ASIGNATURA: Ingeniería Química Problemas
Introducción
Tema 1: Conceptos fundamentales
Balances de materia y energía
Tema 2: Ecuaciones de conservación
Tema 3: Balances de materia
Tema 4: Balances de energía
Operaciones básicas
Tema 5: Introducción a las operaciones de separación
Tema 6: Operaciones de separación escogidas
Reactores químicos
Tema 7: Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Tema 8: Sistemas de reacción homogéneos
Procesos industriales
Tema 9: Procesos industriales escogidos

Volver a:	
Ingeniería Química (Ldo. en Química)	Ampliación de Ingeniería Química (Ldo. en Química)
Ingeniería Química (Ldo. en CyT de Alimentos)	Operaciones Básicas de la I.Q. (Ingeniero Químico)

INGENIERÍA QUIMICA: PROBLEMAS

Tema 01

Problema CIQ01-01	Problema CIQ01-02	Problema CIQ01-03
Problema CIQ01-04	Problema CIQ01-05	Problema CIQ01-06
Problema CIQ01-07	Problema CIQ01-08	Problema CIQ01-09
Problema CIQ01-10	Problema CIQ01-11	Problema CIQ01-12
Problema CIQ01-13	Problema CIQ01-14	Problema CIQ01-15
Problema CIQ01-16	Problema CIQ01-17	Problema CIQ01-18
Problema CIQ01-19	Problema CIQ01-20	Problema CIQ01-21
Problema CIQ01-22	Problema CIQ01-23	Problema CIQ01-24
Problema CIQ01-25	Problema CIQ01-26	Problema CIQ01-27
Problema CIQ01-28	Problema CIQ01-29	Problema CIQ01-30
Problema CIQ01-31	Problema CIQ01-32	Problema CIQ01-33
Problema CIQ01-34	Problema CIQ01-35	Problema CIQ01-36
Problema CIQ01-37		

Volver

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Conversión de unidades

a) Una misma longitud, **A**, mide, por un lado, 18,6 m y por otro, 61,02 ft. Hallar los factores de conversión para transformar ambas unidades.

b) La viscosidad absoluta del agua a 20ºC es 1 cP. Expresarla en lb/(ft·h).

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Conversión de unidades

La constante **R** de la ecuación de los gases perfectos tiene el valor:

$$0{,}08207\ \frac{atm \cdot l}{mol \cdot K}$$

Calcular su valor numérico en las siguientes condiciones de unidades:

a) En $\dfrac{\dfrac{kgf}{m^2} \cdot m^3}{mol \cdot K}$

b) En $\dfrac{\dfrac{lbf}{in^2} \cdot ft^3}{mol\text{-}lb \cdot {}^\circ R}$

c) En $\dfrac{\dfrac{kN}{m^2} \cdot m^3}{mol \cdot K}$

Nota:

$$1\ atm = 10.333\ \frac{kgf}{m^2} = 101{,}4\ \frac{kN}{m^2}$$

$$1\ {}^\circ R = \frac{5}{9}\ K$$

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Conversión de unidades

Convertir 23 $(lb \cdot ft)/min^2$ a su equivalente en $(kg \cdot cm)/s^2$.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Conversión de unidades

Usando las tablas de conversión de unidades, convertir:

a) 340 m/s en mi/h

b) 57,5 lb/ft^3 en kg/m^3

c) 120 hp en kJ/min

Nota:

1 W = $1{,}341 \cdot 10^{-3}$ hp

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Conversión de unidades

La difusividad del anhídrido carbónico en agua a 25ºC y 1 atm, expresada en el sistema inglés de unidades es de $7{,}596.10^{-5}$ ft^2/h. Deducir su correspondiente valor en el SI de unidades.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Conversión de unidades

La conductividad calorífica, k, de un *acero A.I.S.I. 1335* a 373 K es de 27 Btu/(h·ft·ºF). Exprésese en las siguientes unidades:

a) W/(m·K)

b) cal/(s·m·ºC)

Nota:

1 Btu = 1.054,19 J = 251,96 cal

1 ºC = 1,8 ºF

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Conversión de unidades

Por una tubería fluyen 100 lb de agua a razón de 10 ft/s. ¿Cuánta energía cinética ($E = ½\ m \cdot v^2$) tiene el agua, expresada en unidades del SI?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Conversión de unidades

Convertir:

a) $0{,}04\ \frac{g}{min \cdot in^3}$ a $\frac{lb}{h \cdot ft^3}$

b) $2\ \frac{l}{s}$ a $\frac{ft^3}{día}$

c) $6\ \frac{in \cdot cm^2}{año \cdot s \cdot lb \cdot ft^2}$ a unidades del SI

Nota:

1 ft = 12 in

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Homogeneidad dimensional

El calor perdido por convección y radiación a la atmósfera viene dado por la fórmula:

$$\frac{q}{A} = \frac{\Delta T^{1,25}}{D_o^{0,25}}$$

donde:

q:	Caudal de calor [kcal/h]
A:	Área de la tubería [m^2]
DT:	Diferencia de temperatura entre pared y medio ambiente [ºC]
D_o:	Diámetro externo de la tubería [cm]

Transformar esta ecuación para expresar DT en ºF.

Nota:

1 ºF = (5/9) ºC

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Homogeneidad dimensional

En los procesos de sedimentación de partículas en fluidos, la fuerza ejercida sobre una partícula obedece a la siguiente ecuación:

$$F_D = 0{,}055\ U_t \cdot D_p^2 \cdot \rho$$

siendo:

F_D:	Fuerza [lbf]
U_t:	Velocidad de la partícula [ft/s]
D_p:	Diámetro de la partícula [ft]
r:	Densidad [lb/ft^3]

Transformar la ecuación al sistema internacional utilizando las equivalencias necesarias y teniendo en cuenta que 1 lbf = 4,4482 N.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Homogeneidad dimensional

Según Wierz, la cantidad de vapor de agua que pasa por un tubo puede calcularse mediante la siguiente expresión:

$$\frac{P_2^{1,8375} - P_1^{1,8375}}{L} = 0,00012 \frac{W^{1,853}}{D^{4,867}}$$

siendo:

P_i:	Presiones en los extremos del tubo [lbf/in^2]
L:	Longitud del tubo [ft]
D:	Diámetro del tubo [in]
W:	Caudal másico del vapor [lb/h]

Obtener una ecuación equivalente en la que todas las variables se expresen en el Sistema Internacional de Unidades.

Nota:

1 psi = 6.940 N/m^2

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Homogeneidad dimensional

En los procesos de filtración a presión constante, el volumen de líquido filtrado está relacionado con el tiempo de filtración por la ecuación:

$$V^2 = \frac{2\,A^2\,\Delta P\,(1 - M \cdot S)}{\mu \cdot \rho \cdot S \cdot \alpha}\,\theta$$

siendo:

V:	Volumen de filtrado [ft^3]
A:	Área filtrante [ft^2]
DP:	Diferencia de presión [lbf/in^2]
S:	Fracción másica del sólido en la suspensión
M:	Relación entre el peso de la torta húmeda y el peso de la torta seca
q:	Tiempo de filtración [s]
m:	Viscosidad del líquido [lb/(ft·s)]
r:	Densidad del líquido [lb/ft^3]
a:	Resistencia específica de la torta de material sólido [s^2/lb]

Se desea transformar la ecuación para poder emplear las siguientes unidades:

V en cm^3	A en cm^2	DP en atm
m en cP	r en g/cm^3	a en s^2/g

Nota:

1 atm = 14,606 psi

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Homogeneidad dimensional

¿Es la ecuación siguiente dimensionalmente correcta?

$$\Delta P = 14 \frac{L \cdot v \cdot \mu}{D^2}$$

En esta ecuación:

DP:	Caída de presión [lbf/ft^2]
L:	Longitud del tubo [ft]
v:	Velocidad del fluido [ft/s]
m:	Viscosidad del fluido [lb/(ft·s)]
D:	Diámetro del tubo [ft]

Si es así ¿son consistentes las unidades? Y si no ¿qué factor debe añadirse del lado derecho de la ecuación para que sea consistente?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Homogeneidad dimensional

El número de Prandtl es un grupo adimensional importante en los cálculos de transferencia de calor. Se define como:

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k}$$

donde:

C_p:	Capacidad calorífica del fluido
m:	Viscosidad del fluido
k:	Conductividad térmica del fluido

Calcular el número de Prandtl para un fluido particular con:

$$C_p = 0{,}853 \ \frac{J}{g \cdot °C}$$

$$\mu = 1.936 \ \frac{lb}{ft \cdot h}$$

$$k = 0{,}286 \ \frac{W}{m \cdot °C}$$

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Homogeneidad dimensional

El número de Reynolds es un grupo adimensional definido para un fluido que se desplaza en un tubo como:

$$Re = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$$

donde:

D:	Diámetro del tubo
v:	Velocidad del fluido
r:	Densidad del fluido
m:	Viscosidad del fluido

Cuando el valor del número de Reynolds es menor de 2.100, el flujo es laminar: el fluido se mueve en corrientes suaves. Para números de Reynolds por encima de 2.100, el flujo es turbulento: existe una fuerte agitación interna.

La metil-etil-cetona (MEC) fluye a una temperatura de 20ºC en las siguientes condiciones:

$$D = 2{,}067\ in$$
$$v = 0{,}048\ \frac{ft}{s}$$
$$\rho = 0{,}805\ \frac{g}{cm^3}$$
$$\mu = 0{,}43\ cP$$

Determinar si el flujo es laminar o turbulento.

Nota:

1 cP = 0,001 kg/(m·s)

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Homogeneidad dimensional

El American Petroleum Institute ha publicado una correlación para determinar las emisiones de hidrocarburos de tanques de almacenamiento de techo fijo ("Evaporation from Fixed Roof Tanks", *API Bulletin* 2518, junio de 1962):

$$L_Y = \frac{24}{1.000}\left(\frac{P}{14{,}7 - P}\right)^{0{,}68} D^{1{,}73}\, H^{0{,}51}\, T^{0{,}50}\, F_p\, C$$

donde:

L_Y:	Emisiones de respiración [bbl/año]
P:	Presión de vapor verdadera a la temperatura del contenido [psia]
D:	Diámetro del tanque [ft]
H:	Altura [ft]
T:	Altura vacía media del tanque corregida por el volumen del techo [ft]
F_P:	factor de pintura (una función de la edad y el color de la pintura que cubre el exterior del tanque) [adimensional]
C:	Factor de ajuste [adimensional]

Para tanques de más de 30 ft de diámetro:

$$C = 1$$

Para tanques más pequeños:

$$C = -0{,}00132\, D^2 + 0{,}07714\, D - 0{,}13344$$

¿Es dimensionalmente consistente la ecuación de emisiones?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Homogeneidad dimensional

En 1916 Nusselt dedujo una relación teórica para predecir el coeficiente de transferencia de calor entre un vapor saturado puro y una superficie más fría:

$$h = 0{,}943 \left(\frac{k^3 \cdot \rho^2 \cdot g \cdot \lambda}{L \cdot \mu \cdot \Delta T} \right)^{\frac{1}{4}}$$

donde:

h:	Coeficiente medio de transferencia de calor [Btu/(h·ft^2·ºF)]
k:	Conductividad térmica [Btu/(h·ft·ºF)]
r:	Densidad [Ib/ft^3]
g:	Aceleración debida a la gravedad [ft/h^2]
l:	Cambio de entalpía [Btu/lb]
L:	Longitud del tubo [ft]
DT:	Diferencia de temperatura [ºF]

¿Qué unidades tiene la constante 0,943?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Homogeneidad dimensional

Para el cálculo del coeficiente individual de transferencia de materia, k_g, a través de la fase gaseosa se ha obtenido experimentalmente, en una columna de laboratorio de esferas y cilindros de área interfacial conocida, la ecuación:

$$k_g = 14{,}04\ V_R^{2/3} \cdot a_s^{1/2} \cdot I_m^3$$

en la que:

k_g	Coeficiente individual de transferencia de materia a través de la fase gaseosa [kg/(h·m^2·atm)]
V_R:	Velocidad relativa entre las fases gaseosa y líquida [m/s]
a_s:	Superficie específica del relleno [m^2/m^3]
I_m:	Factor de impulsión [adimensional]

Transformar dicha ecuación para que pueda utilizarse con las magnitudes expresadas en las siguientes unidades:

k_g en lb/(h·ft^2·mmHg) V_R en ft/s a_s en ft^2/ft^3

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Homogeneidad dimensional

Para la determinación del coeficiente de transmisión de calor individual a través de un sólido en contacto con la pared de un lecho fluidizado, Wen y Fau han propuesto la siguiente ecuación empírica :

$$h = 11{,}6\ k \cdot (C_s \cdot \rho_s)^{0{,}4} \cdot \left(\frac{G \cdot \eta}{\mu \cdot N_f}\right)^{0{,}36}$$

en la que h es el coeficiente de transmisión de calor [Btu/(h·ft^2·ºF)], k es la conductividad térmica del fluido [Btu/(h·ft·ºF)], C_s es la capacidad calorífica del sólido [Btu/(lb·ºF)], r es la densidad del sólido [lb/ft^3], G es la velocidad másica del fluido [lb/(h·ft^2)], h es la eficacia de la fluidización [adimensional], m es la viscosidad del fluido [lb/(h·ft)] y N_f es la razón de expansión del lecho [adimensional].

Obtener una ecuación equivalente en la que todas las variables se expresen en el Sistema Internacional de Unidades.

Nota:

1 ºF = (5/9) K

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Homogeneidad dimensional

El tiro teórico de una chimenea puede calcularse mediante la ecuación dimensional:

$$\Delta P = 0{,}256\ h \cdot P \cdot \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_c}\right)$$

donde D*P* es el tiro o diferencia de presión en pulgadas de agua [in], *h* la altura de la chimenea en pies [ft], *P* la presión barométrica en pulgadas de mercurio [in Hg], *T* la temperatura ambiental en grados Rankine y T_c la temperatura media en el interior de la chimenea en grados Rankine.

Calcular el tiro teórico de una chimenea de 45 metros de altura que se encuentra a una temperatura media interna es de 260 ºC y una temperatura exterior de 20 ºC, la presión barométrica es de 750 mm de Hg.

Nota:

1 ºR = (5/9) K

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Homogeneidad dimensional

Para calcular el coeficiente de transmisión de calor de un líquido orgánico que circula perpendicularmente a un conjunto de tubos puede emplearse la ecuación:

$$h = b \frac{V_{máx}^{0,6}}{D_o^{0,4}}$$

donde b es una constante que tiene un valor de 0,408 si en la ecuación se emplean unidades del Sistema Inglés, $V_{máx}$ en ft/h y el diámetro externo de los tubos, D_o, en ft, obteniéndose h en las unidades Btu/(h·ft·ºF).

Calcular el valor que debería tener la constante b, para poder emplear la ecuación con $V_{máx}$ y D_o en unidades del Sistema Internacional [m/s] y [m] respectivamente y obtener el coeficiente de transmisión de calor, h, en J/(m^2·s·K).

Nota:

1 ºF = 5/9 ºC

1 J = 9,486·10^{-6} Btu

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Equilibrio líquido-vapor numérico

Las mezclas de benceno y tolueno se comportan idealmente. A 30 ºC la presión de vapor del benceno puro (pm = 78 g/mol) es 118,2 mmHg y la del tolueno puro (pm = 92 g/mol) es 36,7 mmHg. Determínense las presiones parciales y la composición en peso del vapor en equilibrio con una mezcla líquida consistente en pesos iguales de los dos componentes.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Equilibrio líquido-vapor numérico

Una mezcla de 50 kg de benceno y tolueno, con el 30% en peso de benceno, se calienta hasta que se han evaporado 20 kg. El vapor y el líquido resultantes se dejan en íntimo contacto, sin que se produzca ningún cambio en las cantidades de ambas fases, hasta alcanzar el equilibrio.

Suponiendo que la volatilidad relativa a estas composiciones es a = 2,4, determinar las composiciones del mencionado equilibrio.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Equilibrio líquido-vapor numérico

El gas Pyrofax, usado para la calefacción, es una mezcla líquida de propano y butano.

a) ¿Cuál es la presión en la pared interna de un cilindro metálico que contiene Pyrofax con una composición en moles de 80% de propano y 20% de butano, a 29,5 ºC?

b) ¿Cuál es la composición del primer vapor desprendido y del último?

c) El gas se utiliza para alimentar un quemador situado a una considerable distancia del cilindro que lo contiene. Cuando el flujo de gas es suficiente para mantener encendido el quemador, la pérdida de carga en el sistema de tuberías se ha estimado en 5,5 atm. ¿Cuál será la composición del gas en el cilindro en el momento en que la presión no es suficiente para mantener encendido el quemador?

Datos:

Presiones de vapor a 29,5 ºC:

Propano: 9.000 mmHg

Butano: 2.350 mmHg

1 atm = 760 mmHg

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Equilibrio líquido-vapor numérico

Un gas muy utilizado en calefacción es una mezcla líquida de propano y butano.

a) Calcular la presión en la pared interna de un recipiente metálico que contiene este gas con una composición en moles de 75% de propano y 25% de butano, a 30 ºC.

b) Calcular la composición del primer vapor desprendido y del último.

c) El gas se utiliza para alimentar el quemador de un horno situado a una considerable distancia del recipiente que lo contiene. Cuando el flujo de gas es suficiente para mantener encendido el quemador, la caída de presión en el sistema de tuberías y accesorios se estima en $6{,}198 \cdot 10^4$ kgf/m^2. ¿Cuál será la composición del gas en el recipiente en el momento en que la presión no es suficiente para mantener encendido el quemador?

Datos:

Presiones de vapor a 30 ºC:

Propano: 9.200 mmHg

Butano: 2.400 mmHg

1 kgf/m^2 = $7{,}357 \cdot 10^{-2}$ mmHg

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Equilibrio líquido-vapor numérico

El sistema tetracloruro de carbono - benceno es una mezcla binaria ideal. Calcular la volatilidad relativa media en todo el intervalo de fracciones molares a partir de los datos experimentales de equilibrio que se presentan en la tabla y compárese el valor experimental de fracción molar del componente más volátil (tetracloruro de carbono) en fase vapor (y) con el obtenido utilizando la volatilidad relativa media calculada.

Datos:

Datos de equilibrio en función de la temperatura (CCl_4):

T [ºC]	x	y
80,0	0	0
79,3	0,136	0,158
78,8	0,216	0,241
78,6	0,257	0,288
78,5	0,294	0,321
78,2	0,363	0,391
78,0	0,406	0,435
77,6	0,527	0,548
77,4	0,620	0,638
77,1	0,722	0,733
76,8	1	1

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Equilibrio líquido-vapor numérico

Una mezcla líquida de 25 kmol de benceno, 25 kmol de tolueno y 50 kmol de agua está en equilibrio con su vapor a 50 ºC. Suponiendo que el benceno y el tolueno siguen la ley de Raoult, pero que ambos son inmiscibles con el agua, calcúlese:

a) La presión total sobre la mezcla.

b) La composición del vapor, suponiendo que sigue la ley de Dalton.

Datos:

Presiones de vapor a 50 ºC:

Benceno: 40 kPa

Tolueno: 11,3 kPa

Agua: 12,3 kPa

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Equilibrio líquido-vapor gráfico

Las presiones de vapor del heptano y el octano a la presión total de 1 atm son las siguientes (suponiendo comportamiento de líquido ideal):

T [ºC]	Heptano P_1^o [mmHg]	Octano P_2^o [mmHg]
98,4	760	333
105,0	940	417
110,0	1.050	484
115,0	1.200	561
120,0	1.350	650
125,6	1.540	760

a) Obtener el equilibrio [diagramas (T-x,y) y (x-y)] para este sistema.

b) Obtener la volatilidad relativa a cada temperatura.

c) Calcular la composición de vapor tomando el valor medio de la volatilidad relativa.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Equilibrio líquido-vapor gráfico

Determinar la composición del vapor en equilibrio con una mezcla líquida de benceno - tolueno con el 40% en moles de benceno a la presión de 1 atm.

Datos:

Presiones de vapor de benceno y tolueno en función de la temperatura:

T [ºC]	Benceno P_1^o [mmHg]	Tolueno P_2^o [mmHg]
80	757,4	290,7
85	881,6	344,6
90	1.021	406,4
95	1.177	476,7
100	1.351	552,2
105	1.545	646,0
110	1.759	746,9

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Equilibrio líquido-vapor gráfico

Una mezcla líquida conteniendo 25 moles de etanol y 75 moles de agua se calienta a presión constante de 1 atm desde una temperatura de 40 ºC hasta 120 ºC. Considerando que agua y etanol son miscibles en todas proporciones:

a) ¿A qué temperatura empieza la vaporización?

b) ¿Cuál es la composición de la primera burbuja de vapor de equilibrio formada?

c) ¿Cuál es la composición del líquido residual cuando se han evaporado el 25% de los moles iniciales? Suponer que todo el vapor es retenido dentro del aparato y que aquél está completamente mezclado y en equilibrio con el líquido residual.

d) Repetir el apartado c) para el 60% de los moles vaporizados.

e) Repetir el apartado c) si después de que el 25% de los moles fue vaporizado, el vapor fue separado, y fueron vaporizados 35 moles más, manteniendo de nuevo el equilibrio con el líquido residual.

Datos:

Composiciones de equilibrio para el sistema etanol-agua a 1 atm:

T [ºC]	x	y	T [ºC]	x	y
95,7	0,02	0,170	82,6	0,24	0,5485
92,2	0,04	0,287	82,0	0,28	0,565
90,0	0,06	0,356	81,8	0,30	0,5725
87,9	0,08	0,4065	81,3	0,34	0,5885
86,4	0,10	0,440	81,2	0,36	0,5965
85,5	0,12	0,463	80,9	0,38	0,6045
84,8	0,14	0,4875	80,7	0,40	0,6125
84,3	0,16	0,504	80,5	0,42	0,620
83,8	0,18	0,5175	80,3	0,44	0,628
83,3	0,20	0,5285	80,2	0,46	0,5365
83,0	0,22	0,539	80,0	0,48	0,644

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Equilibrio líquido-vapor gráfico

Utilizando los datos de presión de vapor que se tabulan a continuación y las leyes de Raoult y Dalton, construir las siguientes curvas para mezclas de etilbenceno y estireno a una presión absoluta de 50 mmHg:

a) Temperatura de ebullición frente a fracción molar de etilbenceno en el líquido y en el vapor.

b) Fracción molar de etilbenceno en el vapor frente a fracción molar de etilbenceno en el líquido.

c) Fracción molar de etilbenceno en el vapor frente a fracción molar de etilbenceno en el líquido, utilizando un valor medio de volatilidad relativa igual a la media geométrica de los valores para x = 0 y x = 1.

Datos:

Presiones de vapor de etilbenceno y estireno en función de la temperatura:

T [ºC]	Etilbenceno P_1^o [mmHg]	Estireno P_2^o [mmHg]
66,25	70,6	50,0
66	69,8	49,4
65	66,7	47,0
64	64,9	44,8
63	61,0	42,5
62	59,0	41,0
61	55,2	38,1
60	54,0	37,0
59	51,2	35,0
58,06	50,0	33,6

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Equilibrio líquido-vapor gráfico

La presiones de vapor del hexano y del heptano puros, en función de la temperatura a la presión total de 1 atm son:

T [ºC]	Hexano P_1^o [mmHg]	Heptano P_2^o [mmHg]
69	760	295
70	780	302
75	915	348
80	1.060	426
85	1.225	498
90	1.405	588
95	1.577	675
99,2	1.765	760

a) Suponiendo mezcla ideal, calcular los datos de equilibrio y representar los diagramas (T-x,y) y (x,y).

b) Determinar la volatilidad relativa a cada una de las temperaturas indicadas y, utilizando una media aritmética de las volatilidades, recalcular los valores de la composición del vapor y compararlos con los anteriores.

c) ¿Cuál es la temperatura de burbuja y la temperatura de rocío de una mezcla que contiene 30% en moles de hexano?

d) ¿Cuál es la composición de una fase líquida cuya temperatura de burbuja es 80 ºC? ¿Y la de una fase gaseosa cuya temperatura de rocío de 80 ºC?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Equilibrio líquido-vapor gráfico

El sistema n-hexano - ciclohexano cumple la ley de Raoult. A partir de los datos de presión de vapor de los componentes puros en función de la temperatura, obtener:

a) El diagrama temperatura frente a fracción molar del vapor y del líquido (T-x,y).

b) El diagrama (x-y), en fracción molar.

c) El diagrama (x-y) calculado usando el valor medio de la volatilidad relativa.

d) La temperatura de burbuja y la de rocío de una mezcla equimolar.

Las presiones de vapor en función de la temperatura a 1 atm son:

T [ºC]	n-hexano P_1^o [mmHg]	ciclohexano P_2^o [mmHg]
68,7	760	-
70,0	787	537
72,0	847	573
74,0	905	615
76,0	964	653
78,0	1.030	700
80,0	1.062	742
80,8	-	760

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Equilibrio líquido-vapor gráfico

Los datos de Rhodes, Wells y Murray [Ind. eng. Chem., **17**, (1925)] indican que el sistema fenol - o-cresol obedece a la ley de Raoult. Utilizando dicha ley, junto con la de Dalton, construir las siguientes curvas a 75 mmHg de presión absoluta:

a) Temperatura frente a fracción molar del vapor y del líquido (T-x,y).

b) Diagrama (x-y), en fracción molar.

c) Diagrama (x,y), calculado usando el valor media aritmética para la volatilidad relativa a x = 0 y x = 1.

d) ¿Cuál es la temperatura de burbuja y la de rocío de una mezcla de composición 40% en moles de fenol?

e) ¿Cuál es la composición de una fase líquida cuya temperatura de burbuja es de 118 ºC y la de una fase gaseosa cuya temperatura de rocío es de 118 ºC. ¿Qué relación hay entre ambas composiciones?

Datos:

Presiones de vapor en función de la temperatura:

T [ºC]	Fenol P_1^o [mmHg]	o-cresol P_2^o [mmHg]
113,7	75,0	57,8
114,6	78,0	59,6
115,4	81,0	61,6
116,3	84,0	63,8
117,0	87,0	65,7
117,8	90,0	68,0
118,6	93,0	70,5
119,4	96,0	73,0
120,0	98,6	75,0

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):

Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Equilibrio líquido-vapor gráfico

Los datos de Schoenborn y cols. [Trans. Am. Inst. Chem Eng, **37**, (1941)] muestran que el sistema tricloroetileno - tolueno obedece a las leyes de Dalton y Raoult. A partir de los datos de presiones de vapor de los componentes puros que se dan a continuación y mediante las leyes indicadas, representar los siguientes diagramas a presión absoluta de 760 mmHg:

a) Diagrama (T-x,y).

b) Diagrama (x-y).

c) Diagrama (x-y) mediante la media aritmética de las volatilidades relativas de los componentes puros.

Datos:

Presiones de vapor en función de la temperatura:

T [ºC]	Tricloroetano P_1^o [mmHg]	Tolueno P_2^o [mmHg]
86,9	760	365
90	840	410
95	970	480
100	1.100	560
105	1.340	650
110	1.450	760

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Equilibrio líquido-vapor gráfico

Las mezclas binarias de n-hexano con n-octano suelen considerarse ideales dada la semejanza de ambos hidrocarburos. Conocidas las presiones de vapor de ambos componentes en función de la temperatura que se reflejan en la tabla:

a) Obtener de acuerdo con dicha suposición, los diagramas de equilibrio líquido vapor (T-x,y) y (x,y) a 1 atm de presión total.

b) Calcular la variación de la volatilidad relativa con la composición de la mezcla para comprobar si la suposición de idealidad es correcta.

c) Cuando se calienta un líquido que contiene 30% en moles de n-hexano, ¿cuál es la composición del vapor que inicialmente se forma a la temperatura del punto de burbuja?

d) Se toma la cantidad inicial de vapor formado en c), se condensa hasta su punto de burbuja y se separa del líquido producido. Si este líquido se revaporiza, ¿cuál es la composición del vapor que inicialmente se forma?

e) Una mezcla que contiene 20% en moles de n-hexano y 80% en moles de n-octano se somete a una vaporización de equilibrio a 1 atm, de la que se vaporiza el 60% de los moles de líquido. ¿Cuál es la composición del líquido residual?

Datos:

Presiones de vapor en función de la temperatura:

T [ºC]	n-hexano P_1^o [mmHg]	n-octano P_2^o [mmHg]
68,7	760	120
79,4	1.031	173
93,3	1.482	278
107,2	2.137	436
121,1	3.010	655
125,7	3.431	760

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Conceptos fundamentales
Materia	Equilibrio líquido-vapor gráfico

Las mezclas binarias metanol - agua constituyen mezclas reales no azeotrópicas. Conocidas las presiones de vapor de ambos compuestos a dos temperaturas, calcular, utilizando la ley de Dalton-Raoult, los datos de equilibrio líquido-vapor que le corresponderían si dicha mezcla fuese ideal y compararlos sobre un diagrama (x-y) con los obtenidos experimentalmente a 1 atm de presión.

Datos:

Temperatura	64,5 ºC	84 ºC
	Presiones de vapor [mmHg]	
Metanol	760	1.520
Agua	183,43	416,8

Datos de equilibrio experimentales a 1 atm:

T [ºC]	x	y
100	0	0
87,7	0,1	0,418
81,7	0,2	0,579
78,0	0,3	0,665
75,3	0,4	0,729
73,1	0,5	0,779
71,2	0,6	0,825
69,3	0,7	0,870
67,5	0,8	0,915
66,0	0,9	0,958
64,5	1	1

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

Volver al enunciado del problema

a.) $1\,m = 3{,}2806\,ft$

$1\,ft = 0{,}3048\,m$

b.) $1\,cP = 2{,}422\,\frac{lb}{ft \cdot h}$

Volver al enunciado del problema

a) Según el enunciado:

$$18,60\ m = 61,02\ ft$$

Por tanto:

$$1\ m = \frac{61,02}{18,60}\ ft = 3,2806\ ft$$

o bien:

$$1\ ft = \frac{18,60}{61,02}\ m = 0,3048\ m$$

b.) Según la definición de la unidad:

$$1\ cP = 10^{-2}\ \frac{g}{cm \cdot s}$$

Según las tablas de factores de conversión:

$$1\ kg = 2,207\ lb$$
$$1\ ft = 0,3048\ m$$

Luego:

$$10^{-2}\ \frac{g}{cm \cdot s} = 10^{-2}\left[\frac{g}{cm \cdot s}\right] \cdot \left(\frac{1}{1000}\right)\left[\frac{kg}{g}\right] \cdot (2,207)\left[\frac{lb}{kg}\right] \cdot (100)\left[\frac{cm}{m}\right] \cdot (0,3048)\left[\frac{m}{ft}\right] \cdot (3600)\left[\frac{s}{h}\right] =$$

$$= 2,422\ \left[\frac{lb}{ft \cdot h}\right]$$

Volver al enunciado del problema

a.) $R = 0,8480 \; \frac{\frac{kgf}{m^2} \cdot m^3}{mol \cdot K}$

b.) $R = 10,733 \; \frac{\frac{lbf}{in^2} \cdot ft^3}{mol\text{-}lb \cdot {}^\circ R}$

c.) $R = 8,32 \cdot 10^{-3} \; \frac{\frac{kN}{m^2} \cdot m^3}{mol \cdot K}$

Volver al enunciado del problema

a) Como

$$1\ atm = 10.333\ \frac{kgf}{m^2}$$

$$0,08207\ \frac{atm \cdot l}{mol \cdot K} = (0,08207)\left[\frac{atm \cdot l}{mol \cdot K}\right] \cdot (10.333)\left[\frac{\frac{kgf}{m^2}}{atm}\right] \cdot \left(\frac{1}{1000}\right)\left[\frac{m^3}{l}\right] =$$

$$= 0,8480\ \left[\frac{\frac{kgf}{m^2} \cdot m^3}{mol \cdot K}\right]$$

b) Como

$$1\ atm = 10.333\ \frac{kgf}{m^2}$$

$$1\ °R = \frac{5}{9}\ K$$

y según las tablas de factores de conversión:

$$1\ kg = 2,207\ lb$$

$$1\ in = 25,4\ mm$$

$$1\ ft^3 = 28,32\ l$$

$$0,08207\ \frac{atm \cdot l}{mol \cdot K} = (0,08207)\left[\frac{atm \cdot l}{mol \cdot K}\right] \cdot (10.333)\left[\frac{\frac{kgf}{m^2}}{atm}\right] \cdot$$

$$\cdot (2,207)\left[\frac{lb\,f}{kgf}\right] \cdot (25,4 \cdot 10^{-3})\left[\frac{m}{in}\right]^2 \cdot$$

$$\cdot \left(\frac{1}{28,32}\right)\left[\frac{ft^3}{l}\right] \cdot (1000)\left[\frac{mol}{kmol}\right] \cdot \left(\frac{1}{2,207}\right)\left[\frac{kmol}{lb\text{-}mol}\right] \cdot$$

$$\cdot \left(\frac{5}{9}\right)\left[\frac{K}{°R}\right] =$$

Volver al enunciado del problema

$$= 10{,}733 \left[\frac{\frac{lbf}{in^2} \cdot ft^3}{lb\text{-}mol \cdot {}^\circ R} \right]$$

c.) Como

$$1\ atm = 101{,}4\ \frac{kN}{m^2}$$

$$0{,}08207\ \frac{atm \cdot l}{mol \cdot K} = (0{,}08207) \left[\frac{atm \cdot l}{mol\,K} \right] \cdot (101{,}4) \left[\frac{\frac{kN}{m^2}}{atm} \right] \cdot \left(\frac{1}{1000} \right) \left[\frac{l}{m^3} \right] =$$

$$= 8{,}32 \cdot 10^{-3} \left[\frac{\frac{kN}{m^2} \cdot m^3}{mol \cdot K} \right]$$

Volver al enunciado del problema

$$23\ \frac{lb \cdot ft}{min^2} = 0,088\ \frac{kg \cdot cm}{s^2}$$

Volver al enunciado del problema

Según las tablas de factores de conversión:

$1\,kg = 2{,}207\,lb$

$1\,ft = 0{,}3048\,m = 30{,}48\,cm$

Luego:

$$23\ \frac{lb\cdot ft}{min^2} = (23)\left[\frac{lb\cdot ft}{min^2}\right]\cdot\left(\frac{1}{2{,}207}\right)\left[\frac{kg}{lb}\right]\cdot$$

$$\cdot(30{,}48)\left[\frac{cm}{ft}\right]\cdot\left(\frac{1}{60}\right)^2\left[\frac{min}{s}\right]^2 =$$

$$= 0{,}088\left[\frac{kg\cdot cm}{s^2}\right]$$

Volver al enunciado del problema

a.) $340 \frac{m}{s} = 760,72 \frac{mi}{h}$

b.) $57,5 \frac{lb}{ft^3} = 919,95 \frac{kg}{m^3}$

c.) $120\ hp = 5.369,13 \frac{kJ}{min}$

Volver al enunciado del problema

a.) Según las tablas de factores de conversión:

$1\ mi = 1{,}609\ km$

$$340\ \frac{m}{s} = (340)\left[\frac{m}{s}\right]\cdot\left(\frac{1}{1.609}\right)\left[\frac{mi}{m}\right]\cdot(3.600)\left[\frac{s}{h}\right] =$$

$$= 760{,}72\ \left[\frac{mi}{h}\right]$$

b.) Según las tablas de factores de conversión:

$1\ kg = 2{,}207\ lb$

$1\ m^3 = 35{,}310\ ft^3$

$$57{,}5\ \frac{lb}{ft^3} = (57{,}5)\left[\frac{lb}{ft^3}\right]\cdot\left(\frac{1}{2{,}207}\right)\left[\frac{kg}{lb}\right]\cdot(35{,}310)\left[\frac{ft^3}{m^3}\right] =$$

$$= 919{,}95\ \left[\frac{kg}{m^3}\right]$$

c.) Como

$1\ W = 1\ \frac{J}{s}$

$$120\ hp = (120)\left[hp\right]\cdot\left(\frac{1}{1{,}341\cdot10^{-3}}\right)\left[\frac{J/s}{hp}\right]\cdot\left(\frac{1}{1.000}\right)\left[\frac{kJ}{J}\right]$$

$$\cdot(60)\left[\frac{s}{min}\right] =$$

$$= 5369{,}13\ \frac{kJ}{min}$$

Volver al enunciado del problema

$$\mathcal{D} = 1{,}9603 \cdot 10^{-9} \left[\frac{m^2}{s}\right]$$

Volver al enunciado del problema

Según las tablas de factores de conversión:

$$1\,ft = 0{,}3048\,m$$

$$7{,}596\cdot10^{-5}\,\frac{ft^2}{h} = (7{,}596\cdot10^{-5})\left[\frac{ft^2}{h}\right]\cdot(0{,}3048)^2\left[\frac{m}{ft}\right]^2\cdot\left(\frac{1}{3600}\right)\left[\frac{h}{s}\right] =$$

$$= 1{,}9603\cdot10^{-9}\left[\frac{m^2}{s}\right]$$

Volver al enunciado del problema

a.) $k = 46,69 \left[\frac{W}{m \cdot K}\right]$

b.) $k = 0,112 \left[\frac{cal}{s \cdot m \cdot K}\right]$

Volver al enunciado del problema

Según las tablas de factores de conversión:

$1\,ft = 0{,}3048\,m$

$1\,^{\circ}C = 1\,K$

a.) Recordar que:

$1\,W = 1\,\frac{J}{s}$

$$27\ \frac{Btu}{h\cdot ft\cdot {}^{\circ}F} = (27)\left[\frac{Btu}{h\cdot ft\cdot {}^{\circ}F}\right]\cdot(1054{,}19)\left[\frac{J}{Btu}\right]\cdot\left(\frac{1}{3600}\right)\left[\frac{h}{s}\right]\cdot\left(\frac{1}{0{,}3048}\right)\left[\frac{ft}{m}\right]\cdot(1{,}8)\left[\frac{{}^{\circ}F}{{}^{\circ}C}\right]=$$

$$= 46{,}69\left[\frac{J}{s\cdot m\cdot {}^{\circ}C}\right] = 46{,}69\left[\frac{W}{m\cdot K}\right]$$

b.)

$$27\ \frac{Btu}{h\cdot ft\cdot {}^{\circ}F} = (27)\left[\frac{Btu}{h\cdot ft\cdot {}^{\circ}F}\right]\cdot(251{,}96)\left[\frac{cal}{Btu}\right]\cdot\left(\frac{1}{3.600}\right)\left[\frac{h}{s}\right]\cdot\left(\frac{1}{0{,}3048}\right)\left[\frac{ft}{m}\right]\cdot\left(\frac{1}{100}\right)\left[\frac{m}{cm}\right]\cdot(1{,}8)\left[\frac{{}^{\circ}F}{{}^{\circ}C}\right]=$$

$$= 0{,}112\left[\frac{cal}{s\cdot m\cdot K}\right]$$

Volver al enunciado del problema

$E = 210,47\ [J]$

Volver al enunciado del problema

Según las tablas de factores de conversión:

1 kg = 2,207

1 ft = 0,3048 m

$$E = \frac{1}{2} m v^2 = \left(\frac{1}{2}\right)(100)(10)^2 = 5.000 \ \frac{lb\ ft^2}{s^2} =$$

$$= (5.000)\left[\frac{lb\ ft^2}{s^2}\right] \cdot \left(\frac{1}{2,207}\right)\left[\frac{kg}{lb}\right] \cdot (0,3048)^2 \left[\frac{m}{ft}\right]^2 =$$

$$= 210,47 \ \frac{kg \cdot m^2}{s^2} = 210,47 \ J$$

Volver al enunciado del problema

a.) $9,153 \ \frac{lb}{h \cdot ft^3}$

b.) $6.101,69 \ \frac{ft^3}{dia}$

c.) $1,148 \cdot 10^{-11} \ \frac{m}{s^2 \cdot kg}$

Volver al enunciado del problema

a.) Según las tablas de factores de conversión:

1 kg = 2,207 lb

1 ft = 12 in

$$0{,}04\ \frac{g}{min \cdot in^3} = (0{,}04)\left[\frac{g}{min \cdot in^3}\right] \cdot \left(\frac{1}{1.000}\right)\left[\frac{kg}{g}\right] \cdot (2{,}207)\left[\frac{lb}{kg}\right] \cdot (60)\left[\frac{min}{h}\right] \cdot (12)^3\left[\frac{in}{ft}\right]^3 =$$

$$= 9{,}153\left[\frac{lb}{h \cdot ft^3}\right]$$

b.) Según las tablas de factores de conversión:

1 ft^3 = 28,32 l

$$2\ \frac{l}{s} = (2)\left[\frac{l}{s}\right] \cdot \left(\frac{1}{28{,}32}\right)\left[\frac{ft^3}{l}\right] \cdot (3600)\left[\frac{s}{h}\right] \cdot (24)\left[\frac{h}{dia}\right] =$$

$$= 6.101{,}69\left[\frac{ft^3}{dia}\right]$$

c.) Según las tablas de factores de conversión:

1 in = 25,4 mm

1 kg = 2,207 lb

1 ft = 0,3048 m

Volver al enunciado del problema

$$6\ \frac{in\cdot cm^2}{año\cdot s\cdot lb\cdot ft^2} = (6)\left[\frac{in\cdot cm^2}{año\cdot s\cdot lb\cdot ft^2}\right]\cdot(25{,}4\cdot 10^{-3})\left[\frac{m}{in}\right]\cdot$$

$$\cdot\left(\frac{1}{100}\right)^2\left[\frac{m}{cm}\right]^2\left(\frac{1}{365}\right)\left[\frac{años}{día}\right]\left(\frac{1}{24}\right)\left[\frac{día}{h}\right]\cdot$$

$$\cdot\left(\frac{1}{3600}\right)\left[\frac{h}{s}\right]\cdot(2{,}207)\left[\frac{lb}{kg}\right]\left(\frac{1}{0{,}3048}\right)^2\left[\frac{ft}{m}\right]^2 =$$

$$= 1{,}148\cdot 10^{-11}\left[\frac{m}{s^2\cdot kg}\right]$$

Volver al enunciado del problema

$$\frac{q}{A} = 1{,}983 \; \frac{\Delta T^{1{,}25}}{D_o^{0{,}25}}$$

Volver al enunciado del problema

La transformación de la ecuación implica la conversión de las unidades de la constante:

$$C = \frac{q}{A}\,\frac{D_o^{0,25}}{\Delta T^{1,25}} = (3,57)\left[\frac{kcal}{h\cdot m^2}\right]\left[\frac{cm^{0,25}}{{}^{\circ}C^{1,25}}\right]$$

Como la única magnitud que se transforma es la temperatura:

$$1\,{}^{\circ}F = \frac{5}{9}\,{}^{\circ}C$$

se tendrá:

$$C = (3,57)\left[\frac{kcal}{h\cdot m^2}\right]\left[\frac{cm^{0,25}}{{}^{\circ}C^{1,25}}\right]\cdot\left(\frac{5}{9}\right)^{1,25}\left[\frac{{}^{\circ}C}{{}^{\circ}F}\right]^{1,25} =$$

$$= 1,983\left[\frac{kcal}{h\cdot m^2}\right]\left[\frac{cm^{0,25}}{{}^{\circ}F^{1,25}}\right]$$

y la ecuación se expresará de la forma:

$$\frac{q}{A} = 1,983\,\frac{\Delta T^{1,25}}{D_o^{0,25}}$$

Volver al enunciado del problema

$$F_D = 9{,}82 \; u_t \cdot D_p^2 \cdot \rho$$

Volver al enunciado del problema

La constante tiene las unidades del sistema inglés:

$$K = \frac{F_D}{u_t^2 D_p^2 \rho} = 0{,}055 \quad \frac{[lbf]}{\left[\frac{ft}{s}\right][ft]^2\left[\frac{lb}{ft^3}\right]}$$

Según las tablas de factores de conversión:

$1\ ft = 0{,}3048\ m$
$1\ lb = 0{,}453\ kg$ y además $1\ lbf = 4{,}4482\ N$

La constante tendrá, pues, el valor en las unidades del SI:

$$K = (0{,}055)\ \frac{[lbf]}{\left[\frac{ft}{s}\right][ft]^2\left[\frac{lb}{ft^3}\right]} \cdot (4{,}4482)\left[\frac{N}{lbf}\right] \cdot \left(\frac{1}{0{,}3048}\right)\left[\frac{ft}{m}\right] \cdot \left(\frac{1}{0{,}3048}\right)^2\left[\frac{ft}{m}\right]^2 \cdot \left(\frac{1}{0{,}453}\right)\left[\frac{lb}{kg}\right] \cdot (0{,}3048)^3$$

$$\left[\frac{m}{ft}\right]^3 =$$

$$= 9{,}82\left[\frac{N \cdot s}{kg}\right]$$

Volver al enunciado del problema

$$\frac{P_2^{1,9375} - P_1^{1,9375}}{L} = 1.996 \quad \frac{W^{1,853}}{D^{4,987}}$$

Volver al enunciado del problema

La constante tiene las unidades del sistema inglés:

$$A = \frac{(Q)^{1,935}}{L} \frac{D^{4,987}}{W^{1,853}} = 0,0012 \frac{\left[\frac{lbf}{in^2}\right]^{1,935}}{[ft]} \cdot \frac{[in]^{4,987}}{\left[\frac{lb}{h}\right]^{1,853}}$$

Según las tablas de factores de conversión:

$1\,ft = 0,3048\,m$

$1\,in = 25,4\,mm$

$1\,lb = 0,453\,kg$

y además: $1\,\frac{lbf}{in^2} = 6,94 \cdot 10^3\,\frac{N}{m^2}$

La constante tendrá, pues, el valor en las unidades del SI:

$$A = (0,00012) \frac{\left[\frac{lbf}{in^2}\right]^{1,935}}{[ft]} \cdot \frac{[in]^{4,987}}{\left[\frac{lb}{h}\right]^{1,853}} \cdot (6,94 \cdot 10^3)^{1,935} \left[\frac{\frac{N}{m^2}}{\frac{lbf}{in^2}}\right]^{1,935}$$

$$\cdot \left(\frac{1}{0,3048}\right) \left[\frac{ft}{m}\right] \cdot (25,4 \cdot 10^{-3})^{4,987} \left[\frac{m}{in}\right]^{4,987} \cdot \left(\frac{1}{0,453}\right)^{1,853} \cdot$$

$$\cdot \left[\frac{lb}{kg}\right]^{1,853} \cdot (3600)^{1,853} \left[\frac{s}{h}\right]^{1,853} =$$

$$= 1,996 \frac{\left[\frac{N}{m^2}\right]^{1,935} [m]^{4,987}}{[m] \left[\frac{kg}{s}\right]^{1,853}}$$

Volver al enunciado del problema

$$V^2 = 1424{,}39 \frac{A^2 \Delta P (1 - M \cdot 5)}{\mu \cdot \rho \cdot 5 \cdot \alpha} \cdot \beta$$

Volver al enunciado del problema

La constante tiene las unidades del sistema inglés (teniendo en cuenta que el contenido del paréntesis es adimensional):

$$C = \frac{V^2 \mu \rho S \alpha}{A^2 \Delta P \theta} = 2 \; \frac{[ft^3]^2 \left[\frac{lb}{ft \cdot s}\right]\left[\frac{lb}{ft^3}\right][-]\left[\frac{s^2}{lb}\right]}{[ft^2]^2 \left[\frac{lbf}{in^2}\right][s]}$$

Según las tablas de factores de conversión:

$1\,ft = 0{,}3048\,m = 30{,}48\,cm$

$1\,lb = 0{,}453\,kg = 453\,g$

} además:

$1\,atm = 14{,}606 \; \frac{lbf}{in^2}$

$1\,cP = 10^{-2} \; \frac{g}{cm \cdot s}$

La constante tendrá, pues, el valor en las unidades deseadas:

$$C = (2) \; \frac{[ft^3]^2 \left[\frac{lb}{ft \cdot s}\right]\left[\frac{lb}{ft^3}\right]\left[\frac{s^2}{lb}\right]}{[ft^2]^2 \left[\frac{lbf}{in^2}\right][s]} \cdot (30{,}48)^6 \left[\frac{cm}{ft}\right]^6 \cdot$$

$$(453)\left[\frac{g}{lb}\right] \cdot \left(\frac{1}{30{,}48}\right)\left[\frac{ft}{cm}\right] \cdot \left(\frac{1}{10^{-2}}\right)\left[\frac{cP}{\frac{g}{cm \cdot s}}\right] \cdot (453)\left[\frac{g}{lb}\right] \cdot$$

$$\left(\frac{1}{30{,}48}\right)^3 \left[\frac{ft}{cm}\right]^3 \cdot \left(\frac{1}{453}\right)\left[\frac{lb}{g}\right] \cdot \left(\frac{1}{30{,}48}\right)^4 \left[\frac{ft}{cm}\right]^4 (14{,}606)\left[\frac{\frac{lbf}{in^2}}{atm}\right] =$$

$$= 1.424{,}39 \; \frac{[m^3]^2 [cP]\left[\frac{kg}{m^3}\right]\left[\frac{s^2}{kg}\right]}{[cm^2]^2 [atm][s]}$$

Volver al enunciado del problema

Las unidades no son consistentes. Hay que multiplicar el segundo miembro de la ecuación por el factor dimensional

$$0{,}03 \quad \frac{lbf}{lb \cdot \frac{ft}{s^2}}$$

Volver al enunciado del problema

C1Q01-13

1/1

La ecuación será dimensionalmente correcta si el segundo miembro tuviera las mismas dimensiones que el primero, o sea, lbf/ft^2.

El segundo miembro tiene las dimensiones:

$$14\ \frac{[ft]\,\nu\left[\frac{ft}{s}\right]\mu\left[\frac{lb}{ft\cdot s}\right]}{D^2\,[ft]^2} = 14\left[\frac{lb}{ft\cdot s^2}\right]$$

Para que las unidades coincidan, habrá que introducir una constante C, que tendrá las unidades:

$$14\left[\frac{lb}{ft\cdot s^2}\right] = 14\left[\frac{lb}{ft\cdot s^2}\right]\cdot C\left[\frac{lbf\cdot s^2}{lb\cdot ft}\right] =$$

$$= 14\,C\left[\frac{lbf}{ft^2}\right]$$

Si se tiene en cuenta que en el sistema ingenieril inglés:

$$g_c = 32,174\ \frac{lb\cdot\frac{ft}{s^2}}{lbf}$$

se tendrá que

$$C = \frac{1}{g_c} = \frac{1}{32,174} = 0,03\ \frac{lbf}{lb\cdot\frac{ft}{s^2}}$$

Así, pues:

$$\Delta P\left[\frac{lbf}{ft^2}\right] = (14)(0,03)\ \frac{L\cdot\nu\cdot\mu}{D^2} = 0,435\ \frac{L\cdot\nu\cdot\mu}{D^2}$$

Volver al enunciado del problema

$P_r = 1.632,58$

Volver al enunciado del problema

Como se trata de un módulo adimensional, se transformarán todas las propiedades al mismo sistema de unidades.

Según las tablas de factores de conversión:

$1\ kg = 2{,}203\ lb$

$1\ ft = 0{,}3048\ m$

$$C_p = (0{,}583)\left[\frac{J}{g\cdot °C}\right]\cdot(1000)\left[\frac{g}{kg}\right] = 583\left[\frac{J}{kg\ °C}\right]$$

$$\mu = (1936)\left[\frac{lb}{ft\cdot h}\right]\left(\frac{1}{2{,}203}\right)\left[\frac{kg}{lb}\right]\cdot\left(\frac{1}{0{,}3048}\right)\left[\frac{ft}{m}\right]\cdot$$

$$\cdot\left(\frac{1}{3600}\right)\left[\frac{h}{s}\right] = 0{,}8\left[\frac{kg}{m\cdot s}\right]$$

$$k = (0{,}286)\left[\frac{W}{m\cdot °C}\right] = (0{,}286)\left[\frac{J}{s\cdot m\cdot °C}\right]$$

Por tanto:

$$Pr = \frac{C_p\cdot\mu}{k} = \frac{(583)(0{,}8)}{(0{,}286)} = 1632{,}58$$

Volver al enunciado del problema

$Re = 1.435$

Como $Re < 2.100$, el flujo es laminar.

Volver al enunciado del problema

Como se trata de un módulo adimensional, se transformarán todas las propiedades al mismo sistema de unidades.

Según las tablas de factores de conversión:

$1\ in = 25,4\ mm$

$1\ ft = 0,3048\ m$

$$D = (2,067)\left[in\right]\cdot(25,4\cdot10^{-3})\left[\frac{m}{in}\right] = 5,25\cdot10^{-2}\left[m\right]$$

$$v = (0,048)\left[\frac{ft}{s}\right]\cdot(0,3048)\left[\frac{m}{ft}\right] = 1,46\cdot10^{-2}\left[\frac{m}{s}\right]$$

$$\rho = (0,805)\left[\frac{g}{cm^3}\right]\cdot\left(\frac{1}{1.000}\right)\left[\frac{kg}{g}\right]\cdot(10^6)\left[\frac{cm^3}{m^3}\right] = 805\left[\frac{kg}{m^3}\right]$$

$$\mu = (0,43)\left[cP\right]\cdot(10^{-3})\left[\frac{\frac{kg\cdot m}{s}}{cP}\right] = 4,3\cdot10^{-4}\left[\frac{kg}{m\cdot s}\right]$$

Por tanto:

$$Re = \frac{D\cdot v\cdot\rho}{\mu} = \frac{(5,25\cdot10^{-2})(1,46\cdot10^{-2})(805)}{(4,3\cdot10^{-4})} =$$

$$= 1.435$$

Como $Re < 2.100$ el flujo es LAMINAR.

Volver al enunciado del problema

La ecuación de emisiones es dimensionalmente consistente si la constante de su segundo miembro tiene las dimensiones:

$$\frac{bbl}{año \cdot ft^{2,74}}$$

Volver al enunciado del problema

Si se analiza la ecuación se tendría:

F_p y C son adimensionales por definición

$\left(\frac{P}{14,7-P}\right)$ ha de ser adimensional por coherencia interna

Por tanto, si se denomina:

$$K = \frac{24}{1.000}$$

se puede determinar las dimensiones de esta constante de la forma:

$$K = \frac{L_Y}{D^{1,73} \cdot H^{0,54} \cdot T^{0,50}} \left[\frac{\frac{bl}{año}}{ft^{1,73} \cdot ft^{0,51} \cdot ft^{0,5}}\right] = \left[\frac{bl}{año \cdot ft^{3,74}}\right]$$

Por tanto, para que la ecuación sea dimensionalmente consistente, la constante que aparece en ella tiene que tener las unidades indicadas.

Volver al enunciado del problema

La constante 0,943 es adimensional.

Volver al enunciado del problema

La constante deberá tener unas unidades tales que hagan la ecuación dimensionalmente homogénea. Por tanto, si se denomina A a dicha constante:

$$A = h\left[\frac{Btu}{h\cdot ft^2\cdot °F}\right]\left[\frac{L[ft]\cdot \mu\left[\frac{lb}{h\cdot ft}\right]\cdot \Delta T[°F]}{k^3\left[\frac{Btu^3}{h^3\cdot ft^3\cdot °F^3}\right]\rho^2\left[\frac{lb^2}{ft^6}\right]\cdot g\left[\frac{ft}{h^2}\right]\cdot \lambda\left[\frac{Btu}{lb}\right]}\right]^{1/4}$$

$$= \left[\frac{Btu}{h\cdot ft^2\cdot °F}\right]\cdot\left[\frac{h^4\cdot ft^8\cdot °F^4}{Btu^4}\right]^{1/4} =$$

$$= \left[\frac{Btu}{h\cdot ft^2\cdot °F}\right]\cdot\left[\frac{h\cdot ft^2\cdot °F}{Btu}\right] = [-]$$

Por tanto, la constante 0,943 de la ecuación es ADIMENSIONAL.

Volver al enunciado del problema

$$k_g = 3,11 \cdot 10^{-3} \; V_R^{2/3} \cdot a_s^{1/2} \cdot \underline{I}_m^{-3}$$

Volver al enunciado del problema

La transformación de la ecuación implica la conversión de las unidades de la constante.

$$A = \frac{kg}{V_R^{2/3}\, a_s^{1/2}\, I_m} = (14{,}04)\ \frac{\left[\frac{kg}{h \cdot m^2 \cdot atm}\right]}{\left[\frac{m}{s}\right]^{2/3}\left[\frac{m^2}{m^3}\right]^{1/2}[-]} =$$

$$= (14{,}04)\left[\frac{kg\ s^{2/3}}{h \cdot atm \cdot m^{13/6}}\right]$$

Según las tablas de factores de conversión:

1 kg = 2,207 lb

1 ft = 0,3048 m

1 atm = 760 mm Hg

La constante tendrá, pues, el valor en las unidades deseadas:

$$A = (14{,}04)\left[\frac{kg \cdot s^{2/3}}{h \cdot atm \cdot m^{13/6}}\right] \cdot (2{,}207)\left[\frac{lb}{kg}\right] \cdot$$

$$\cdot \left(\frac{1}{760}\right)\left[\frac{atm}{mm\ Hg}\right] \cdot (0{,}3048)^{13/6}\left[\frac{m}{ft}\right]^{13/6} =$$

$$= 3{,}11 \cdot 10^{-3}\left[\frac{lb \cdot s^{2/3}}{h \cdot atm \cdot ft^{13/6}}\right]$$

La ecuación queda:

$$kg = 3{,}11 \cdot 10^{-3}\, V_R^{2/3} \cdot a_s^{1/2}\, I_m^3$$

Volver al enunciado del problema

$$h = 0{,}2912\ (C_S \cdot \rho_S)^{0{,}4} \cdot \left(\frac{G \cdot z}{\mu \cdot N_f}\right)^{0{,}36}$$

Volver al enunciado del problema

La constante tiene las unidades en el sistema inglés:

$$A = \frac{h}{k (G_s \rho_s)^{0,4}} \cdot \left(\frac{\mu N_f}{G \mu}\right)^{0,36} = (11,6) \frac{\left[\frac{Btu}{h \cdot ft^2 \cdot °F}\right]}{\left[\frac{Btu}{h \cdot ft \cdot °F}\right]\left[\frac{Btu}{lb \cdot °F}\right]^{0,4} \left[\frac{lb}{ft^3}\right]^{0,4}}$$

$$\cdot \frac{\left[\frac{lb}{h \cdot ft}\right]^{0,36} [-]}{\left[\frac{lb}{h \cdot ft^2}\right]^{0,36} [-]} =$$

$$= 11,6 \left[\frac{ft^{0,56} \, °F^{0,4}}{Btu^{0,4}}\right]$$

Según las tablas de factores de conversión:

$1\ Btu = 1054,19\ J$
$1\ ft = 0,3048\ m$ y además $1\ °F = \frac{5}{9}\ K$

La constante tendrá, pues, el valor en unidades del S.I.:

$$A = (11,6) \left[\frac{ft^{0,56} \, °F^{0,4}}{Btu^{0,4}}\right] \cdot \left(\frac{1}{1054,19}\right)^{0,4} \left[\frac{Btu}{J}\right]^{0,4} \cdot$$

$$\cdot (0,3048)^{0,56} \left[\frac{m}{ft}\right]^{0,56} \cdot \left(\frac{5}{9}\right)^{0,4} \left[\frac{K}{°F}\right]^{0,4}$$

$$= 0,2912 \left[\frac{m^{0,56} \, K^{0,4}}{J^{0,4}}\right]$$

La ecuación queda:

$$h = 0,2912 \, (G_s \cdot \rho_s)^{0,4} \cdot \left(\frac{G \cdot \eta}{\mu \cdot N_f}\right)^{0,36}$$

Volver al enunciado del problema

$\Delta P = 0,952 \ [in\ H_2O]$

Volver al enunciado del problema

Como se trata de una ecuación dimensional, se transformarán las condiciones del problema en las unidades de la ecuación.

Según las tablas de factores de conversión:

$1\,ft = 0{,}3048\,m$
$1\,in = 25{,}4\,mm$ y además $1\,°R = \frac{5}{9}\,K$

$$h = (45)\,[m]\cdot\left(\frac{1}{0{,}3048}\right)\left[\frac{ft}{m}\right] = 147{,}64\,[ft]$$

$$P = (750)\,[mm\,Hg]\left(\frac{1}{25{,}4}\right)\left[\frac{in\,Hg}{mm\,Hg}\right] = 29{,}53\,[in\,Hg]$$

$$T = (20)\,[°C] = (20+273{,}16)[K]\cdot\left(\frac{9}{5}\right)\left[\frac{°R}{K}\right] =$$

$$= 527{,}69\,°R$$

$$T_c = (260)\,[°C] = (260+273{,}16)[K]\cdot\left(\frac{9}{5}\right)\left[\frac{°R}{K}\right] =$$

$$= 959{,}69\,°R$$

Sustituyendo en la ecuación dimensional:

$$\Delta P\,[in\,H_2O] = (0{,}256)(147{,}64)(29{,}53)\left(\frac{1}{527{,}69} - \frac{1}{959{,}69}\right) =$$

$$= 0{,}952$$

Volver al enunciado del problema

$b = 399,48$

Volver al enunciado del problema

La constante tiene las unidades en el Sistema Inglés:

$$b = \frac{h\, D_o^{0,4}}{V_{max}^{0,6}} = 0,408 \left[\frac{Btu}{h \cdot ft^2 \cdot ºF}\right] [ft]^{0,4} \left[\frac{h}{ft}\right]^{0,6}$$

Según las tablas de factores de conversión:

$1\ ft = 0,3048\ m$ y además: $1\ ºF = \frac{5}{9}\ ºC$

$1\ J = 9,486 \cdot 10^{-4}\ Btu$

La constante tendrá, pues, el valor en unidades del S.I.:

$$b = (0,408)\left[\frac{Btu}{h \cdot ft^2 \cdot ºF}\right][ft]^{0,4}\left[\frac{h}{ft}\right]^{0,6} \cdot \left(\frac{1}{9,486 \cdot 10^{-4}}\right)\left[\frac{J}{Btu}\right] \cdot$$

$$\cdot \left(\frac{1}{3600}\right)\left[\frac{h}{s}\right] \cdot \left(\frac{1}{0,3048}\right)^2 \left[\frac{ft}{m}\right]^2 \left(\frac{9}{5}\right)\left[\frac{ºF}{ºC}\right] \cdot (0,3048)^{0,4}$$

$$\left[\frac{m}{ft}\right]^{0,4} \cdot (3.600)^{0,6}\left[\frac{s}{h}\right]^{0,6} \cdot \left(\frac{1}{0,3048}\right)^{0,6}\left[\frac{ft}{m}\right]^{0,6} =$$

$$= 399,48 \left[\frac{J}{m^2 \cdot s\, ºC}\right][m]^{0,4}\left[\frac{s}{m}\right]^{0,6}$$

Como

$1\ ºC = 1\ K$

el valor de la constante en las unidades del S.I. es:

$$b = 399,48$$

Volver al enunciado del problema

Presiones parciales:

$P_{Benceno} = 63,946$ mm Hg

$P_{Tolueno} = 16,845$ mm Hg

Composición en peso del vapor:

Benceno: 76,2%

Tolueno: 23,8%

Volver al enunciado del problema

Benceno: 1 (volátil)
Tolueno: 2 (fijo)

Fase líquida: Ley de Raoult

$$P_1 = x_1 P_1^\circ$$

Fracción molar de benceno en la fase líquida, x_1:

$$x_1 = \frac{\left(\frac{W}{2}\right)[g]\left(\frac{1}{78}\right)\left[\frac{mol}{g}\right]}{\left(\frac{W}{2}\right)\left(\frac{1}{78}\right)+\left(\frac{W}{2}\right)\left(\frac{1}{92}\right)} = \frac{\frac{1}{78}}{\frac{1}{78}+\frac{1}{92}} = 0,541$$

Fracción molar de tolueno en la fase líquida, x_2:

$$x_2 = 1 - x_1 = 1 - 0,541 = 0,459$$

Presiones parciales:

$$P_1 = (0,541)(118,2) = 63,946 \text{ mm Hg}$$
$$P_2 = (0,459)(36,7) = 16,845 \text{ mm Hg}$$

Fase vapor: Ley de Dalton

$$P_1 = y_1 P$$

Presión total:

$$P = P_1 + P_2 = 63,946 + 16,845 = 80,791 \text{ mm Hg}$$

Fracción molar de benceno en la fase vapor, y_1:

$$y_1 = \frac{P_1}{P} = \frac{63,946}{80,791} = 0,791$$

Volver al enunciado del problema

Fracción molar de tolueno en la fase vapor, y_2:

$$y_2 = 1 - y_1 = 1 - 0{,}791 = 0{,}209$$

Composición en peso del vapor:

Fracción en peso de benceno, y_1':

$$y_1' = \frac{(0{,}791)\left[\frac{\text{mol}}{\text{mol}}\right](78)\left[\frac{g}{\text{mol}}\right]}{(0{,}791)(78) + (0{,}209)(92)} = 0{,}762$$

Fracción en peso de tolueno, y_2':

$$y_2' = 1 - y_1' = 1 - 0{,}762 = 0{,}238$$

Volver al enunciado del problema

$x_B = 0{,}226$ (benceno en la fase líquida)

$y_B = 0{,}411$ (benceno en la fase vapor)

Volver al enunciado del problema

Benceno: 1 (volátil)
Tolueno: 2 (fijo)

Balance de benceno:

$$(50)(0,3) = (20)\,y_1 + (30)\,x_1$$

De donde:

$$y_1 = 0,75 - 1,5\,x_1$$

Ecuación de equilibrio en función de α:

$$y_1 = \frac{\alpha\, x_1}{1+(\alpha-1)x_1} = \frac{2,4\,x_1}{1+1,4\,x_1}$$

De ambas ecuaciones se obtiene:

$$2,1\,x^2 + 2,85\,x_1 - 0,75 = 0$$

De donde:

$$x_1 = 0,226 \quad \text{(benceno en la fase líquida)}$$

y_1 por tanto

$$y_1 = 0,411 \quad \text{(benceno en la fase vapor)}$$

Volver al enunciado del problema

a.) $P = 7.670$ mm Hg

b.) Primer vapor desprendido:

$$y_P = 0,939$$

Último vapor desprendido:

$$y_P = 0$$

c.) $y_P = 0,592$

Volver al enunciado del problema

Propano: 1 (volátil)
Butano: 2 (fijo)

a.) Fase líquida: ley de Raoult

$$P_1 = x_1 P_1^\circ = (0{,}80)(9.000) = 7.200 \text{ mm Hg}$$

$$P_2 = x_2 P_2^\circ = (0{,}20)(2.350) = 470 \text{ mm Hg}$$

Presión en la pared interna (presión total):

$$P = P_1 + P_2 = 7.200 + 470 = 7.670 \text{ mm Hg}$$

b.) El primer vapor desprendido estará en equilibrio con el líquido de composición $x_1 = 0{,}80$

Según la ley de Dalton - Raoult:

$$x_1 P_1^\circ = y_1 P$$

de donde, para el propano:

$$y_1 = \frac{P_1^\circ}{P} x_1 = \frac{9.000}{7.670}(0{,}80) = 0{,}939$$

y para el butano:

$$y_2 = 1 - y_1 = 1 - 9939 = 0{,}061$$

El último vapor desprendido será de butano puro. Se va vaporizando el líquido, cuyo componente volátil es el propano, por lo que la última gota de líquido vaporizado ha de ser de componente fijo, es decir, de butano.

