ .

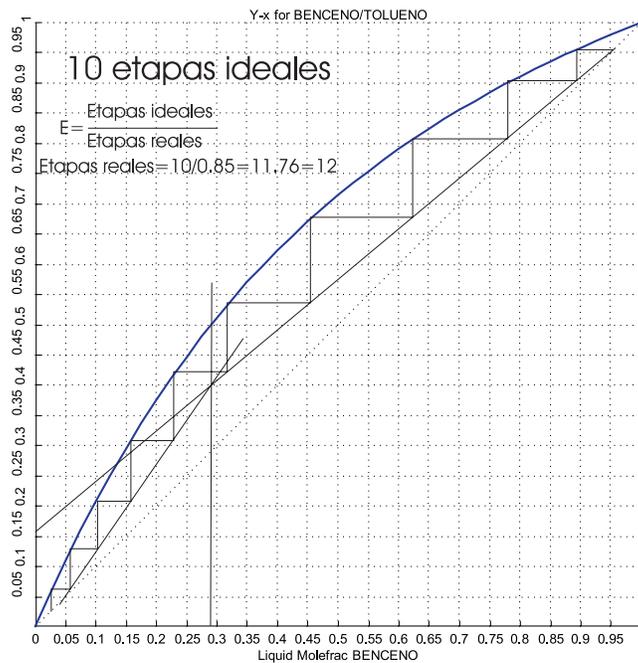


Figura 1:

Si se mantienen fijas las composiciones de fondo y destilado el balance de materia no cambia y por tanto se siguen obteniendo los caudales D y B hallados. Al aumentar el calor del hervidor aumenta el vapor generado en el mismo y baja la pendiente de la recta de agotamiento, estos vapores a su vez generarán más reflujo en cabeza (al estar fijo el Destilado) y por tanto aumenta la relación de reflujo. Por tanto si se aumenta el calor se debería disminuir el número de platos de la columna y aumentar su diámetro para poder conseguir las mismas composiciones.

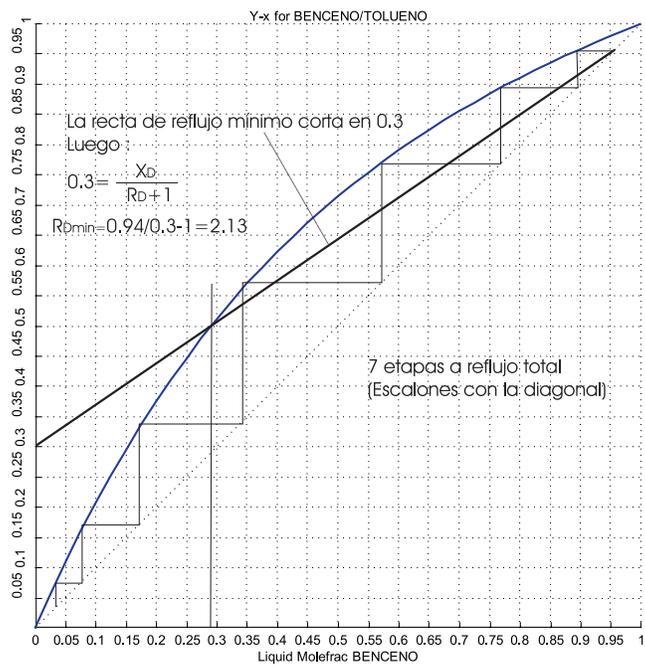


Figura 2:

En un proceso de deshidrogenación de propano ( $C_3H_8$ ) a propileno ( $C_3H_6$ ) se alimenta al reactor con una corriente ① compuesta por 50kmol/h de propano y 2 kmol/h de butano ( $C_4H_{10}$ ) (que se considera inerte en el proceso). La reacción que tiene lugar es la siguiente:



La corriente que sale del reactor, ②, se alimenta a un separador. La corriente que sale por cabeza del separador, ③, retiene el 95% de propano, el 10% de propileno, el 0% de hidrógeno y el 100% de butano del que hay en la corriente ② (salida del reactor), saliendo el resto por el fondo del separador, ④. De la corriente ③ se purga un 20% para evitar la acumulación de butano (inerte) en el proceso y después se recicla al reactor. La corriente que sale por fondo del separador se alimenta a una torre de destilación de la que sale por cabeza hidrógeno puro y por fondos el resto de componentes. La conversión del reactor es del 40% molar. Las corrientes que entran al reactor (reciclo más alimentación fresca) están a 550°C y el calor de reacción a 25°C es 29.7kcal/mol. Se pide:

