

Colección de problemas.  
Tecnología Química General.

Curso 2002/2003

# Balance de materia en una unidad de proceso sin reacción.

## Problema 1

Una solución compuesta de 50% de etanol, 10% de metanol y 40% de agua es alimentada con un caudal de 100kg/h a un separador que produce una corriente con un caudal de 60kg/h y una composición de 80% de etanol, 15% de metanol y el resto agua.

Calcular el caudal y la composición de la otra corriente que se obtiene del separador.

## Problema 2

Una mezcla líquida conteniendo un 45%p de benceno y un 55%p de tolueno es alimentada a una columna de destilación. Una corriente deja la columna por cabeza conteniendo un 95%m de benceno y una corriente deja la columna por el fondo conteniendo un 8% del benceno alimentado a la columna. El caudal volumétrico de la corriente de alimentación es de 200l/h y la gravedad específica de la mezcla alimentada es 0,872kg/l.

Determinar el flujo másico de la corriente que sale por cabeza y el flujo másico y la composición de la corriente que sale por el fondo.

## Problema 3

Se dispone de una corriente obtenida en el procesamiento de un crudo, con un caudal de 1000 moles/h y constituida por un 20%m de propano, un 30%m de isobutano, un 20%m de isopentano y un 30%m de pentano.

Se desea separar dicha corriente en dos fracciones por destilación. El destilado debe contener todo el propano de la alimentación, el 80% del isopentano alimentado a la unidad, y además su contenido en isobutano será del 40%. La corriente de fondo contendrá todo el pentano de la alimentación. Se pide:

- Representar la columna, indicando las corriente, variables y especificaciones.
- Definir las ecuaciones del balance
- Calcular la composición completa de las corrientes de destilado y de fondo.

# Balance de materia en varias unidades de proceso sin reacción.

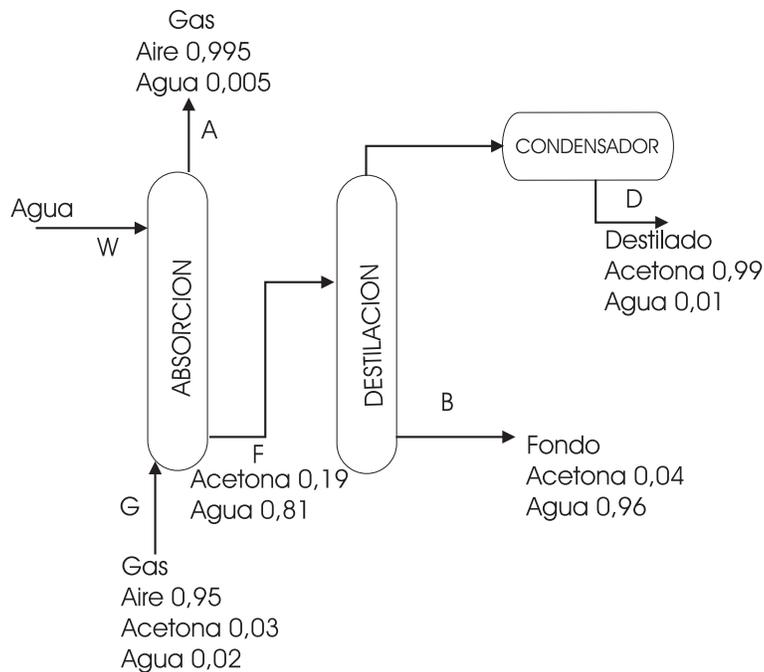
## Problema 1

Se diseña un evaporador de triple efecto para reducir el agua de una salmuera (sal -NaCl- y agua) desde un 75%p a un 3% en peso. A la salida del primer efecto queda un 67% de agua y a la salida del segundo efecto queda un 50% de agua. Si se quiere producir 14670kg/h de sal (del 3%p de agua), determinar:

- El caudal de alimentación de la salmuera
- La cantidad de agua extraída en cada etapa del evaporador.

## Problema 2

La acetona se utiliza en la fabricación de muchas sustancias químicas y también como disolvente. En esta última aplicación, la liberación de vapor de acetona al ambiente está sujeta a muchas restricciones. Se nos pide diseñar un sistema de recuperación de acetona con un diagrama de flujo como el representado en la figura. Todas las concentraciones que se muestran en esa figura, tanto para gases como para líquidos, se especifican en porcentaje en peso. Calcular los caudales de A, F, W, B, y D.



### Problema 3

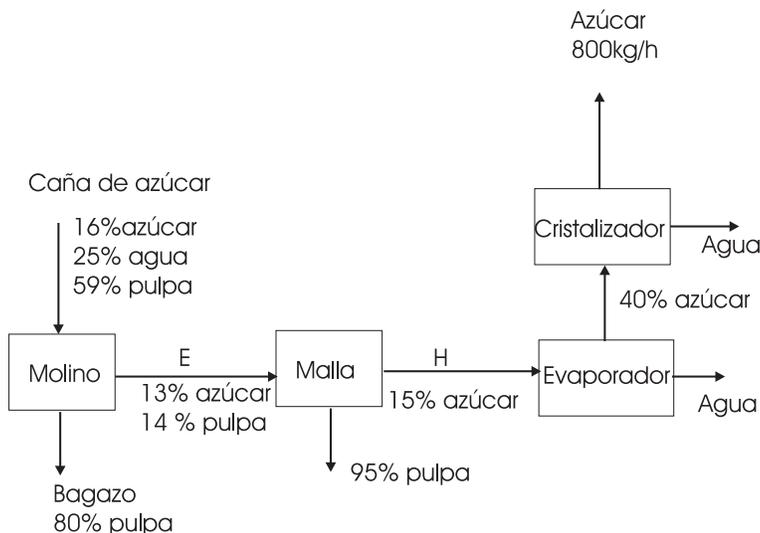
En la etapa final de una planta de producción de dióxido de titanio ( $\text{TiO}_2$ ), se procesa una corriente intermedia consistente en un precipitado de  $\text{TiO}_2$  suspendido en una solución acuosa salina, que debe ser purificado de sal, de modo que se obtengan  $4000\text{kg/h}$  de producto final conteniendo 100 partes por millón de sal, expresado en base seca.

El proceso de purificación consiste en el lavado del precipitado con agua. La corriente alimentada al proceso de purificación contiene un 40%  $\text{TiO}_2$ , 20% sal y el resto agua, porcentajes máxicos. El producto, una vez lavado, se decanta, separándose en dos fases. Una fase sólida humectada con agua, que es el producto final definido anteriormente, cuyo contenido en  $\text{TiO}_2$  es del 50%; la otra, es una agua residual conteniendo restos de sal, pero exenta de  $\text{TiO}_2$ . Se pide:

- Analizar la tabla de grados de libertad del sistema obtenida con los datos del problema.
- Si se utiliza para el lavado una cantidad de agua de  $6\text{kg/kg}$  de alimentación, calcular el caudal y composición de la corriente de agua residual obtenida.
- El proceso descrito se somete a aprobación de impacto medio-ambiental, autorizándose el vertido a un río de un máximo caudal de  $30000\text{m}^3/\text{h}$  con un contenido admisible de 0,5% de sal. Analizar de nuevo el balance del sistema y sus grados de libertad. Proponer soluciones para cumplir con los límites autorizados.

### Problema 4

En la figura se muestra un diagrama de flujo simplificado de la fabricación de azúcar. La caña de azúcar se alimenta a un molino donde se extrae jarabe por trituración; el bagazo resultante contiene un 80% de pulpa. El jarabe (E) que contiene fragmentos finamente divididos de pulpa se alimenta a una malla que separa toda la pulpa y produce un jarabe transparente (H) que contiene 15% de azúcar y un 85% de agua en peso. El evaporador produce un jarabe pesado y el cristalizador produce  $800\text{kg/h}$  de cristales de azúcar. Determinar:

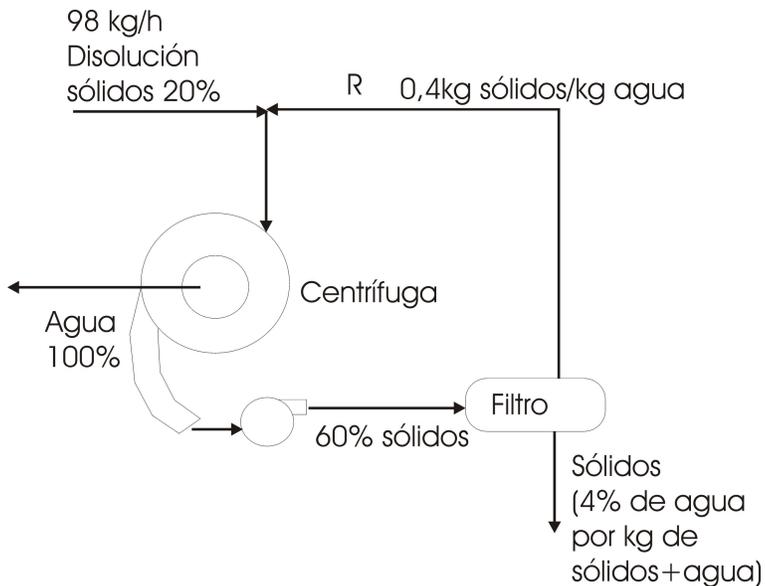


- a. El agua eliminada en el evaporador.
- b. Las fracciones de masa de los componentes del flujo de deshecho (G)
- c. El caudal de alimentación de caña de azúcar.
- d. El porcentaje del azúcar que entra con la caña que se pierde con el bagazo.
- e. Si la operación es eficiente justificando el resultado.

# Balance de materia con reciclo y/o purga sin reacción.

## Problema 1

La fabricación de ciertos productos (fármacos, colorantes,...) requiere la separación de los sólidos suspendidos de su licor madre por centrifugación, seguida de un secado de la torta húmeda. Un sistema de ciclo cerrado para la descarga de la centrifuga, el secado, el transporte y la recuperación del disolvente incorpora equipo diseñado para manejar materiales que requieren condiciones estériles y libres de contaminación. Dadas las mediciones experimentales de la planta piloto esquematizada en la figura determinar el caudal del reciclo R.



## Problema 2

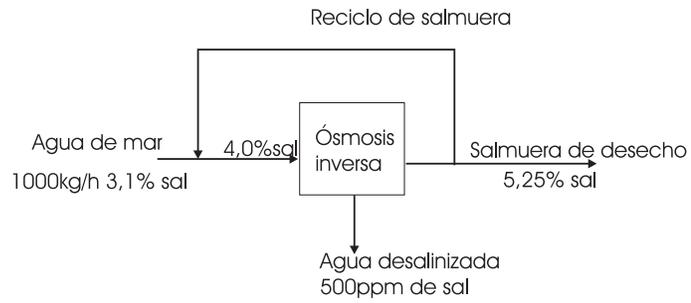
Se dispone de un proceso para recuperar cromato potásico cristalino ( $K_2CrO_4$ ) de una solución acuosa de esta sal. Dicho proceso se alimenta con 4500kg/h de una solución del 33,3%p de  $K_2CrO_4$  junto con una corriente de reciclo del 36,4%p de  $K_2CrO_4$  a un evaporador. La corriente concentrada deja el evaporador con un 49,4% de  $K_2CrO_4$ . Esta corriente se alimenta a un cristalizador donde se enfría y filtra. Del cristalizador sale una torta que consiste en cristales de  $K_2CrO_4$  y en una solución que contiene 36,4%p de  $K_2CrO_4$ . Los cristales suponen un 95%p de la torta. También sale del cristalizador una solución filtrada, que es la corriente de reciclo, con el 36,4%p de  $K_2CrO_4$ .