Volver al enunciado del problema

c.) $\Delta P = 5{,}5\ [\text{atm}] \cdot (760)\left[\frac{\text{mm Hg}}{\text{atm}}\right] = 4.180\ \text{mm Hg}$

Cuando no circula el gas, la presión total en el cilindro será igual a la caída de presión en el sistema:

$$\Delta P = P = P_1 + P_2 = y_1 P + y_2 P = x_1 P_1^\circ + x_2 P_2^\circ =$$

$$= x_1 P_1^\circ + (1 - x_1) P_2^\circ = (P_1^\circ - P_2^\circ) x_1 + P_2^\circ$$

de donde la composición de propano en el líquido será:

$$x_1 = \frac{P - P_2^\circ}{P_1^\circ - P_2^\circ} = \frac{4.180 - 2.350}{8.000 - 2.350} = 0{,}275$$

y la de butano:

$$x_2 = 1 - x_1 = 1 - 0{,}275 = 0{,}725$$

y la composición de propano en el vapor será:

$$y_1 = \frac{P_1^\circ}{P} x_1 = \frac{9.080}{4.180}(0{,}275) = 0{,}592$$

y la del butano:

$$y_2 = 1 - y_1 = 1 - 0{,}592 = 0{,}408$$

Volver al enunciado del problema

a.) $P = 7.500$ mm Hg

b.) Primer vapor desprendido:

$y_7 = 0,92$

último vapor desprendido:

$y_7 = 0$

c.) $y_7 = 0,641$

Volver al enunciado del problema

Propano : 1 (volátil)
Butano : 2 (fijo)

a.) Fase líquida: Ley de Raoult

$$P_1 = x_1 P_1^\circ = (0{,}75)(9.200) = 6.900 \text{ mm Hg}$$
$$P_2 = x_2 P_2^\circ = (0{,}25)(2.400) = 600 \text{ mm Hg}$$
$$P = P_1 + P_2 = 6.900 + 600 = 7.500 \text{ mm Hg}$$

b.) El primer vapor desprendido estará en equilibrio con el líquido de composición $x_1 = 0{,}75$.

Según la ley de Dalton-Raoult:

$$x_1 P_1^\circ = y_1 P$$

de donde, para el propano:

$$y_1 = \frac{P_1^\circ}{P} x_1 = \frac{9.200}{7.500}(0{,}75) = 0{,}92$$

y_1 para el butano:

$$y_2 = 1 - y_1 = 1 - 0{,}92 = 0{,}08$$

El último vapor desprendido será de butano puro. Se va vaporizando el líquido, cuyo componente volátil es el propano, por lo que la última gota de líquido vaporizado ha de ser de componente fijo, es decir, de butano.

Volver al enunciado del problema

c.) $\Delta P = (6{,}198 \cdot 10^4)\left[\frac{kgf}{m^2}\right]\cdot(7{,}35\cdot 10^{-2})\left[\frac{mm\,Hg}{kgf/m^2}\right] =$

$= 4.560$ mm Hg.

Cuando no circula el gas, la presión total en el cilindro será igual a la caída de presión en el sistema:

$$\Delta P = P = P_1 + P_2 = y_1 P + y_2 P = x_1 P_1^\circ + x_2 P_2^\circ =$$
$$= x_1 P_1^\circ + (1-x_1) P_2^\circ = (P_1^\circ - P_2^\circ) x_1 + P_2^\circ$$

de donde la composición de propano en el líquido será:

$$x_1 = \frac{P - P_2^\circ}{P_1^\circ - P_2^\circ} = \frac{4.560 - 2.400}{9.200 - 2.400} = 0{,}318$$

y la de butano:

$$x_2 = 1 - x_1 = 1 - 0{,}318 = 0{,}682$$

y la composición de propano en el vapor será:

$$y_1 = \frac{P_1^\circ}{P} x_1 = \frac{9.200}{4.560}(0{,}318) = 0{,}641$$

y la de butano:

$$y_2 = 1 - y_1 = 1 - 0{,}641 = 0{,}359$$

Volver al enunciado del problema

$$\alpha_m = 1,125$$

$$y = \frac{1,125\,x}{1 + 0,125\,x}$$

Volver al enunciado del problema

Según la definición de volatilidad relativa:

$$\alpha = \frac{\frac{y_1}{x_1}}{\frac{1-y_1}{1-x_1}} = \frac{y_1(1-x_1)}{x_1(1-y_1)}$$

A partir de los datos de equilibrio pueden obtenerse los correspondientes valores de α:

x	y	α	y (α_m)
0	0	–	0
0,136	0,158	1,192	0,151
0,216	0,241	1,152	0,236
0,257	0,288	1,169	0,281
0,294	0,321	1,135	0,320
0,363	0,391	1,127	0,391
0,406	0,435	1,126	0,434
0,527	0,548	1,088	0,556
0,620	0,638	1,080	0,658
0,722	0,733	1,057	0,745
1	1	–	1

El valor medio de la volatilidad relativa resulta ser:

$$\alpha_m = 1,125$$

En la tabla se muestra asimismo el cálculo de las composiciones del vapor utilizando este valor de α en la ecuación:

Volver al enunciado del problema

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} = \frac{1,125\,x}{1+0,125\,x}$$

Como puede observarse en la última columna de la tabla, los valores de y difieren poco de los obtenidos experimentalmente, por lo que puede concluirse que el sistema es ideal.

Volver al enunciado del problema

a.) $P = 37{,}95\ kPa$

b.) $y_{benceno} = 0{,}527$

$y_{tolueno} = 0{,}149$

$y_{agua} = 0{,}324$

Volver al enunciado del problema

Benceno: 1 (volátil)
Tolueno: 2 (fijo)

Como los hidrocarburos son inmiscibles con el agua, la fase líquida hidrocarbonada tendrá la composición:

$$x_1 = \frac{25}{25+25} = 0,5$$

$$x_2 = \frac{25}{25+25} = 0,5$$

Según la ley de Raoult:

$$P_i = x_i P_i^0$$

se tendrá:

$$P_1 = (0,5)(40) = 20 \text{ kPa}$$
$$P_2 = (0,5)(11,3) = 5,65 \text{ kPa}$$

a.) La presión total sobre la mezcla se obtiene sumando a las presiones parciales de los hidrocarburos la presión de vapor del agua, es decir:

$$P = 20 + 5,65 + 12,3 = 37,95 \text{ kPa}$$

b.) En la fase gaseosa se cumple la ley de Dalton, es decir:

$$y_i P = P_i$$

de donde:

Volver al enunciado del problema

$$y_1 = \frac{P_1}{P} = \frac{20}{37,95} = 0,527$$

$$y_2 = \frac{P_2}{P} = \frac{5,65}{37,95} = 0,149$$

$$y_{agua} = \frac{P_{agua}}{P} = \frac{12,3}{37,95} = 0,324$$

Volver al enunciado del problema

a.) Grafica $(T-x,y)$ y $(x-y)$.

b) c.) $\alpha_m = 2,16$

T	98,4	105,0	110,0	115,0	120,0	125,6
α	2,285	2,250	2,170	2,140	2,080	2,020
y	1,000	0,804	0,672	0,475	0,287	0,000

Volver al enunciado del problema

Los diagramas (T-x,y) y (x-y) se construyen a partir de la tabla de presiones de vapor en función de la temperatura, aplicando la ley de Dalton-Raoult a ambos componentes, obteniéndose para la fase líquida:

$$x_1 = \frac{P - P_2^\circ}{P_1^\circ - P_2^\circ}$$

y para la fase vapor:

$$y_1 = \frac{P_1^\circ}{P} x_1$$

La tabla para obtener ambos diagramas es la siguiente ($P = 760$ mm Hg):

T	x_1	y_1	α	y (x=m)
98,4	1,000	1,000	2,285	1,000
105,0	0,655	0,810	2,250	0,804
110,0	0,487	0,674	2,170	0,672
115,0	0,312	0,492	2,140	0,475
120,0	0,157	0,279	2,080	0,287
125,6	0,000	0,000	2,020	0,000

a.) Los diagramas de equilibrio se muestran en el gráfico adjunto.

Volver al enunciado del problema

b.) La volatilidad relativa se obtiene a partir de su ecuación de definición:

$$\alpha = \frac{P_1^\circ}{P_2^\circ}$$

Sus valores se muestran en la tabla anterior

c.) El valor medio de la volatilidad relativa resulta ser:

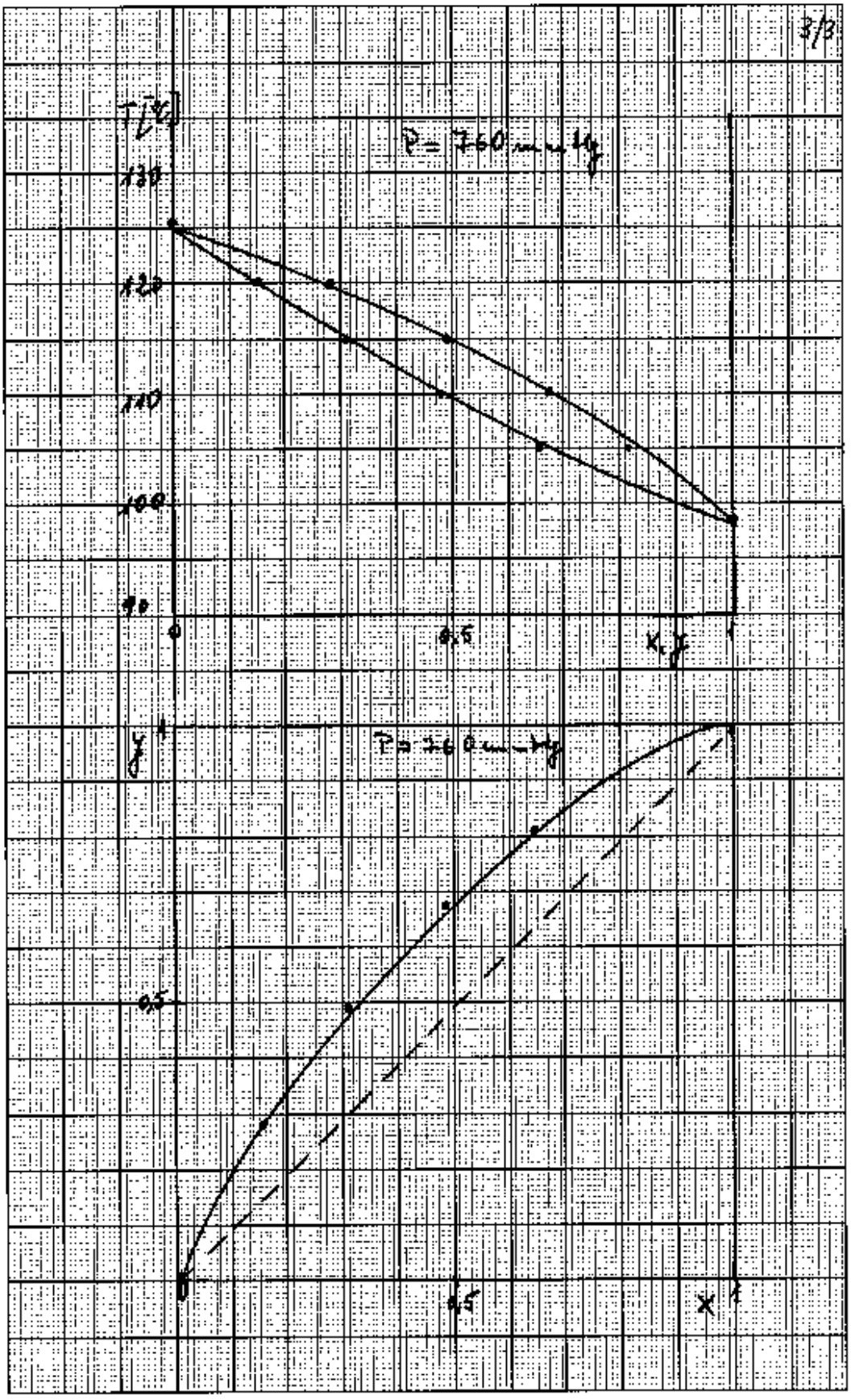
$$\alpha_m = 2{,}16$$

En la tabla anterior se muestra el cálculo de las composiciones del vapor utilizando este valor de α en la ecuación:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{2{,}16\,x}{1 + 1{,}16x}$$

Volver al enunciado del problema

C1201-28



Volver al enunciado del problema

$y_{Benceno} = 0,63$

$y_{Tolueno} = 0,37$

Volver al enunciado del problema

La forma más sencilla de realizar el cálculo es utilizando el diagrama (T-x,y), que se construye a partir de la tabla de presiones de vapor en función de la temperatura aplicando la ley de Dalton-Raoult a ambos componentes, obteniéndose para la fase líquida:

$$x_1 = \frac{P - P_2^\circ}{P_1^\circ - P_2^\circ}$$

y para la fase vapor:

$$y_1 = \frac{P_1^\circ}{P} x_1$$

La tabla para obtener el diagrama (T-x,y) es la siguiente ($P = 760$ mm Hg):

T	x_1	y_1
80	1,000	0,997
85	0,774	0,898
90	0,575	0,772
95	0,405	0,627
100	0,260	0,462
105	0,127	0,268
110	0,013	0,030

El diagrama se muestra en el gráfico adjunto.

Sobre este diagrama se sitúa $x_1 = 0,40$, se sube hasta la curva de líquido saturado, se llega

Volver al enunciado del problema

horizontalmente hasta la curva de vapor saturado y se lee la abscisa correspondiente a ese punto, que resulta ser:

$$y_1 = 0,63$$

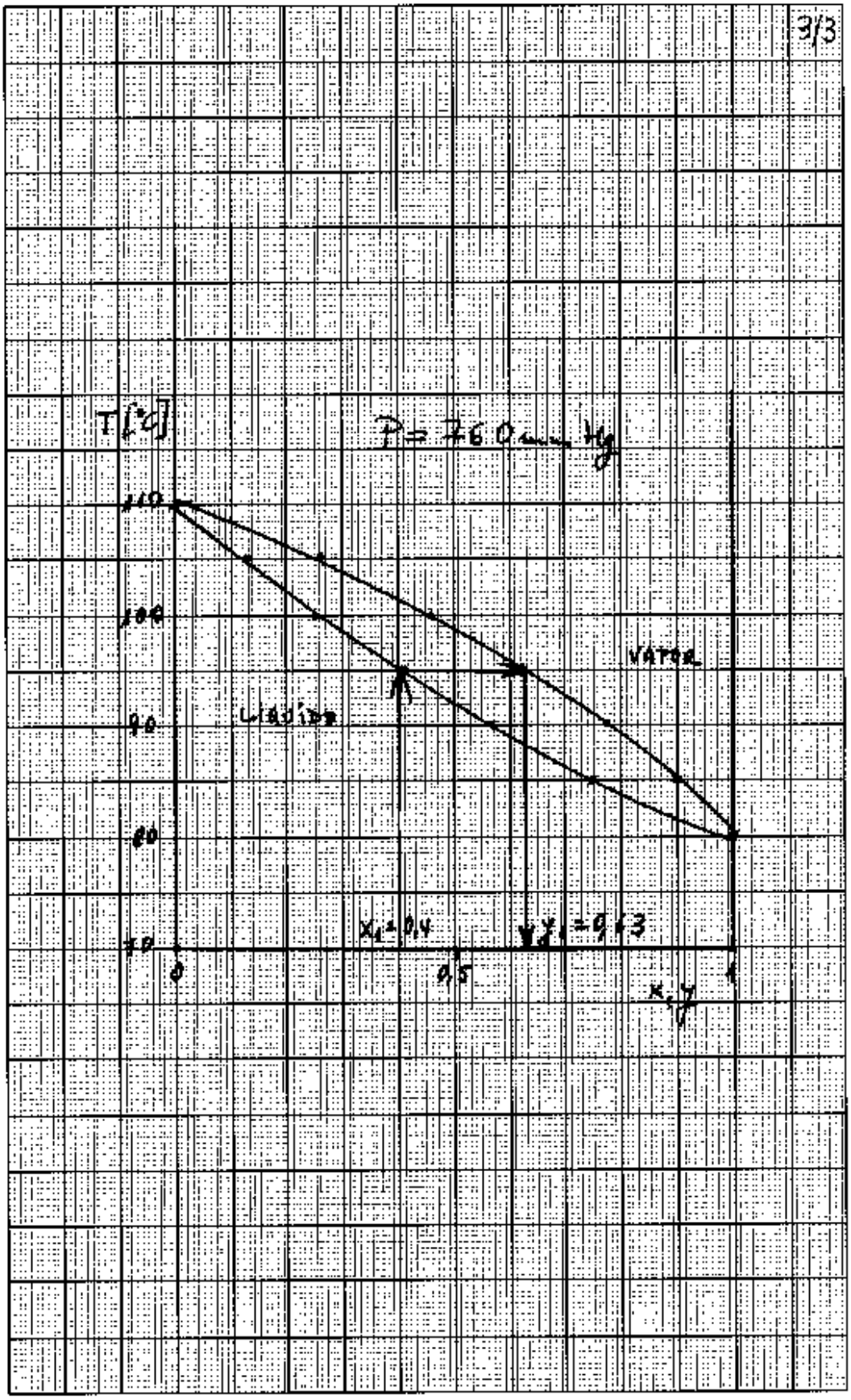
con lo cual

$$y_2 = 1 - 0,63 = 0,37$$

siendo ésta la composición del vapor en equilibrio con la mezcla líquida indicada.

Volver al enunciado del problema

AIQ01-29



Volver al enunciado del problema

a.) $T_b = 82,4\ °C$

b.) $y_1 = 0,55$

c.) $x_1 = 0,163$

d.) $x_1 = 0,064$

e.) $x_1 = 0,042$

Volver al enunciado del problema

Con los datos de la tabla se construye directamente el diagrama $(T-x,y)$ adjunto.

a.) Sobre este diagrama se sitúa $x_1 = 0,25$, se sube hasta la curva de líquido saturado y se lee en ordenadas la temperatura de burbuja:

$$T_b = 82,4\ ^\circ C$$

b.) A la temperatura de burbuja se llega hasta la curva de vapor saturado y se lee la abscisa correspondiente a este punto, que indica la composición de la primera burbuja de vapor:

$$y_1 = 0,55$$

c.) Si se considera M la cantidad total de mezcla, de composición z, en cualquier momento se verifica:

$$M = L + V$$

y para el componente volátil:

$$Mz = Lx + Vy$$

La fracción de mezcla inicial que se ha vaporado será V/M, que a partir de las ecuaciones anteriores puede ponerse en función de las composiciones de equilibrio:

Volver al enunciado del problema

$$\frac{V}{M} = \frac{z - x}{y - x}$$

Teniendo en cuenta que:

$$\frac{V}{M} = 0{,}25$$

$$z = 0{,}25$$

se tendrá:

$$0{,}25 = \frac{0{,}25 - x}{y - x}$$

Tanteando parejas de valores x, y leídas de la gráfica se obtiene que la ecuación se cumple para:

$$x = 0{,}163$$

$$y = 0{,}510$$

por lo que la composición del líquido residual es del 16,3%.

d) Utilizando la misma ecuación del apartado anterior:

$$\frac{V}{M} = \frac{z - x}{y - x}$$

y teniendo en cuenta que:

$$\frac{V}{M} = 0{,}60$$

$$z = 0{,}25$$

se tendrá

$$0{,}60 = \frac{0{,}25 - x}{y - x}$$

Volver al enunciado del problema

Tanteando parejas de valores x, y leídos de la gráfica se obtiene que la ecuación se cumple para:

$$x = 0{,}064$$
$$y = 0{,}375$$

por lo que la composición del líquido residual es del 6,4%.

e.) Según el apartado c), si se separan 25 moles de vapor, los 75 moles de líquido residual tienen una composición:

$$z = 0{,}163$$

Si ahora se evaporan 75 moles más, se tendrá que:

$$\frac{V}{M} = \frac{35}{75} = 0{,}47$$

Por tanto, utilizando la misma ecuación que en los apartados anteriores, ahora con estos datos, se obtiene:

$$0{,}47 = \frac{0{,}163 - x}{y - x}$$

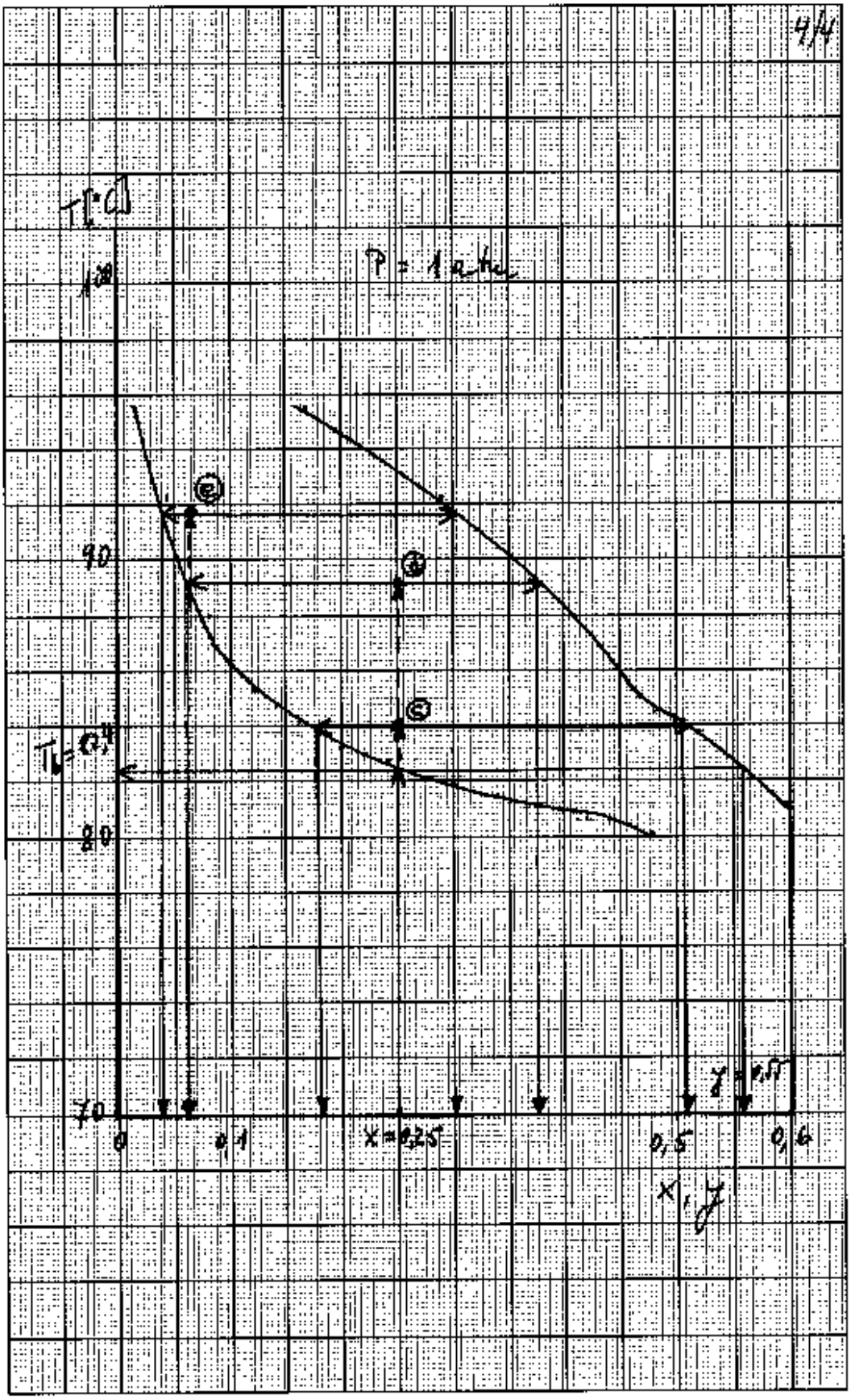
Tanteando parejas de valores x, y leídos de la gráfica se obtiene que la ecuación se cumple para:

$$x = 0{,}042$$
$$y = 0{,}30$$

por lo que la composición del líquido residual es del 4,2%.

Volver al enunciado del problema

c/Q01-30



Volver al enunciado del problema

a.) Grafico $(T-x, y)$.

b.) Grafico $(x-y)$.

c.) Grafico $(x-y)$ con $\alpha = 1,45$

Volver al enunciado del problema

Para obtener los diferentes diagramas a partir de la tabla de presiones de vapor en función de la temperatura, se aplica la ley de Dalton-Raoult a ambos componentes, obteniéndose para la fase líquida

$$x_1 = \frac{P - P_1^\circ}{P_1^\circ - P_2^\circ}$$

y para la fase vapor:

$$y_1 = \frac{P_1^\circ}{P} x_1$$

La volatilidad relativa se obtiene a partir de su ecuación de definición:

$$\alpha = \frac{P_1^\circ}{P_2^\circ}$$

La tabla para obtener estos diagramas a la siguiente ($P = 50$ mm Hg)

T [ºC]	x_1	y_1	α	y (α_{mg})
66,25	0,000	0,000	1,412	0,000
66	0,029	0,041	1,413	0,042
65	0,152	0,203	1,419	0,206
64	0,259	0,336	1,449	0,336
63	0,405	0,495	1,435	0,497
62	0,500	0,590	1,439	0,592
61	0,696	0,768	1,449	0,769
60	0,765	0,826	1,459	0,825
59	0,926	0,948	1,463	0,948
58,06	1,000	1,000	1,488	1,000

Volver al enunciado del problema

a) El diagrama (T-x,y) se muestra en el gráfico adjunto.

b.) El diagrama (x-y) se muestra en el gráfico adjunto.

c.) Los valores de la volatilidad relativa calculados para los componentes puros son:

$$[\alpha]_2 = 1,412$$
$$[\alpha]_1 = 1,488$$

Por tanto, su media geométrica será:

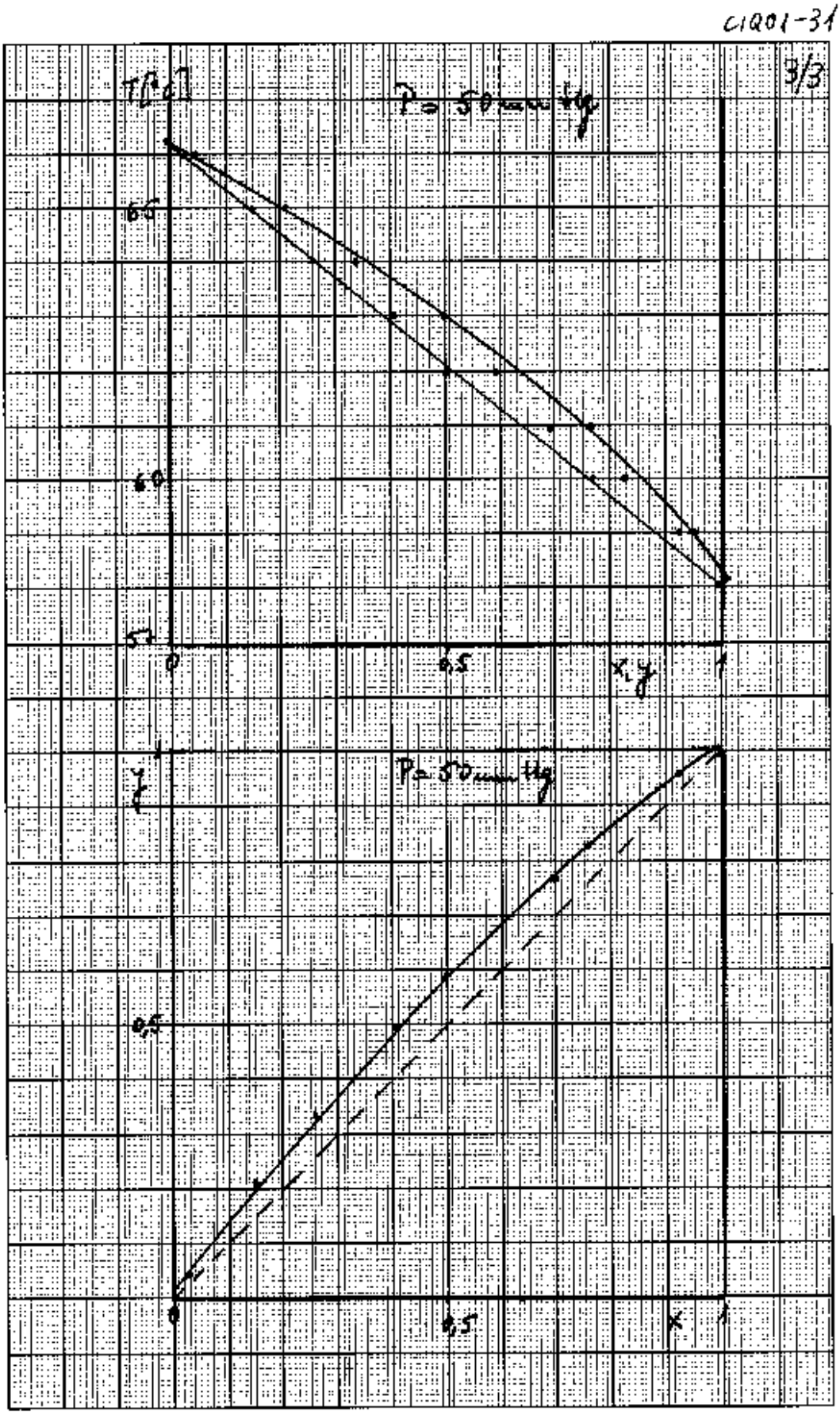
$$\alpha_{mg} = \sqrt{(1,412)(1,488)} = 1,45$$

En la tabla se muestra el cálculo de las composiciones del vapor utilizando este valor de α en la ecuación:

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} = \frac{1,45\,x}{1+0,45\,x}$$

Como puede observarse en la última columna de la tabla, los valores de y prácticamente no difieren de los obtenidos a partir de las presiones de vapor, por lo que su representación gráfica será coincidente con la anterior.

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

a.) Gráficos $(T-x,y)$ y $(x-y)$.

b.) $\alpha_m = 2,47$

c.) $T_b = 87\,^{\circ}C$

$T_r = 92,5\,^{\circ}C$

d.) $x_1 = 0,525$

$y_1 = 0,74$

Volver al enunciado del problema

Los diagramas de equilibrio se construyen a partir de la tabla de presiones de vapor en función de la temperatura aplicando la ley de Dalton-Raoult a ambos componentes, obteniéndose para la fase líquida:

$$x_1 = \frac{P - P_2^\circ}{P_1^\circ - P_2^\circ}$$

y para la fase vapor:

$$y_1 = \frac{P_1^\circ}{P} x_1$$

La volatilidad relativa se obtiene a partir de su ecuación de definición:

$$\alpha = \frac{P_1^\circ}{P_2^\circ}$$

La tabla para obtener estos diagramas a la siguiente ($P = 1$ atm):

T[°C]	x_1	y_1	α	$y(\alpha_m)$
69	1,000	1,000	2,576	1,000
70	0,958	0,983	2,583	0,983
75	0,727	0,875	2,629	0,868
80	0,527	0,735	2,488	0,734
85	0,360	0,581	2,460	0,582
90	0,211	0,389	2,389	0,397
95	0,094	0,196	2,336	0,205
99,2	0,000	0,000	2,322	0,000

Volver al enunciado del problema

a.) Los diagramas $(T-x,y)$ y $(x-y)$ se muestran en las gráficas adjuntas.

b.) El valor medio de la volatilidad relativa resulta ser:

$$\alpha_m = 2,47$$

En la tabla anterior se muestra el cálculo de las composiciones del vapor utilizando este valor de α en la ecuación:

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} = \frac{2,47\,x}{1+1,47x}$$

Puede observarse la buena concordancia de los datos.

c.) Para obtener la temperatura de burbuja se sitúa sobre el diagrama $(T-x,y)$ el valor $x_1 = 0,30$, se sube hasta la curva de líquido saturado y se lee en ordenadas:

$$T_b = 87^\circ C$$

Para obtener la temperatura de rocío, se sitúa sobre el diagrama $(T-x,y)$ el valor $x_1 = 0,30$, se sube hasta la curva de vapor saturado y se lee en ordenadas:

$$T_r = 92,5\ ^\circ C$$

Volver al enunciado del problema

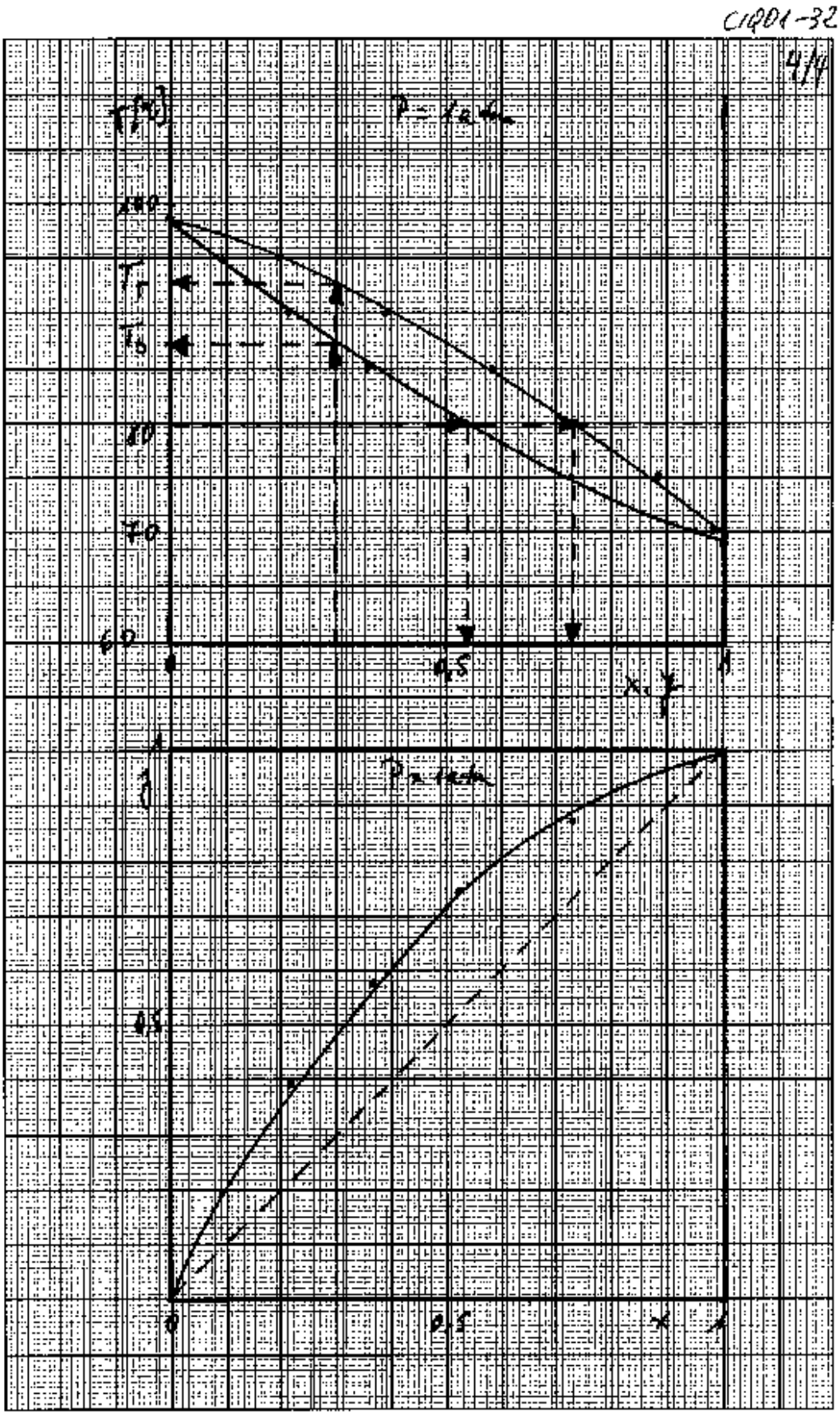
d.) Sobre el diagrama (T-x,y) se sitúa la horizontal de T = 80°C y se lee en abscisas el punto de corte de esta horizontal con la curva de líquido saturado:

$$x_1 = 0,525$$

y el punto de corte de esta horizontal con la curva de vapor saturado:

$$y_1 = 0,74$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

a.) Grafico (T-x,y).