1. Dibujar el diagram de flujo del proceso (1.5 pto)
2. Realizar el análisis de los grados de libertad del proceso.(4.5 ptos.)
3. Calcular el propileno producido y su concentración a la salida del proceso.(3.5 ptos.)
4. Calcular la composición de la corriente que se purga del proceso. (3.5 ptos.)
5. Calcular la temperatura de la corriente de salida del reactor, ②.(3 ptos.)

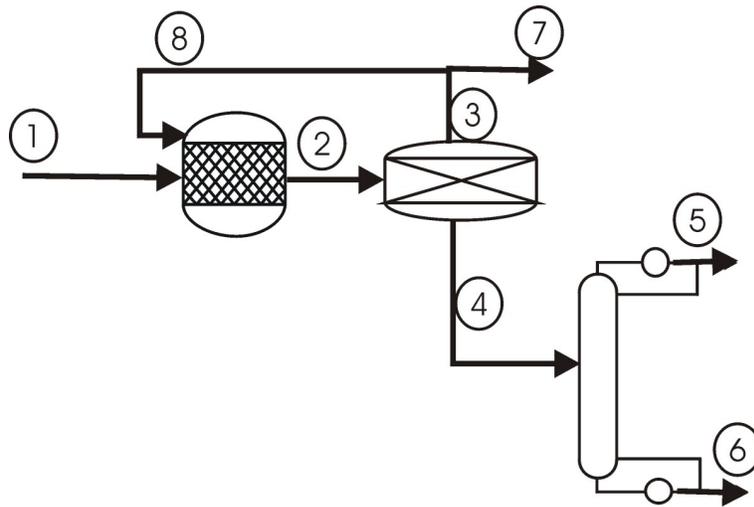
Datos:

- Calor específico del propano 19kcal/kmol°K
- Calor específico del propileno 17kcal/kmol°K
- Calor específico del butano 27kcal/kmol°K
- Calor específico del hidrógeno 7kcal/kmol°K

NOTA: Todos los porcentajes son molares.

Puntuación total del problema 16 ptos.

Tiempo 1h15min.



## SOLUCIÓN

### Análisis grados de libertad

pp:propano, pl:propileno, b:butano, H:hidrógeno.

	1	2	3	4	5	6	7	8
	kmol/h %							
pp	50	?	?	?	0	?	?	?
pl	0	?	?	?	0	?	?	?
b	2	?	?	?	0	?	?	?
H	0	?	?	?	100	?	?	?
TOTAL	52	?	?	?	?	?	?	?

Incógnitas:  $30 + 1$  de reacción = 31.

Ecuaciones y restricciones:

Balace al reactor: 4

Balace al separador: 4

Balace a la división de purga: 4

Balace a la torre: 4

Sumatorios: 6

Conversión de reacción: 1

Porcentaje de purga (20%): 1

Porcentajes en la separación: 4

Igualdad de composiciones de las corrientes 7 y 8 en la división de purga: 3 (1 está incluida en el sumatorio)

TOTAL: 31

GRADOS DE LIBERTAD =  $31 - 31 = 0$ . Problema correctamente especificado.

## Balances de materia

Balance al Reactor

$$\xi = 0.4(n_{1,pp} + n_{8,pp}) = 0.4(50 + n_{8,pp}) = 20 + 0.4n_{8,pp}$$

$$n_{2,pl} = n_{1,pl} + n_{8,pl} + \xi = n_{8,pl} + 20 + 0.4n_{8,pp}$$

$$n_{2,b} = n_{1,b} + n_{8,b} = 2 + n_{8,b}$$

$$n_{2,pp} = n_{1,pp} + n_{8,pp} - \xi = 50 + n_{8,pp} - 20 - 0.4n_{8,pp} = 30 + 0.6n_{8,pp}$$