- Dibujar el diagrama de bloques del proceso
- Calcular la tasa de evaporación y de producción de cristales de  $K_2CrO_4$  y el ratio de reciclo (kg de reciclo/kg de alimentación).
- Calcular la producción de cristales si la solución filtrada se tirara en lugar de reciclarse. Analizar los costes y beneficios del reciclo.

### Problema 3

Se desea desalinizar agua de mar por ósmosis inversa empleando el esquema que se indica en la figura. Empleando los datos presentes en la figura determinar:

- La tasa de eliminación de salmuera de desecho.
- La producción de agua desalinizada.
- La fracción de la salmuera que sale de la celda de ósmosis que se recicla.



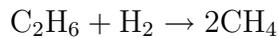
# Balance de materia en una unidad de proceso con reacción.

## Problema 1

En una planta de biogas que genera energía a partir de combustión de desechos se quiere analizar la combustión del metano en un quemador. Se alimenta el quemador con 16kg/h de metano ( $\text{CH}_4$ ) y con 300 kg/h de aire. Se pide calcular la composición y salida del gas a la salida del quemador.

## Problema 2

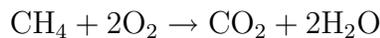
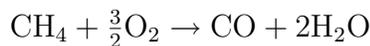
Las siguientes reacciones tienen lugar en un reactor en estado estacionario:



La alimentación contiene un 85%<sub>m</sub> de etano( $\text{C}_2\text{H}_6$ ) y el resto de inertes. La conversión de etano es de 0,501 y el rendimiento de etileno( $\text{C}_2\text{H}_4$ ) es 0,471. Calcular la composición molar del gas de salida y la selectividad de producción del etileno al metano( $\text{CH}_4$ ).

## Problema 3

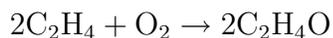
Se quema metano con aire en un reactor continuo en estado estacionario para producir una mezcla de monóxido de carbono, dióxido de carbono y agua. Las reacciones que tienen lugar son:



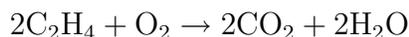
La alimentación al reactor contiene 7,8%<sub>m</sub> de metano, 19,4%<sub>m</sub> de oxígeno y 72,8%<sub>m</sub> de nitrógeno. El porcentaje de conversión de metano es del 90% y el gas que sale del reactor tiene 8 moles de dióxido de carbono por mol de monóxido de carbono. Calcular la composición de la corriente de salida.

## Problema 4

El óxido de etileno( $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$ ), materia fundamental para la producción de glicoles, se produce por oxidación parcial de etileno( $\text{C}_2\text{H}_4$ ) con exceso de aire sobre un catalizador de plata. La reacción básica es:



Sin embargo, se produce una reacción colateral de oxidación del etileno a dióxido de carbono y agua según la reacción:



Suponer que con una alimentación conteniendo el 10% de etileno y una conversión de etileno del 25%, se obtiene un rendimiento del 80% de óxido. Determinar si el problema está completamente especificado y calcular la composición de la corriente de salida del reactor.

### Problema 5

El formaldehído, ( $\text{CH}_2\text{O}$ ), se produce industrialmente por oxidación parcial de metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ) con aire sobre catalizador de plata. En condiciones óptimas del reactor se alcanza un 55% de conversión de metanol, con una alimentación de 40% de metanol y el resto aire. En la reacción se forman subproductos como  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$  y cantidades pequeñas de ácido fórmico ( $\text{HCOOH}$ ).

El producto bruto de la reacción se separa en una corriente de gas conteniendo el  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$  y  $\text{N}_2$  y otra corriente de líquido con el metanol no convertido, el producto  $\text{CH}_2\text{O}$  y agua, además del ácido fórmico.

Sabiendo que la corriente de líquido contiene proporciones iguales de  $\text{CH}_2\text{O}$  y  $\text{CH}_3\text{OH}$ , además de un 0,5% de  $\text{HCOOH}$ , mientras que la corriente de gas contiene un 7,5% de  $\text{H}_2$ , calcular las composiciones completas de ambas corrientes.

## Balance de materia en varias unidades de proceso con reacción.

### Problema 1

Una roca pirítica ( $\text{FeS}_2$  + inertes) se alimenta a un quemador junto con aire para producir  $\text{SO}_2$  y  $\text{Fe}_3\text{O}_4$ . La roca contiene un 48%p de azufre y se quema completamente. Tras la combustión el sólido se separa y el gas se alimenta a una absorber donde se absorbe con cal ( $\text{CaO}$  y agua) saliendo por fondo un licor de bisulfito y por cabeza los gases no absorbidos. Se analizan los gases que salen del absorber obteniéndose la siguiente composición:  $\text{SO}_2$  0,7%m,  $\text{O}_2$  2,9%m y  $\text{N}_2$  96,4%m.

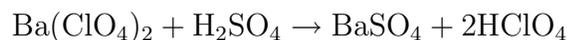
Calcular los kg de aire suministrados al quemador por kg de piritita quemada.

Pesos moleculares: S=32, Fe=56, O=16 y N=14

# Balance de materia con reciclo y con reacción.

## Problema 1

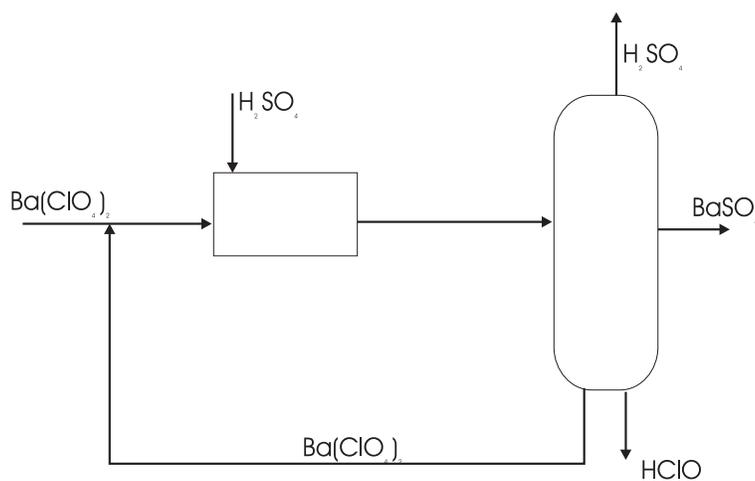
El ácido perclórico ( $\text{HClO}_4$ ) se prepara según se muestra en la figura a partir de clorato de bario ( $\text{Ba}(\text{ClO}_4)_2$ ) y ácido sulfúrico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ). La reacción es la siguiente:



El ácido sulfúrico se suministra con un 20%p en exceso sobre el clorato de bario total que entra al reactor. El clorato de bario alimentado tiene un 10%p de ácido perclórico. Si se producen 17400kg/h de ácido y se reciclan 6125kg/h de clorato de bario al reactor se pide:

- La conversión global de clorato de bario.
- La cantidad de ácido sulfúrico que entra al reactor.
- La conversión de clorato de bario por paso del proceso.

Pesos moleculares:  $\text{Ba}(\text{ClO}_4)_2$  336  $\text{H}_2\text{SO}_4$  98  $\text{BaSO}_4$  233  $\text{HClO}_4$  100,5



## Problema 2

El metanol se produce mediante reacción entre el dióxido de carbono e hidrógeno.



La alimentación al proceso contiene dióxido de carbono, hidrógeno y 0,4%m de inertes. El efluente del reactor pasa a un condensador que elimina todo el agua y el metanol formado pero nada de los reactantes o inertes. Las sustancias no separadas son recicladas al reactor. Para evitar una acumulación de inertes en el sistema se procede a purgar parte del reciclo.

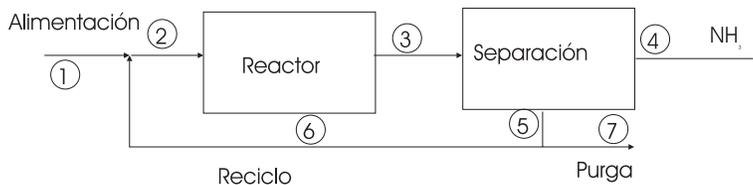
La alimentación al reactor (no al proceso) contiene 28%*m* CO<sub>2</sub>, 70,0%*m* de H<sub>2</sub> y 2,0%*m* de inertes. La conversión por paso de hidrógeno es de 60%.

Calcular los flujos molares y la composición de la alimentación al proceso, la alimentación al reactor, la corriente de reciclo y la corriente de purga para producir 155kmol/h de metanol.

### Problema 3 (Febrero de 2000)

En una planta de amoníaco, por problemas en el proceso de generación de gas, se alimenta el circuito de síntesis durante unos días en régimen estacionario con una mezcla de N<sub>2</sub> : H<sub>2</sub> de 1:2,9 y un contenido de inertes (A+CH<sub>4</sub>) del 1% en volumen, obteniéndose así una conversión del 15% molar en nitrógeno en el reactor, manteniendo la entrada al mismo constante el nivel de inertes en el 10%. El amoníaco formado por la reacción  $N_2 + 3H_2 \rightarrow 2NH_3$  se retira totalmente por condensación, recirculándose los gases al reactor después de purgar parte de ellos.

Determinar la tabla del balance de materia del proceso para las composiciones de las corrientes de entrada y de salida del reactor así como de la alimentación , purga y recirculación del circuito de síntesis, para una producción de 1t/h de NH<sub>3</sub>.



### Problema 4 (Julio de 2000)

Una de las etapas del proceso Solvay de fabricación de carbonato sódico (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) consiste en calcinar el bicarbonato sódico (NaHCO<sub>3</sub>) para obtener el carbonato sódico, además de CO<sub>2</sub> y agua. LA reacción que tiene lugar, de forma total, en el calcinador es al siguiente:



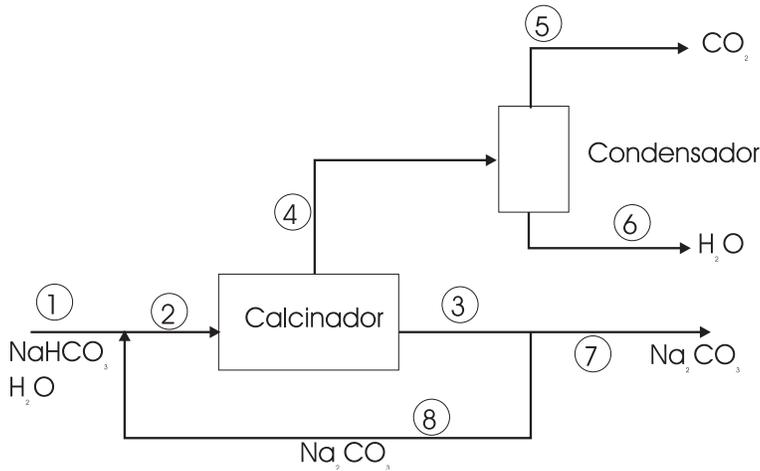
La totalidad del CO<sub>2</sub> y del agua salen por la corriente (4) hacia un condensador, que se supone trabaja en unas condiciones teóricas de presión y temperatura tales que condensa la totalidad el agua, que se retira por su parte inferior, (6), mientras que todo el CO<sub>2</sub> lo hace por la parte superior, corriente (5).