b.) Grafico (x-y).

c.) Grafico (x-y) con $\alpha = 1,47$

d.) $T_b = 74°C$

$T_r = 75,2°C$

Volver al enunciado del problema

Los diagramas de equilibrio se construyen a partir de la tabla de presiones de vapor en función de la temperatura aplicando la ley de Dalton-Raoult a ambos componentes, obteniéndose para la fase líquida:

$$x_1 = \frac{P - P_2^o}{P_1^o - P_2^o}$$

y para la fase vapor:

$$y_1 = \frac{P_1^o}{P} x_1$$

La volatilidad relativa se obtiene a partir de su ecuación de definición:

$$\alpha = \frac{P_1^o}{P_2^o}$$

La tabla para obtener estos diagramas es la siguiente ($P = 1$ atm):

T [°C]	x_1	y_1	α	y (α_m)
68,7	1,000	1,000	—	1,000
70,0	0,892	0,924	1,466	0,924
72,0	0,682	0,761	1,478	0,759
74,0	0,500	0,595	1,472	0,595
76,0	0,344	0,436	1,476	0,435
78,0	0,182	0,246	1,471	0,246
80,0	0,056	0,079	1,431	0,080
80,8	0,000	0,000	—	0,000

Volver al enunciado del problema

a.) El diagrama (T-x,y) se muestra en el gráfico adjunto.

b.) c.) El diagrama (x-y) se muestra en el gráfico adjunto - Sólo se representan los puntos experimentales, ya que los calculados a partir de la volatilidad relativa media:

$$\alpha = 1{,}47$$

son prácticamente coincidentes con aquellos, como muestra la última columna de la tabla anterior, obtenida mediante:

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} = \frac{1{,}47}{1+0{,}47x}$$

d.) Una mezcla equimolar tendrá la composición:

$$x = 0{,}50$$

Situando este punto sobre la abscisa del diagrama (T-x,y), se sube hasta la curva de líquido saturado y se lee en ordenadas la temperatura de burbuja:

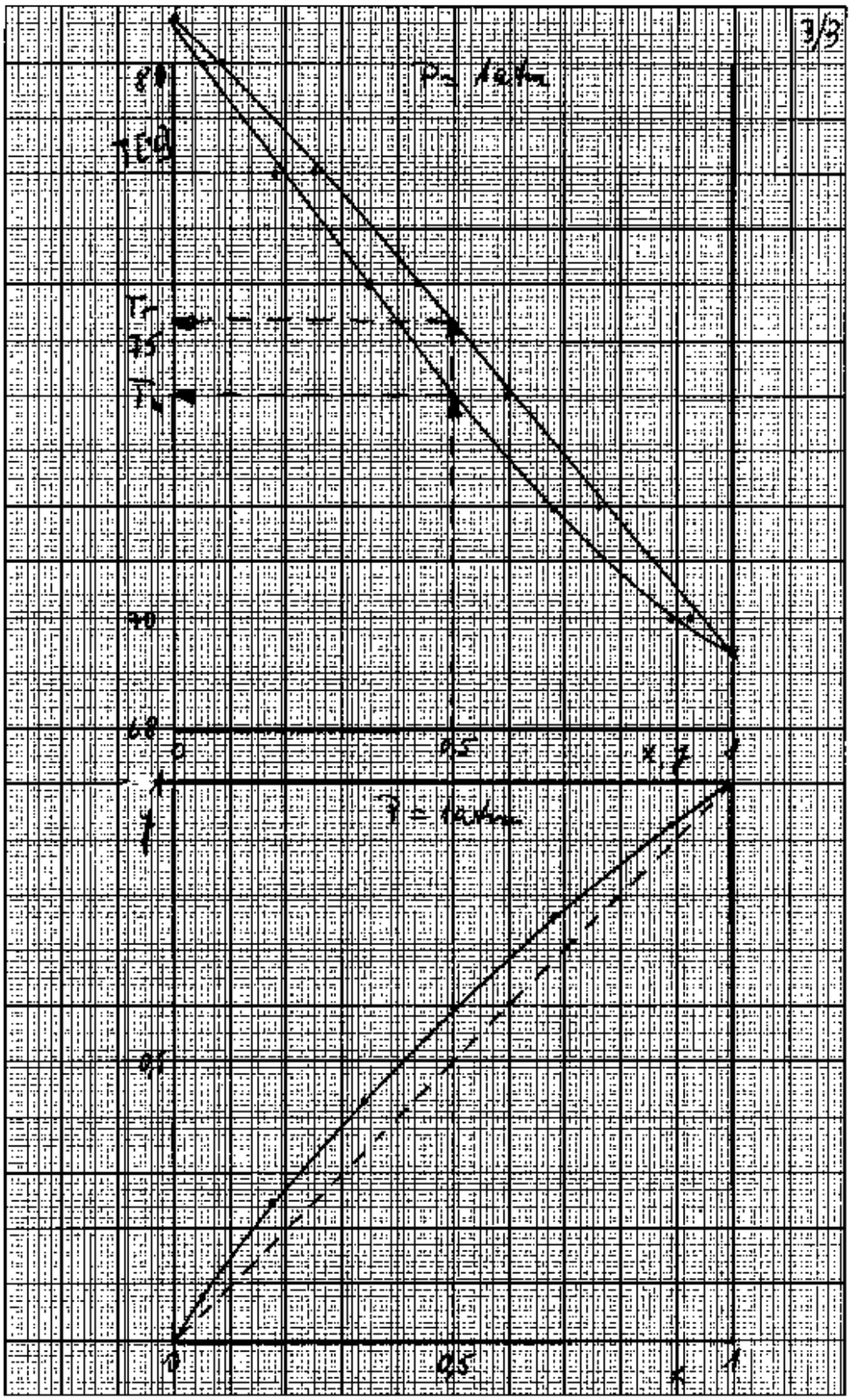
$$T_b = 74^\circ C$$

Si se sigue subiendo hasta la curva de vapor saturado, se leerá en ordenadas la temperatura de rocío.

$$T_r = 75{,}2^\circ C$$

Volver al enunciado del problema

C1Q01 - 33



Volver al enunciado del problema

a.) Gráfico (T-x, y).

b.) Gráfico (x-y).

c.) Gráfico (x-y) con $\alpha = 1,3065$

d.) $T_b = 117,25°C$

$T_r = 117,8\ °C$

e.) $x_1 = 0,28$

$y_1 = 0,38$

Son composiciones de equilibrio.

Volver al enunciado del problema

Para obtener los diferentes diagramas a partir de las tablas de presiones de vapor en función de la temperatura, se aplica la ley de Dalton-Raoult a ambos componentes, obteniéndose para la fase líquida:

$$x_1 = \frac{P - P_2^0}{P_1^0 - P_2^0}$$

y para la fase vapor:

$$y_1 = \frac{P_1^0}{P} x_1$$

La volatilidad relativa se obtiene a partir de su ecuación de definición:

$$\alpha = \frac{P_1^0}{P_2^0}$$

La tabla para obtener estos diagramas es la siguiente ($P = 75$ mm Hg):

T [°C]	x_1	y_1	α	$y\,(\alpha_{ma})$
113,7	1,000	1,000	1,298	1,000
114,6	0,837	0,870	1,309	0,870
115,4	0,691	0,746	1,315	0,745
116,3	0,554	0,621	1,317	0,619
117,0	0,437	0,506	1,324	0,503
117,8	0,318	0,382	1,324	0,378
118,6	0,200	0,248	1,319	0,246
119,4	0,087	0,111	1,315	0,111
120,0	0,000	0,000	1,315	0,000

Volver al enunciado del problema

a.) El diagrama (T-x,y) se muestra en el gráfico adjunto.

b.) El diagrama (x-y) se muestra en el gráfico adjunto.

c.) Los valores de la volatilidad relativa calculados para los dos componentes puros son:

$$[\alpha]_1 = 1,298$$

$$[\alpha]_2 = 1,315$$

Por tanto, la media aritmética será:

$$\alpha_{ma} = \frac{1,298 + 1,315}{2} = 1,3065$$

En la tabla se muestra el cálculo de las composiciones del vapor utilizando este valor de α en la ecuación:

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} = \frac{1,3065\,x}{1+0,3065\,x}$$

Como puede observarse en la última columna de la tabla, los valores de y prácticamente no difieren de los obtenidos a partir de las presiones de vapor, por lo que su representación gráfica será coincidente con estos.

d.) Situando el punto de composición:

$$x_1 = 0,40$$

sobre la abscisa del diagrama (T-x,y), se sube hasta

Volver al enunciado del problema

la curva de líquido saturado y se lee en ordenadas la temperatura de burbuja:

$$T_b = 117,25\ ^\circ C$$

Si se sigue subiendo hasta la curva de vapor saturado, se leerá en ordenadas la temperatura de rocío:

$$T_r = 117,8\ ^\circ C$$

c.) Sobre el diagrama $(T-x,y)$ se sitúa la horizontal de $T = 118\ ^\circ C$ y se lee en abscisas el punto de corte con esta horizontal con la curva de líquido saturado:

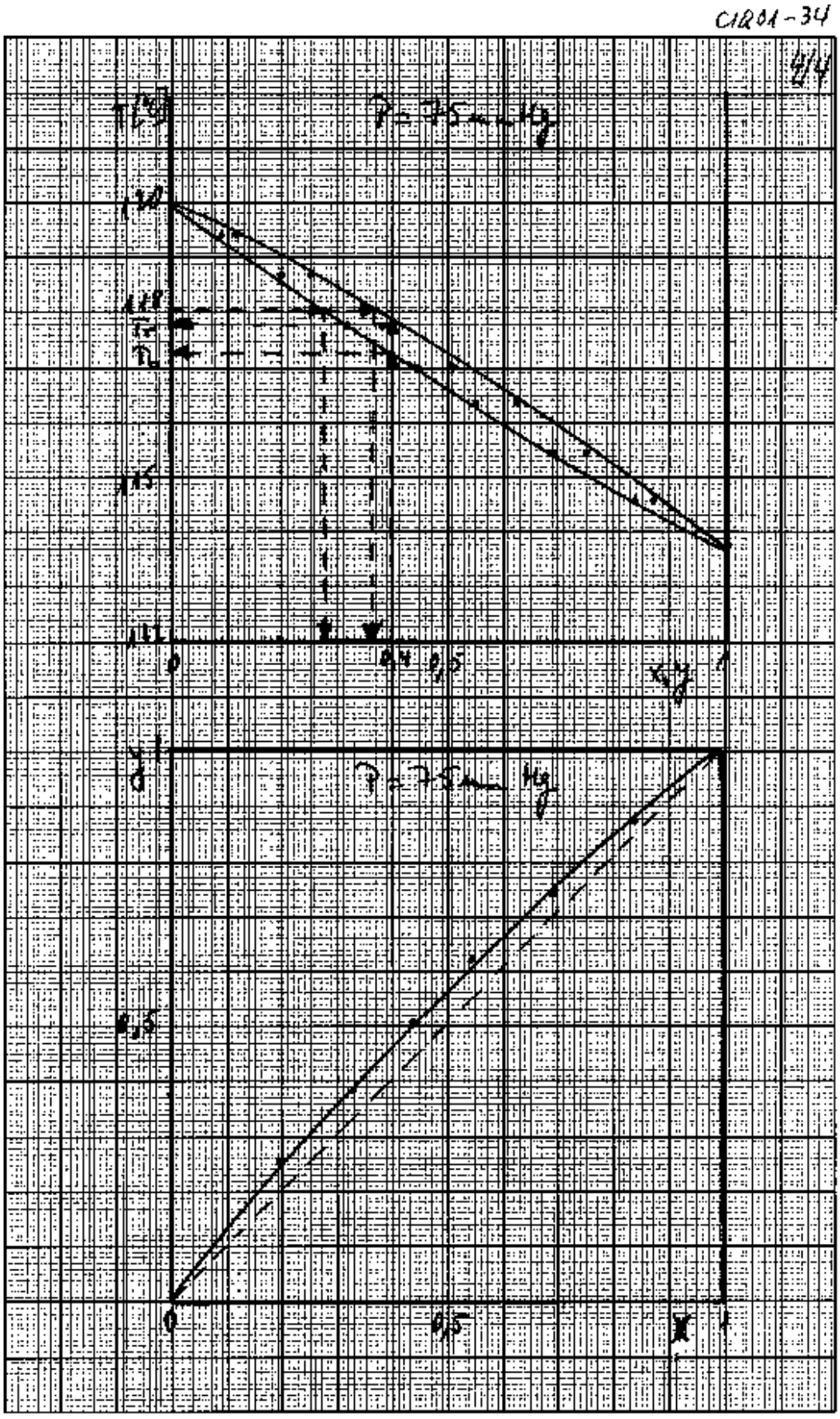
$$x_1 = 0,28$$

y el punto de corte de esta horizontal con la curva de vapor saturado:

$$y_1 = 0,38$$

La relación que hay entre ambas composiciones es que se trata de composiciones de equilibrio.

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

a.) Grafico $(T - x, y)$.

b.) Grafico $(x - y)$.

c.) Grafico $(x - y)$ con $\alpha = 2,00$

Volver al enunciado del problema

Los diagramas de equilibrio se construyen a partir de la tabla de presiones de vapor en función de la temperatura aplicando la ley de Dalton-Raoult a ambos componentes, obteniéndose para la fase líquida:

$$x_1 = \frac{P - P_2^\circ}{P_1^\circ - P_2^\circ}$$

y para la fase vapor:

$$y_1 = \frac{P_1^\circ}{P} x_1$$

La volatilidad relativa se obtiene a partir de su ecuación de definición:

$$\alpha = \frac{P_1^\circ}{P_2^\circ}$$

La tabla para obtener estos diagramas a la siguiente ($P = 760$ mm Hg):

T [°C]	x_1	y_1	α	$y(\alpha_m)$
86,9	1,000	1,000	2,082	1,000
90	0,814	0,899	2,050	0,897
95	0,571	0,729	2,021	0,727
100	0,370	0,536	1,982	0,540
105	0,159	0,281	2,061	0,274
110	0,000	0,000	1,908	0,000

Volver al enunciado del problema

a.) El diagrama (T-x,y) se muestra en el grafico adjunto.

b.) El diagrama (x-y) se muestra en el grafico adjunto.

c.) El valor medio de la volatilidad relativa de los componentes puros resulta ser:

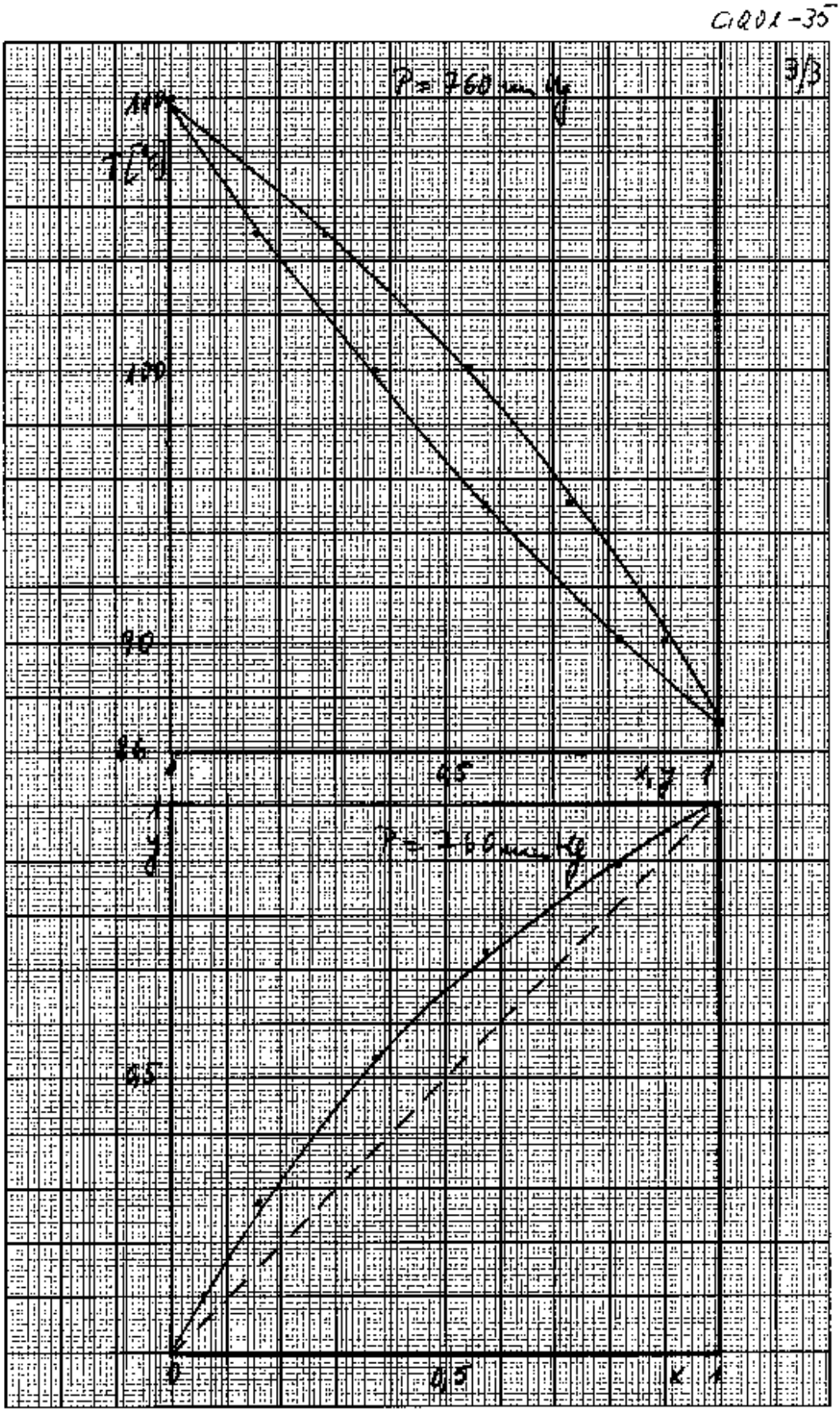
$$\alpha_m = \frac{2,082 + 1,908}{2} = 2.00$$

En la tabla anterior se muestra el calculo de las composiciones del vapor utilizando este valor de α en la ecuación:

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} = \frac{2x}{1+x}$$

Puede observarse la buena concordancia de los datos, por lo que no se representan separadamente.

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

a.) Graficos $(T\text{-}x,y)$ y $(x\text{-}y)$.

b.)

x_1	1,000	0,684	0,400	0,190	0,045	0,000
α	6,333	5,960	5,331	4,901	4,595	4,514

c.) $y_1 = 0,68$

d.) $y_1 = 0,94$

e.) $x_1 = 0,07$

Volver al enunciado del problema

Para obtener los diferentes diagramas a partir de la tabla de presiones de vapor en función de la temperatura se aplica la ley de Dalton-Raoult a ambos componentes, obteniéndose para la fase líquida:

$$x_1 = \frac{P - P_2^\circ}{P_1^\circ - P_2^\circ}$$

y para la fase vapor:

$$y_1 = \frac{P_1^\circ}{P} x_1$$

La volatilidad relativa se obtiene a partir de su ecuación de definición:

$$\alpha = \frac{P_1^\circ}{P_2^\circ}$$

La tabla para obtener estos diagramas a la siguiente ($P = 760$ mm Hg):

T [°C]	x_1	y_1	α
68,7	1,000	1,000	6,333
79,4	0,684	0,928	5,960
93,3	0,400	0,780	5,331
107,2	0,190	0,534	4,901
121,1	0,045	0,178	4,595
125,7	0,000	0,000	4,514

Volver al enunciado del problema

a.) Los diagramas (T-x,y) y (x-y) se muestran en el gráfico adjunto.

b.) Los valores de la volatilidad relativa no oscilan mucho, siendo su valor medio:

$$\alpha_m = 4{,}537$$

lo que indica que se puede considerar comportamiento ideal.

c.) Situando el punto de composición:

$$X = 0{,}30$$

sobre el diagrama (T-x,y), se sube hasta la curva de líquido saturado, se avanza horizontalmente hasta la curva de vapor saturado (en equilibrio) y se lee en abscisas la composición:

$$y = 0{,}68$$

d.) Si el vapor inicialmente obtenido en c) se condensa totalmente, ahora se tendrá un líquido de concentración:

$$X = 0{,}68$$

(en el diagrama (T-x,y) bajar desde el punto de rocío hasta el de burbuja en $y = 0{,}68$).

Volver al enunciado del problema

Si se evaporiza este líquido, la composición del vapor se leerá subiendo por $x = 0,68$ hasta la curva de líquido saturado, avanzando horizontalmente hasta la curva de vapor saturado (en equilibrio) y leyendo en abscisas la composición:

$$y = 0,94$$

e.) Si se considera M la cantidad total de mezcla, de composición z, en cualquier momento se verifica:

$$M = L + V$$

y para el componente volátil:

$$Mz = Lx + Vy$$

La fracción de mezcla inicial que se ha evaporado será V/M, que a partir de las dos ecuaciones anteriores puede ponerse en función de las composiciones de equilibrio:

$$\frac{V}{M} = \frac{z - x}{y - x}$$

Teniendo en cuenta que:

$$\frac{V}{M} = 0,6$$
$$z = 0,20$$

se tendrá:

$$0,6 = \frac{0,20 - x}{y - x}$$

Volver al enunciado del problema

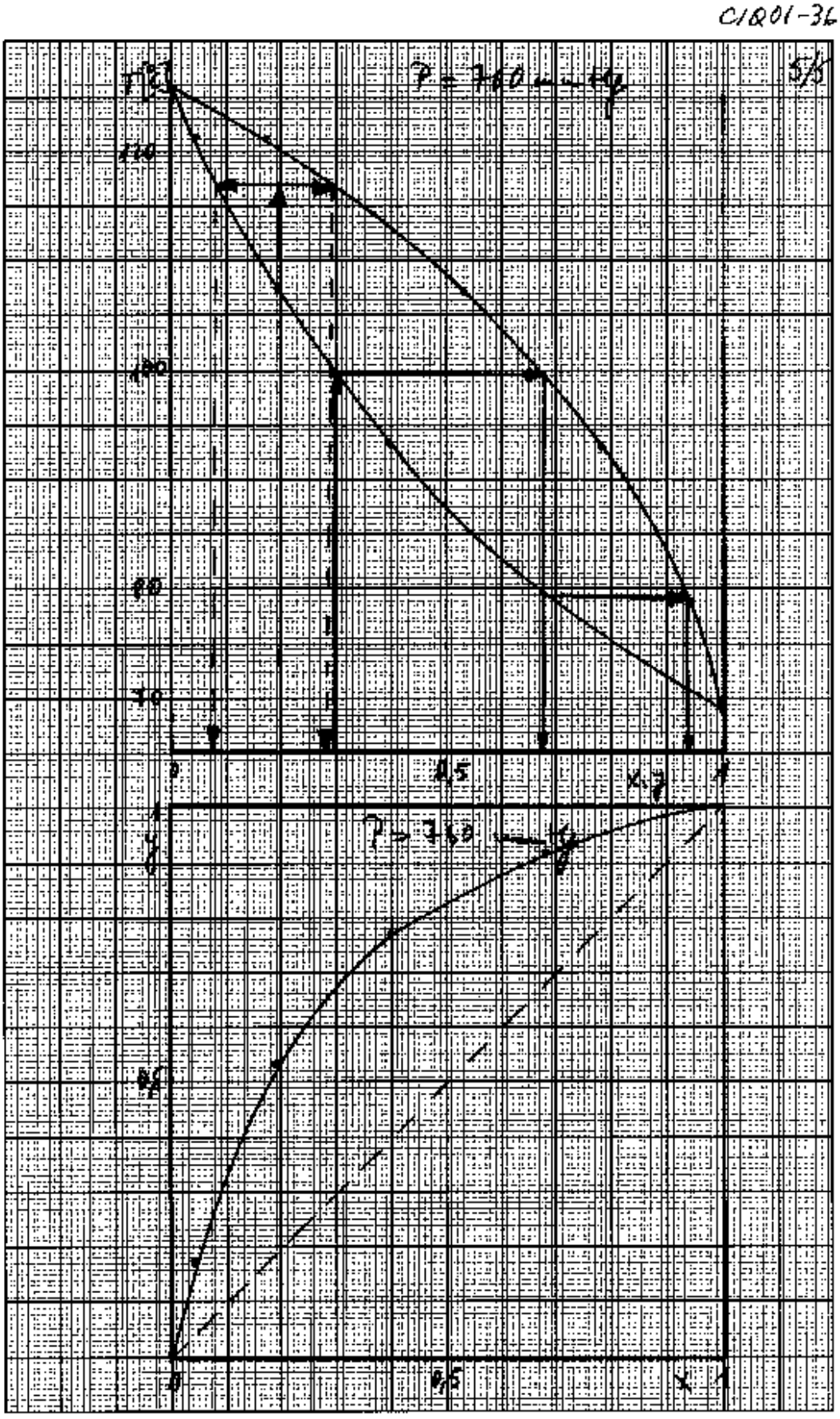
Tanteando parejas de valores x, y leídas en la gráfica se obtiene que la ecuación se cumple para:

$$x = 0{,}07$$

$$y = 0{,}29$$

por lo que la composición del líquido residual es del 7 %.

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

Grafico (x-y) con y_{exp} e y calculados con $\alpha = 3,895$

Volver al enunciado del problema

Aplicando la definición de volatilidad relativa:

$$\alpha = \frac{?^\circ}{?_2^\circ}$$

a las dos temperaturas:

$T = 64{,}5\ ^\circ C \qquad \alpha = \frac{760}{183{,}45} = 4{,}143$

$T = 84\ ^\circ C \qquad \alpha = \frac{1.520}{416{,}8} = 3{,}647$

Los datos de equilibrio pueden calcularse utilizando un valor medio de ambas volatilidades relativas:

$$\alpha_m = \frac{4{,}143 + 3{,}647}{2} = 3{,}895$$

y utilizando la ecuación para sistemas ideales:

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} = \frac{3{,}895}{1+2{,}895x}$$

Se obtiene así, para los datos de la tabla:

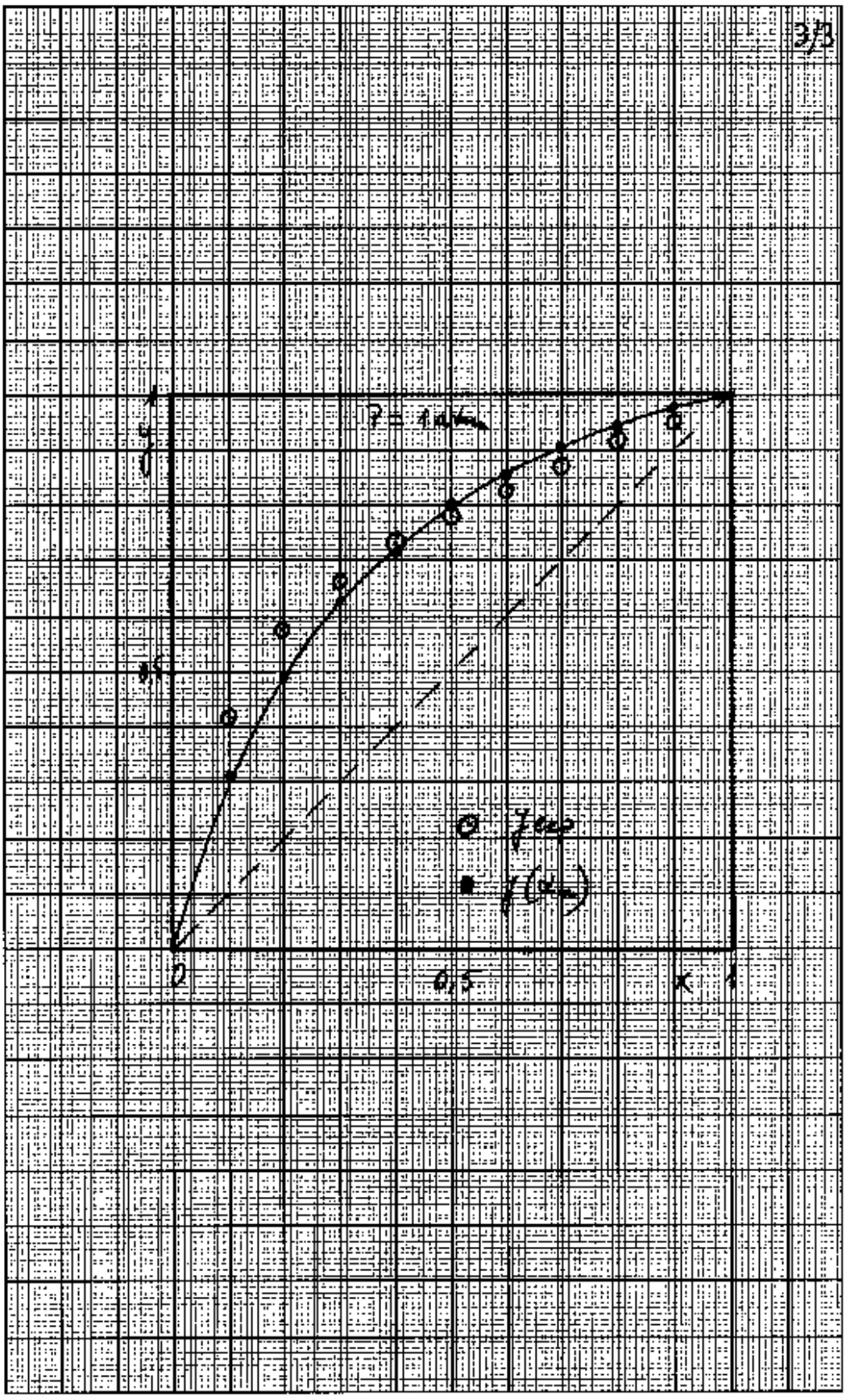
x	y_{exp}	$y\ (\alpha_m)$
0	0,000	0,000
0,1	0,418	0,302
0,2	0,579	0,493
0,3	0,665	0,625
0,4	0,729	0,722
0,5	0,779	0,797
0,6	0,825	0,854
0,7	0,870	0,901
0,8	0,915	0,940
0,9	0,958	0,972
1	1,000	1,000

Volver al enunciado del problema

El diagrama (x-y), en el que se han representado los valores calculados junto a los experimentales, se muestra en el gráfico adjunto.

Volver al enunciado del problema

CIQ01-37



Volver a:	
Ingeniería Química (Ldo. en Química)	Ampliación de Ingeniería Química (Ldo. en Química)
Ingeniería Química (Ldo. en CyT de Alimentos)	Operaciones Básicas de la I.Q. (Ingeniero Químico)

INGENIERÍA QUIMICA: PROBLEMAS

Tema 02

Problema CIQ02-01	Problema CIQ02-02	Problema CIQ02-03
Problema CIQ02-04	Problema CIQ02-05	Problema CIQ02-06
Problema CIQ02-07	Problema CIQ02-08	Problema CIQ02-09
Problema CIQ02-10	Problema CIQ02-11	Problema CIQ02-12
Problema CIQ02-13	Problema CIQ02-14	Problema CIQ02-15
Problema CIQ02-16	Problema CIQ02-17	Problema CIQ02-18
Problema CIQ02-19	Problema CIQ02-20	Problema CIQ02-21
Problema CIQ02-22	Problema CIQ02-23	Problema CIQ02-24
Problema CIQ02-25	Problema CIQ02-26	Problema CIQ02-27
Problema CIQ02-28	Problema CIQ02-29	Problema CIQ02-30
Problema CIQ02-31	Problema CIQ02-32	Problema CIQ02-33
Problema CIQ02-34	Problema CIQ02-35	Problema CIQ02-36
Problema CIQ02-37	Problema CIQ02-38	Problema CIQ02-39
Problema CIQ02-40	Problema CIQ02-41	Problema CIQ02-42
Problema CIQ02-43		

Volver

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Una corriente de aire circula por una conducción y en un determinado punto de la misma se le inyecta 1 kg/h de CO_2. A suficiente distancia de este punto para que se produzca la mezcla completa, un análisis de la corriente muestra que contiene 0,45% en volumen de CO_2.

Suponiendo que el contenido normal del CO_2 en el aire es de 0,03% en volumen, calcular el caudal del aire, en kg/h.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

El análisis del agua que fluye por un río indica que hay 180 ppm de Na_2SO_4. Si se añaden de forma uniforme 10 kg de Na_2SO_4 a la corriente durante el período de 1 h y el análisis aguas abajo, donde la mezcla ha sido completa, indica que hay 3.300 ppm de Na_2SO_4, ¿cuál es el caudal de agua (m^3/h) que fluye por el río?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Se necesitan 100 l de una disolución de H_2SO_4 en agua al 70% en peso (r = 1,6 g/cm^3) y se dispone de dos disoluciones del mismo ácido, al 95% y al 25% en peso. ¿Qué cantidad (kg) de cada una de estas últimas disoluciones habría que mezclar para obtener el volumen pedido a la concentración del 70% en peso?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Un recipiente contiene 600 l de una disolución de detergente al 25% en volumen. Se desea reducir la concentración al 20% añadiendo otra disolución del mismo detergente al 5%.

a) ¿Qué volumen (l) de disolución al 5% se debe añadir?

b) ¿Cuál será la concentración final si se añaden 300 l?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

En las estaciones de servicio es preciso añadir ácido sulfúrico diluido a las baterías secas a fin de activarlas. Se desea preparar un lote nuevo de ácido al 18,63% utilizando una disolución más débil que contiene 12,43% de H_2SO_4 (el resto es agua pura) y que se encuentra en un tanque. Si se agregan 200 kg de H_2SO_4 del 77,7% al tanque y la disolución final tiene que ser H_2SO_4 del 18,63%, ¿cuántos kg de ácido de batería se habrán preparado?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Las cosas iban bien en la planta piloto de la Empresa Farmacéutica Philpott durante el turno de medianoche a 8 a.m., hasta que el operador del reactor dejó el manual de instrucciones demasiado cerca del mechero Bunsen con el cual calentaba el café. La historia terminó cuando el manual de instrucciones, el café y una parte de la manga izquierda de la bata del operador se quemaron completamente.