$$n_{2,H} = \xi = 20 + 0.4n_{8,pp}$$

Relación en el separador

$$n_{3,pp} = 0.95n_{2,pp} = 0.95(30 + 0.6n_{8,pp})$$

$$n_{3,b} = n_{2,b} = 2 + n_{8,b}$$

$$n_{3,pl} = 0.1n_{2,pl} = 0.1(n_{8,pl} + 20 + 0.4n_{8,pp})$$

$$n_{3,H} = 0$$

Relación de la purga

$$n_{8,pp} = 0.8n_{3,pp} = 0.8 \cdot 0.95(30 + 0.6n_{8,pp}) = 22.8 + 0.456n_{8,pp} \Rightarrow n_{8,pp} = 41.9 \text{ kmol/h}$$

$$n_{8,b} = 0.8n_{3,b} = 0.8 \cdot (2 + n_{8,b}) \Rightarrow n_{8,b} = 8 \text{ kmol/h}$$

$$n_{8,pl} = 0.8n_{3,pl} = 0.8 \cdot 0.1(n_{8,pl} + 20 + 0.4n_{8,pp}) = 0.8 \cdot 0.1(n_{8,pl} + 20 + 0.4 \cdot 41.9) \Rightarrow n_{8,pl} = 3.2 \text{ kmol/h}$$

$$n_{8,H} = 0$$

Sustituyendo en los balances al reactor y al separador obtenemos:

$$\xi = 20 + 0.4n_{8,pp} = 36.7 \text{ kmol/h}$$

$$n_{2,pl} = n_{8,pl} + 20 + 0.4n_{8,pp} = 40 \text{ kmol/h}$$

$$n_{2,b} = 2 + n_{8,b} = 10 \text{ kmol/h}$$

$$n_{2,pp} = 30 + 0.6n_{8,pp} = 55.1 \text{ kmol/h}$$

$$n_{2,H} = \xi = 20 + 0.4n_{8,pp} = 36.7 \text{ kmol/h}$$

$$n_{3,pp} = 0.95(30 + 0.6n_{8,pp}) = 52.4 \text{ kmol/h}$$

$$n_{3,b} = 2 + n_{8,b} = 10 \text{ kmol/h}$$

$$n_{3,pl} = 0.1(n_{8,pl} + 20 + 0.4n_{8,pp}) = 4 \text{ kmol/h}$$

$$n_{3,H} = 0$$

Balance de materia al separador:

$$n_{4,pp} = n_{2,pp} - n_{3,pp} = 55.1 - 52.4 = 2.75 \text{ kmol/h}$$

$$n_{4,b} = n_{2,b} - n_{3,b} = 10 - 10 = 0 \text{ kmol/h}$$

$$n_{4,pl} = n_{2,pl} - n_{3,pl} = 40 - 4 = 36 \text{ kmol/h}$$

$$n_{4,H} = n_{2,H} - n_{3,H} = 36.7 - 0 = 36.7 \text{ kmol/h}$$

Balance de materia a la división de la purga:

$$n_{7,pp} = n_{3,pp} - n_{8,pp} = 52.4 - 41.9 = 10.5 \text{ kmol/h}$$

$$n_{7,b} = n_{3,b} - n_{8,b} = 10 - 8 = 2 \text{ kmol/h}$$

$$n_{7,pl} = n_{3,pl} - n_{8,pl} = 4 - 3.2 = 0.8 \text{ kmol/h}$$

$$n_{7,H} = n_{3,H} - n_{8,H} = 0 - 0 = 0 \text{ kmol/h}$$

Relación torre de destilación:

$$n_{6,pp} = n_{4,pp} = 2.75 \text{ kmol/h}$$

$$n_{6,b} = 0 \text{ kmol/h}$$

$$n_{6,pl} = n_{4,pl} = 36 \text{ kmol/h}$$

$$n_{6,H} = 0$$

Luego el propileno producido es **36 kmol/h** y su concentración :  $36/38.75 = 92.9\%$