El carbonato sódico puro obtenido en el calcinador sale por (3), y, tras recircularse una parte, (8), a la cabeza del proceso, constituye el producto final, (7).

La corriente (1) entrante al proceso está formada por 1000kg/h de bicarbonato sódico húmedo (95% bicarbonato, resto agua). La entrada al calcinador, (2), debe tener un máximo de un 4% de agua. Se pide:

- Balance de materia de todas las corrientes.
- Si las condiciones teóricas en el condensador, en lugar de teóricas, fueran  $20^{\circ}\text{C}$  y  $760\text{mmHg}$  de presión, y sabiendo que la presión de vapor del agua a  $20^{\circ}\text{C}$  es de  $17,5\text{mmHg}$ , determinar la cantidad de agua que condensaría por la parte inferior y cómo serían las nuevas corrientes ⑤ y ⑥.

Datos: Pesos atómicos:  $\text{C}=12$ ,  $\text{O}=16$ ,  $\text{H}=1$ ,  $\text{Na}=23$

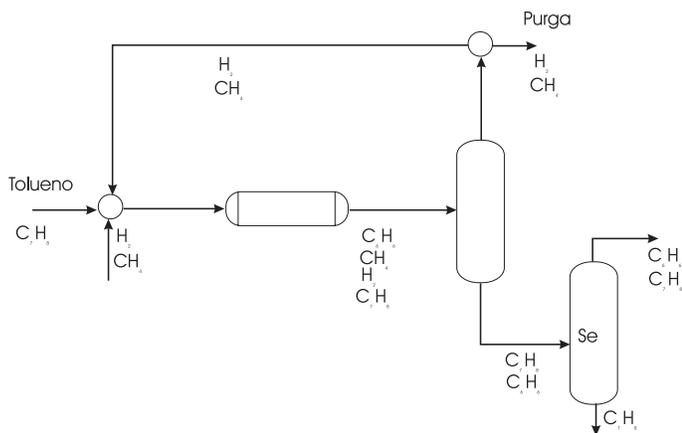


### Problema 5

Se dispone de una planta de hidrodealkilación de tolueno ( $\text{C}_7\text{H}_8$ ) a benceno ( $\text{C}_6\text{H}_6$ ) como la indicada en la figura. Se quieren obtener  $105,6\text{kmol/h}$  de benceno con una pureza del  $99,6\%$ . En el reactor tiene lugar la siguiente reacción,  $\text{C}_7\text{H}_8 + \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_6 + \text{CH}_4$ , con una conversión del  $75\%$ .

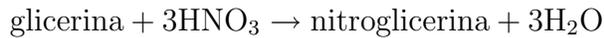
Determinar el balance de materia de la planta sabiendo que la corriente de alimentación del hidrógeno tiene de composición un  $95\%$  de hidrógeno y un  $5\%$  de metano  $\text{CH}_4$ .

Datos: Relación hidrógeno/tolueno a la entrada del reactor 5.  
La corriente de purga tiene un  $60\%$  de hidrógeno.



## Problema 6 (Septiembre 2001)

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.

# Problemas de balances de energía.

## Problema 1

Una corriente de gas de proceso a 400°C debe enfriarse rápidamente a 200°C, mediante contacto directo con benceno líquido a 20°C. La corriente caliente está compuesta por 40% de benceno, 30% de tolueno, 10% de metano y 20% de hidrógeno (% molares).

Se pide:

- 1) Realizar un análisis del grado de libertad del sistema, determinando también si los balances de materia y energía resultan independientes.
- 2) Calcular el caudal requerido de benceno frío, para un caudal de gas de 1000 mol/h, suponiendo que el enfriamiento ocurre adiabáticamente.

Datos:

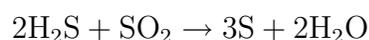
	C <sub>p</sub> (calores específicos medios válidos 10-500°C)
Benceno	
Tolueno	
Metano	
Hidrógeno	
Benceno líquido	

Punto de ebullición del benceno 80,3°C.

Calor latente del benceno 30763,4 J/mol

## Problema 2: Examen Febrero 2001

En una planta de recuperación de azufre se alimenta a un reactor una corriente de ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>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 reciclado) 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)

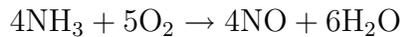
Sabiendo que la temperatura de entrada al reactor del ácido sulfhídrico es 200°C y la del dióxido de azufre (tanto fresco como reciclado) es de 300°C y que el calor de reacción a 450°C (reactivos y productos en fase gas) es -14kcal/mol de H<sub>2</sub>S, determinar la temperatura de la corriente de salida (1.5 pts).

Datos :

- Calor específico medio del dióxido de azufre 10.3kcal/kmol°C
- Calor específico medio del azufre gas 14kcal/kmol°C
- Calor específico medio del ácido sulfhídrico 9.6kcal/kmol°C
- Calor específico medio del vapor de agua 8.2kcal/kmol°C

### Problema 3: Examen Febrero 2001

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

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)

#### Problema 4: Examen Junio 2001

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:

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

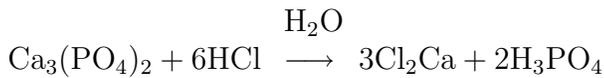
NOTA: Todos los porcentajes son molares. Datos:

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

# Problemas genéricos que engloban tanto balances de materia y energía como operaciones básicas.

## Problema 1 (Junio 1995)

Uno de los procedimientos de obtención de ácido fosfórico consiste en atacar la roca fosfórica (mayoritariamente fosfato tricálcico) con ácido clorhídrico, en medio acuoso, según la reacción:



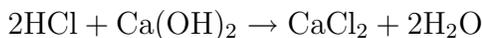
Se utiliza un exceso del 10% de HCl sobre el estequiométrico, con lo que se consigue un rendimiento del 100%. El cloruro cálcico y el ácido fosfórico resultantes, así como el HCl en exceso, quedan disueltos en agua, mientras que la materia orgánica presente en la roca permanece en suspensión.

Se dispone de una corriente de 50 t/h de roca fosfórica con el siguiente análisis (% en peso):

$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 = 94\%$ ; Humedad ( $\text{H}_2\text{O}$ )=5,5%; Materia orgánica= 0,5%.

La roca ① se trata con HCl acuoso (15% HCl, 85% agua) en exceso ②. LA corriente resultante ③ se envía a un sedimentador, donde se elimina por el fondo ④ la totalidad de la materia orgánica. La cantidad de solución presente en la corriente de fondo ④ es de 4 toneladas por tonelada de materia orgánica eliminada.

El rebose ⑤ se envía a un recipiente, en donde la totalidad del HCl residual se neutraliza con hidróxido cálcico sódico ⑥, según la reacción:



La corriente ⑦ resultante, 295,6 t/h, tiene la siguiente composición (% en peso):

$\text{H}_3\text{PO}_4 = 10,02\%$ ;  $\text{CaCl}_2 = 18,72\%$ ;  $\text{H}_2\text{O} = 71,26\%$

Calcular:

- 1) Caudales y composición, en t/h y en % en peso, de las corrientes ③, ④, ⑤.
- 2) Cantidad de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  que se adiciona en ⑥. Comprobar la composición de ⑦.

Para separar el ácido fosfórico del agua y del cloruro cálcico, la corriente ⑦ se trata, en un sistema de extracción líquido-líquido multietapa en contracorriente, con 74 t/h de metil-etil-cetona (MEK). La MEK actúa como extractante del fosfórico, de forma que se obtiene un residuo final (refinado) con un 1% de ácido fosfórico (el resto es agua y cloruro cálcico).

Calcular:

- 3) Caudal y composición aproximada de extracto y refinado. Representétese en el diagrama de equilibrio adjunto los puntos correspondientes a las corrientes entrantes y salientes de la extracción, así como los puntos suma y diferencia.
- 4) Número de etapas teóricas de equilibrio necesarias para la separación indicada. Interpolar rectas de reparto si es necesario.

Peso moleculares:  $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 = 310$ ;  $\text{HCl} = 36,5$ ;  $\text{CaCl}_2 = 111$ ;  $\text{H}_3\text{PO}_4 = 98$ ;  $\text{Ca}(\text{OH})_2 = 74$ ;  $\text{H}_2\text{O} = 18$

NOTAS: En la extracción considérese la suma de  $\text{CaCl}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  como un compuesto único. El diagrama de equilibrio representa porcentajes en peso.

### Problema 2 (Junio 1993)

Se utiliza una columna de destilación de platos, que funciona en continuo con una relación de reflujo externo (L/D) igual a 1, para separar una mezcla de metanol-agua al 50%p. El caudal de alimentación es de 100 t/h y se introduce en la columna en fase líquida a la temperatura de ebullición.

La corriente de fondo (B) está constituida por 2700kmol/h de agua y 142 kmol/h de metanol y su temperatura es de 80°C. La presión absoluta por encima del nivel de líquido en el fondo de la columna es de 650mmHg.

Como se indica en la figura inferior, una bomba centrífuga (situada 2m, por debajo del nivel de líquido del fondo de la columna) succiona el producto de fondo (B) y lo impulsa a un depósito presurizado a 2kg/cm<sup>2</sup> manométricos, cuyo nivel de líquido está a 10m. de altura por encima de la bomba. La tubería de aspiración es de 100mm de diámetro y tiene una longitud equivalente (incluyendo todos los accesorios) de 10m. La tubería de impulsión es de 80mm. de diámetro y tienen una longitud equivalente total de 100m.

- Realizar un balance de materia de toda la columna.
- Calcular el número de platos teóricos que tiene la columna en sus dos secciones ,por encima y por debajo de la alimentación.
- Determinar el caudal volumétrico, la presión absoluta en la aspiración de la bomba y el NPSH disponible.
- Calcular la altura manométrica de la bomba en las condiciones de funcionamiento normal.