Al recordar el enfado de su supervisor cuando le telefoneó a medianoche por última vez, decidió confiar en su memoria para continuar la operación sin las instrucciones. Ajustó el caudal del ciclohexano (M = 84 g/mol; r = 0,779 g/cm^3) a 11 l/min y el del tetrahidrosinfurol (M = 216 g/mol; r = 1,3 g/cm^3) a 5 l/min.

El operador debió haber recordado dos cosas:

1) La fracción másica del THF en el flujo combinado de los reactivos era supuestamente 0,25.

2) Si la fracción molar del THF excede de 0,30 la mezcla de reacción explota.

Así pues:

a) ¿Tenía mala memoria?

b) Si no, ¿se dio cuenta rápidamente de su error?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Una mezcla de metano y aire puede encenderse sólo si el porcentaje en moles de metano se encuentra entre 5% y 15%. Una mezcla que contiene 9% en moles de metano en aire, con un caudal de 700 kg/h, se diluye con aire puro para reducir la concentración de metano al límite menor de inflamabilidad. Calcular el caudal molar de aire requerido (mol/h) y en porcentaje en masa de oxígeno en el producto gaseoso.

Nota:

Puede considerarse que la masa molecular media del aire es de 29 kg/kmol.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Un combustible líquido debe contener un 35% de hidrocarburos C_9 y un 65% de hidrocarburos C_{11}. ¿Cuántos moles de un producto ligero (75% de C_9 y 25% de C_{11}) se deben mezclar con un producto pesado (20% de C_9 y 80% de C_{11}) para obtener 100 moles del producto deseado?

Nota:

Todos los porcentajes están expresados en moles.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

A un mezclador se alimentan tres corrientes líquidas con los caudales y composiciones siguientes (todas ellas expresadas en peso):

Corriente 1	Corriente 2	Corriente 3
10 kg/s	120 kg/min	7.200 kg/h
A: 10%	A: 30%	
B: 60%		B: 10%
C: 25%		C: 40%
D: 5%	D: 70%	D: 50%

La densidad de las tres corrientes es la misma (r = 1,3 kg/m^3) y no cambia. Los pesos moleculares de los componentes son A = 50, B = 60, C = 70 y D = 80 kg/kmol. La corriente de salida se realiza a través de una tubería independiente. Determinar:

a) Caudal másico (kg/s) de la corriente de salida y su composición (% en peso).

b) Caudal volumétrico (m^3/s) de todas las corrientes del sistema.

c) Caudal molar (kmol/s) de la corriente de salida y su composición (% en moles).

d) Concentración de componente A (kmol/m^3) en la corriente de salida.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Se mezclan 20 kg de una disolución que contiene 65% de HNO_3, 5% de H_2SO_4 y 30% de H_2O con 30 kg de una disolución que contiene 30% de HNO_3, 60% de H_2SO_4 y 10% de H_2O. Calcular la composición de la mezcla resultante.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Una columna de destilación se alimenta con una mezcla que contiene 45% de benceno y 55% de tolueno. Se produce un flujo de destilado que contiene 95% en peso de benceno y con el residuo sale un 8% del benceno alimentado a la columna. La velocidad de alimentación es de 2.000 kg/h.

Determínense el flujo másico de destilado y los flujos másicos de benceno y tolueno en el residuo.

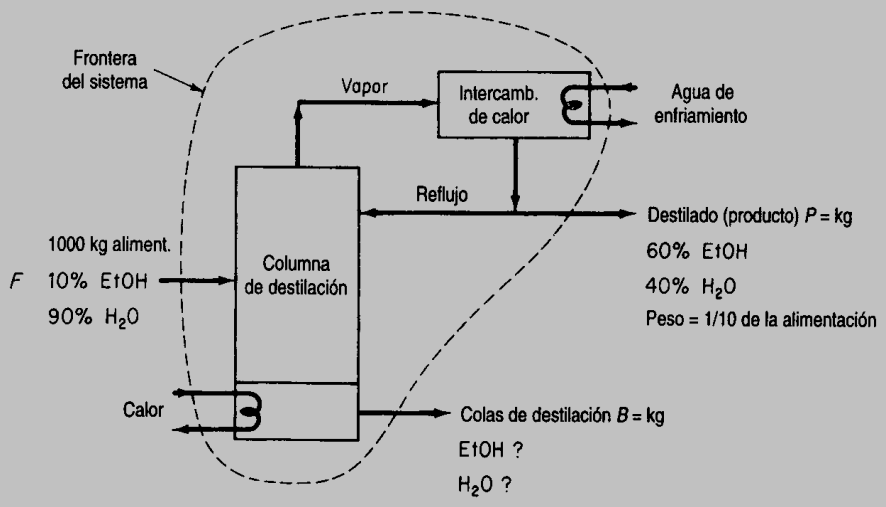
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Un industrial que fabrica por primera vez alcohol para gasohol ha tenido ciertos problemas con una columna de destilación. La operación se muestra en la Figura.



Los técnicos creen que se pierde demasiado alcohol en la colas. Calcular la composición de las colas y la masa de alcohol que se pierde en ellas.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Una corriente de 1.000 mol/h, disponible con la siguiente composición:

Componente	% mol
Propano	20
Isobutano	30
Isopentano	20
n-Pentano	30

se va a separar por destilación en dos fracciones. Se desea que el destilado contenga todo el propano que entra en la unidad, así como el 80% del isopentano; su composición en isobutano deberá ser de 40%. La corriente de residuo deberá contener todo el n-pentano que se alimenta a la unidad. Calcular los análisis completos de destilado y residuo.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Una mezcla de hidrocarburos de composición:

Componente	% mol
Etileno	2
Etano	3
Propileno	5
Propano	15
Isobutano	25
n-Butano	35
n-Pentano	15

Se separa en una columna de rectificación en un producto de cabeza en que el componente menos volátil es el isobutano, y un producto de cola en que el componente más volátil es el propano. La concentración del isobutano en el producto de cabeza es 5,0% en moles, y la concentración de propano en el producto de cola es 0,8% en moles.

Calcular los moles de cada uno de los componentes en el producto de cabeza y en el producto de cola, por cada 100 moles de alimentación.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

En un evaporador se concentran 10.000 kg/h de una disolución salina desde el 5% al 30% en peso. Se desea calcular la cantidad de agua evaporada por hora.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

A un evaporador se alimenta una suspensión de pulpa de papel con un 6,7% en peso de sólido seco. El sólido que abandona el desecador contiene aún un 11% en peso de agua. Si el desecador puede evaporar 75.000 kg/h de agua, ¿cuál será la producción diaria de pulpa de papel (con 11% en peso de agua)?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Un evaporador se alimenta continuamente con 25 Tm/h de una disolución que contiene 80% de H_2O, 10% de NaOH y 10% de NaCl. Durante la evaporación el NaCl precipita en forma cristalina y se sedimenta y separa. La disolución concentrada que abandona el evaporador contiene 48% de H_2O, 50% de NaOH y 2% de NaCl. Calcular los caudales de las corrientes de salida.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Un cristalizador se alimenta con 5.600 kg/h de una disolución salina caliente con 50% en peso de sal. Al enfriar cristaliza la sal y se consigue separar así una disolución fría saturada con 20% en peso de sal y unos cristales húmedos con 5% en peso de agua. Se desea conocer el caudal de disolución de salida y la masa de cristales húmedos obtenidos por hora.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Un tanque contiene 10.000 kg de una disolución saturada de Na_2CO_3 (M = 106 g/mol) a 30ºC. Se desea cristalizar de esta disolución 3.000 kg de $Na_2CO_3 \cdot 10H_2O$ sin agua en exceso. ¿A qué temperatura es preciso enfriar la disolución?

Datos:

Solubilidad del Na_2CO_3 en función de la temperatura:

T [ºC]	Solubilidad [g Na_2CO_3/100 g H_2O]
0	7
10	12,5
20	21,5
30	38,8

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

A un cristalizador se alimentan 6.000 kg/h de una disolución acuosa con un 50% en peso de sal, obteniéndose una salmuera con un 18% de sal y un sólido cristalino con un 6% de humedad. Calcular los caudales másicos de los efluentes obtenidos.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

En la fabricación de sosa (Na_2CO_3) por el método Leblanc se calienta sulfato sódico con carbón y carbonato cálcico. La pasta que resulta tiene la siguiente composición: 42% de Na_2CO_3; 6% de otras sustancias solubles en agua; 52% de materia insoluble (CaS, C, etc.).

La pasta se trata con agua para extraer el carbonato sódico. El residuo sólido de este tratamiento tiene la siguiente composición: 4% de Na_2CO_3; 0,5% de otras sustancias solubles en agua; 85% de materia insoluble; 10,5% de agua.

Calcular el peso de residuo y el peso de carbonato sódico extraídos del tratamiento de 1 Tm de pasta.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

El dióxido de titanio, TiO_2, es un pigmento blanco opaco que se fabrica en grandes volúmenes y se utiliza mucho en las industrias del papel y las pinturas. En una nueva planta de pigmentos, cuya capacidad es de 4.000 kg/h de producto TiO_2 seco, se desea purificar de sal una corriente intermedia que consiste en un precipitado de TiO_2 suspendido en una disolución acuosa de sal, de manera que el producto final, en base libre de agua, contenga no más de 100 ppm de sal.

La eliminación de la sal se logrará lavando el precipitado con agua, a razón de 6 kg de agua por kg de precipitado. Si la corriente cruda de pigmento contiene 40% de TiO_2, 20% de sal, y el resto agua (todos los porcentajes en masa), y si se espera que el pigmento lavado contenga aproximadamente 50% (en masa) de sólidos de TiO_2, ¿cuál será la composición de la corriente residual de agua de lavado?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Se quiere recuperar el benceno de una torta de filtrado que contiene 20% de benceno y 80 % de sólidos inertes, calentándola con una corriente de nitrógeno en un secadero continuo en contracorriente. El nitrógeno entra seco y sale llevando 0,7 kg de benceno por cada kg de nitrógeno. Los sólidos residuales retienen 4,0 % en peso de benceno.

Calcular :

a) Los kg de nitrógeno que atraviesan el secador por kg de sólido inerte.

b) El porcentaje de benceno recuperado, considerado como tal el que sale en la corriente de nitrógeno.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Los peces que atrapan los pescadores se pueden convertir en harina de pescado, la cual puede servir como alimento para animales en la producción de carne para consumo humano o utilizarse directamente como alimento. El uso directo de la harina de pescado incrementa mucho la eficiencia de la cadena alimenticia, pero el concentrado de proteína de pescado, fundamentalmente por razones estéticas, se usa principalmente como suplemento proteínico. Como tal, compite con la soja y otras proteínas de oleaginosas.

En el procesamiento del pescado, una vez que se extrae el aceite, la torta de pescado se seca en secadores de tambor rotatorio, se muele finamente y se empaqueta. El producto resultante contiene 65% de proteína.

En un lote dado de torta de pescado que contiene 80% de agua (el resto es torta seca), se eliminan 100 kg de agua, y se determina entonces que la torta de pescado tiene 40% de agua. Calcular el peso de la torta de pescado que se introdujo originalmente en el secador.

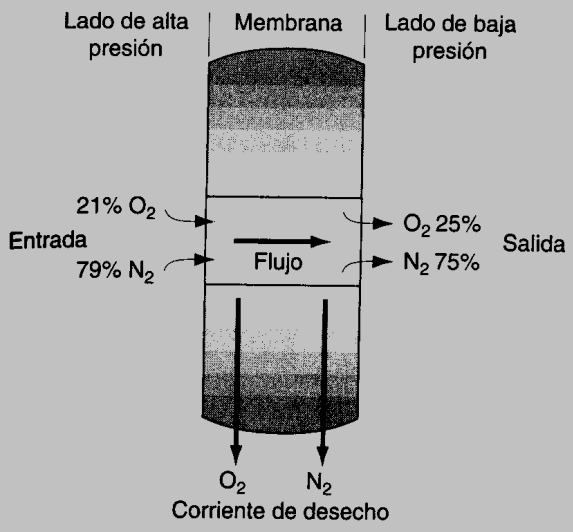
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Las membranas representan una tecnología relativamente nueva para separar gases. Una aplicación que ha llamado la atención es la separación de oxígeno y nitrógeno del aire. La Figura ilustra una membrana con poros del orden de 10^{-9} m que se fabrica aplicando un recubrimiento muy delgado de polímero a una capa de soporte de grafito poroso.



¿Cuál es la composición del flujo de desecho si éste equivale al 80% de la entrada?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

En una planta de desalinización de ósmosis inversa se tratan 4.000 kg/h de una disolución salina con un 4% en peso de sal y las condiciones de operación son tales que se obtienen 1.200 kg/h de agua desalinizada con un 0,3 % en peso de sales.

a) Calcular el caudal volumétrico y la salinidad de la salmuera de rechazo.

b) Calcular el incremento de salinidad que se produce en el permeado, cuando la salinidad del agua alimentada se incrementa en un 50%, manteniendo constantes las restantes condiciones.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

A menudo puede recuperarse un soluto de una disolución mediante el uso de un segundo disolvente que sea inmiscible en la disolución, pero que disuelva al soluto. A este tipo de proceso de separación se le llama extracción por disolvente. Mediante un proceso así, se separa benceno de una corriente de refinería que contiene 70% (en peso) de benceno en una mezcla de hidrocarburos parafínicos y de nafteno, mediante SO_2 líquido. Cuando se utilizan 3 kg de SO_2 por kg de alimentación al proceso, se obtiene una corriente residual, o refinado, que contiene 16,67% en peso de SO_2 y el resto benceno. La corriente de extracto contiene todos los componentes que no son benceno, algo de SO_2 y aproximadamente 0,25 kg de benceno por kg de hidrocarburos diferentes del benceno.

Bajo estas condiciones, ¿cuál es el porcentaje de recuperación del benceno (kg de benceno en el refinado por kg de benceno en la alimentación)?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

En la producción de aluminio a partir de mineral de bauxita, un paso crucial es la separación de la alúmina de las impurezas minerales. En el proceso Bayer, esto se logra mediante el tratamiento de bauxita con NaOH en disolución, para producir $NaAlO_2$. Debido a que el $NaAlO_2$ es soluble en agua, pero no los componentes residuales del mineral de bauxita, puede obtenerse una separación dejando asentar dichos minerales y decantando la disolución acuosa de $NaAlO_2$ y NaOH que no reacciona. Para recuperar algo más del $NaAlO_2$ que queda en la disolución atrapada entre los sólidos asentados, se lava este "lodo" repetidas veces con agua, se deja asentar y se decanta el agua de lavado.

En una de estas etapas de lavado se lava una lechada de alimentación que contiene 10% de sólidos, 11% de NaOH, 16% $NaAlO_2$, y el resto agua, con una corriente de agua de lavado que contiene 2% de NaOH, para producir una disolución decantada libre de sólidos, formada por 95% de agua y un lodo asentado con 20% de sólidos.

Calcular la cantidad de $NaAlO_2$ que se recupera en la disolución decantada, si se alimenta lechada a razón de 1.000 kg/h.

Nota:

Supóngase que las concentraciones de las especies NaOH y $NaAlO_2$ de la disolución decantada son las misma que impregnan el lodo (es decir, libre de sólidos).

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Una mezcla de 20% de amoníaco (M = 17 g/mol) y 80% de aire, en moles, se hace ascender a través de una torre lavadora, por la parte alta de la cual se bombea agua (r = 1 g/cm^3). El gas lavado residual contiene 1,0% en moles de amoníaco y abandona la torre por su parte superior, mientras que por la base de la misma sale una disolución acuosa con 10% en peso de amoníaco. La presión del gas en la torre se supone constante e igual a 2 atm absolutas, por considerarse despreciable la caída de presión a través de la misma. El caudal de entrada de la mezcla gaseosa es de 40 m^3/min, a 15ºC y 760 mmHg. Calcular.

a) El porcentaje del amoníaco que entra en la torre que se pierde con el gas residual.

b) El caudal de agua (m^3/min) que se bombea a la parte superior de la torre.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

En una planta de tostación se obtienen 150.000 m^3/día (a 80ºC y 1 atm) de gas que contiene: 8% de SO_2; 15% de O_2; 76% de N_2; 1% de H_2O.

Para evitar la contaminación se proyecta lavarlo con agua en una torre de tal manera que salga por su parte superior con 0,5% de SO_2 (sobre base seca) y saturado de humedad a 25ºC. La disolución de SO_2 en agua que sale por la base de la torre, no debe contener más de 2,5% en peso de SO_2 (M = 64 kg/kmol). Calcular:

a) La composición del gas efluente.

b) El caudal total (m^3/día) de gas efluente.

c) El caudal de agua que hay que introducir (kg/día).

Datos:

Presión de vapor del agua a 25ºC: 23,7 mmHg

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Una mezcla de 25% de amoníaco (M = 17 g/mol) y 75% de aire, en moles, se hace ascender a través de una torre de absorción por la parte alta de la cual se bombea agua. El gas residual que sale por la parte alta de la torre está seco pero contiene todavía 0,5% en volumen de amoníaco, mientras que por la base de la torre sale una disolución acuosa con 10% en peso de amoníaco. El gas entra en la torre a 40ºC y sale a 20ºC. La presión del gas a la entrada, salida y a través de la torre puede considerarse constante e igual a 2 atm absolutas. El caudal de entrada de la mezcla gaseosa es de 30 m^3/min, medido seco a 15ºC y 760 mmHg. Calcular.

a) El porcentaje de amoníaco que se pierde en el gas residual.

b) El caudal (kg/h) de disolución al 10% en amoníaco producida.

c) El caudal de agua (kg/h) que ha de bombearse a la parte superior de la torre.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

El ácido sulfúrico fumante (óleum) se fabrica absorbiendo SO_3 gaseoso sobre H_2SO_4 del 98% en una columna de relleno. El agua contenida en el ácido sulfúrico utilizado como absorbente se combina con SO_3 para formar H_2SO_4 y, además , el ácido sulfúrico absorbe el exceso de SO_3 para formar óleum.

El SO_3 se obtiene mediante oxidación catalítica del SO_2 gaseoso y seco con aire, de forma que la mezcla gaseosa resultante, además del SO_3 formado, contiene el SO_2 y el O_2 no combinados y el nitrógeno del aire seco utilizado.

En un ensayo de 10 horas para comprobar el funcionamiento de la columna de absorción se obtuvieron los siguientes datos:

a) Ácido sulfúrico fumante:

Cantidad obtenida (kg): 18.350 kg
Composición (% en peso): H_2SO_4: 80 SO_3: 20

b) Ácido concentrado absorbente:

Composición (% en peso): H_2SO_4: 98 H_2O: 2

c) Composición de los gases que salen y entran en la torre de absorción (% en volumen):

Componente	Gas entrante	Gas saliente
SO_2	0,2	0,2
SO_3	7,5	--
O_2	10,3	11,1
N_2	82,0	88,7

Se desea calcular los caudales másicos medios de ácidos y gases que entran y salen de la torre de absorción.

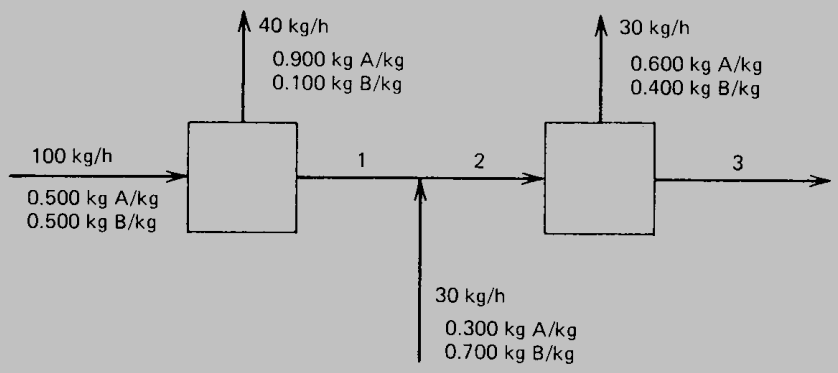
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

En la Figura se muestra el diagrama de flujo para un proceso de destilación continua en régimen estacionario de dos unidades. Cada flujo contiene dos componentes, A y B, en diferentes proporciones. Los tres flujos cuyas velocidades de flujo y/o composiciones se desconocen, están etiquetados con los números 1, 2 y 3.



Calcúlese las velocidades de flujo desconocidas y las composiciones de dichos flujos.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, circulación simple

Una mezcla que contiene 50% en peso de acetona y 50% en peso de agua se separa en sus componentes. El proceso de separación consiste en extraer la acetona del agua con una sustancia que la disuelve y que es prácticamente inmiscible con el agua; después se somete a una destilación para separar la acetona del disolvente. El disolvente que se utiliza es la metil-isobutil-cetona (MIBC). La siguiente descripción presenta algunos de los términos comunes que se utilizan en los procesos de extracción en fase líquida.

La mezcla acetona (soluto) agua (disolvente de la alimentación) se pone en contacto con la MIBC (disolvente de lavado) en un mezclador que proporciona un buen contacto entre las dos fases líquidas. En este paso, la mayor parte de la acetona en el flujo de alimentación se transfiere de la fase acuosa (agua) a la fase orgánica (MIBC). La mezcla se transfiere a un tanque de reposo donde las fases se separan y se extraen por separado. La fase rica en el disolvente de la alimentación (en este proceso, el agua) se conoce como el residuo, y la fase rica en el disolvente de lavado (MIBC) es el extracto.

El residuo pasa a una segunda etapa de extracción, donde entra en contacto con un segundo flujo de MIBC pura, que produce la transferencia de más acetona. El residuo en esta segunda etapa se elimina. Los extractos de las dos etapas de mezclado y reposo se combinan y alimentan una columna de destilación. El vapor producido (en la cabeza de la torre), rico en acetona, es el producto del proceso. El flujo inferior, rico en MIBC, es posible, en un proceso real, que se purificara y se hiciera recircular hacia los extractores, pero no se considerará esta recirculación en este caso.

En un estudio de una planta piloto se envían 100 kg de MIBC a un primer extractor y 75 kg a un segundo extractor, por cada 100 kg de mezcla acetona-agua que alimentan el primer extractor. El extracto de la primera etapa contiene 27,5% de acetona. El residuo de la segunda etapa tiene una masa de 43,1 kg, y consiste en 5,3% de acetona, 1,6% de MIBC y 93,1% de agua, y el extracto de la segunda etapa contiene 9,0% de acetona, 88% de MIBC y 3% de agua. El producto de la parte superior de la columna de destilación contiene 2,0% de MIBC, 1,0% de agua y el resto de acetona.

Suponiendo una base de 100 kg de mezcla de acetona-agua de alimentación, calcular las masas y las composiciones (porcentajes en masa de los componentes) del residuo y del extracto de la etapa 1, del extracto de la etapa 2, del extracto combinado, y de los productos de las partes superior e inferior de la columna de destilación.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, derivación

El jugo de naranja fresco contiene generalmente un 12% de sólidos en disolución acuosa (porcentaje en masa); dichos sólidos son principalmente azúcares. Para reducir los costos de traslado, a menudo se concentra el jugo antes de embarcarse y luego se reconstituye al llegar a su destino. El proceso de concentración se efectúa en evaporadores de diseño especial, de tiempo de residencia corto, que operan a presiones menores a la atmosférica para reducir las pérdidas de los componentes de sabor y aroma, presentes en cantidades muy pequeñas y que son muy volátiles y sensibles al calor. Como generalmente no pueden evitarse algunas pérdidas de estos componentes, la práctica común es concentrar el jugo un poco más de lo necesario, y después agregar una pequeña cantidad de jugo fresco al concentrado para obtener un producto de mejor aroma y sabor.

Supóngase que se utiliza 10% de la alimentación a dicho proceso para la reconstitución, y que se opera el evaporador para obtener un jugo de descarga que contiene 80% de sólidos en disolución. Si al proceso se alimentan 10.000 kg/h de jugo fresco, calcular el caudal evaporado de agua y la composición del producto final.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, derivación

Silverman ha patentado un proceso para reducir el contenido en la leche del ^{90}Sr radiactivo, por contacto con un lecho de $HCaPO_4$. El proceso es muy efectivo y elimina completamente el ^{90}Sr, pero también elimina el 97% de los iones Ca^{+2}, lo que crea un problema, puesto que, de acuerdo con las especificaciones de la leche, ésta debe contener como mínimo 0,05 mg/l de Ca^{+2}.

Una leche que contiene $4{,}85 \cdot 10^{-14}$ g/l de ^{90}Sr y 1 mg/l de Ca^{+2} se desea tratar por el proceso anterior para eliminar el ^{90}Sr tanto como sea posible, manteniendo el contenido en Ca^{+2} dentro de especificaciones, para lo cual se ha pensado en separar una corriente mediante una derivación, de forma que se consiga este propósito.

Determinar el contenido en ^{90}Sr de la leche resultante y el porcentaje de ^{90}Sr que se ha eliminado con el proceso.

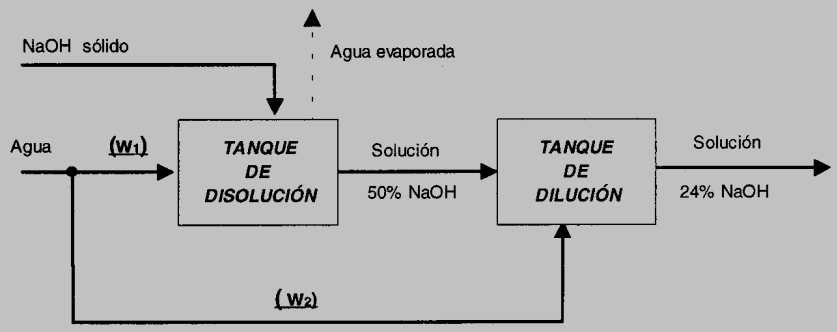
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, derivación

En una industria textil se quiere preparar una disolución de sosa cáustica al 24% en peso para un proceso de mercerización. Debido al elevado calor de disolución de la sosa en agua, la disolución se prepara en un proceso de dos etapas, como se muestra en la Figura.



Considerando que la pérdida por evaporación en el tanque de disolución es del 4% del agua que le entra, calcular la relación W_1/W_2 en peso.

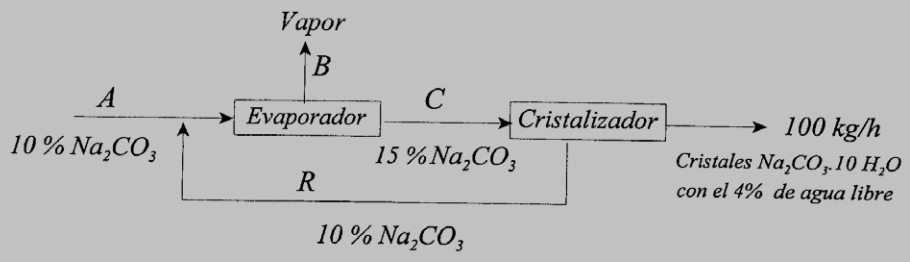
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, recirculación

Se desea obtener carbonato sódico cristalizado ($Na_2CO_3 \cdot 10H_2O$) a partir de una disolución acuosa de Na_2CO_3 al 10% en peso. El proceso a seguir utiliza un evaporador y luego un cristalizador, tal como se indica en el esquema de la Figura.



Para una producción de 100 kg/h de cristales de la composición indicada y teniendo en cuenta los demás datos del esquema, calcular:

a) Caudal de alimentación, A (kg/h).

b) Caudal de vapor, B (kg/h).

c) Corriente de recirculación, R (kg/h).

Datos:

Peso atómico del Na: 23 kg/kmol.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, recirculación

Un evaporador se alimenta con 10.000 kg/h de una disolución de KNO_3 al 20% en peso. La disolución concentrada que sale del evaporador con el 50% en peso de KNO_3 se lleva a un cristalizador, donde se enfría, cristaliza el KNO_3 y las aguas madres (disolución saturada fría con 0,6 kg de KNO_3 por kg de agua) se recirculan, mezclándose con la corriente de alimentación del evaporador. La masa de cristales separados en el cristalizador contiene un 4% en peso de agua. Calcular:

a) Caudal (kg/h) de sal húmeda producida.

b) Caudal (kg/h) de agua evaporada.

c) Caudal (kg/h) de disolución saturada fría recirculada del cristalizador al evaporador.

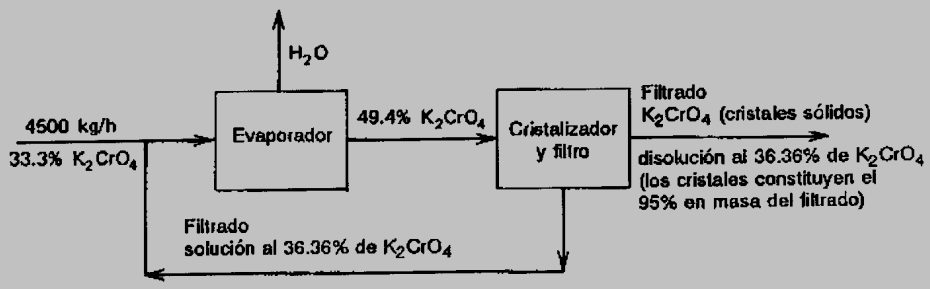
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, recirculación

A continuación se muestra el diagrama de flujo de un proceso en régimen estacionario para la recuperación de dicromato potásico cristalino (K_2CrO_4) a partir de una disolución acuosa de esta sal.



Se combinan 4.500 kg/h de una disolución que contiene 33,3% de K_2CrO_4, y un flujo de re circulación que contiene 36,36% de K_2CrO_4; el flujo combinado alimenta un evaporador. El flujo concentrado que sale del evaporador contiene 49,4% de K_2CrO_4; este flujo alimenta un cristalizador, donde se enfría (produciendo la precipitación de cristales de K_2CrO_4 a partir de la disolución) y después se filtra. El filtrado consiste en cristales de K_2CrO_4 y una disolución que contiene 36,36% de K_2CrO_4 los cristales representan el 95% de la masa total del filtrado. La disolución que pasa a través del filtro, que contiene también 36,36% de K_2CrO_4, es el flujo de recirculación.

Calcúlese el peso del agua extraída en el evaporador, la velocidad de producción del K_2CrO_4 cristalino, el cociente (kg de corriente recirculada)/(kg de alimentación fresca) y las velocidades de alimentación con las que deben diseñarse el evaporador y el cristalizador.

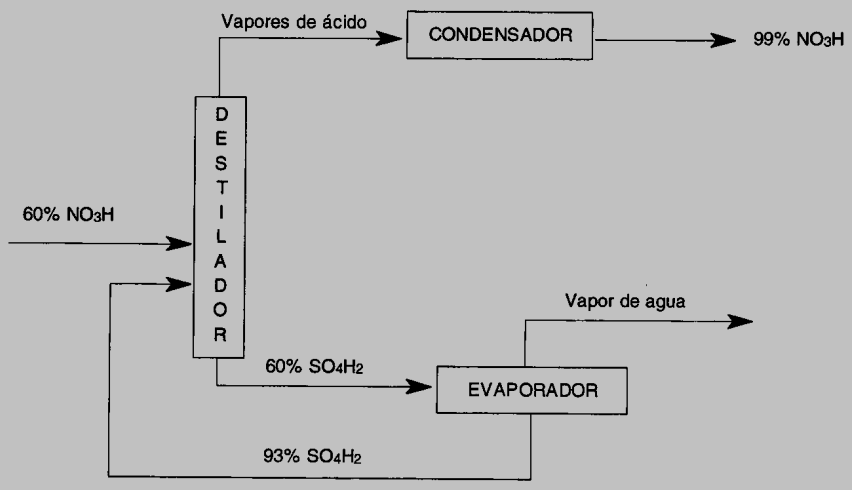
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, recirculación

La etapa final de la fabricación de ácido nítrico es una destilación, en la que la concentración del ácido pasa de 60 a 99%. En la Figura se representa el diagrama de flujo.



El objeto de usar el H_2SO_4 es disminuir la presión parcial del H_2O. Si no se añade H_2SO_4 o algún otro agente de acción similar, no se podría conseguir por evaporación una concentración de ácido superior al 68% (que es el azeótropo).

Tomando como base 100 kg de ácido nítrico concentrado, calcular:

a) El peso de agua que sale del evaporador.

b) El peso de H_2SO_4 que sale del destilador.

c) El peso de alimentación de ácido diluido que entra en el sistema.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, recirculación

Una corriente de aire húmedo, con 0,06 kg de agua por kg de aire seco, se seca en una torre de relleno, poniéndolo en contacto con una disolución de ácido sulfúrico del 72%. Este ácido se prepara recirculando parte del ácido sulfúrico que sale de la columna (concentración del 67%) y mezclándolo con ácido sulfúrico del 98%. Si la columna está diseñada para tratar 440 m^3/h de aire húmedo medidos a presión atmosférica y 360 K, con un rendimiento del 91%, calcular los caudales másicos de todas las corrientes implicadas.

Notas:

Considérese el aire como un compuesto de peso molecular 28,89 kg/kmol.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, proceso físico, recirculación y purga

A un proceso formado por un mezclador y un separador, con recirculación y purga, que opera en continuo y régimen estacionario, se alimenta una corriente fresca con una composición en peso de 20% en A y 80% en B. En el separador se obtiene una corriente de composición en peso de 5% en A y 95% en B, y otra formada por A puro, de la cual una parte se recircula a la corriente de alimentación fresca y la otra se extrae como purga, con un caudal de 10 kg/h. La entrada al mezclador, resultante de la mezcla de alimentación fresca y recirculación, tiene una composición en peso de 40% en A.