Balance de materia a la torre de destilación:

$$n_{5,pp} = n_{4,pp} - n_{6,pp} = 2.75 - 2.75 = 0 \text{ kmol/h}$$

$$n_{5,b} = n_{4,b} - n_{6,b} = 0 - 0 = 0 \text{ kmol/h}$$

$$n_{5,pl} = n_{4,pl} - n_{6,pl} = 36 - 36 = 0 \text{ kmol/h}$$

$$n_{5,H} = n_{4,H} - n_{6,H} = 36.7 - 0 = 36.7 \text{ kmol/h}$$

### Balance de entalpía

$$\sum m_e H_e = m_r H_r + \sum m_s H_s$$

$$(n_{1,pp} + n_{8,pp}) \cdot C_{p,pp}(T_e - T_{ref}) + (n_{1,b} + n_{8,b}) \cdot C_{p,b}(T_e - T_{ref}) + n_{8,pl} \cdot C_{p,pl}(T_e - T_{ref}) = \xi H_r + [n_{2,pp} \cdot C_{p,pp} + n_{2,b} \cdot C_{p,b} + n_{2,pl} \cdot C_{p,pl} + n_{2,H} \cdot C_{p,H}](T_s - T_{ref})$$

Tomando como temperatura de referencia  $25^\circ\text{C}$  :

$$(50 + 41.9) \cdot 19(550 - 25) + 10 \cdot 27(550 - 25) + 3.2 \cdot 17(550 - 25) =$$

$$36.7 \cdot 1000 \cdot 29.7 + [55.1 \cdot 19 + 10 \cdot 27 + 40 \cdot 17 + 36.7 \cdot 7](T_s - 25)$$

$$T_s = 23.7\text{C}$$

Se dispone de un producto líquido compuesto por las especies I y S. Se quiere extraer la especie S pues tiene un alto valor económico en relación con I. Para realizar la separación se alimenta el producto a una columna de extracción líquido-líquido y se trata en contracorriente con un disolvente selectivo, D, que retiene principalmente la especie no deseada, I.

Se alimentan 100t/h compuestas un 70% por S y el resto por I y se conoce que la relación alimentación/disolvente es 1/1.2. Con ayuda del diagrama de equilibrio ternario adjunto y sabiendo que el contenido de la especie I en el refinado es de un 4%, determinar:

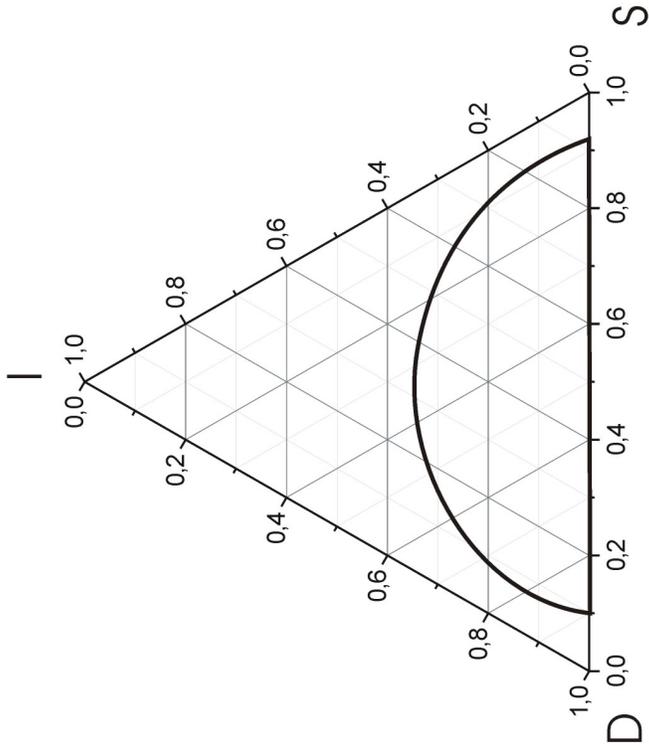
1. Los puntos representativos de la alimentación, disolvente, extracto, refinado y los puntos suma y diferencia en el diagrama adjunto.(3 pts.)
2. Realizar el balance de materia completo. (2 pts.)
3. Calcular el número de etapas de equilibrio teóricas necesarias para llevar a cabo la separación deseada, así como el número de etapas reales si la eficacia de la etapa es de un 60%. (5 pts)

NOTAS: Todos los porcentajes están en peso.

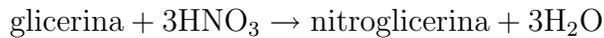
Considérense las líneas de reparto como líneas horizontales.

Puntuación total del problema 10puntos.

Tiempo 45min.