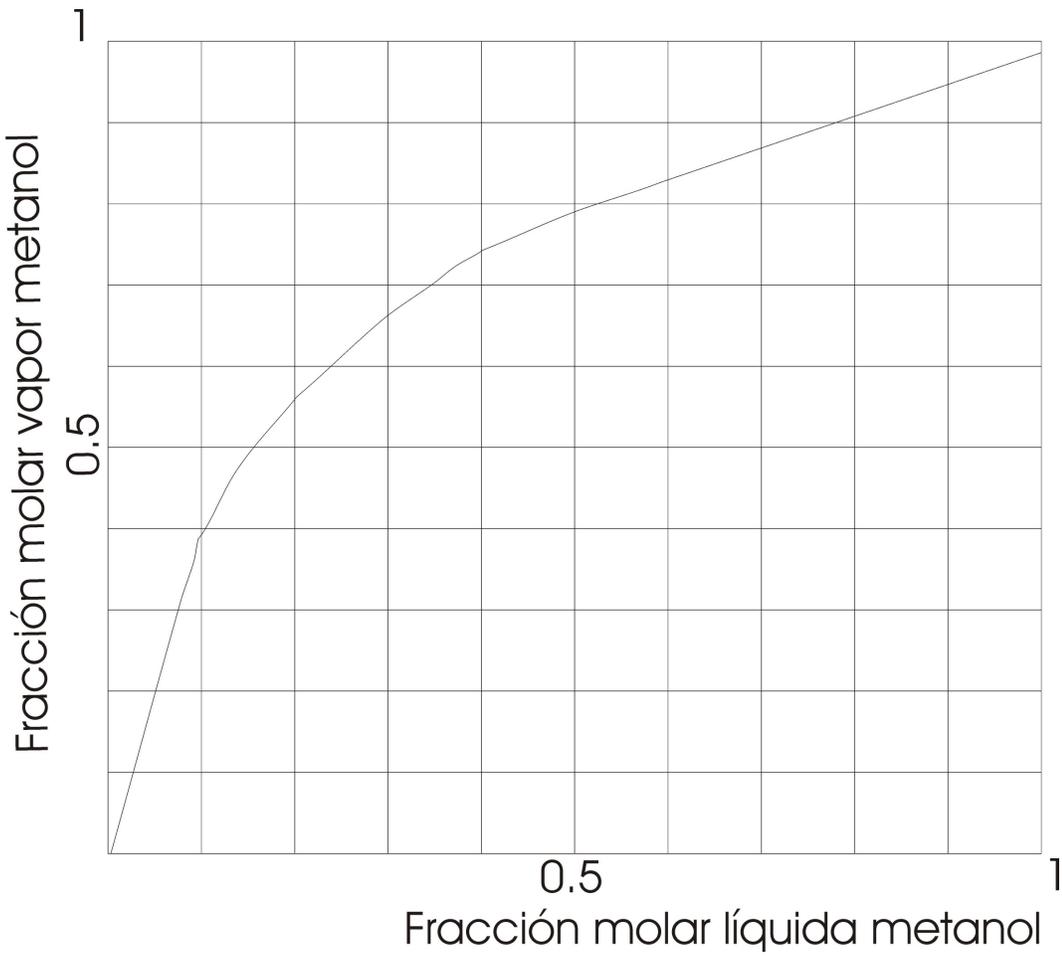
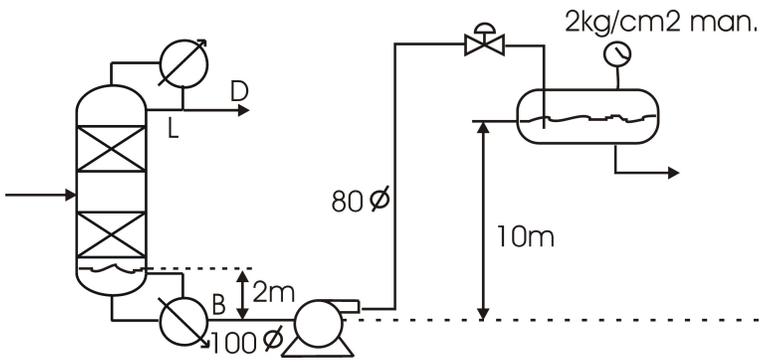
Notas:

Usar el diagrama x-y en fracciones molares que se adjunta

Densidad del agua con metanol a 80°C= 0.9

Viscosidad del agua con metanol a 80°C 0.6cP (6\*10<sup>-4</sup> kg/ms)

Supóngase que la temperatura en la aspiración de la bomba es la misma que en el fondo de la columna. Valor de la presión atmosférica en ese lugar 1kg/cm<sup>2</sup>. 1mmHg<>13.6kg/cm<sup>2</sup>



### Problema 3 (Septiembre 1992)

Una mezcla líquida de 100 kmol/h de heptano y octano a 30°C con un 35% en moles de heptano se precalienta y se somete a una destilación "flash" hasta una determinada presión, de forma que se obtiene un vapor con el 45% en moles de heptano.

Teniendo en cuenta el diagrama adjunto temperatura-composición a esa presión, determinar:

- Concentración y temperatura del líquido de salida del flash (cálculo gráfico)
- Relación en moles entre la cantidad de vapor y la de líquido (calcularla gráficamente y comprobar el resultado analíticamente). Expresar la misma relación en términos másicos.
- Calor que es necesario aportar en el precalentamiento previo al flash.
- Agua necesaria para condensar y subenfriar a 80°C el vapor producido, sabiendo que el agua entra a 20°C y sale del condensador a 35°C.
- Representación gráfica, sobre el diagrama x-y, de la evolución del balance de materia durante el flash.

Datos:

Calores específicos medios (kcal/kg°C):

Heptano(l) = 0.58

Heptano(v) = 0.45

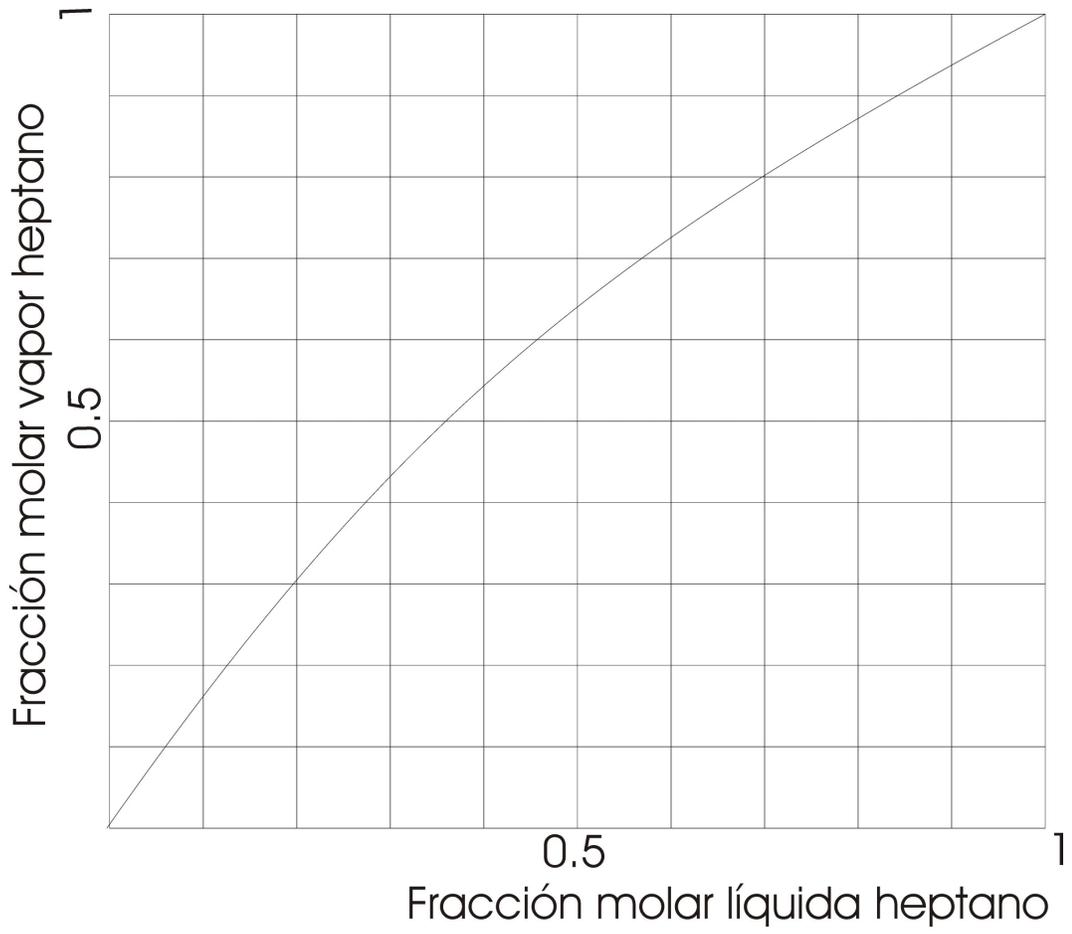
Octano(l) = 0.56

Octano(v) = 0.45

Calores de vaporización a 80°C (kcal/kg):

Heptano = 80

Octano = 80



#### Problema 4 (Septiembre 1997)

Una corriente A (10 kmol/h) formada por benceno y tolueno (fracción molar 0.55 en benceno) se somete a una destilación flash, pasando al estado vapor el 40% de la alimentación. El vapor V resultante se condensa y enfría desde la temperatura del flash hasta 25°C, enviándose a almacenamiento.

El líquido L procedente del flash es una mezcla benceno-tolueno que se enfría también desde la temperatura del flash hasta 25°C, constituyendo el disolvente utilizado en el proceso de extracción que se describe a continuación.

En dicho proceso, se trata de extraer el aceite contenido en unas semillas. La alimentación F está formada por 500 kg/h de semillas (sólido inerte) y 300 kg/h de aceite. Se trata en contracorriente con la mezcla benceno-tolueno enfriada procedente del flash (S) (A todos los efectos, se considerará la mezcla benceno-tolueno como un disolvente único y puro). Como resultado del proceso, se extrae el 90% del aceite presente en las semillas, que junto con 293 kg/h de disolvente, constituye el extracto E.

Se pide:

- Calcular la cantidad y composición, en peso y en moles, de las corrientes V y L.
- Hallar la temperatura  $T_f$  del flash. Dibujar en ambos diagramas el proceso de destilación, indicando en su caso los puntos representativos de las corrientes y las rectas L/V.
- Calcular el calor a evacuar en los enfriadores 1 y 2.
- Calcular la composición de R y E, y situar en el diagrama de equilibrio de extracción los puntos representativos de las cuatro corrientes, así como los puntos suma y diferencia.
- Hallar el número de etapas teóricas necesarias para llevar a cabo la extracción descrita y calcular el número de etapas reales si la eficacia de etapa es de un 50%.

Datos:

Peso molecular benceno: 78, tolueno: 92

Calor específico benceno: 0.43 kcal/kg°C y tolueno: 0.46 kcal/kg°C

Calor latente benceno: 90 kcal/kg y tolueno 92 kcal/kg.

#### Problema 5 (Septiembre 1996)

Se queman en un horno 300 kg/h de azufre elemental (corriente 1) con un 98% en peso de riqueza en azufre, en presencia de aire (2), para obtener SO<sub>2</sub>. Se introduce el aire estequiométrico necesario para que se verifique la combustión dada por la ecuación:

El azufre no se quema en su totalidad. El azufre sin quemar y las impurezas presentes en la entrada se eliminan en las cenizas (3) y se comportan como inertes. Se supone que no hay transformación a SO<sub>3</sub>.

Los gases (4) salientes del horno tienen una temperatura de 400°C y la siguiente composición en peso:

Una parte (60%) de los gases salientes del horno se destina a la fabricación de ácido sulfúrico(5), mientras que el 40% restante (6), tras enfriarse a 20°C, se dedica a la obtención de una disolución acuosa de SO<sub>2</sub>, utilizada en la industria del papel.

Para ello, los gases se llevan a una torre de absorción, donde se ponen en contacto con agua en contracorriente (7). El agua absorbe el 96% del SO<sub>2</sub> entrante, saliendo por la parte inferior una disolución acuosa(8) de SO<sub>2</sub> (15% en peso de SO<sub>2</sub>, resto agua). El SO<sub>2</sub> no absorbido sale por la parte superior (9), junto con la totalidad de la mezcla (O<sub>2</sub>+N<sub>2</sub>) entrante en (6), sin arrastres de agua. La mezcla oxígeno y nitrógeno se considerará como el gas inerte en la absorción.