Calcular los caudales y composiciones de las diferentes corrientes del sistema.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

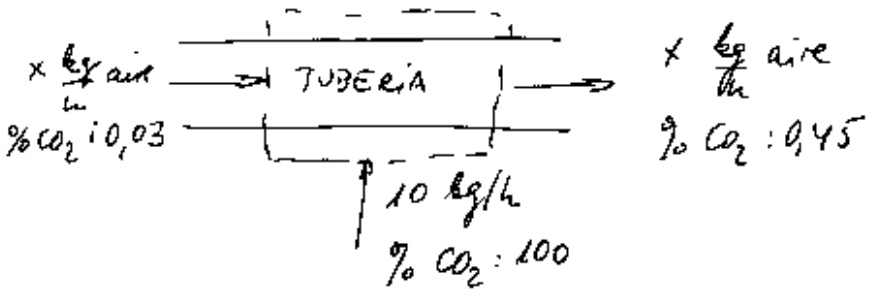
Volver al Índice

Volver al enunciado del problema

Caudal de aire = 1.558 $\frac{kg}{h}$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

Pesos moleculares:

CO_2 : $12 + (2)(16) = 44$ $\frac{kg}{kmol}$

Aire : $(0,21)(32) + (0,79)(28) =$ $\frac{kg}{kmol}$

Balance de CO_2 (% mols ≡ % volumen):

y = kmol aire

$$(0,0003)y + \frac{10}{40} = (0,0045)y$$

De donde:

$y = 54,11$ kmol aire

$$x = 54,11\,[kmol] \cdot 28,84\,\left[\frac{kg}{kmol}\right] = 1.558\ kg$$

$x = 1.558$ kg aire $\xrightarrow{B.C.}$ 1.558 $\frac{kg}{h}$ aire

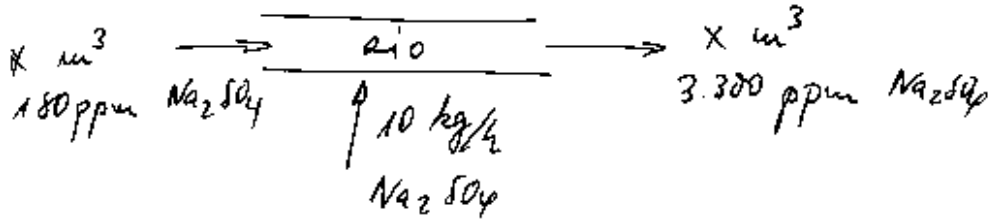
Volver al enunciado del problema

Caudal de agua = $3{,}205 \frac{m^3}{h}$

Volver al enunciado del problema

CIQ02-02
1/1

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

$$1\ ppm = \frac{1\ parte}{10^6\ partes} = \frac{1\ mg}{1\ kg} \simeq \frac{1\ mg}{l} = 1\ \frac{g}{m^3}$$

Balance de Na_2SO_4:

X: m^3 de disolución (o de agua, ya que está muy diluida)

$$X[m^3] \cdot 180\left[\frac{g}{m^3}\right] + 10.000[g] = X[m^3] \cdot 3300\left[\frac{g}{m^3}\right]$$

De donde:

$$X = 3{,}205\ m^3 \xrightarrow{B.C.} 3{,}205\ \frac{m^3}{h}$$

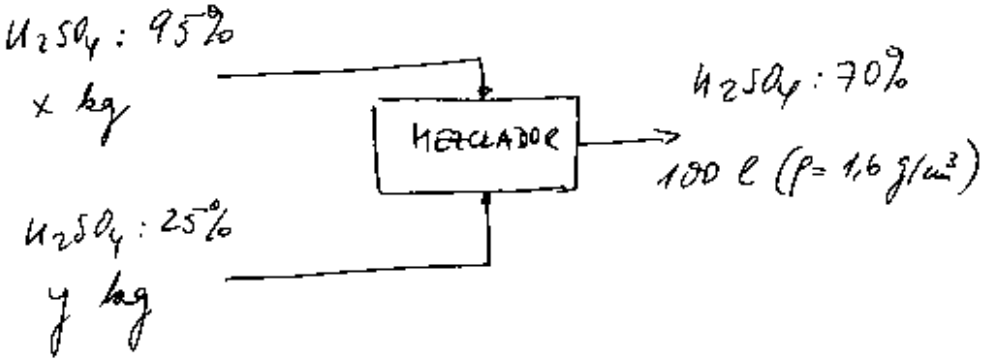
Volver al enunciado del problema

Ácido concentrado = 102,86 kg

Ácido diluido = 57,14 kg

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna

$$100\ l = 100[l] \cdot 1{,}6\left[\frac{g}{cm^3}\right] \cdot 1.000\left[\frac{cm^3}{l}\right] \cdot \frac{1}{1000}\left[\frac{kg}{g}\right] =$$

$$= 160\ kg$$

Balance total:

$$x + y = 160$$

Balance de H_2SO_4:

$$0{,}95x + 0{,}25y = (0{,}70)(160)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$x + y = 160$$
$$0{,}95x + 0{,}25y = 112$$

Se obtiene: $x = 102{,}86$ kg ácido concentrado

$y = 57{,}14$ kg ácido diluido

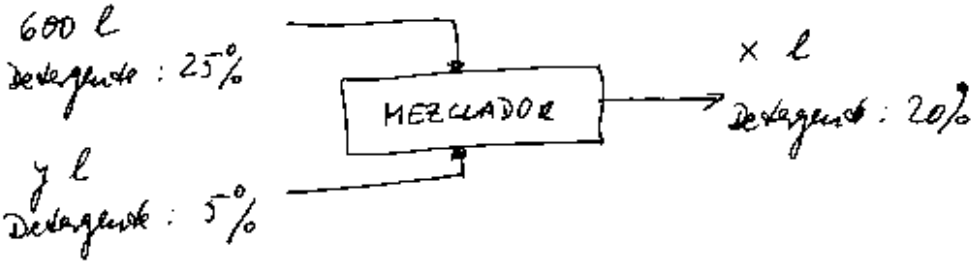
Volver al enunciado del problema

a.) Disolución diluida = 200 l

b.) Detergente en la mezcla = 18,3 %

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo : Ninguna

a) Balance total:

$$600 + y = x$$

Balance de detergente:

$$(600)(0,25) + y(0,05) = x(0,20)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones

$$600 + y = x$$

$$150 + 0,05\,y = 0,20\,x$$

se obtiene:

x = 400 l de mezcla

y = 200 l de disolución diluida

b.) Balance total:

$$600 + 300 = x$$

de donde:

$$x = 900$$

Volver al enunciado del problema

Balance de detergente:

$$(600)(0,25) + (300)(0,05) = (900)\,D$$

De donde:

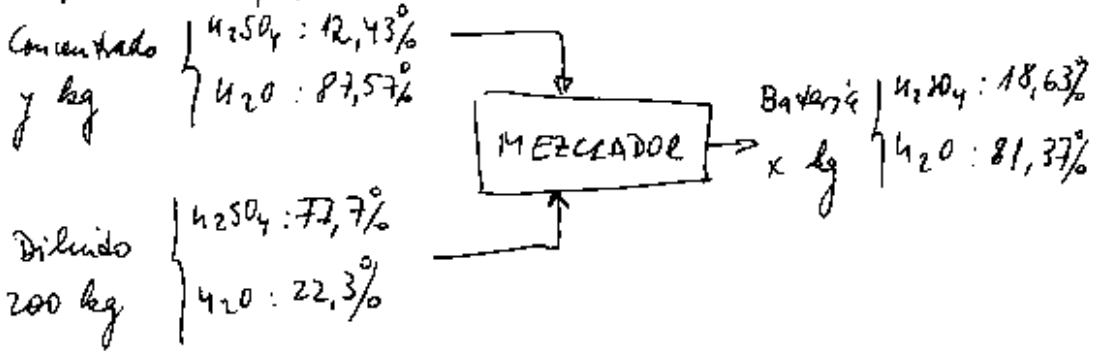
$D = 0,183 \longrightarrow 18,3\%$ detergente en la mezcla

Volver al enunciado del problema

Ácido de batería preparado = 2.110 kg

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna

Balance de H_2SO_4:

$$(0,1243)y + (0,777)(200) = (0,1863)x$$

Balance de H_2O:

$$(0,8757)y + (0,223)(200) = (0,8137)x$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$0,1243\,y + 155{,}4 = 0,1863\,x$$
$$0,8757\,y + 44,6 = 0,8137\,x$$

Se obtiene:

$y = 1.910$ kg ácido diluido
$x = 2.110$ kg ácido batería

Volver al enunciado del problema

a.) El operador tenía mala memoria:

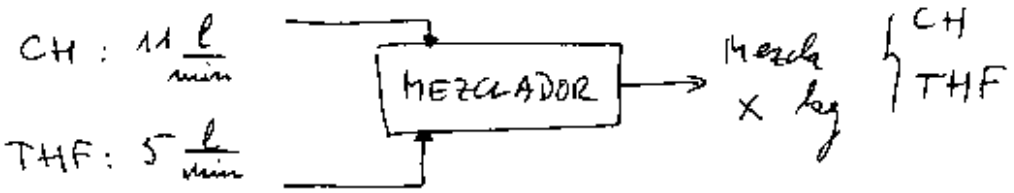
THF en flujo combinado = 0,43 en peso

b.) El operador no se dio cuenta de su error:

THF en flujo combinado = 0,23 en moles

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 min

Caudales másicos y molares:

$$CH = 11\,[l] \cdot 0{,}779\left[\frac{kg}{l}\right] \cdot \frac{1}{84}\left[\frac{kmol}{kg}\right] = 0{,}102\ kmol$$

$$THF = 5\,[l] \cdot 1{,}3\left[\frac{kg}{l}\right] \cdot \frac{1}{216}\left[\frac{kmol}{kg}\right] = 0{,}03\ kmol$$

Balance total (peso):

$$8{,}569 + 6{,}5 = X$$

De donde:

$$X = 15{,}07\ kg\ mezcla$$

Balance total (mols):

$$0{,}102 + 0{,}03 = X$$

De donde:

$$X = 0{,}132\ kmol\ mezcla$$

Volver al enunciado del problema

Corriente de salida:

$[THF]_{salida} = [THF]_{Entrada}$

$[THF]_{Peso} = \frac{6,5}{15,07} = 0,43 \rightarrow 43\%$ peso

$[THF]_{Molar} = \frac{0,03}{0,132} = 0,23 \rightarrow 23\%$ mol

Como son cantidades relativas, son independientes de la base de cálculo.

a.) El operador tenía mala memoria, ya que con su ajuste, la fracción másica del THF en el flujo combinado fue de 0,43, y no de 0,25 como debiera.

b.) El operador no se dio cuenta de su error, ya que la fracción molar del THF era de 0,23, aún por debajo del límite de explosión. Si con su error hubiera producido una mezcla de fracción molar mayor que 0,3, se hubiera dado cuenta rápidamente de su error, ya que la mezcla hubiera explotado. Y además no podría haber subsanado el error.

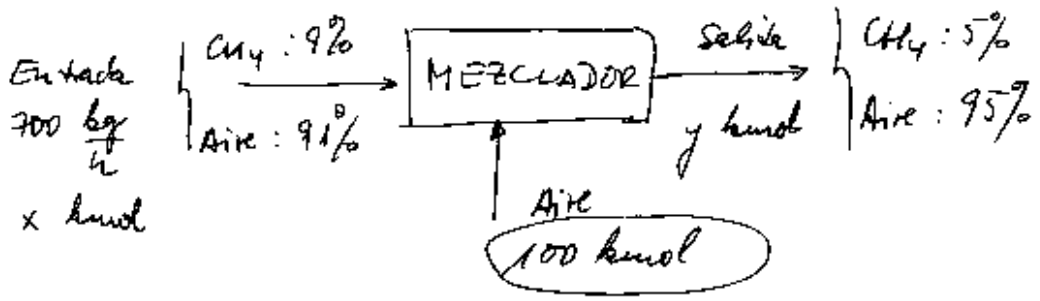
Volver al enunciado del problema

Caudal de aire = 20.122 mol/h

O_2 = 22,6 % peso

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol aire

Balance de aire:

$$(0,91)x + 100 = (0,95)y$$

Balance total:

$$x + 100 = y$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$0,91x + 100 = 0,95y$$
$$x + 100 = y$$

Se obtiene:

$x = 125$ kmol entrada

$y = 225$ kmol salida

Transformación de la base de cálculo en las condiciones reales del problema:

Volver al enunciado del problema

Corriente de entrada:

$CH_4 = 125\,[kmol] \cdot 0{,}09 \cdot 16\left[\frac{kg}{kmol}\right] = 180\ kg\ CH_4$

$Aire = 125\,[kmol] \cdot 0{,}91 \cdot 29\left[\frac{kg}{kmol}\right] = 3.298{,}75\ kg\ aire$

$Entrada = 180 + 3298{,}75 = 3478{,}75\ kg$

$Aire\ necesario: \frac{100\ kmol}{3478{,}75\ kg\ entrada} \cdot \frac{700\ kg\ entrada}{h} =$

$= 20{,}122\ \frac{kmol}{h} = 20122\ \frac{mol}{h}$

Corriente de salida:

$CH_4: 225\,[kmol] \cdot 0{,}05 \cdot 16\left[\frac{kg}{kmol}\right] = 180\ kg\ CH_4$

$O_2: 225\,[kmol] \cdot 0{,}95 \cdot 0{,}21 \cdot 32\left[\frac{kg}{kmol}\right] = 1436{,}40\ kg\ O_2$

$N_2: 225\,[kmol] \cdot 0{,}95 \cdot 0{,}79 \cdot 28\left[\frac{kg}{kmol}\right] = 4.728{,}15\ kg\ N_2$

$Salida = 180 + 1436{,}40 + 4.728{,}15 = 6.344{,}55\ kg$

$O_2\ (\%\ peso) = \frac{1436{,}40}{6.344{,}55} = 0{,}226 \longrightarrow 22{,}6\%$

Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

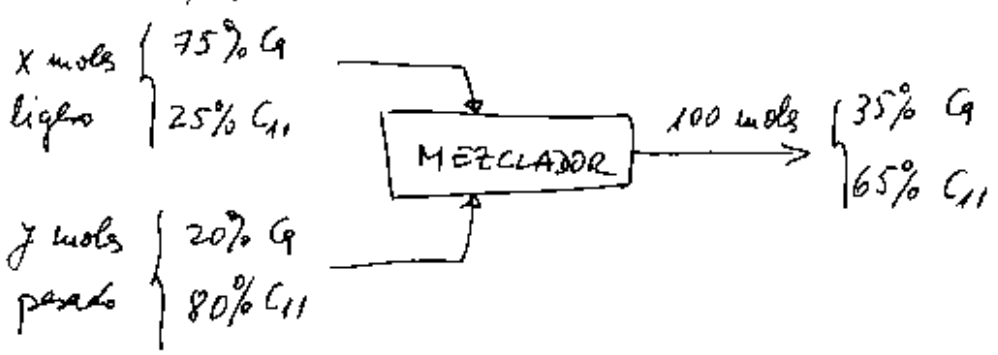
Volver al enunciado del problema

Producto ligero = 27,273 moles

Producto pesado = 72,727 moles

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna

Balance total:

$$x + y = 100$$

Balance de G:

$$0{,}75\,x + 0{,}20\,y = (0{,}35)(100)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$x + y = 100$$
$$0{,}75\,x + 0{,}20\,y = 35$$

Se obtiene:

$x = 27{,}273$ moles de ligero

$y = 72{,}727$ moles de pasado

Volver al enunciado del problema

a.) $S = 14 \frac{kg}{s}$

- A : 11,4 %
- B : 44,3 %
- C : 23,6 %
- D : 20,7 %

b.) $E_1 = 7,69 \ m^3/s$

$E_2 = 1,54 \ m^3/s$

$E_3 = 1,54 \ m^3/s$

$S = 10,77 \ m^3/s$

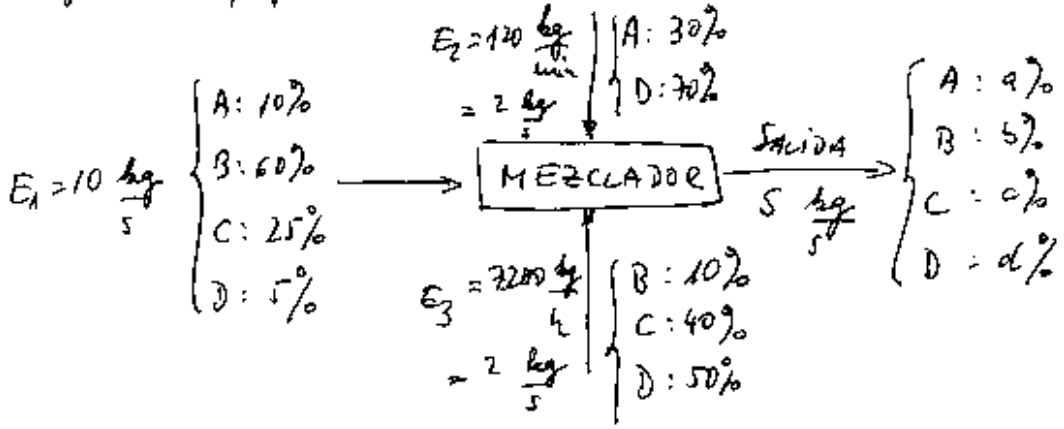
c.) $S = 0,218 \frac{kmol}{s}$

- A : 14,7 %
- B : 47,2 %
- C : 21,6 %
- D : 16,5 %

d.) $A_S = 2,97 \cdot 10^{-3} \frac{kmol}{m^3}$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna

a.) Balance total:

$$10 + 2 + 2 = S$$

De donde:

$$S = 14 \ \frac{kg}{s}$$

Balance de A:

$$(0,10)(10) + (0,30)(2) = a(14)$$

De donde:

$$a = 0,114 \longrightarrow 11,4\%$$

Balance de B:

$$(0,60)(10) + (0,10)(2) = b(14)$$

De donde:

$$b = 0,443 \longrightarrow 44,3\%$$

Volver al enunciado del problema

Balance de C:

$$(0,25)(10) + (0,40)(2) = c(14)$$

De donde:

$$c = 0,236 \longrightarrow 23,6\%$$

Balance de D:

$$(0,05)(10) + (0,70)(2) + (0,50)(2) = d(14)$$

De donde:

$$d = 0,207 \longrightarrow 20,7\%$$

b.) Caudales volumétricos ($\rho = 1,3\ kg/m^3$):

$$E_1 = \frac{10}{1,3} = 7,69\ \frac{m^3}{s}$$

$$E_2 = E_3 = \frac{2}{1,3} = 1,54\ \frac{m^3}{s}$$

$$S = \frac{14}{1,3} = 10,77\ \frac{m^3}{s}$$

c.) Corriente de salida:

$$A: (14)(0,114)\left[\frac{kg}{s}\right] \cdot \frac{1}{50}\left[\frac{kmol}{kg}\right] = 0,032\ \frac{kmol}{s}$$

$$B: (14)(0,443)\left[\frac{kg}{s}\right] \cdot \frac{1}{60}\left[\frac{kmol}{kg}\right] = 0,103\ \frac{kmol}{s}$$

$$C: (14)(0,236)\left[\frac{kg}{s}\right] \cdot \frac{1}{70}\left[\frac{kmol}{kg}\right] = 0,047\ \frac{kmol}{s}$$

$$D: (14)(0,207)\left[\frac{kg}{s}\right] \cdot \frac{1}{80}\left[\frac{kmol}{kg}\right] = 0,036\ \frac{kmol}{s}$$

Volver al enunciado del problema

Total = $0,032 + 0,103 + 0,047 + 0,036 = 0,218 \ \frac{kmol}{s}$

Composición molar:

A: $\frac{0,032}{0,218} = 0,147 \longrightarrow 14,7\%$

B: $\frac{0,103}{0,218} = 0,472 \longrightarrow 47,2\%$

C: $\frac{0,047}{0,218} = 0,216 \longrightarrow 21,6\%$

D: $\frac{0,036}{0,218} = 0,165 \longrightarrow 16,5\%$

d.) En la corriente de salida:

$A_s = 0,032 \ \frac{kmol}{s}$

$S = 14 \left[\frac{kg}{s}\right] \cdot \frac{1}{1,3} \left[\frac{m^3}{kg}\right] = 10,78 \ \frac{m^3}{s}$

$A_S = (0,032)/(10,78) = 2,97 \cdot 10^{-3} \ \frac{kmol}{m^3}$

Volver al enunciado del problema

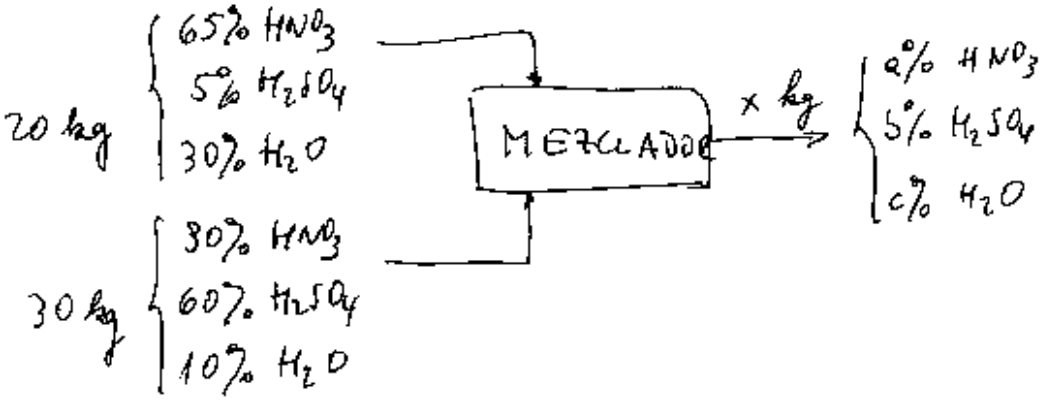
$HNO_3 = 44\%$

$H_2SO_4 = 38\%$

$H_2O = 18\%$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna

Balance total:

$$20 + 30 = x$$

De donde:

$$x = 50 \text{ kg}$$

Balance de HNO_3:

$$(20)(0,65) + (30)(0,30) = (50)a$$

De donde

$$a = 0,44 \longrightarrow 44\% \text{ de } HNO_3$$

Balance de H_2SO_4:

$$(20)(0,05) + (30)(0,60) = (50)b$$

De donde:

$$b = 0,38 \longrightarrow 38\% \text{ de } H_2SO_4$$

Volver al enunciado del problema

Balance de H_2O:

$$(20)(0,30) + (30)(0,10) = (50)c$$

De donde:

$$c = 0,18 \longrightarrow 18\% \text{ de } H_2O$$

Volver al enunciado del problema

Destilado = 871,6 $\frac{kg}{h}$

Residuo:

Benceno = 72 $\frac{kg}{h}$

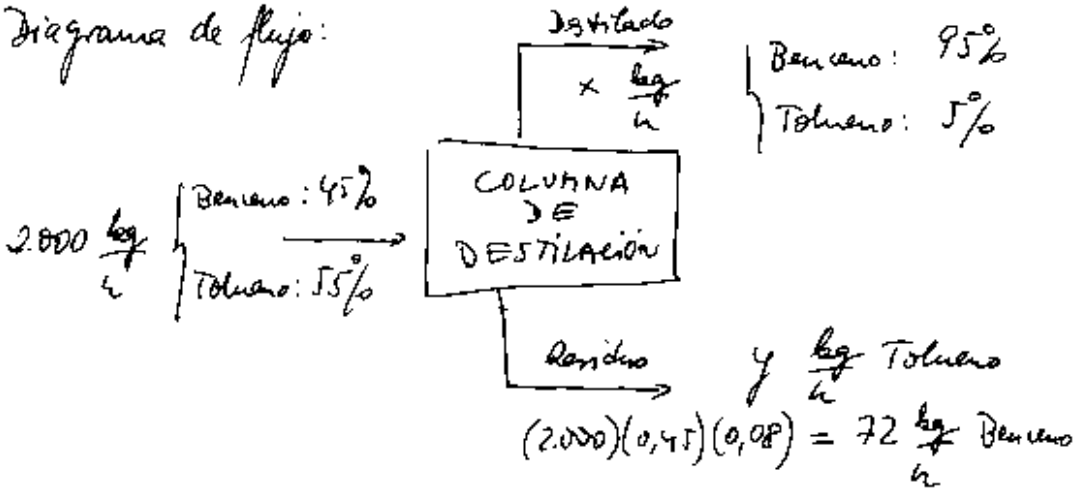
Tolueno = 1.056 $\frac{kg}{h}$

Volver al enunciado del problema

C1802 - 11

1/1

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

Balance de benceno:

$$(2000)(0,45) = x(0,95) + 72$$

De donde:

$$x = 871,6 \text{ kg} \xrightarrow{B.C} 871,6 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ destilado}$$

Balance de tolueno:

$$(2.000)(0,55) = (871,6)(0,05) + y$$

De donde:

$$y = 1.056,4 \text{ kg} \xrightarrow{B.C.} 1.056 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ tolueno}$$

Volver al enunciado del problema

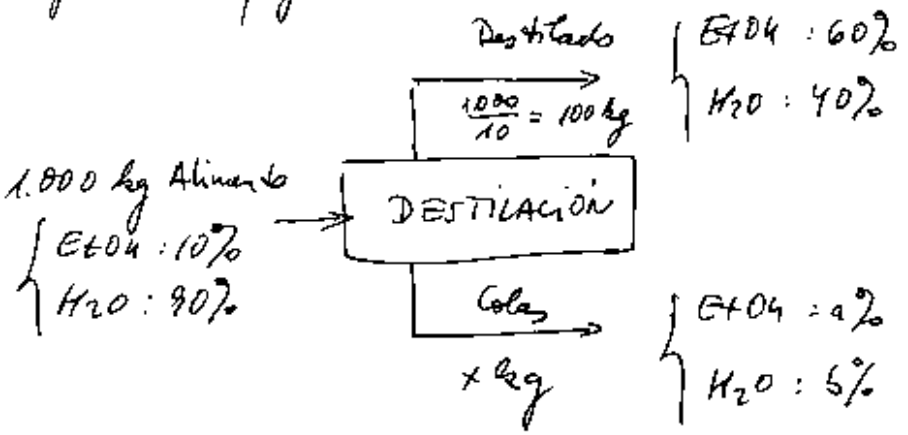
Composición de las colas:

$EtOH = 4{,}44\ \% \longrightarrow 39{,}6\ kg$

$H_2O = 95{,}6\ \%$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna

Balance total:

$$1000 = 100 + x$$

De donde:

$$x = 900 \text{ kg colas}$$

Balance de EtOH:

$$(1000)(0,10) = (100)(0,60) + (900)a$$

De donde:

$$a = 0,044 \longrightarrow 4,44\% \text{ de EtOH en colas}$$

Balance de H_2O:

$$(1.000)(0,90) = (100)(0,40) + (900)b$$

De donde:

$$b = 0,956 \longrightarrow 95,6\% \text{ de } H_2O \text{ en colas}$$

$$EtOH = (900)(0,044) = 39,6 \text{ kg EtOH en colas perdido}$$

Volver al enunciado del problema

Composición del destilado:

Propano = 33%

Isobutano = 40%

Isopentano = 27%

Composición del residuo:

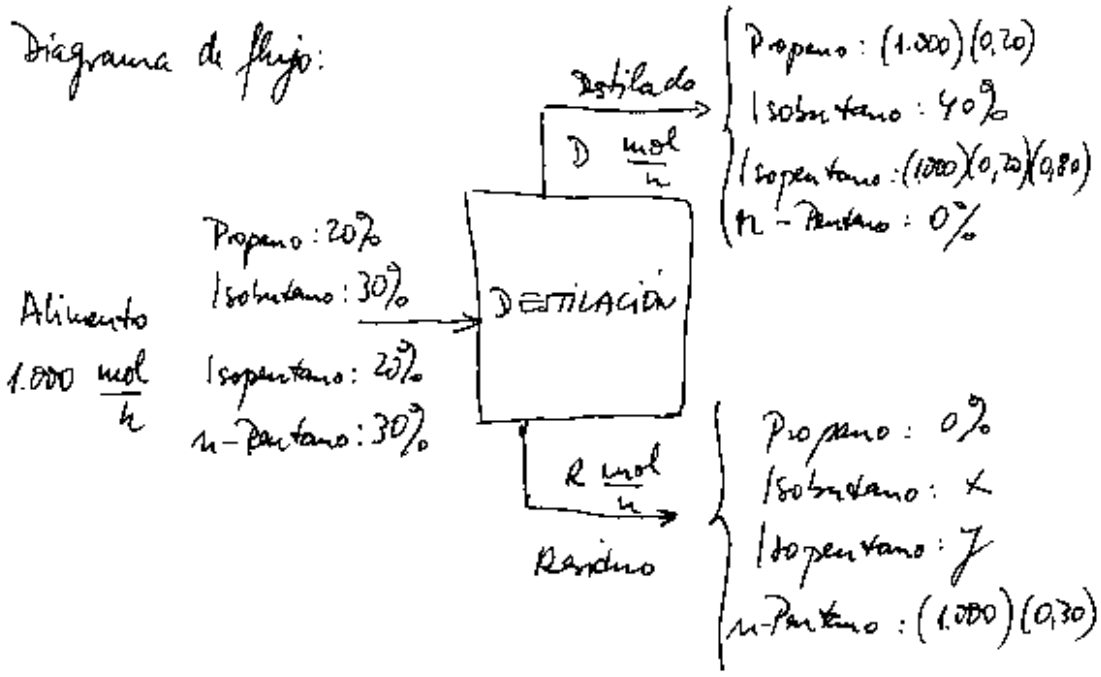
Isobutano = 15%

Isopentano = 10%

n-Pentano = 75%

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

Balance total en el destilado:

$$D = (1.000)(0,20) + (0,40)D + (1.000)(0,20)(0,80)$$

De donde:

$$D = 600 \text{ kmol}$$

Balance total:

$$1.000 = 600 + R$$

De donde:

$$R = 400 \text{ kmol}$$

Volver al enunciado del problema

Composición del destilado (no influye la base de cálculo):

Propano: $\frac{200}{600} = 0,33 \rightarrow 33\%$ Propano

Isobutano: $0,40 \rightarrow 40\%$ Isobutano

Isopentano: $\frac{160}{600} = 0,27 \rightarrow 27\%$ Isopentano

Composición del residuo (no influye la base de cálculo):

Balance de isobutano:

$$(1000)(0,30) = (600)(0,40) + (400)x$$

De donde:

$$x = 0,15 \rightarrow 15\% \text{ Isobutano}$$

Balance de isopentano:

$$(1.000)(0,20) = 160 + (400)y$$

De donde:

$$y = 0,10 \rightarrow 10\% \text{ Isopentano}$$

Fracción de n-pentano:

$$\frac{(1.000)(0,30)}{400} = 0,75 \rightarrow 75\% \text{ n-Pentano}$$

Volver al enunciado del problema

Componentes en cabeza (mols):

Etileno = 2

Etano = 3

Propileno = 5

Propano = 14,404

Isobutano = 1,285

Componentes en cola (mols):

Propano: 0,594

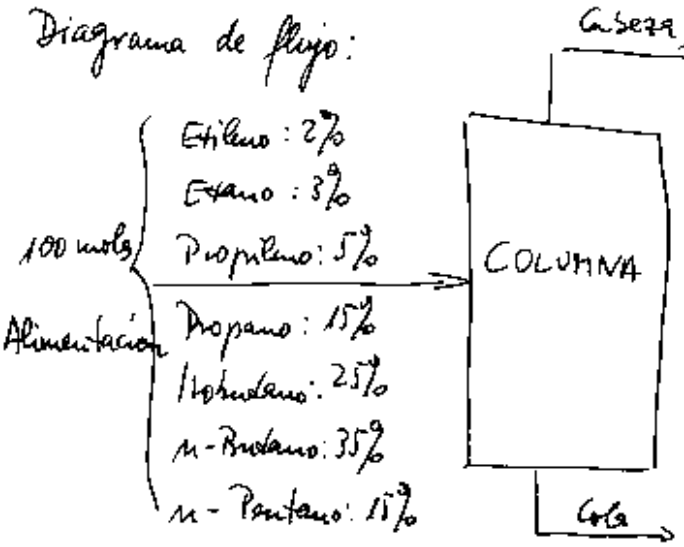
Isobutano: 23,715

n-Butano: 35

n-Pentano: 15

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Etileno : 2 mol
Etano : 3 mol
Propileno : 5 mol
Propano : a mol
Isobutano: b mol (= 5%)
Total : 10 + a + b

Propano : x mol (= 0,8%)
Isobutano : y mol
n-Butano : 35 mol
n-Pentano : 15 mol
Total : 50 + x + y

Base de cálculo: Ninguna

Balance de propano:

$$(100)(0,15) = a + x$$

Balance de isobutano:

$$(100)(0,25) = b + y$$

En la cabeza, la composición de isobutano es:

$$0,05 = \frac{b}{10 + a + b}$$

En la cola, la composición de propano es:

$$0,008 = \frac{x}{50 + x + y}$$

Volver al enunciado del problema

Resolviendo el sistema:

$$15 = a + x$$
$$25 = b + y$$
$$0,5 = 0,95\,b - 0,05\,a$$
$$0,4 = 0,992\,x - 0,008\,y$$

Se obtiene:

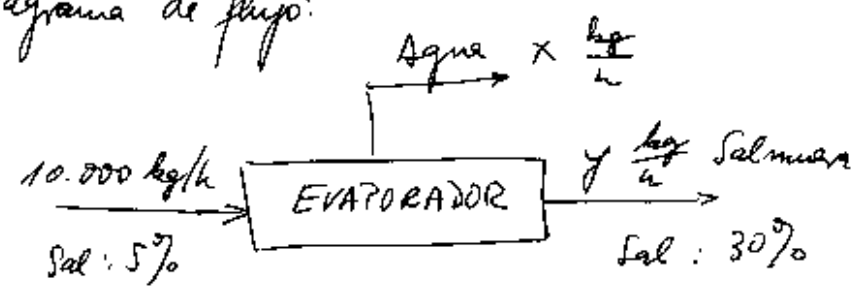
$a = 14,404$ moles de propano en cabeza
$b = 1,285$ moles de isobutano en cabeza
$x = 0,594$ moles de propano en cola
$y = 23,715$ moles de isobutano en cola