La nitroglicerina se forma mediante reacción de la glicerina con ácido nítrico:



La alimentación al proceso está formada por una corriente ácida por un lado y por otro lado por una corriente de glicerina. La alimentación ácida al proceso está formada por 50%  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , 43%  $\text{HNO}_3$  y 7% agua. El ácido sulfúrico es inerte en la reacción y se utiliza para "atrapar" el agua formada en la reacción. Esta alimentación se mezcla con una corriente de reciclo compuesta por ácido nítrico en un 70% y por agua en un 30% y posteriormente se alimenta al reactor de nitración. Esta mezcla resultante que se alimenta al reactor tiene un exceso de ácido nítrico (en peso) del 20% respecto al estequiométrico con lo que se garantiza que la conversión en el reactor es completa (100%). La glicerina que se alimenta directamente al reactor puede considerarse pura (ya que su pureza supera el 99.9%) a efectos de cálculo.

A la salida del reactor se separa la nitroglicerina formada aprovechando que tiene una densidad menor que el ácido que la acompaña, esta corriente separada tiene una composición de 96.5% nitroglicerina y el resto agua. La corriente ácida restante sale por el fondo del separador y va a un tanque de separación de ácidos del que sale por un lado todo el ácido sulfúrico con agua que abandona el proceso y por otro lado todo el nítrico con agua que se recicla (y mezcla con alimentación tal y como se comentó al inicio.)

Si la alimentación ácida tiene un caudal de 100t/h se pide:

- Dibujar el diagrama de flujo del proceso (0.5 pto)
- Realizar el análisis de los grados de libertad (2.5 ptos)
- Resolver todas las corrientes del proceso (4.5 ptos)

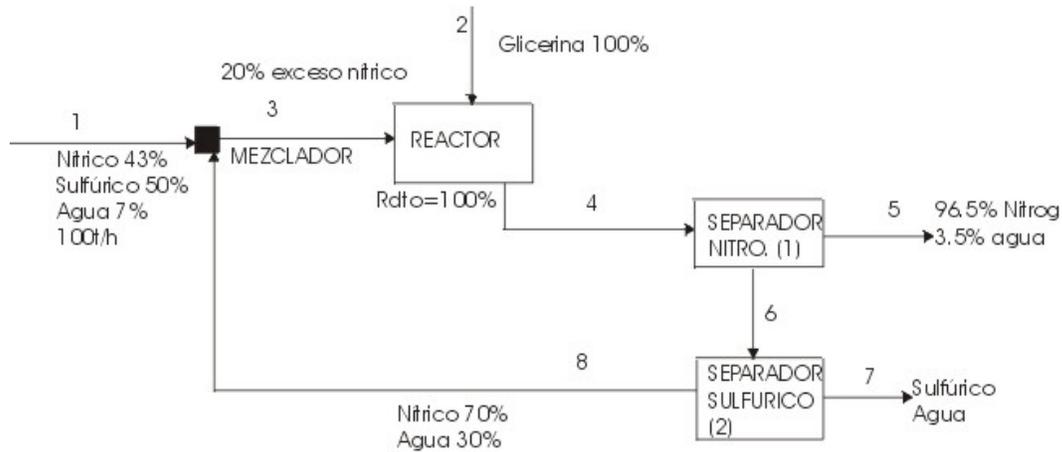
Pesos Moleculares: Glicerina=92, Nitroglicerina=227, ácido nítrico=63, ácido sulfúrico=98 y agua=18.

NOTAS: Todos los porcentajes están en peso.

Puntuación total del problema 7.5 puntos.

Tiempo 1h20min.

## Solución



### Análisis grados de libertad

	①	②	③	④
Nitrico	0.43	0	?	?
Agua	0.07	0	?	?
Sulfurico	0.5	0	?	?
Nitrog	0	0	?	?
Glicerina	0	1	?	?
Total	100	?	?	?

	⑤	⑥	⑦	⑧
Nitrico	0	?	0	0.7
Agua	0.035	?	?	0.3
Sulfurico	0	?	?	0
Nitrog	0.965	0	0	0
Glicerina	0	?	0	0
Total	?	?	?	?

**Incógnitas:** 23 +1 reacción = 24

### Ecuaciones:

Balances: 3 mezclador, 5 reactor, 5 separador de nitroglicerina y 5 globales. Total 18 balances.