Determinar:

- a. Caudal de aire (en kg/h) necesario para la combustión, porcentaje en peso de azufre quemado a SO<sub>2</sub>, caudal y composición de los gases salientes.
- b. Calor a eliminar en el sistema de refrigeración
- c. Caudal de agua que debe entrar en la columna de absorción.
- d. Calcular la composición de todas las corrientes entrantes y salientes en la absorción, y situar en el diagrama de equilibrio adjunto los puntos representativos de dichas corrientes. Dibujar la recta de operación y calcular el número de etapas teóricas de equilibrio con que opera la columna.
- e. Hallar gráficamente el punto correspondiente al caudal mínimo de agua y calcular el valor del mismo.

Datos:

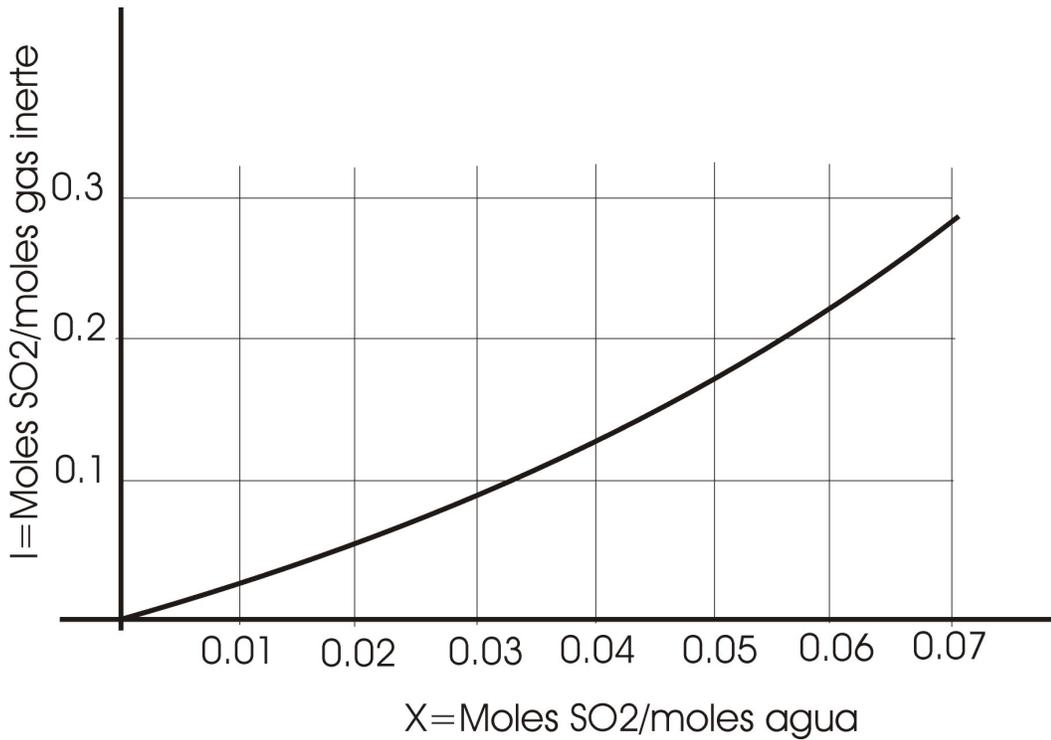
Calores específicos (kcal/kg°C) en el intervalo 20-400°C:

Oxígeno=0.23, Nitrógeno=0.25 y SO<sub>2</sub>=0.16

Composición en volumen del aire: 21% oxígeno y resto nitrógeno.

Pesos atómicos . O=16,N=14,S=32

El diagrama de equilibrio está expresado en moles/moles.



Problemas de operaciones básicas.

## ***NPSH***

### **Problema 1**

La bomba de alimentación de tolueno del proceso de la figura , P-101, aspira del tanque TK-101 que está a presión atmosférica y una temperatura del fluido que puede llegar a 59°C. La bomba se implanta a 2m por debajo del nivel de líquido del tanque, y la distancia entre éste y la brida de aspiración de la bomba es de 10m de longitud equivalente de tubería. Se ha sugerido utilizar una línea de succión de 1 pulgada de acero comercial.

Determinar si este diámetro es correcto y si no cuál debería ser.

Datos:

Presión de vapor de tolueno  $\ln(P_v) = 10,97 - 4203,06/T(K)$ .

Viscosidad  $4,110^4 \text{ kg/ms}$ .

Densidad  $830 \text{ kg/m}^3$ .

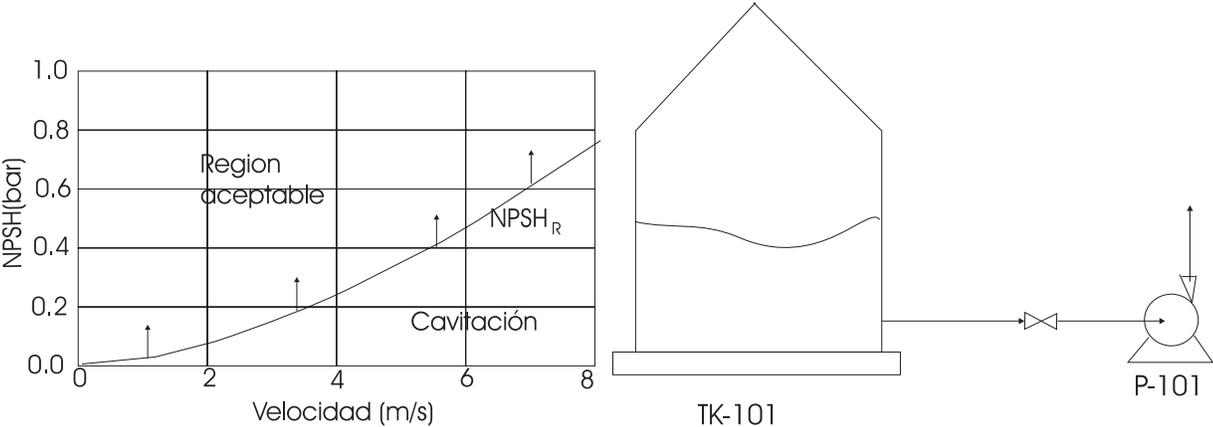
Caudal  $13300 \text{ kg/h}$ .

Diámetro interior de tubería de 1 pulgada  $0,02664$ , de 2 pulgadas  $0,0525$ .

Rugosidad de la tubería  $0,000046$ .

Gráfico de cálculo del factor de fricción.

Gráfico de NPSH requerido en función de la velocidad del fluido.

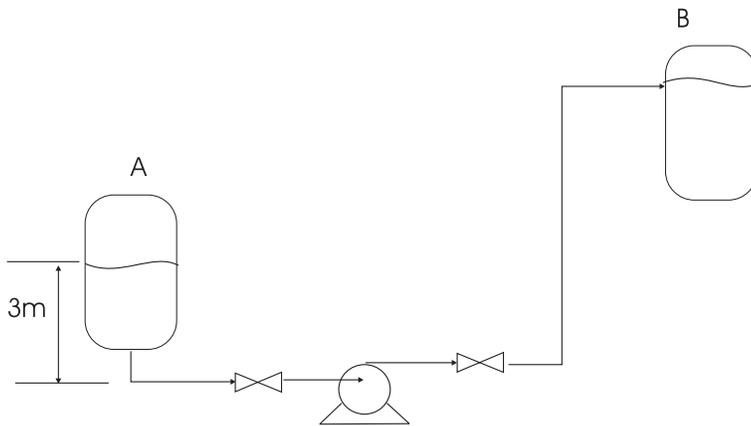


## Problema 2

La bomba de la figura trasvasa desde el depósito A hasta el B un caudal de  $106\text{m}^3/\text{h}$  de un líquido aceitoso según el esquema de la figura. La tubería de aspiración es de 8 pulgadas y la de impulsión de 6 pulgadas. A la temperatura de bombeo el aceite tiene un peso específico de  $0,88\text{g}/\text{cm}^3$  y una viscosidad de  $20\text{cp}$ . La presión de vapor a la temperatura de bombeo es de  $16\text{kg}/\text{cm}^2$ . El depósito A está a  $16\text{kg}/\text{cm}^2$  y el B a  $20\text{kg}/\text{cm}^2$ . La longitud equivalente desde A a la aspiración es de  $32\text{m}$  y de la impulsión a B es de  $220\text{m}$ .

Calcular:

- NPSH disponible de la instalación
- Altura manométrica de la bomba.

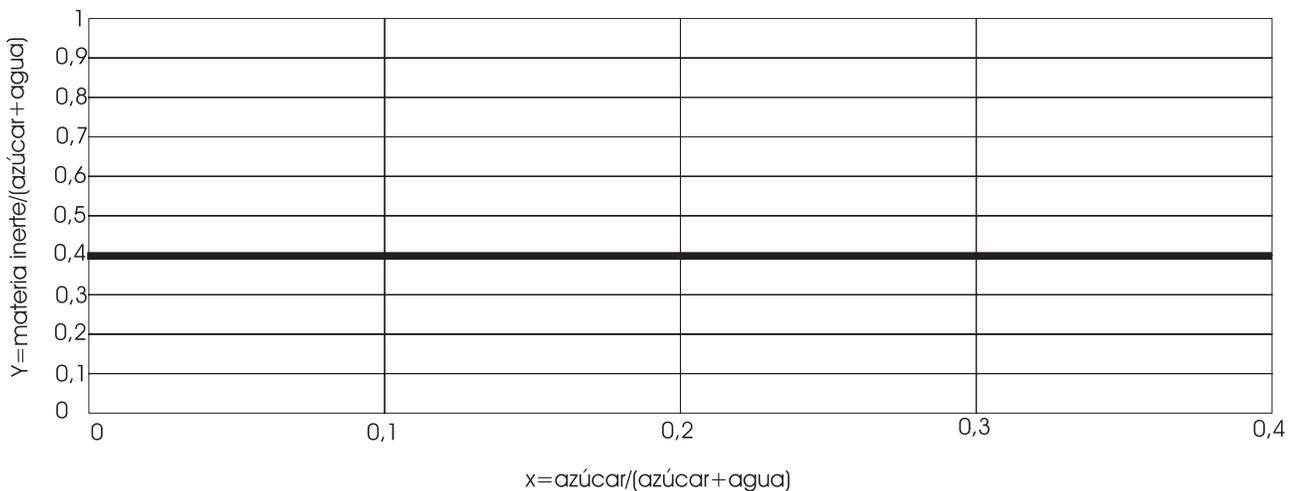


## Extracción S-L

### Problema 3 (Julio 2000)

El azúcar contenido en la remolacha se extrae con agua caliente mediante un sistema de extracción de múltiples etapas en contracorriente. Se desea proyectar una planta que trate 20t/d de remolacha (de composición media 22,22%p azúcar, 33,33% DE AGUA Y 44,5% de materia sólida inerte) con agua caliente para separar el 95% del azúcar en forma de una solución de concentración de 0,16kg de azúcar por kg de disolución. Experimentalmente se ha encontrado que cada kg de sólido inerte retiene 2,5kg de disolución exenta de sólidos. Calcular la cantidad diaria de agua caliente a emplear, y, utilizando el diagrama adjunto, el número de etapas ideales necesarias.

### Equilibrio de Extracción



### Problema 4

En una planta que funciona en contracorriente se someten a extracción unas semillas que contienen un 20%p de aceite, recuperándose un 90% del aceite en una disolución conteniendo el 50%p de aceite. Si la extracción se realiza con disolvente puro, y en la corriente inferior se separa 1kg de disolución por cada 2kg de material insoluble, determinar el número de etapas ideales requeridas.