Volver al enunciado del problema

Agua evaporada = 8.333,3 $\frac{kg}{h}$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

Balance de sal:

$$(10.000)(0,05) = y\,(0,30)$$

De donde:

$$y = 1.666,7 \text{ kg sal}$$

Balance total:

$$10.000 = x + 1.666,7$$

De donde:

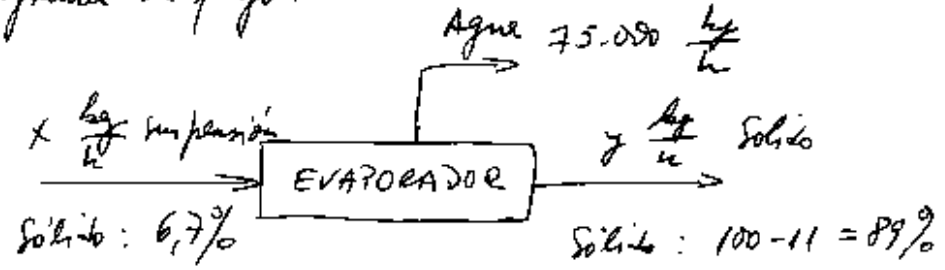
$$x = 8.333,3 \text{ kg} \xrightarrow{\text{B.C.}} 8.333,3 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ agua}$$

Volver al enunciado del problema

$$\text{Producción de pulpa de papel} = 146.537 \ \frac{kg}{día}$$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

Balance total:

$$x = 75.000 + y$$

Balance de sólido

$$0,067\,x = 0,89\,y$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$x = 75.000 + y$$

$$0,067\,x = 0,89\,y$$

Se obtiene:

$x = 81.106$ kg $\xrightarrow{B.C.}$ 81.106 kg/h suspensión

$y = 6.106$ kg $\xrightarrow{B.C.}$ 6.106 kg/h sólido

Producción diaria de pulpa de papel:

$$y = 6.106\left[\frac{kg}{h}\right] \cdot 24\left[\frac{h}{dia}\right] = 146.537\left[\frac{kg}{dia}\right]$$

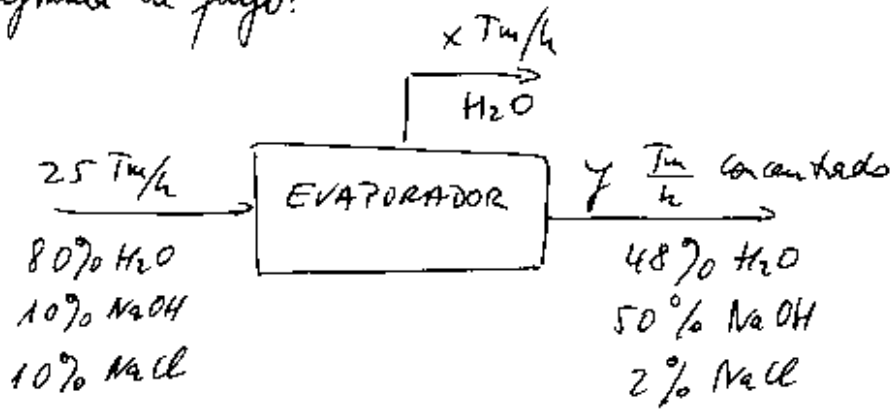
Volver al enunciado del problema

Concentrado = 5 Tm/h

Agua = 17,6 Tm/h

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

Balance de NaOH

$$(25)(0,10) = y(0,50)$$

De donde:

$$y = 5\ Tm \xrightarrow{B.C.} 5\ \frac{Tm}{h} \text{ de concentrado}$$

Balance de H_2O:

$$(25)(0,80) = X + (5)(0,48)$$

De donde:

$$X = 17,6\ Tm \xrightarrow{B.C.} 17,6\ \frac{Tm}{h} \text{ de agua}$$

Volver al enunciado del problema

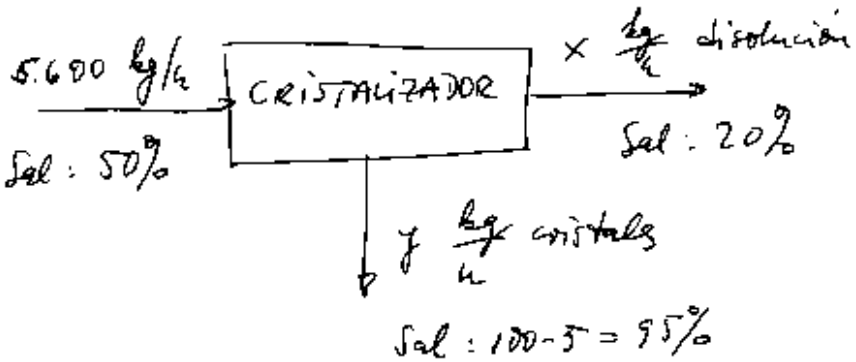
Disolución de salida = 2.240 kg/h

Cristales húmedos = 3.360 kg/h

Volver al enunciado del problema

CIQ02-18
1/1

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

Balance total:

$$5.600 = x + y$$

Balance de sal

$$(5.600)(0,50) = x(0,20) + y(0,95)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$x + y = 5600$$

$$0,20x + 0,95y = 2.800$$

Se obtiene:

$x = 2.240$ kg $\xrightarrow{\text{B.C.}}$ 2.240 kg/h disolución

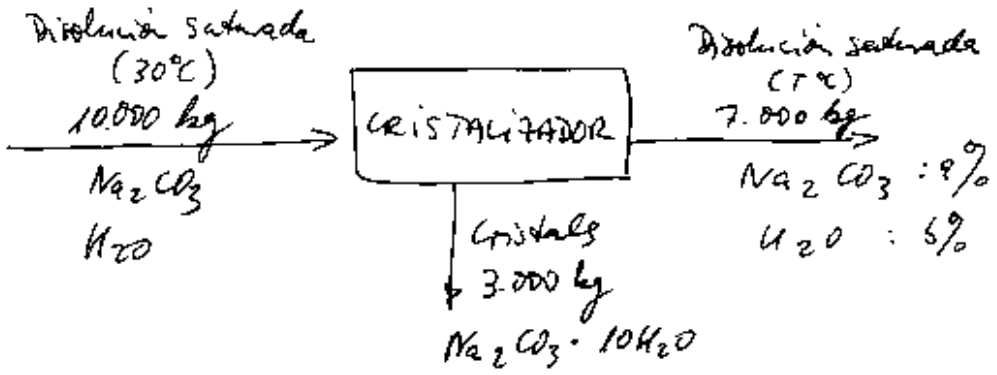
$y = 3.360$ kg $\xrightarrow{\text{B.C.}}$ 3.360 kg/h cristales

Volver al enunciado del problema

$T = 25{,}8\ ^{\circ}C$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna

Composición de la disolución saturada a 30°C:

Según la tabla de solubilidades:

$$\text{Solubilidad} = 38{,}8 \ \frac{g\ Na_2CO_3}{100\ g\ H_2O}$$

$$X_{Na_2CO_3} = \frac{38{,}8\ g\ Na_2CO_3}{38{,}8\ g\ Na_2CO_3 + 100\ g\ H_2O} = 0{,}279$$

Es decir, la disolución a 30°C tiene la composición:

Na_2CO_3 = 27,9%

H_2O = 72,1%

Composición de los cristales que se separan:

$Na_2CO_3 \cdot 10H_2O$

1 mol $Na_2CO_3 \cdot 106 \frac{g}{mol} = 106\ g$

10 mol $H_2O \cdot 18 \frac{g}{mol} = 180\ g$

Volver al enunciado del problema

$$x_{Na_2CO_3} = \frac{106}{106+180} = 0,37$$

Es decir, los cristales tienen la composición:

$Na_2CO_3 = 37\%$
$H_2O = 63\%$

Balance de Na_2CO_3:

$$(10.000)(0,279) = (3.000)(0,37) + (7000)\,a$$

De donde:

$$a = 0,24$$

Es decir, la disolución a T °C tiene la composición:

$Na_2CO_3 = 24\%$
$H_2O = 76\%$

Para obtener la temperatura de la disolución final es necesario calcular su composición en términos de las unidades de solubilidad:

$$\frac{24\ g\ Na_2CO_3}{76\ g\ H_2O} = \frac{\frac{100}{76}\cdot 24\ g\ Na_2CO_3}{100\ g\ H_2O} = 31,58$$

Interpolando en la tabla de solubilidades:

$$\frac{20-T}{30-20} = \frac{21,5-31,58}{38,8-21,5} \qquad \text{De donde: } T = 25,8\ ^\circ C$$

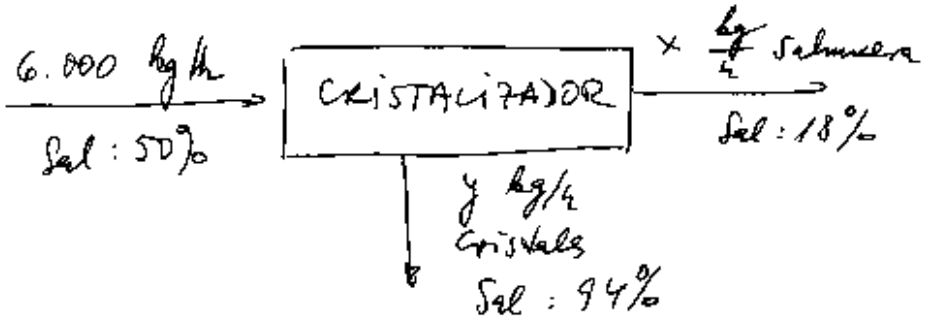
Volver al enunciado del problema

Salmuera = 3.474 kg/h

Cristales = 2.526 kg/h

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

Balance

$$6.000 = x + y$$

Balance de sal:

$$(0,50)(6.000) = 0,18x + 0,94y$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$x + y = 6.000$$
$$0,18x + 0,94y = 3.000$$

Se obtiene:

$x = 3.474$ kg $\xrightarrow{B.C.}$ 3.474 kg/h salmuera

$y = 2.526$ kg $\xrightarrow{B.C.}$ 2.526 kg/h cristales

Volver al enunciado del problema

$m_{residuo} = 611{,}8\ kg$

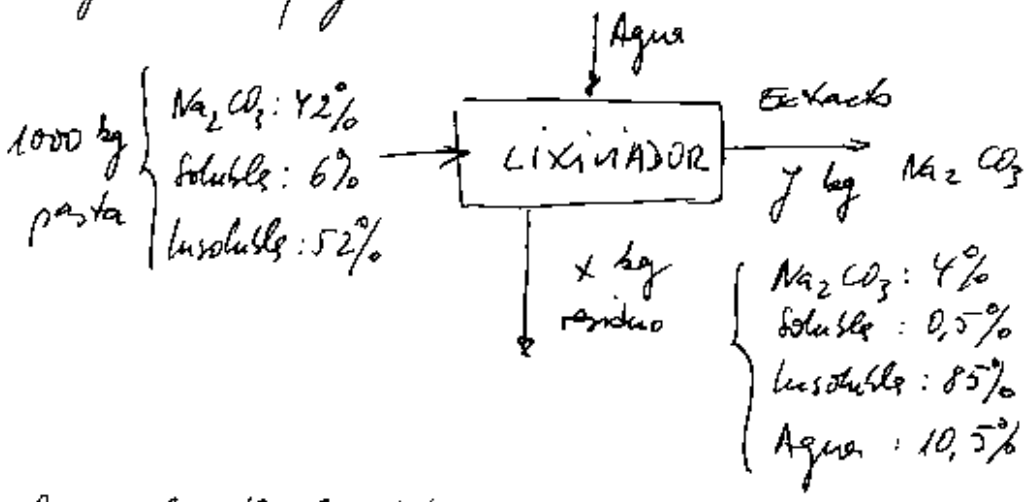
$m_{Na_2CO_3} = 395{,}5\ kg$

Volver al enunciado del problema

C1Q02-21

1/1

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna

Balance de insolubles:

$$(1.000)(0,52) = x(0,85)$$

De donde:

$$x = 611,8 \text{ kg residuo}$$

Balance de Na_2CO_3:

$$(1.000)(0,42) = y + (611,8)(0,04)$$

De donde:

$$y = 395,5 \text{ kg } Na_2CO_3$$

Volver al enunciado del problema

Corriente de lavado:

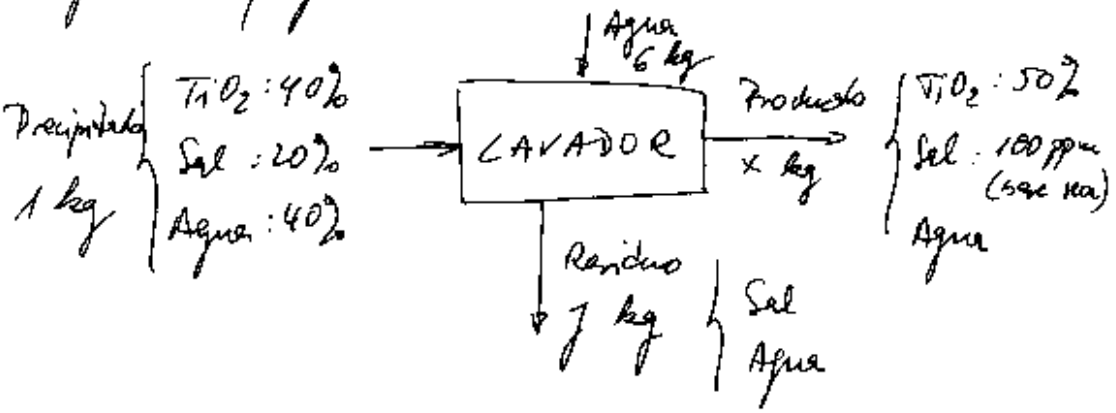
Sal = 3,23%

Agua = 96,77%

Volver al enunciado del problema

C1902-22
1/2

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna

$$100\ ppm = \frac{100\ kg}{10^6\ kg\ totales} = 10^{-4}\ \frac{kg}{kg\ totales} = 10^{-2}\ \%$$

Balance de TiO_2:

$$(1)(0{,}40) = x\,(0{,}50)$$

De donde:

$$x = 0{,}8\ kg\ producto$$

Balance total:

$$1 + 6 = 0{,}8 + y$$

De donde:

$$y = 6{,}2\ kg\ residuo$$

Contenido en sal del producto:

$$\frac{kg\ sal}{kg\ base\ seca} = \frac{(0{,}8)[Sal]_x}{(0{,}8)(0{,}5 + [Sal]_x)} = 10^{-4}$$

Volver al enunciado del problema

De donde:

$$[Sal]_x = 5 \cdot 10^{-5} \longrightarrow 0,005\%$$

Balance de sal:

$$(1)(0,20) = (0,8)(5 \cdot 10^{-5}) + (6,2)[Sal]_y$$

De donde:

$$[Sal]_y = 0,0323 \longrightarrow 3,23\% \text{ sal}$$

Esta es la composición de la corriente residual, junto con el resto (96,77%) de agua.

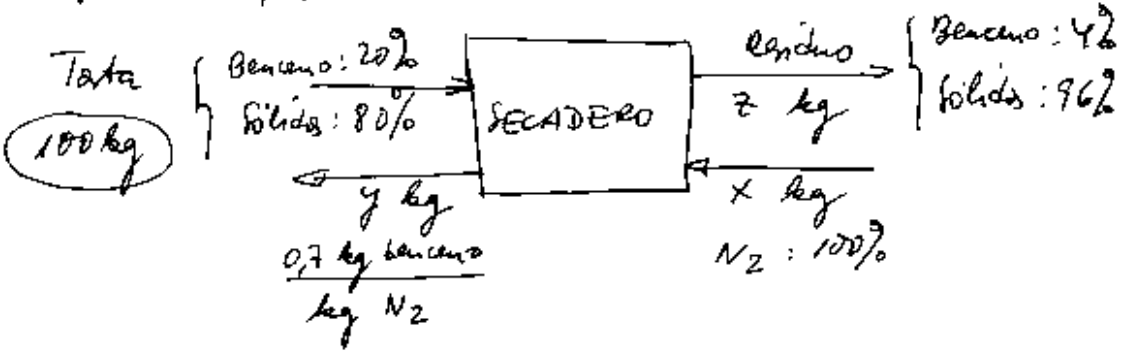
Volver al enunciado del problema

a.) $\frac{kg\ N_2}{kg\ sólidos} = 0,30$

b.) Benceno recuperado = 83,35%

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kg torta

En la corriente de salida de N_2 húmedo:

0,7 kg benceno
1 kg nitrógeno
} 1,7 kg mezcla

Composición de la mezcla:

$$\text{Benceno}: \frac{0,7}{1,7} = 0,41 \rightarrow 41\%$$

$$\text{Nitrógeno}: \frac{1}{1,7} = 0,59 \rightarrow 59\%$$

Balance de sólidos:

$$(100)(0,80) = z\,(0,96)$$

De donde:

$$z = 83,33 \text{ kg residuo}$$

Volver al enunciado del problema

Balance de N_2:

$$x(1) = y(0,59)$$

Balance total:

$$100 + x = 83,33 + y$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$x = 0,59\,y$$
$$x + 100 = y + 83,33$$

Se obtiene:

$y = 40,65$ kg nitrógeno húmedo
$x = 23,99$ kg nitrógeno seco

a.) El sólido es atravesado por:

80 kg sólidos
23,99 kg N_2

} Ambos referidos a la misma base de cálculo

Por tanto:

$$\frac{23,99}{80}\ \frac{\text{kg } N_2}{\text{kg sólido}} = 0,30$$

b.) Benceno recuperado:

$(40,65)(0,41) = 16,67$ kg

Benceno alimentado:

$(100)(0,20) = 20$ kg

} Ambos referidos a la misma base de cálculo

Por tanto:

$$\%\ \text{recuperado} = \frac{16,67}{20} \cdot 100 = 83,35\,\%$$

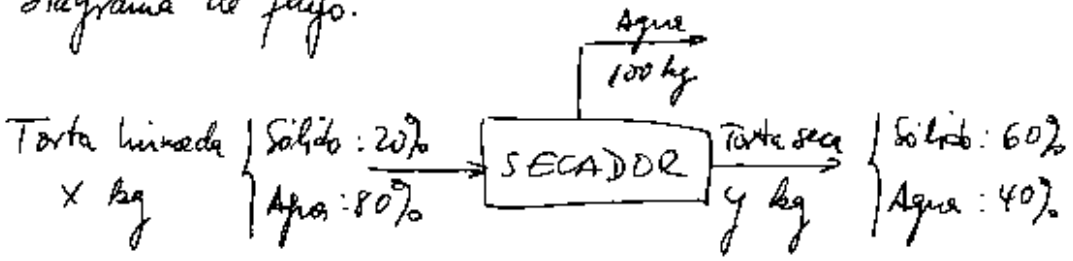
Volver al enunciado del problema

Tarta de pescado = 150 kg

Volver al enunciado del problema

CIQ02-24
1/1

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna

Balance total:

$$X = 100 + y$$

Balance de sólidos:

$$(0,20)X = (0,60)y$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$X = 100 + y$$
$$0,20x = 0,60y$$

Se obtiene:

$y = 50$ kg torta seca

$X = 150$ kg torta humeda

Volver al enunciado del problema

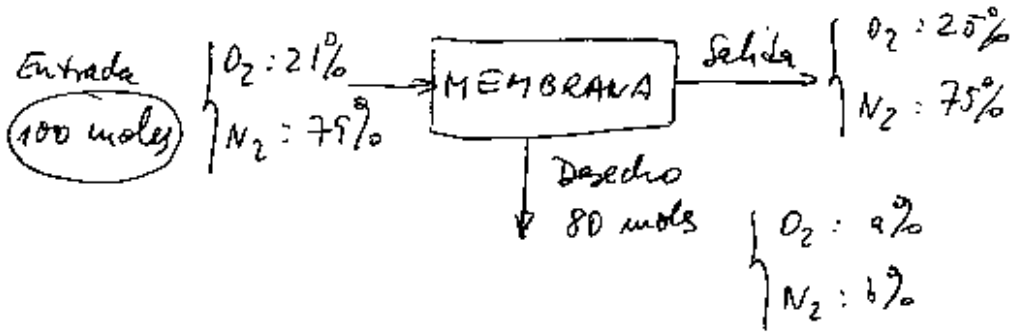
Flujo de desecho:

$O_2 = 20\%$

$N_2 = 80\%$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 mols de corriente de entrada

Balance total:

$$100 = 80 + y$$

De donde:

$$y = 20 \text{ mol salida}$$

Balance de O_2:

$$(100)(0,21) = (80)a + (20)(0,25)$$

De donde:

$$a = 0,20 \longrightarrow 20\%\ O_2 \text{ en el desecho}$$

Balance de N_2:

$$(100)(0,79) = (80)b + (20)(0,75)$$

De donde:

$$b = 0,80 \longrightarrow 80\%\ N_2 \text{ en el desecho}$$

Volver al enunciado del problema

a.) Salmuera de rechazo:

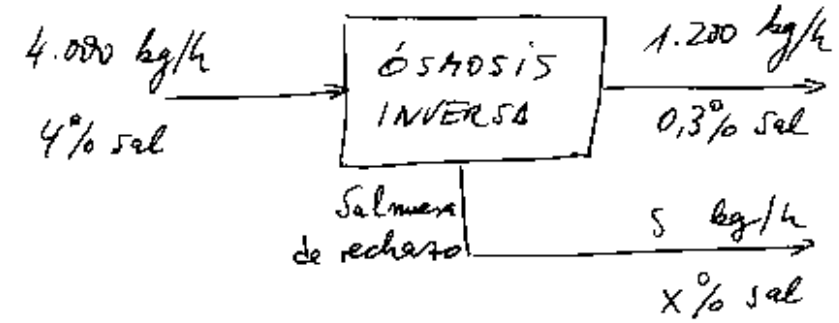
Caudal = 2.800 kg/h

Sal = 5,58%

b.) Incremento de salinidad = 2.227%

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

a.) Balance total:

$$4.000 = 1.200 + S$$

De donde:

$$S = 2,800 \text{ kg} \xrightarrow{\text{B.C.}} 2.800 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Balance de sal:

$$(4.000)(0,04) = (1.200)(0,003) + (2.800)x$$

De donde:

$$x = 0,0558 \longrightarrow 5,58\%$$

Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

b.) Si la salinidad del agua alimentada aumenta en un 50%, se tendría que:

Sal en la entrada: 6%

Volver al enunciado del problema

La variable será ahora la concentración de agua desalinizada, y.

El balance de sal será, en estas condiciones:

$$(4.000)(0,06) = (1.200)y + (2.800)(0,0558)$$

De donde:

$$y = 0,0698 \longrightarrow 6,98\%$$

La salinidad ha aumentado en:

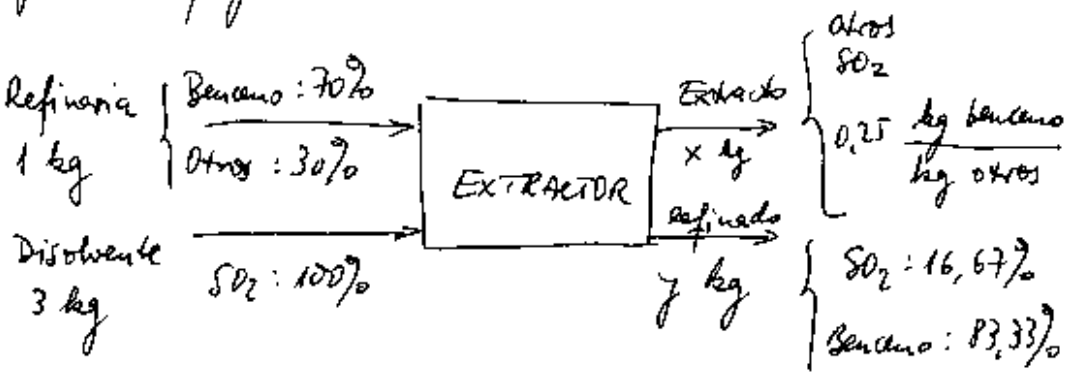
$$\Delta = \frac{6,98 - 0,3}{0,3} \cdot 100 = 2.227\%$$

Volver al enunciado del problema

Recuperación = 89,6 %

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna

Balance de otros:

$$(1)(0,30) = [\text{otros}]_x \quad [\text{kg}]$$

Benceno en el extracto:

$$(0,25)(0,30) = 0,075 \quad [\text{kg}]$$

Balance de benceno:

$$(1)(0,70) = 0,075 + y(0,8333)$$

De donde:

$$y = 0,753 \text{ kg refinado}$$

Benceno en la alimentación:

$$[\text{Benceno}]_A = (1)(0,70) = 0,70 \text{ kg}$$

Por tanto, el porcentaje de recuperación de benceno será:

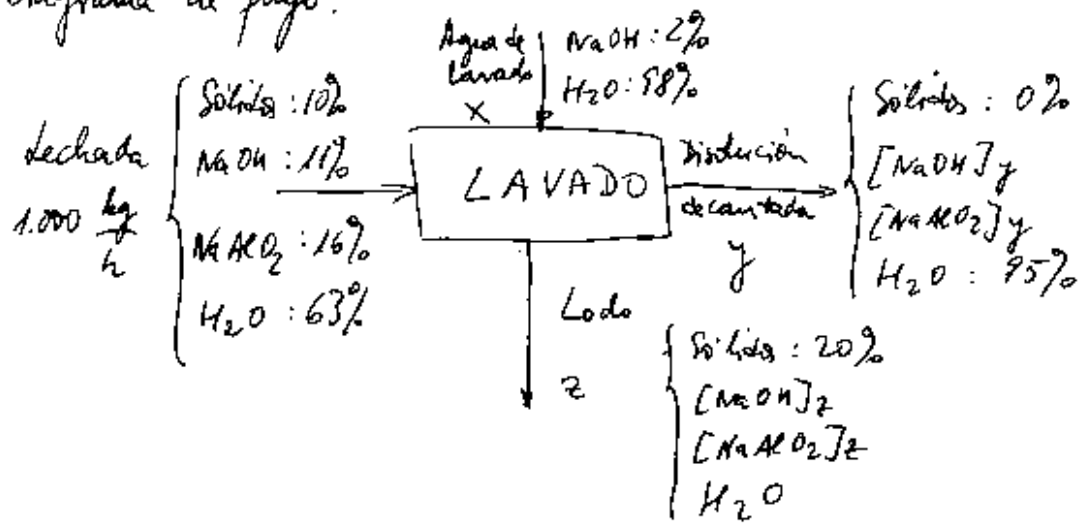
$$\%\,\text{Recuperación} = \frac{(0,753)(0,8333)}{0,70} 100 = 89,6\%$$

Volver al enunciado del problema

$$[NaAlO_2]_{Remplazado} = 152 \frac{kg}{h}$$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

Balance de sólidos:

$$(1.000)(0,10) = z\,(0,20)$$

De donde:

$$z = 500 \text{ kg} \xrightarrow{\text{B.C.}} 500 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ lodo}$$

Considerando que la concentración de ambas especies sólidas es la misma (libres de sólidos) en las corrientes de salida:

$$[NaOH]_y = \frac{[NaOH]_z}{0,80}$$

$$[NaAlO_2]_y = 0,05 - [NaOH]_y = \frac{[NaAlO_2]_z}{0,80}$$

Sumando ambas ecuaciones:

Volver al enunciado del problema

$$0,05 = \frac{[NaAlO_2]_7 + [NaOH]_2}{0,80}$$

de donde:

$$[NaAlO_2]_2 + [NaOH]_2 = 0,04$$

Balance de agua:

$$(1000)(0,63) + x(0,98) = y(0,95) + (500)(0,8 - [NaAlO_2]_2 + [NaOH]_7)$$

o sea, teniendo en cuenta la ecuación anterior:

$$630 + 0,98x = 0,95y + 380$$

Balance total:

$$1.000 + x = y + 500$$

Resolviendo el sistema formado por estas dos últimas ecuaciones se obtiene:

$y = 8.000$ kg $\xrightarrow{B.C.}$ 8.000 kg/t disolución descartada

$x = 7.500$ kg $\xrightarrow{B.C.}$ 7.500 kg/t agua de lavado

Balance de $NaAlO_2$:

$$(1.000)(0,16) = (8.000)[NaAlO_2]_y + (500)[NaAlO_2]_2$$

Como:

$$[NaAlO_2]_y = \frac{[NaAlO_2]_7}{0,8}$$

Volver al enunciado del problema

Se tendrá:

$$160 = 8.400\,[NaAlO_2]_y$$

de donde:

$$[NaAlO_2]_y = 0,019$$

y la cantidad recuperada de este producto en la disolución decantada será:

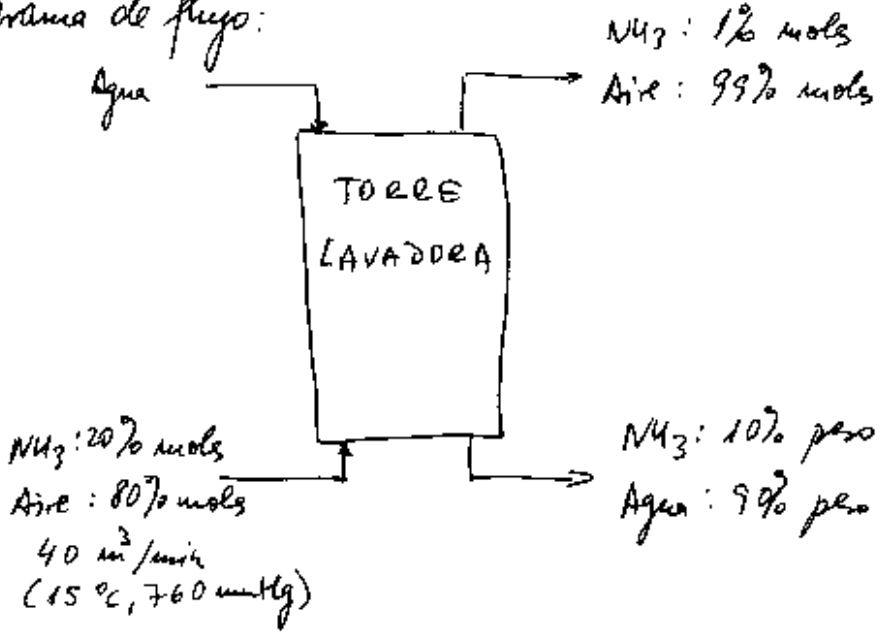
$$(0,019)(8.000) = 152\ kg \xrightarrow{B.C.} 152\ \frac{kg}{h}\ de\ NaAlO_2$$

Volver al enunciado del problema

a.) Amoniaco perdido = 4%
b.) Caudal de agua = 50 l/min

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol aire de entrada

$$NH_3]_{entrada} = \frac{20\ kmol\ NH_3}{80\ kmol\ aire} \cdot 100\ kmol\ aire = 25\ kmol$$

$$NH_3]_{salida} = \frac{1\ kmol\ NH_3}{99\ kmol\ aire} \cdot 100\ kmol\ aire = 1{,}01\ kmol$$

Balance de NH_3 (x: kmol NH_3 en la disolución de salida):

$$25 = 1{,}01 + x$$

De donde

$$x = 23{,}99\ kmol\ NH_3$$

Volver al enunciado del problema

a.) Porcentaje de NH_3 que se pierde en el gas residual:

$$\frac{NH_3]_{Salida}}{NH_3]_{Entrada}} = \frac{1,01}{25} = 0,04 \rightarrow 4\%$$

Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

b.) $NH_3]_{Salida} = 23,99 \text{ kmol} \cdot 17 \frac{kg}{kmol} = 407,83 \text{ kg}$

Como esta cantidad equivale al 10% en peso:

$$\text{Disolución}]_{Salida} = \frac{407,83}{0,1} = 4.078 \text{ kg}$$

$$\text{Agua}]_{Salida} = (0,90)(4.078) = 3760,2 \text{ kg}$$

Como toda el agua que sale entra por la parte superior ($\rho = 1 g/cm^3$), para la base de cálculo utilizada:

$$\text{Agua}]_{Entrada} = 3,76 \frac{m^3 \text{ agua}}{100 \text{ kmol aire}}$$

Transformación de la base de cálculo en las condiciones reales del problema:

$$\text{Aire}]_{Entrada} = (0,80)(40) = 32 \frac{m^3}{min} \text{ aire}$$

Volver al enunciado del problema

Supuesto gas ideal

$$n = \frac{PV}{RT} \quad \left[R = 0{,}082 \ \frac{atm \cdot m^3}{kmol \cdot K} \right]$$

En las condiciones $\begin{cases} T = 15^\circ C = 288\ K \\ P = 760\ mm\ Hg = 1\ atm \end{cases}$

$$n = \frac{(1)(32)}{(0{,}082)(288)} = 1{,}355 \ \frac{kmol}{m^3} \ aire$$

Por tanto:

$$Agua]_{Entrada} = 3{,}76 \left[\frac{m^3\ agua}{100\ kmol\ aire} \right] \cdot 1{,}355 \left[\frac{kmol\ aire}{min} \right] =$$

$$= 0{,}05 \ \frac{m^3\ agua}{min} = 50 \ \frac{l}{min} \ agua$$

Volver al enunciado del problema

a.) Gas efluente (% mol)