Especificaciones: 1 el exceso, 1 reacción completa, 4 sumatorios. Total 6 especificaciones y restricciones.

Total ecuaciones+especificaciones=18+6=24.

**Grados de libertad:** 24-24=0. Problema bien especificado.

$$n_{3,\text{HNO}_3} = n_{1,\text{HNO}_3} + n_{8,\text{HNO}_3} = 0.43 * 100 + F_8 * 0.7$$

$$m_{7,\text{H}_2\text{SO}_4} = m_{1,\text{H}_2\text{SO}_4} = 0.5 * 100 = 50\text{t/h}$$

$$n_{1,\text{HNO}_3} = m_{1,\text{HNO}_3} / \text{PM}_{\text{HNO}_3} = 0.43 * 100 / 63 = 682.5\text{kmol/h}$$

Luego según la estequiometría de la reacción la nitroglicerina (nitro) en la corriente ⑤ es:

$$n_{5,\text{nitro}} = 1/3n_{1,\text{HNO}_3} = 682.5/3 = 227.5\text{kmol/h} \Rightarrow 51.6\text{t/h}$$

Como se conoce que la concentración de la corriente ⑤ es de un 96.5% podemos calcular el caudal de agua:

$$m_{5,\text{H}_2\text{O}} = 51.6 * 0.035/0.965 = 1.9\text{t/h}$$

Haciendo un balance global al agua se obtiene:

$m_{7,\text{H}_2\text{O}} = m_{1,\text{H}_2\text{O}} - m_{5,\text{H}_2\text{O}} + \xi * PM_{\text{H}_2\text{O}}$ , siendo  $\xi$  los kmol/h producidos de agua. En este caso dado que la conversión es completa tendremos:

$$\xi = n_{1,\text{HNO}_3} = 682.5\text{kmol/h} \Rightarrow 12.3\text{t/h}$$

$$m_{7,\text{H}_2\text{O}} = 7 - 1.9 + 12.3 = 17.4\text{t/h}$$

Haciendo balance al separador tenemos la nitroglicerina en ④:

$$m_{4,\text{nitro}} = m_{5,\text{nitro}} = 51.6\text{t/h}$$

El sulfúrico a la salida del reactor es el mismo que sale del proceso pues es un inerte:

$$m_{4,\text{H}_2\text{SO}_4} = m_{7,\text{H}_2\text{SO}_4} = 50\text{t/h}$$

La glicerina necesaria es 1/3 del ácido luego:

$$n_{2,\text{glic}} = 1/3n_{1,\text{HNO}_3} = 227.5\text{kmol/h} \Rightarrow 20.9\text{t/h}$$

El nítrico alimentado al reactor tiene un 20% de exceso en peso respecto al estequiométrico luego:

$$m_{3,\text{HNO}_3} = 1.2 * m_{1,\text{HNO}_3} = 51.6\text{t/h}$$

En el reciclo tenemos haciendo un balance al mezclador:

$m_{8,\text{HNO}_3} = m_{3,\text{HNO}_3} - m_{1,\text{HNO}_3} = 51.6 - 43 = 8.6\text{t/h}$  y conociendo su composición tenemos el agua en el reciclo:

$m_{8,\text{H}_2\text{O}} = 8.6 * 0.3/0.7 = 3.7\text{t/h}$  y mediante balance al mezclador el agua en ③:

$m_{3,\text{H}_2\text{O}} = m_{1,\text{H}_2\text{O}} + m_{8,\text{H}_2\text{O}} = 7 + 3.7 = 10.7$ , el exceso de nítrico es el que sale del reactor:

$m_{4,\text{HNO}_3} = 0.2 * m_{3,\text{HNO}_3} = 8.6\text{t/h}$  y el agua saliente haciendo balance al reactor:

$$m_{4,\text{H}_2\text{O}} = m_{3,\text{H}_2\text{O}} + \xi = 10.7 + 12.3 = 23\text{t/h}$$

Finalmente haciendo balance al separador y conociendo las corrientes ④ y ⑤ tenemos la composición de ⑥:

$$m_{6,\text{H}_2\text{O}} = m_{4,\text{H}_2\text{O}} - m_{5,\text{H}_2\text{O}} = 23 - 1.9 = 21.2\text{t/h}$$

$$m_{6,\text{HNO}_3} = m_{4,\text{HNO}_3} = 8.6\text{t/h}$$

$$m_{6,\text{H}_2\text{SO}_4} = m_{4,\text{H}_2\text{SO}_4} = 50\text{t/h}$$

Se dispone de un producto líquido compuesto por las especies I y S. Se quiere extraer la especie S pues tiene un alto valor económico en relación con I. Para realizar la separación se alimenta el producto a una columna de extracción líquido-líquido y se trata en contracorriente con un disolvente puro selectivo, D, que retiene principalmente la especie no deseada, I.