## Extracción L-L

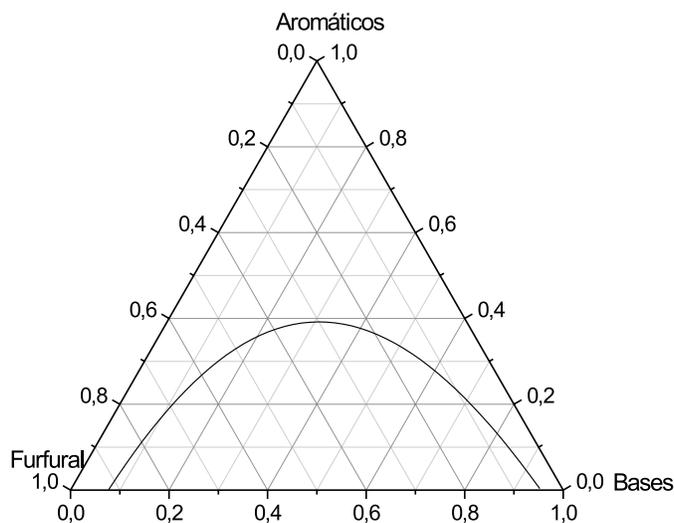
### Problema 5 (Febrero 2000)

Uno de los procesos de preparación de bases para aceites lubricantes en refinería consiste en eliminar aromáticos para reducir la dependencia de la viscosidad con la temperatura de los futuros lubricantes. La eliminación de aromáticos de las bases se realiza mediante extracción con furfural en una columna, en contracorriente. El furfural extrae los aromáticos de las bases, y deja éstas con un escaso contenido en aromáticos.

Una corriente de bases F formada por un total de 2000t/h, con un 40% de aromáticos (resto, bases) se trata en contracorriente con otra S formada por furfural prácticamente puro. LA relación de furfural alimentación es 1,04/1. AL composición de aromáticos en el refinado R es de un 4%. Con ayuda del diagrama de equilibrio adjunto, se pide:

- Situar en el diagrama de equilibrio adjunto los puntos representativos de alimentación, disolvente, extracto y refinado, así como los puntos suma y diferencia.
- Realizar el balance de materia completo, calculando las corrientes salientes y su composición, comprobando que se verifican los balances de materia.
- Calcular el número de etapas teóricas que se necesitan para llevar a cabo la separación deseada, así como el número de etapas reales si al eficacia de cada etapa es del 80%.

Notas: Todas las cantidades y porcentajes del problema están expresadas en peso. Se considerarán las rectas de reparto como líneas horizontales.



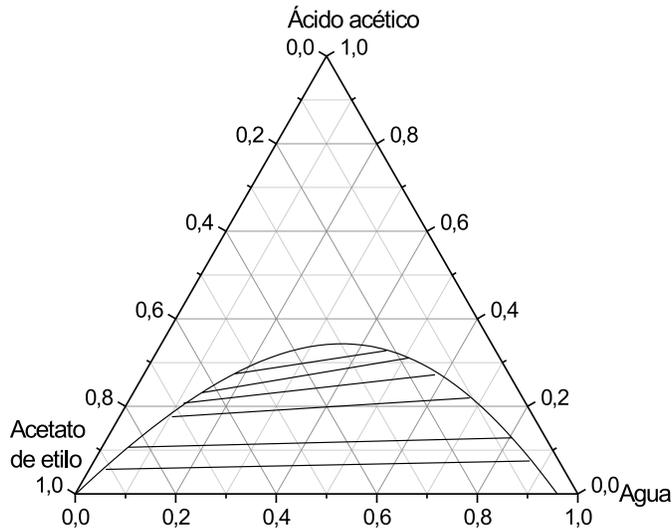
## Problema 6

De un proceso orgánico se obtiene un subproducto consistente en una mezcla de ácido acético y agua la 25%p del primero. La separación del ácido acético del agua no es económica mediante destilación por necesitarse un excesivo número de platos, por lo que se decide efectuar previamente una extracción L-L. El disolvente elegido es una mezcla de benceno y acetato de etilo al 80%p del segundo cuyas relaciones de equilibrio con el sistema acético-agua a la temperatura de operación (20°C) se muestran en el diagrama triangular adjunto. A todos los efectos la mezcla de benceno y acetato podrá considerarse como una única especie química que actúa como disolvente (acetato de etilo en el diagrama).

Tanto por razones económicas como de contaminación la concentración de acético en el refinado final debería reducirse al mínimo.

La producción de acético diluido es de 3000kg/h y se dispone de un máximo de 6000kg/h de disolventes para efectuar la extracción.

Determinése el número de etapas ideales necesario para conseguir la separación deseada.



## Destilación

### Problema 7

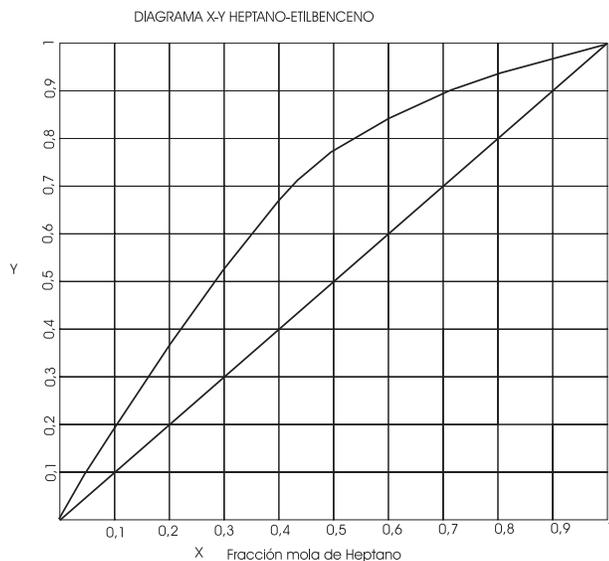
Una mezcla compuesta por un 42% en moles de heptano y un 58% en moles de etil-benceno se destila a presión atmosférica en una columna, obteniéndose un destilado con un 97% en moles de heptano y unos fondos con un 99% en moles de etil-benceno. SI la alimentación se introduce como una mezcla líquido-vapor, con un 40% de vapor y se utiliza un reflujo de 2,5 (L/D), determinar por cada 1000 kmoles de alimentación:

- Caudales de cabeza y fondo.
- Calores eliminado y aportado en el condensador y hervidor respectivamente.
- Número de etapas teóricas necesario.
- Reflujo mínimo.
- Número de etapas a reflujo total.

Datos:

	Heptano	Etil-benceno
Densidad	0,611	0,795
Calor latente (kcal/kmol)	7575	8600
Calor específico líquido (kcal/kmol°C)	51,9	43,4
Calor específico gas (kcal/kmol°C)	39,8	30,9

Diagrama de equilibrio y-x:



## Problema 8 (Septiembre de 2000)

Se quiere proyectar una columna de destilación de platos para separar en continuo una corriente F formada por 1000kg/h (45% de benceno, 55% de tolueno en peso). Se desea obtener una fracción molar de 0,96 en benceno en el destilado D, y unas colas B con una fracción molar 0,04 en benceno. La columna va a trabajar con una relación molar de reflujo externo  $L/D=2$  y la alimentación entrará como líquido saturado a su temperatura de ebullición.

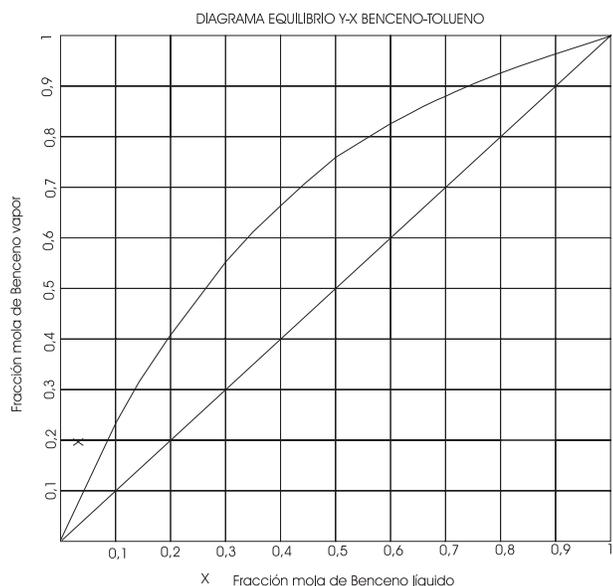
Se pide:

- Caudal y composición, en kg/h y kmol/h de las corrientes F, D y B, comprobando que se verifica el balance de materia.
- Con ayuda del diagrama equilibrio A, calcular el número de etapas de equilibrio necesarias para realizar la separación prevista, indicando claramente los puntos representativos de las corrientes, la recta q y el trazado de las etapas.
- Mediante el diagrama B, calcular y dibujar el caso de número de etapas infinito y el caso del número mínimo de etapas. ¿Qué significado tienen ambos casos en cuanto a la separación?

Datos:

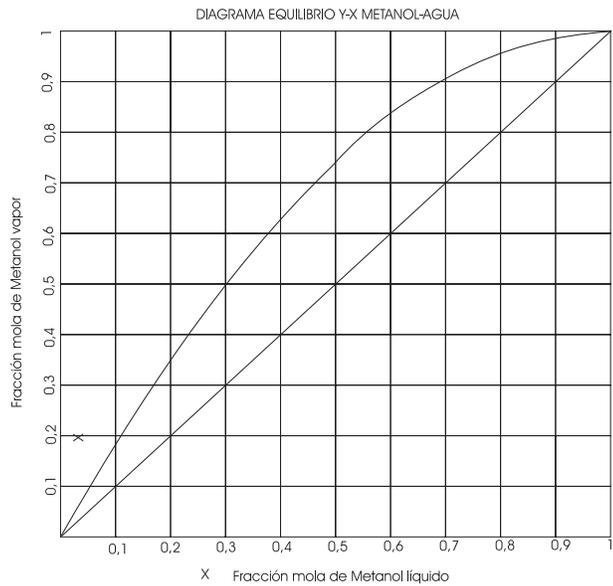
Pesos moleculares: Benceno ( $C_6H_6$ )=78, Tolueno ( $C_6H_5 - CH_3$ )=92

Los diagramas de equilibrio que se adjuntan representan fracciones molares.



## Problema 9 (examen)

Una columna de destilación se alimenta con una corriente compuesta por metanol 60% y el resto de agua (porcentajes en peso). La corriente tiene una caudal de 1000kg/H. Si se quiere obtener una composición en la cabeza de un 96% de metanol y un 4% de metanol en las colas (fracciones molares) calcular el reflujo mínimo y a partir de este el reflujo a utilizar en la operación de la columna así como el número de etapas correspondientes a este reflujo.



## Problema 10 (Febrero 1993)

La figura representa un proceso de recuperación de acetona de una mezcla acetona-1,1,2-tricloroetano, mediante extracción líquido-líquido, utilizando agua como disolvente extractor. Una columna de destilación separa la acetona de la agua, reciclándose ésta de nuevo a la extracción.