Se alimentan 80t/h de disolvente y se conoce la composición del punto suma (alimentación más disolvente) M:  $x_{M,S} = 0.3$ ,  $x_{M,I} = 0.1$ . Con ayuda del diagrama de equilibrio ternario adjunto y sabiendo que el contenido de disolvente D en el extracto es de un 80%, determinar:

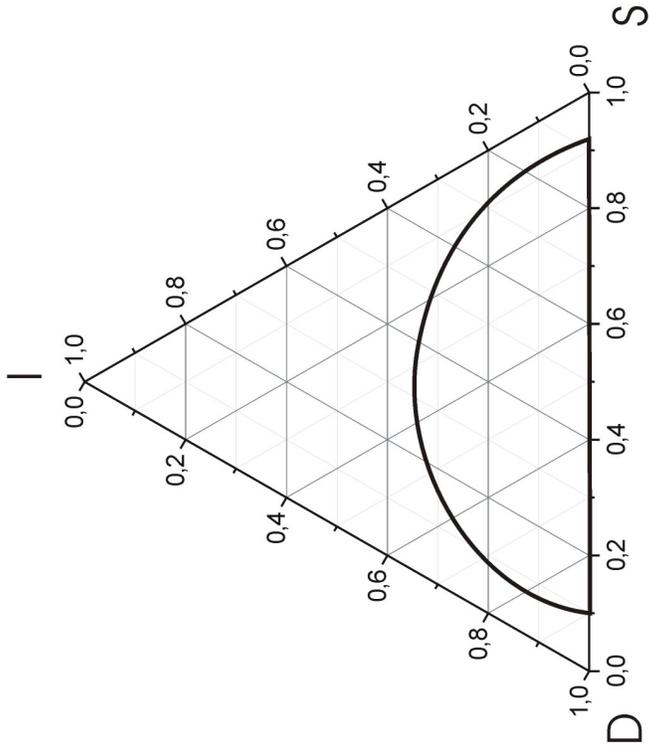
1. Caudal y composición de la alimentación.(1.5 ptos.)
2. Los puntos representativos del extracto, refinado y el punto diferencia en el diagrama adjunto. (1 ptos.)
3. Calcular el número de etapas de equilibrio teóricas necesarias para llevar a cabo la separación deseada, así como el número de etapas reales si la eficacia de la etapa es de un 75%. (3 ptos)

NOTAS: Todos los porcentajes están en peso.

Considérense las líneas de reparto como líneas horizontales.

Puntuación total del problema 5.5puntos.

Tiempo 45min.



## Solución

### Caudal y composición de la alimentación.

Empleando la composición conocida del punto suma y el caudal de disolvente (que se conoce se alimenta puro) se obtiene:

$$F + D = M$$

$F_D + D_D = M_D$  de aquí  $0 + 80 = M_D$  y como se conoce que el punto suma tiene un 60% de disolvente tenemos la cantidad total del punto suma:

$$M = M_D / 0.6 = 80 / 0.6 = 133.3 \text{ t/h. De la primera ecuación tenemos el caudal de la alimentación: } F = 133.3 - 80 = 53.3 \text{ t/h.}$$

Haciendo balance a inertes y soluto con el punto suma obtenemos la composición restante de la alimentación:

$$F_I + D_I = M_I \rightarrow F_I + 0 = 0.1 * M = 13.3 \text{ t/h}$$

$$F_S + D_S = M_S \rightarrow F_S + 0 = 0.3 * M = 40 \text{ t/h}$$

### Puntos representativos y etapas de equilibrio

El siguiente diagrama ternario muestra los puntos representativos del extracto y refinado (hallados empleando el punto suma) así como el punto diferencia y el número de etapas teóricas necesarias para lograr la separación pedida.