Una corriente (600kg/h) constituida por acetona (67.5%) y 1,1,2-tricloroetano (32.5%) se somete a una extracción líquido-líquido en etapas y contracorriente. El disolvente utilizado 420kg/h es una mezcla de agua (98.1%) y acetona (1.9%). Sabiendo que el extracto está formado únicamente por agua (50%) y acetona (50%) y que el refinado sólo contiene tricloroetano y acetona, calcular:

- a. Cantidad en kg/h de extracto y refinado. Composición de este último.
- b. Sobre el diagrama ternario de equilibrio, situar los puntos representativos de las cuatro corrientes, así como los puntos suma (M) y diferencia. Comprobar en forma aproximada mediante el gráfico, los resultados obtenidos en el apartado 1) y hallar el número de etapas teóricas necesarias para conseguir los resultados previstos.

El extracto obtenido anteriormente se envía a una columna de destilación de platos. Se calienta previamente entrando líquido a su temperatura de ebullición. El destilado tiene una composición de 0.955 en fracción de molar de acetona, y las colas de 0.994 en agua. Tras ajustar la composición mediante un pequeño aporte de agua (reposición del agua que se pierde por el destilado) las colas previo enfriamiento, se reciclan a la extracción, constituyendo el disolvente de entrada a la misma.

- c. Situar los puntos de alimentación, colas y destilados (fracciones molares) en el diagrama de McCabe Thiele, dibujando las rectas de alimentación y de operación, para una relación de reflujo externa  $L/D=1$ .
- d. Calcular el número de etapas teóricas necesarias en esas condiciones para conseguir la separación deseada.

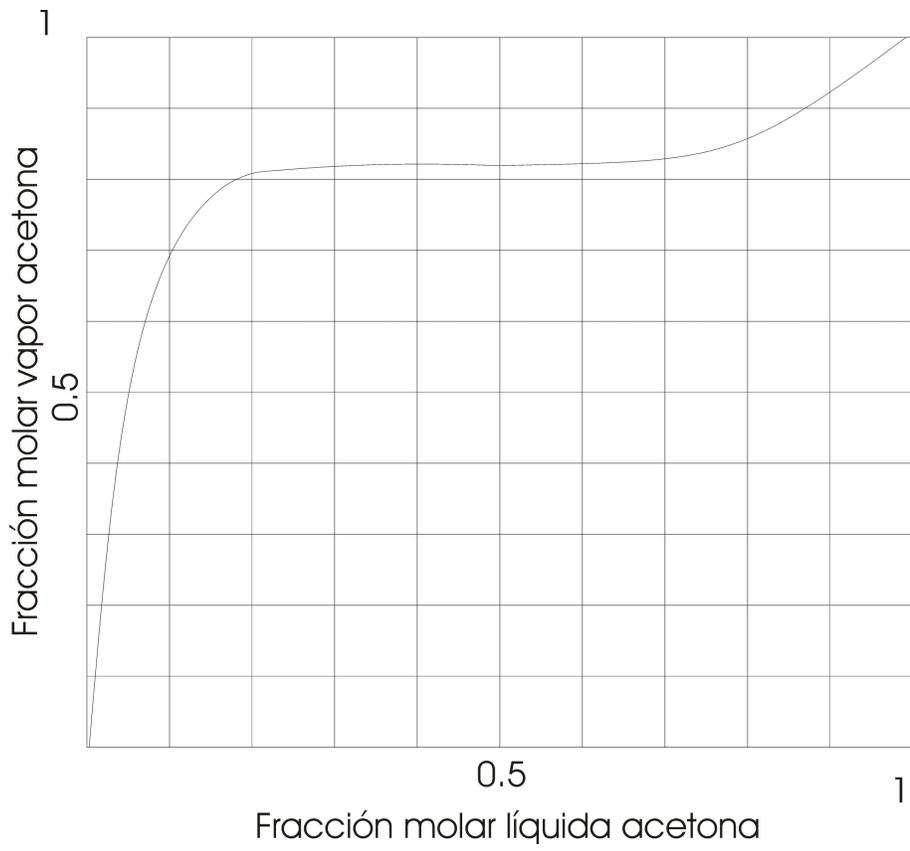
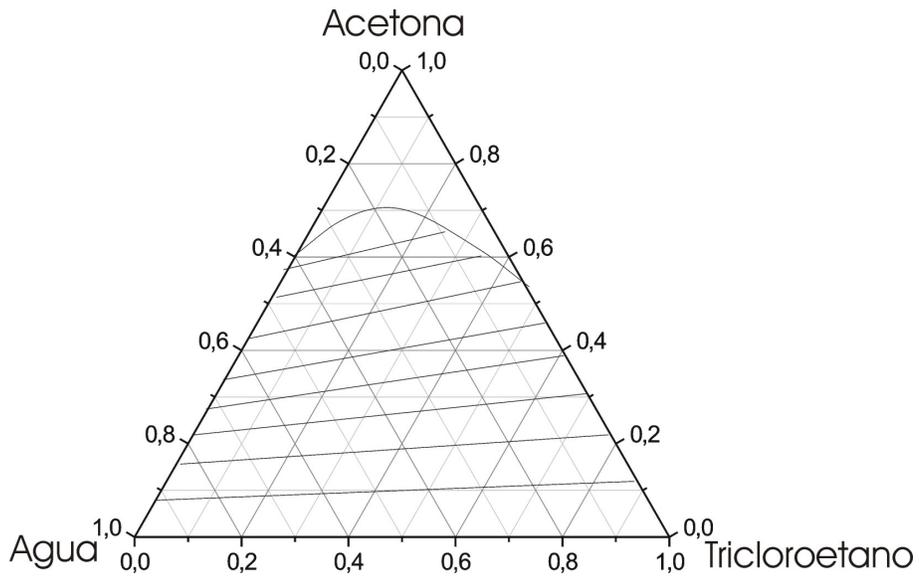
Datos:

Peso molecular de la acetona 58.

Los datos ternarios se representan en peso.

Los datos del diagrama de McCabe Thiele se dan en fracciones molares.

Nota: Interpolar entre las rectas de reparto si fuera necesario.



### Problema 11 (Junio 1999)

Se desea separar y condensar el amoníaco de una corriente de 100kmol/h de una disolución de agua con un contenido de amoníaco del 20% molar mediante destilación en una torre de platos. La alimentación se calienta para la entrada a la torre hasta su puntos de ebullición. La corriente de vapor de cabeza a a condensación total se desea que produzca una solución producto concentrada en amoníaco del 95% molar y que la torre opere con un reflujo molar L/D de 3.

Determinar aproximadamente a partir del diagrama de McCabe Thiele:

- El número de etapas teóricas necesarias para obtener en cola una gua con un 1% molar de amoníaco.
- El balance de materia de la columna con los kmoles de destilado colas y los flujos de líquido y vapor en la columna en las secciones de rectificación y agotamiento.

Datos: Se suministra la curva de equilibrio líquido-vapor a presión atmosférica, donde x e y son las fracciones molares del componente más volátil (amoníaco).

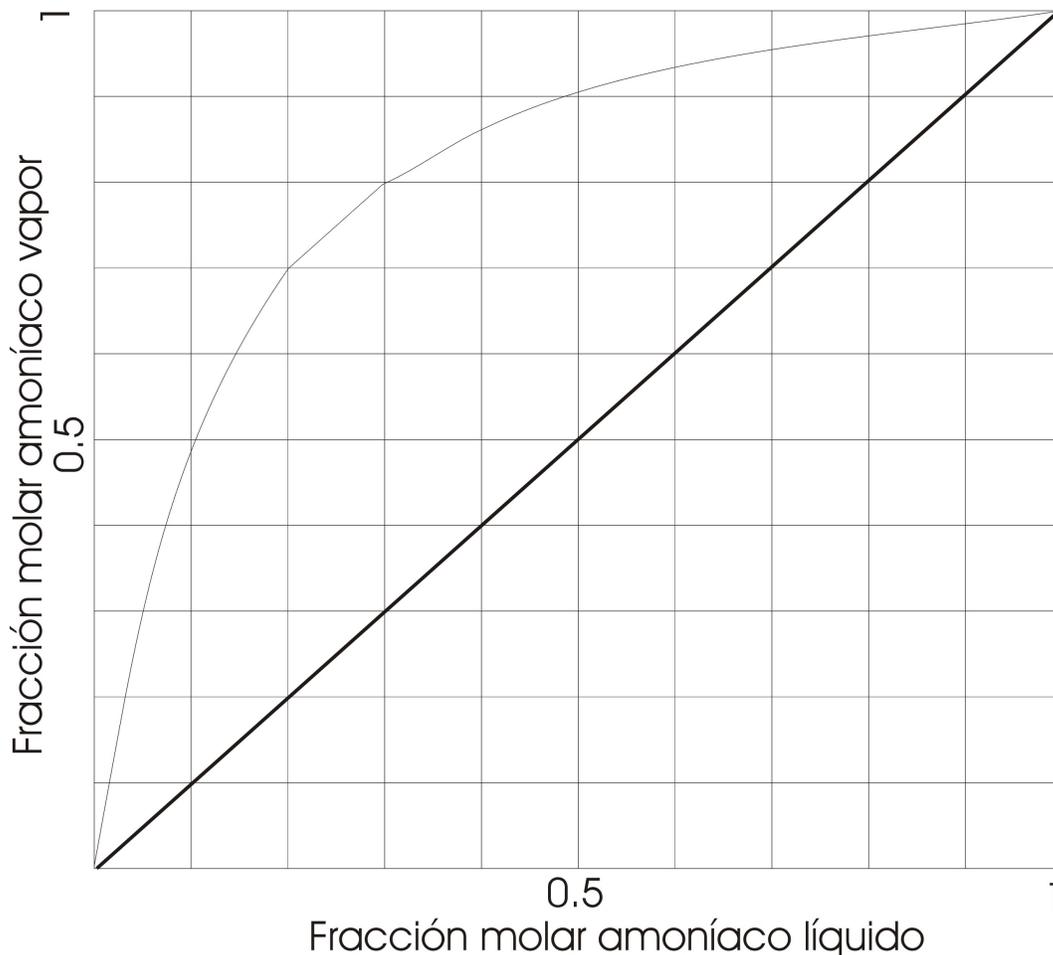


Figura 1:

## Problema 12 (Junio 2001)

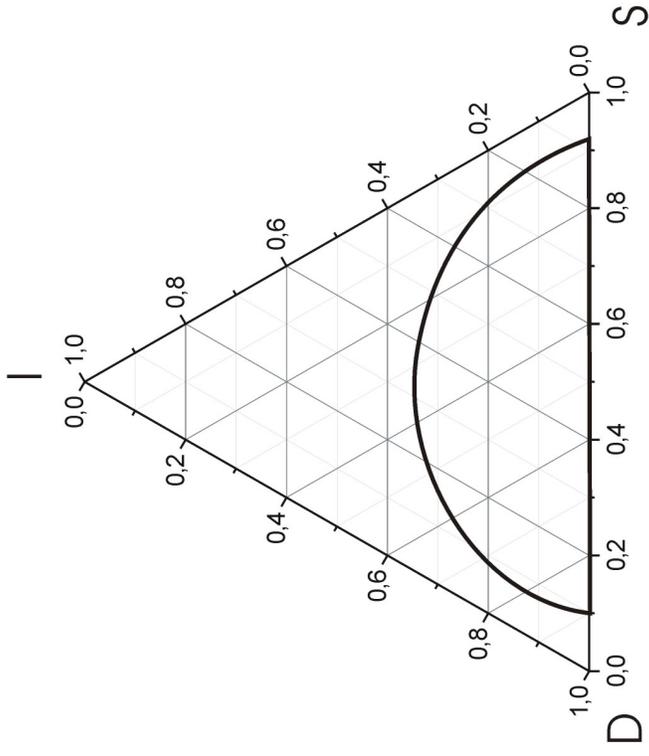
Se dispone de un producto líquido compuesto por las especies I y S. Se quiere extraer la especie S pues tiene un alto valor económico en relación con I. Para realizar la separación se alimenta el producto a una columna de extracción líquido-líquido y se trata en contracorriente con un disolvente selectivo, 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:

- a. Los puntos representativos de la alimentación, disolvente, extracto, refinado y los puntos suma y diferencia en el diagrama adjunto.(3 ptos.)
- b. Realizar el balance de materia completo. (2 ptos.)
- c. 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 ptos)

NOTAS: Todos los porcentajes están en peso.

Considérense las líneas de reparto como líneas horizontales.



### Problema 13 (2 Febrero 2001)

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.)

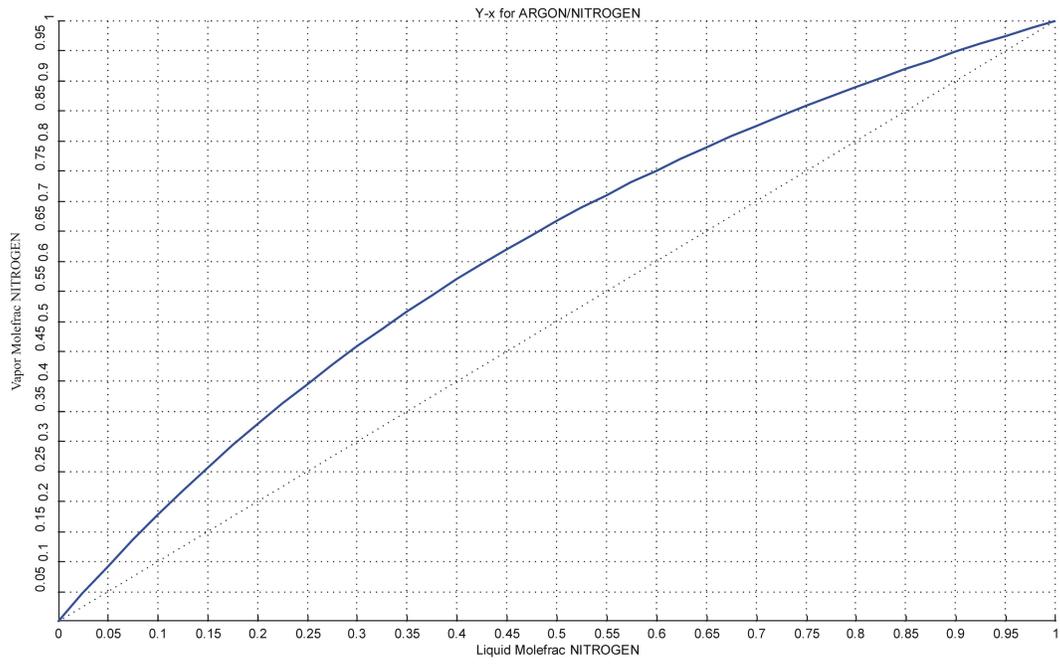


Figura 2:

### Problema 14 (12 Febrero 2001)

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

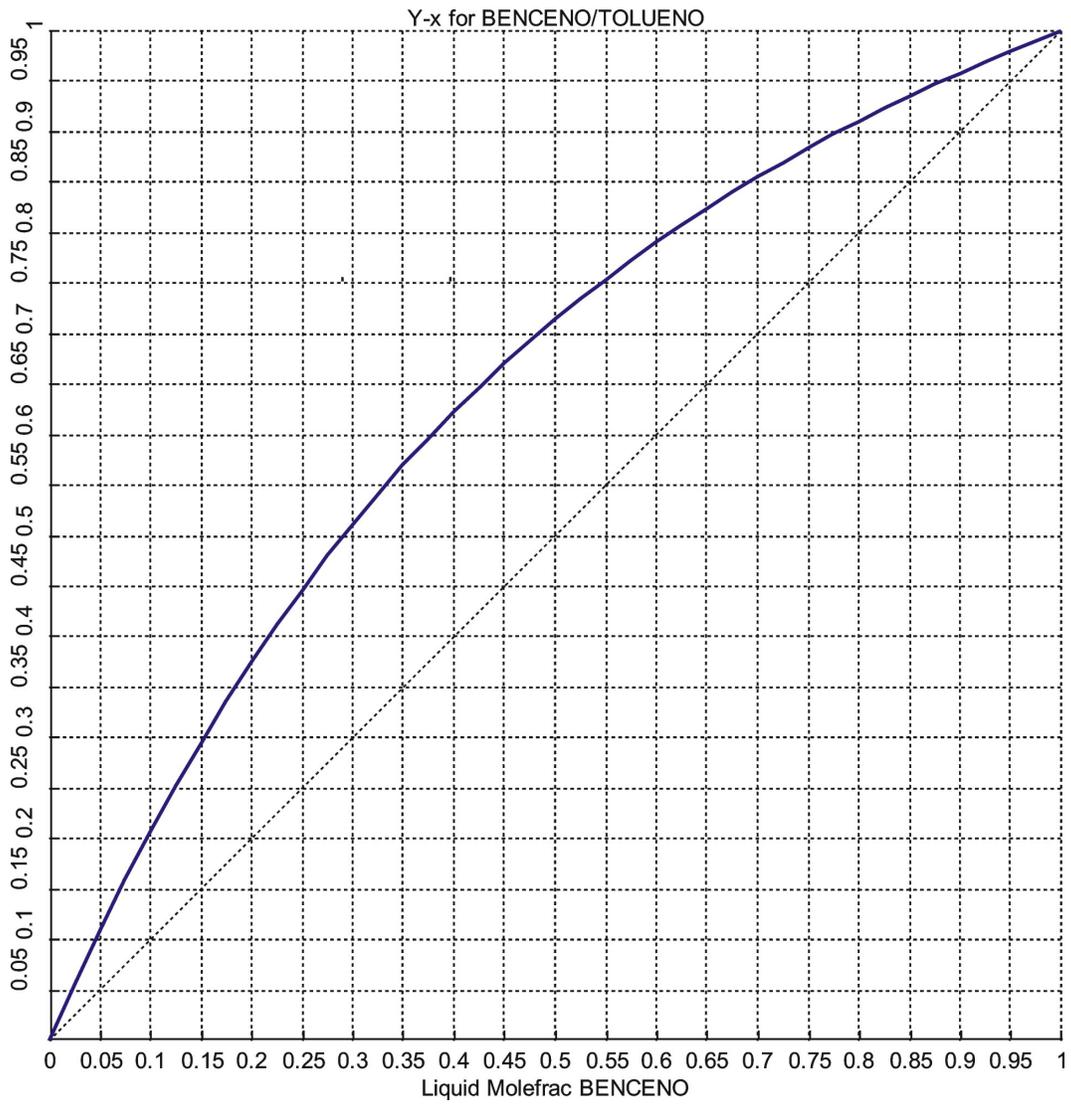


Figura 3:

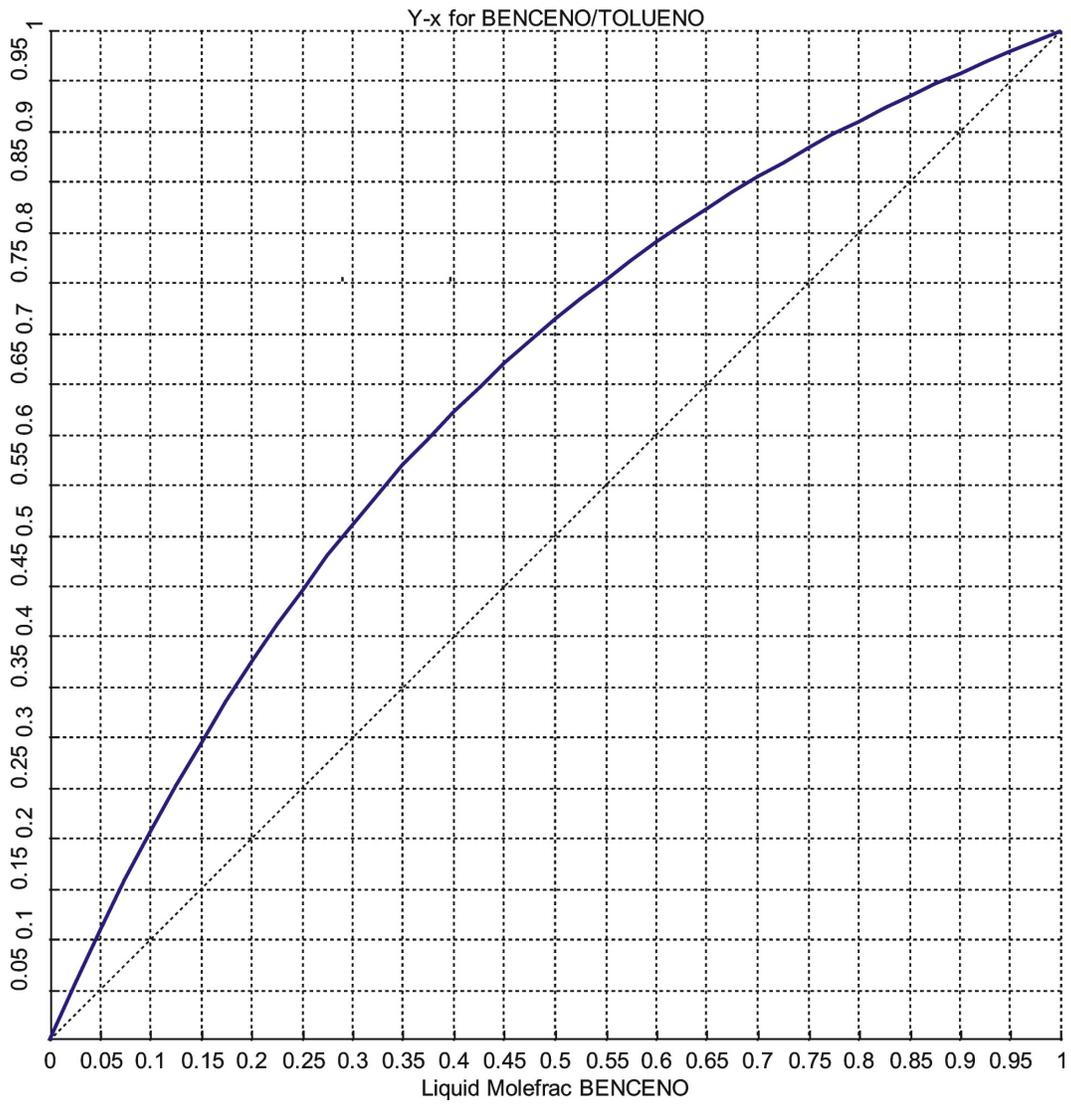


Figura 4:

### Problema 15 (Septiembre 2001)

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:

- a. Caudal y composición de la alimentación.(1.5 ptos.)
- b. Los puntos representativos del extracto, refinado y el punto diferencia en el diagrama adjunto. (1 ptos.)
- c. 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.