$O_2 = 15,89$

$N_2 = 80,51$

$SO_2 = 0,49$

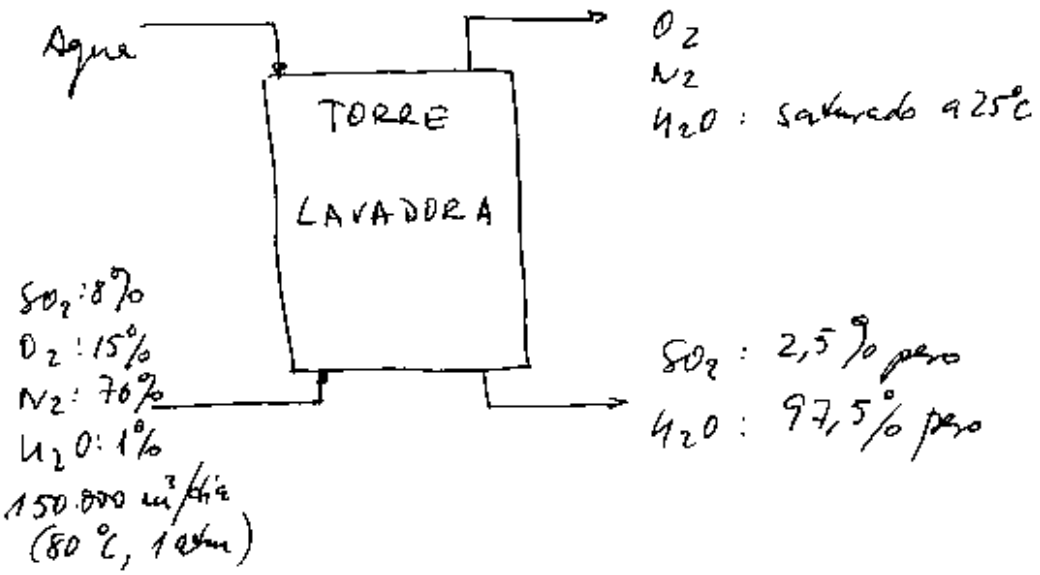
$H_2O = 3,11$

b.) Gas efluente = 119.541 m^3/día

c.) Caudal de agua = 975.244 kg/día

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol gas de entrada

$$O_2]_{Entrada} = O_2]_{Salida} = (100)(0,15) = 15 \text{ kmol}$$

$$N_2]_{Entrada} = N_2]_{Salida} = (100)(0,76) = 76 \text{ kmol}$$

Como el SO_2 del gas de salida está dado sobre base seca:

$$0,5 = \frac{x}{15+76+x} \cdot 100$$

De donde:

$$x = 0,46 \text{ kmol } SO_2$$

Como el H_2O del gas de salida viene dado como presión de vapor:

Volver al enunciado del problema

$$P_{H_2O} = 23{,}7 \text{ mmHg}$$

} según la ley de Dalton, como la presión total de la columna es de 1 atm (760 mmHg):

$$P_{H_2O} = x_{H_2O} P$$

De donde:

$$x_{H_2O} = \frac{P_{H_2O}}{P} = \frac{23{,}7}{760} = 0{,}031$$

Por definición de fracción molar:

$$0{,}031 = \frac{y}{15+76+0{,}46+y}$$

De donde:

$$y = 2{,}94 \text{ kmol } H_2O$$

a.) Se podrá calcular ahora la composición del gas efluente (independiente de la base de cálculo):

Componente	Cantidad [kmol]	% Base seca	% Base humeda
O_2	15	16,40	15,89
N_2	76	83,10	80,51
SO_2	0,46	0,50	0,49
H_2O	2,94	—	3,11
TOTAL B.S.	91,46	100	100
TOTAL B.H.	94,40		

Volver al enunciado del problema

b.) La cantidad total de gas efluente será:

$$\text{Gas}\,]_{\text{Salida}} = 94{,}40 \frac{\text{kmol}}{100\ \text{kmol gas entrada}}$$

Transformación de la base de cálculo en las condiciones reales del problema:

$$\text{Gas}\,]_{\text{Entrada}} = 150.000 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

Supuesto gas ideal:

$$n = \frac{PV}{RT} \quad \left[R = 0{,}082 \frac{\text{atm} \cdot \text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \right]$$

En las condiciones $\begin{cases} T = 80^\circ\text{C} = 353\ \text{K} \\ P = 1\ \text{atm} \end{cases}$

$$n = \frac{(1)(150.000)}{(0{,}082)(353)} = 5.182 \frac{\text{kmol gas entrada}}{\text{día}}$$

Por tanto:

$$\text{Gas}\,]_{\text{Salida}} = 94{,}40 \frac{\text{kmol}}{100\ \text{kmol gas entrada}} \cdot 5.182 \frac{\text{kmol gas entrada}}{\text{día}} =$$

$$= 4.892 \frac{\text{kmol}}{\text{día}}$$

Supuesto gas ideal (ahora a 25°C = 298 K):

Volver al enunciado del problema

$$V = n\frac{RT}{P} = (4.892)\frac{(0,082)(298)}{(1)} = 119,541\ \frac{m^3}{día}$$

c.) Balance de SO_2 (X: kmol SO_2 en la disolución de salida):

$$8 = 0,46 + X$$

De donde:

$$X = 7,54\ kmol\ SO_2$$

$$SO_2]_{Salida} = 7,54\ kmol \cdot 64\ \frac{kg}{kmol} = 482,56\ kg$$

Como esta cantidad equivale al 2,5% en peso:

$$Disolución]_{Salida} = \frac{482,56}{0,025} = 19.302\ kg$$

$$Agua]_{Salida} = (0,975)(19.302) = 18.820\ kg$$

Como toda el agua que sale, entra por la parte superior, para la base de cálculo utilizada:

$$Agua]_{Entrada} = 18.820\ \frac{kg\ agua}{100\ kmol\ gas\ entrada}$$

Para las condiciones reales del problema:

$$Agua]_{Entrada} = 18.820\ \frac{kg}{100\ kmol\ gas\ entrada} \cdot 5.182\ \frac{kmol\ gas\ entrada}{día} =$$

$$= 975.244\ \frac{kg}{día}$$

Volver al enunciado del problema

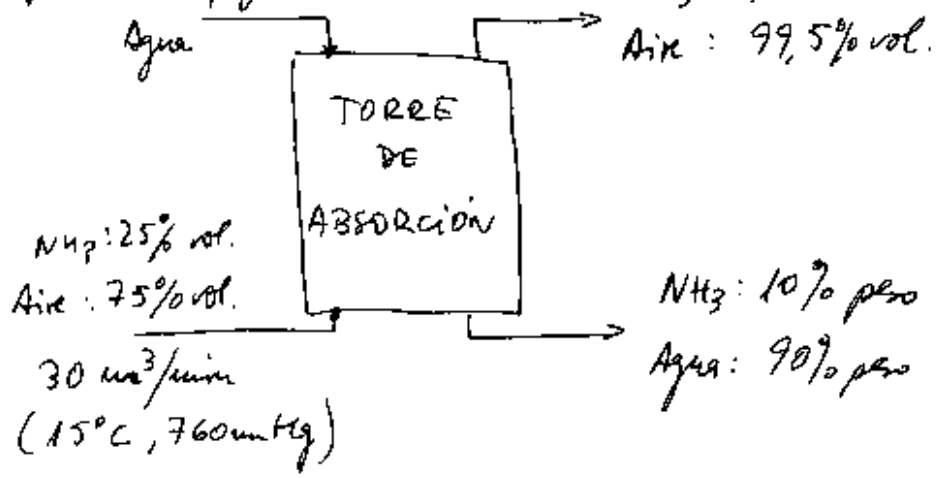
a.) Amoniaco perdido = 1,5 %

b.) Caudal de disolución = 3.190 kg/h

c.) Caudal de agua = 2.872 kg/h

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol aire de entrada

Como % vol ≡ % mol

$$NH_3\big]_{Entrada} = \frac{25\ kmol\ NH_3}{75\ kmol\ aire} \cdot 100\ kmol\ aire = 33{,}33\ kmol$$

$$NH_3\big]_{salida} = \frac{0{,}5\ kmol\ NH_3}{99{,}5\ kmol\ aire} \cdot 100\ kmol\ aire = 0{,}503\ kmol$$

Balance de NH_3 (x: kmol NH_3 en la disolución de salida):

$$33{,}33 = 0{,}503 + x$$

De donde:

$$x = 32{,}83\ kmol\ NH_3$$

Volver al enunciado del problema

4.) Porcentaje de NH_3 que se pierde en el gas residual:

$$\frac{NH_3]_{salida}}{NH_3]_{entrada}} = \frac{0,503}{33,33} = 0,015 \rightarrow 1,5\%$$

Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

5.) $$NH_3]_{salida} = 32,83 \text{ kmol} \cdot 17 \frac{kg}{kmol} = 558,11 \text{ kg}$$

Como esta cantidad equivale al 10% en peso:

$$\text{Disolución}]_{salida} = \frac{558,11}{0,1} = 5.581 \text{ kg}$$

Teniendo en cuenta la base de cálculo:

$$\text{Disolución}]_{salida} = 5.581 \frac{kg}{100 \text{ kmol aire}}$$

Transformación de la base de cálculo en las condiciones reales del problema:

$$\text{Aire}]_{entrada} = (0,75)(0,30) = 225 \frac{m^3}{min} \text{ aire}$$

Supuesto gas ideal:

$$n = \frac{PV}{RT} \qquad \left[R = 0,082 \frac{atm \cdot m^3}{kmol \cdot K} \right]$$

Volver al enunciado del problema

En las condiciones $\begin{cases} T = 15°C = 288K \\ P = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm} \end{cases}$

$$n = \frac{(1)(22,5)}{(0,082)(288)} = 0,953 \ \frac{\text{kmol}}{\text{min}} \text{ aire}$$

Por tanto:

$$\text{Disolución}]_{\text{Salida}} = 5.581 \left[\frac{\text{kmol}}{100 \text{ kmol aire}}\right] \cdot 0,953 \left[\frac{\text{kmol aire}}{\text{min}}\right] =$$

$$= 53,17 \left[\frac{\text{kg}}{\text{min}}\right] \cdot 60 \left[\frac{\text{min}}{\text{h}}\right] = 3.190 \ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ disolución}$$

c.)

$$\text{Agua}]_{\text{Salida}} = (0,90)(5.581) = 5.023 \ \frac{\text{kg}}{100 \text{ kmol aire}}$$

Como toda el agua que sale, entra por la parte superior, el valor será el mismo, y si se corrige para las condiciones reales del problema:

$$\text{Agua}]_{\text{Entrada}} = 5.023 \left[\frac{\text{kg}}{100 \text{ kmol aire}}\right] 0,953 \left[\frac{\text{kmol aire}}{\text{min}}\right]$$

$$\cdot 60 \left[\frac{\text{min}}{\text{h}}\right] = 2.872 \ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ agua}$$

Volver al enunciado del problema

Ácido absorbente (entrada) = 1.348 kg/h

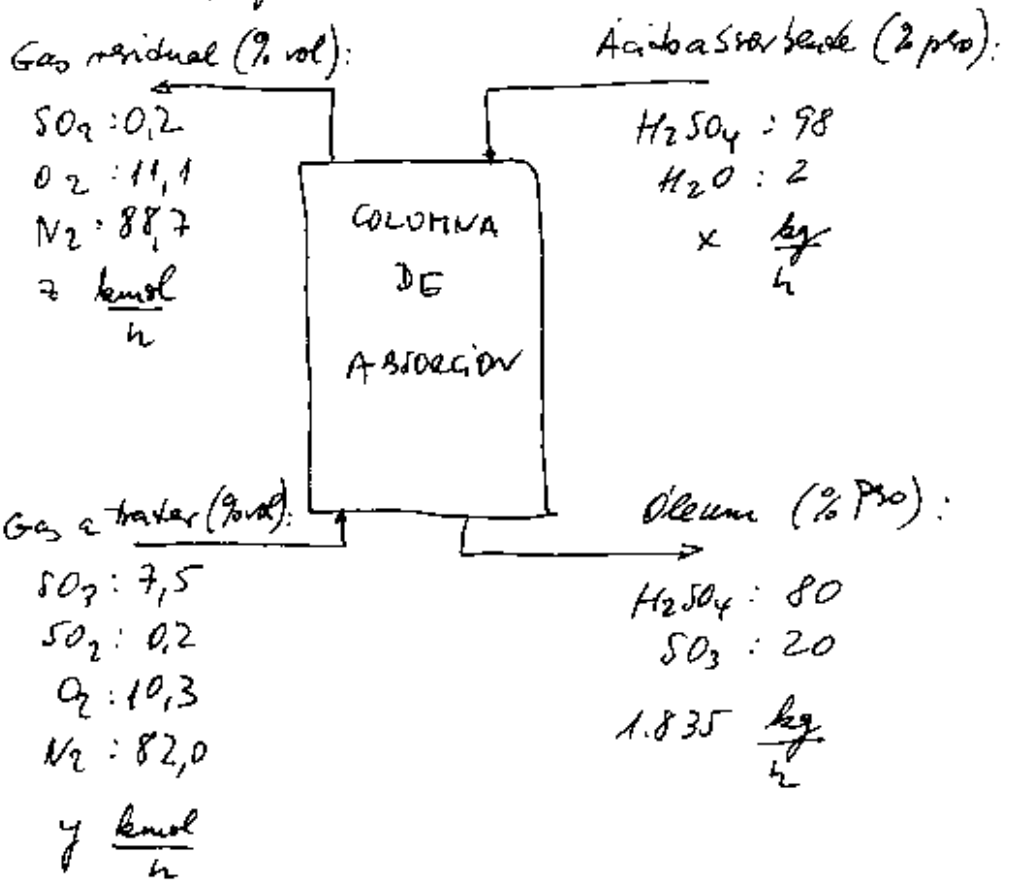
Óleum (salida) = 1.835 kg/h

Gas a tratar (entrada) = 2.623 kg/h

Gas residual (salida) = 2.139 kg/h

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

Como el experimento dura 10 h y se tiene el dato de la cantidad de oleum obtenida, se transforma esta magnitud en caudal:

$$\text{Oleum} = \frac{18350\ \text{kg}}{10\ \text{h}} = 1.835\ \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Todas las demás corrientes se expresarán como caudales y, por tanto, se aplica la base de cálculo indicada. Caudales en kmol/h para gases y kg/h para líquidos.

Volver al enunciado del problema

Balance de H_2O ($M = 18$ g/mol) como grupo atómico (kg):

$$(0,02)x + (0,98)\left(\frac{18}{98}\right)x = (0,80)\left(\frac{18}{98}\right)(1.835)$$

De donde:

$$x = 1.348 \text{ kg} \xrightarrow{B.C.} 1.348 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ ácido absorbente}$$

Balance de SO_3 ($M = 80$ g/mol) como grupo atómico (kg):

$$(0,98)\left(\frac{80}{98}\right)(1.348) + (0,075)(80)y = \left[(0,2) + (0,8)\left(\frac{80}{98}\right)\right](1835)$$

De donde:

$$y = 81 \text{ kmol}$$

Transformando en unidades másicas:

$$y = 81\left[(0,075)(80) + (0,002)(64) + (0,103)(32) + (0,82)(28)\right] =$$

$$= 2.623 \text{ kg} \xrightarrow{B.C.} 2.623 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ gas a Xrda}$$

Balance de N_2 ($M = 28$ g/mol) como grupo atómico (kmol):

$$(0,82)(81) = (0,887)z$$

De donde:

$$z = 75 \text{ kmol}$$

Transformando en unidades másicas:

$$z = 75\left[(0,002)(64) + (0,111)(32) + (0,887)(28)\right] =$$

$$= 2.139 \text{ kg} \xrightarrow{B.C.} 2.139 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ gas residual}$$

Volver al enunciado del problema

Corriente 1: 60 kg/h

A = 23,3%

B = 76,7%

Corriente 2: 90 kg/h

A = 25,5%

B = 74,5%

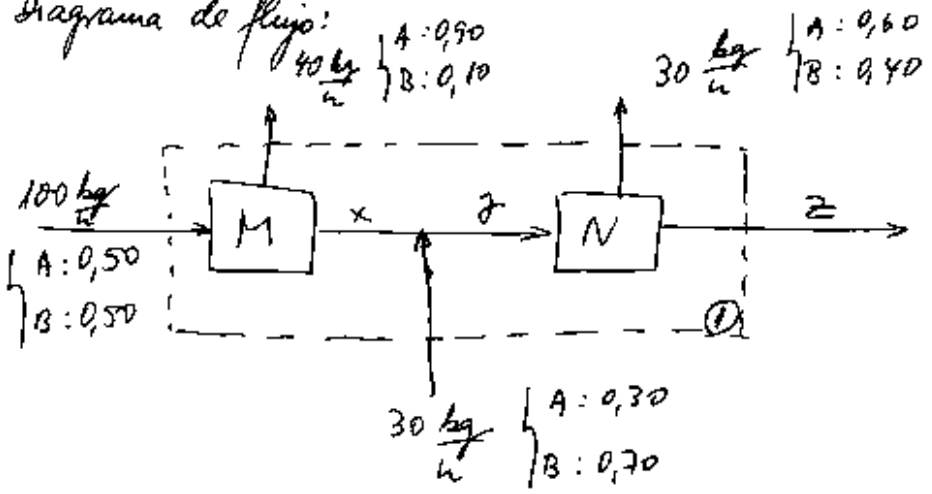
Corriente 3: 60 kg/h

A = 8,3%

B = 91,7%

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

Balance total en el límite ①:

$$100 + 30 = 40 + 30 + z$$

De donde:

$$z = 60 \text{ kg} \xrightarrow{\text{B.C.}} 60 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Balance de A en el límite ①:

$$(100)(0,50) + (30)(0,30) = (40)(0,90) + (30)(0,60) + (60)\,A_z$$

De donde:

$$A_z = 0,083 \longrightarrow 8,3\%$$

Y, por tanto:

$$B_z = 1 - 0,083 = 0,917 \longrightarrow 91,7\%$$

Como son cantidades relativas, son independientes de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

Balance total alrededor de N:

$$y = 30 + 60 = 90\ kg \xrightarrow{B.C.} 90\ \frac{kg}{h}$$

Balance de A alrededor de N:

$$(90)A_y = (30)(0,60) + (60)(0,083)$$

De donde:

$$A_y = 0,255 \longrightarrow 25,5\%$$

y, por tanto:

$$B_y = 0,745 \longrightarrow 74,5\%$$

Como son cantidades relativas, son independientes de la base de cálculo.

Balance total alrededor de M:

$$100 = 40 + x$$

De donde:

$$x = 60\ kg \xrightarrow{B.C.} 60\ \frac{kg}{h}$$

Balance de A alrededor de M:

$$(100)(0,50) = (40)(0,90) + (60)A_x$$

De donde

$$A_x = 0,233 \longrightarrow 23,3\%$$

Volver al enunciado del problema

Y, por tanto:

$B_x = 0{,}767 \rightarrow 76{,}7\%$

Como son cantidades relativas, son independientes de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

Residuo = 54,73 kg

A = 18,4% (acetona)

M = 3,5% (metil-isobutil-cetona)

W = 78,1% (agua)

Extracto 1 = 145,27 kg

A = 27,5%

M = 67,5%

W = 5%

Extracto 2 = 86,60 kg

A = 9%

M = 81%

W = 3%

Extracto total = 231,87 kg

A = 20,6%

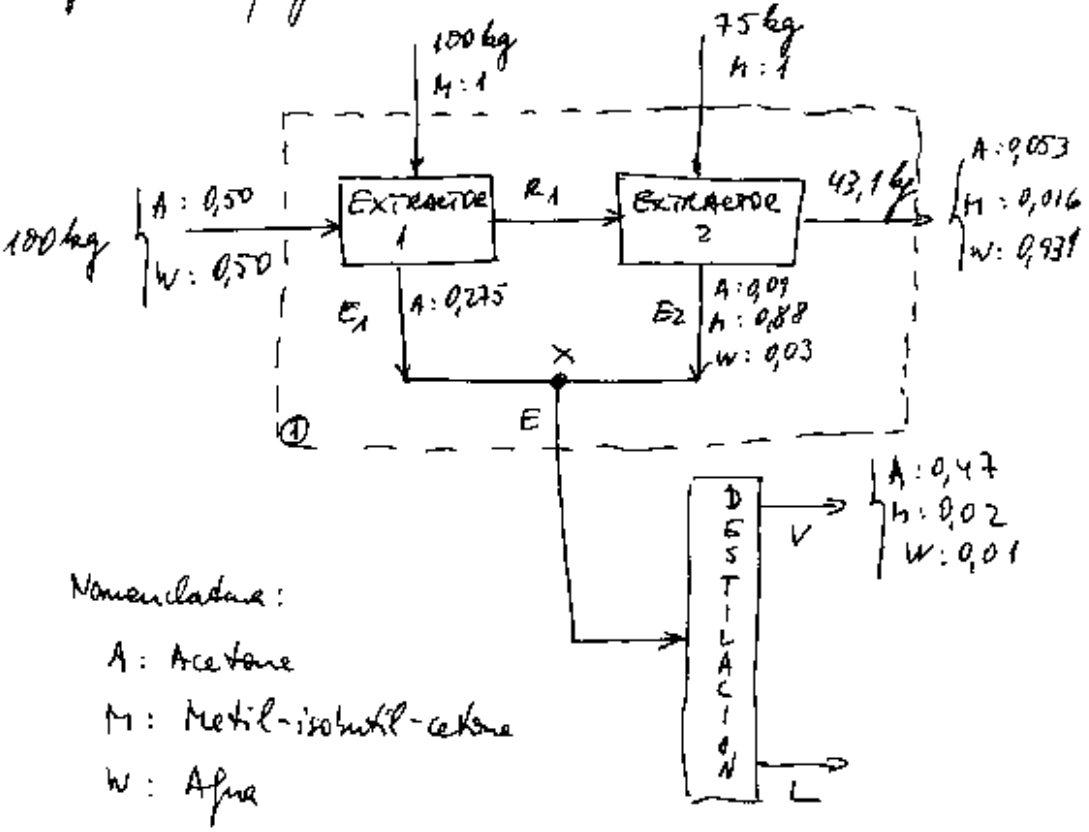
M = 75,2%

W = 4,2%

La unidad de destilación no puede ser resuelta por falta de datos (3 ecuaciones con 4 incógnitas).

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Nomenclatura:

A : Acetona

M : Metil-isobutil-cetona

W : Agua

Base de cálculo: Ninguna

Balance en el límite ①:

Balance de M:

$$100 + 75 = (0,016)(43,1)\, M_E$$

De donde:

$$M_E = 174,3 \text{ kg de M en el extracto total}$$

Balance de A:

$$(0,50)(100) = (0,053)(43,1) + A_E$$

De donde:

Volver al enunciado del problema

$A_E = 47,7$ kg de A en el extracto total

Balance de W:

$(0,50)(100) = (0,931)(43,1) + W_E$

De donde:

$W_E = 9,87$ kg de W en el extracto total

Resumen del extracto total (entrada a la destilación):

$E = 174,3 + 47,7 + 9,87 = 231,87$ kg

Composición:

$$A = \frac{47,7}{231,87} = 0,206 \rightarrow 20,6\%$$

$$M = \frac{174,3}{231,87} = 0,752 \rightarrow 75,2\%$$

$$W = \frac{9,87}{231,87} = 0,042 \rightarrow 4,2\%$$

Balance en el punto de mezclado (punto x):

Balance total:

$E_1 + E_2 = 231,87$

Balance de A:

$(0,275)E_1 + (0,09)E_2 = (231,87)(0,752)$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$E_1 + E_2 = 231,87$

$0,275\ E_1 + 0,09\ E_2 = 47,7$

Volver al enunciado del problema

Se obtiene:

$E_1 = 145,27$ kg de extracto del extractor 1

$E_2 = 86,60$ kg de extracto del extractor 2

Balance de M:

$$M_{E1} + (0,88)(86,60) = 174,3$$

De donde:

$M_{E1} = 98,09$ kg de M en el extracto de 1

Balance de W:

$$W_{E1} + (0,03)(86,60) = 9,87$$

De donde:

$W_{E1} = 7,27$ kg de W en el extracto de 1

Composición de E_1:

$$A = 0,275 \longrightarrow 27,5\%$$

$$M = \frac{98,09}{145,27} = 0,675 \longrightarrow 67,5\%$$

$$W = \frac{7,27}{145,27} = 0,050 \longrightarrow 5\%$$

Balance alrededor del extractor 1:

Balance total:

$$100 + 100 = R_1 + 145,27$$

Volver al enunciado del problema

De donde:

$R_1 = 54{,}73$ kg de residuo del extractor 1

Balance de A:

$$(0{,}50)(100) = A_{R1} + (0{,}275)(145{,}27)$$

De donde:

$A_{R1} = 10{,}05$ kg de A en el residuo del extractor 1

Balance de M:

$$100 = M_{R1} + 98{,}09$$

De donde:

$M_{R1} = 1{,}91$ kg de M en el residuo del extractor 1

Balance de W:

$$(0{,}50)(100) = W_{R1} + 7{,}27$$

De donde:

$W_{R1} = 42{,}73$ kg de W en el residuo del extractor 1

Composición de R_1:

$$A = \frac{10{,}05}{54{,}73} = 0{,}184 \longrightarrow 18{,}4\%$$

$$M = \frac{1{,}91}{54{,}73} = 0{,}035 \longrightarrow 3{,}5\%$$

$$W = \frac{42{,}73}{54{,}73} = 0{,}781 \longrightarrow 78{,}1\%$$

Volver al enunciado del problema

Para resolver la columna de destilación se dispone de los tres balances de componente (el balance total es una combinación de ellos), es decir, de 3 ecuaciones; sin embargo, existen aún 4 incógnitas:

- Caudal de destilado, V
- Caudal de residuo, L
- Composición de 2 componentes del residuo (el tercer componente se conocería por diferencia)

Por tanto, con 4 incógnitas y 3 ecuaciones, no se puede resolver la unidad de destilación.

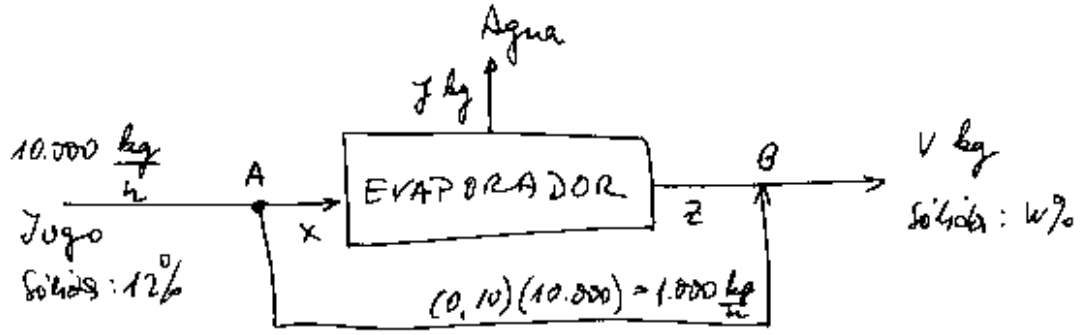
Volver al enunciado del problema

Caudal de agua = 7.650 kg/h

Sólidos en el producto = 51%

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

Balance total en la derivación (punto A):

$$10.000 = X + 1.000$$

De donde

$$X = 9.000 \text{ kg jugo al evaporador}$$

Balance de sólidos alrededor del evaporador:

$$(9.000)(0,12) = Z(0,80)$$

De donde:

$$Z = 1.350 \text{ kg de jugo del evaporador}$$

Balance de agua alrededor del evaporador:

$$(9.000)(0,88) = y + (1.350)(0,20)$$

De donde:

$$y = 7.650 \text{ kg} \xrightarrow{\text{a c.}} 7.650 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ agua evaporada}$$

Volver al enunciado del problema

Balance en el punto de mezcla (punto B):

Balance total:

$$1.350 + 1.000 = V$$

De donde:

$$V = 2.350 \text{ kg}$$

Balance de sólidos:

$$(1.350)(0,80) + (1000)(0,12) = (2.350)w$$

De donde:

$$w = 0,51 \longrightarrow 51\% \text{ en sólidos}$$

Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

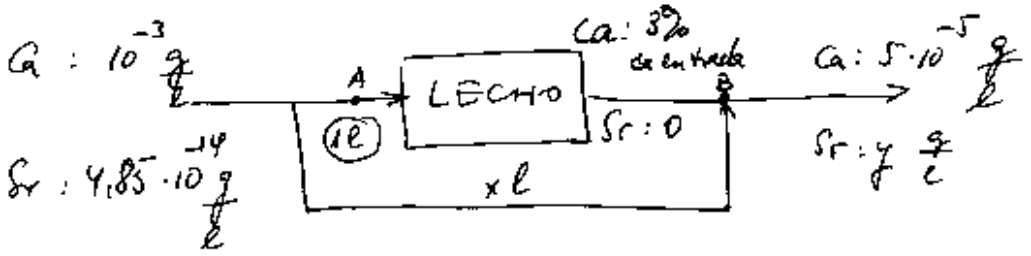
Volver al enunciado del problema

Concentración de ^{90}Sr = $1{,}002 \cdot 10^{-15}$ g/l

^{90}Sr eliminado = 97,9 %

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 l de leche a la entrada del reactor (punto A)

A la salida del reactor:

$$Ca = (0{,}03)(10^{-3})(1) = 3 \cdot 10^{-5}\ g$$

Balance en el punto de unión (punto B):

Balance de Ca:

$$(3 \cdot 10^{-5})(1) + (10^{-3})x = (5 \cdot 10^{-5})(1+x)$$

De donde:

$$x = 0{,}0211\ l$$

Balance de Sr (y: concentración a la salida):

$$0 + (4{,}85 \cdot 10^{-14})(0{,}0211) = y\,(1 + 0{,}0211)$$

De donde:

$$y = 1{,}002 \cdot 10^{-15}\ \frac{g}{l}\ \text{de Sr}$$

Volver al enunciado del problema

Se eliminará:

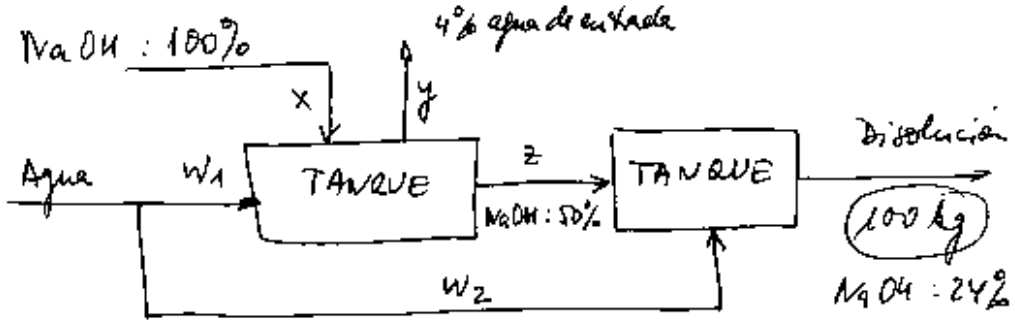
$$Sr\ eliminado = \frac{4{,}85\cdot10^{-14} - 1{,}002\cdot10^{-15}}{4{,}85\cdot10^{-14}} = 0{,}979 \longrightarrow 97{,}9\,\%$$

Volver al enunciado del problema

$$\frac{W_1}{W_2} = 0{,}481$$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo : 100 kg de disolución de salida

Balance de NaOH en el segundo tanque:

$$(0,5)z + 0 = (0,24)(100)$$

De donde:

$$z = 48 \text{ kg}$$

Balance total en el segundo tanque:

$$48 + W_2 = 100$$

De donde:

$$W_2 = 52 \text{ kg}$$

Balance de NaOH en el primer tanque:

$$0 + x = 0 + (0,50)(48)$$

De donde:

$$x = 24 \text{ kg}$$

Volver al enunciado del problema

Balance total en el primer tanque:

$$W_1 + 24 = y + 48$$

Como $y = 0{,}04\ W_1$

Se tendrá, de ambas ecuaciones:

$$W_1 = 25\ kg$$
$$y = 1\ kg$$

Por tanto, la relación W_1/W_2 será:

$$\frac{W_1}{W_2} = \frac{25}{52} = 0{,}481$$

Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

a.) $A = 355,8$ kg/h

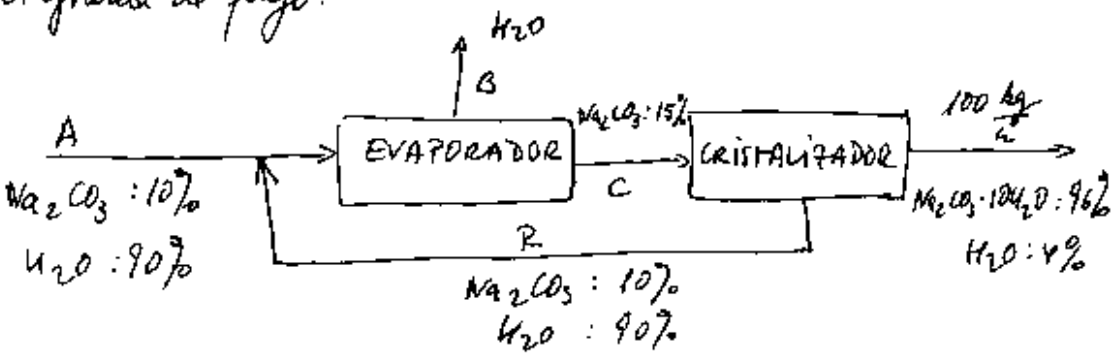
b.) $B = 255,8$ kg/h

c.) $R = 411,6$ kg/h

Volver al enunciado del problema

C1902-38
1/2

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

En la corriente de salida, los cristales contienen:

$Na_2CO_3 = 106$ kg $\longrightarrow$ 37,06%

$10 \cdot H_2O = 180$ kg $\longrightarrow$ 62,94%

TOTAL : 286

Por tanto, su composición será:

Na_2CO_3 : $(0,96)(0,3706) = 0,3558 \longrightarrow 35,58\%$

H_2O : $(0,96)(0,6294)+0,04 = 0,6442 \longrightarrow 64,42\%$

a) Balance global de Na_2CO_3:

$(0,10)\,A = (0,3558)(100)$

De donde:

$A = 355,8$ kg $\xrightarrow{B.C.}$ 355,8 $\frac{kg}{h}$ alimentación

Volver al enunciado del problema

b) Balance global de H_2O:

$$(0,90)(355,8) = B + (0,6442)(100)$$

De donde:

$$B = 255,8 \text{ kg} \xrightarrow{B.C.} 255,8 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ vapor}$$

c) Balance alrededor del cristalizador:

Balance total:

$$C = 100 + R$$

Balance de Na_2CO_3:

$$(0,15)C = (0,3558)(100) + (0,10)R$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$C = 100 + R$$

$$0,15C = 35,58 + 0,10R$$

se obtiene:

$$C = 511,6 \text{ kg}$$

$$R = 411,6 \text{ kg} \xrightarrow{B.C.} 411,6 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ reciclado.}$$

Volver al enunciado del problema

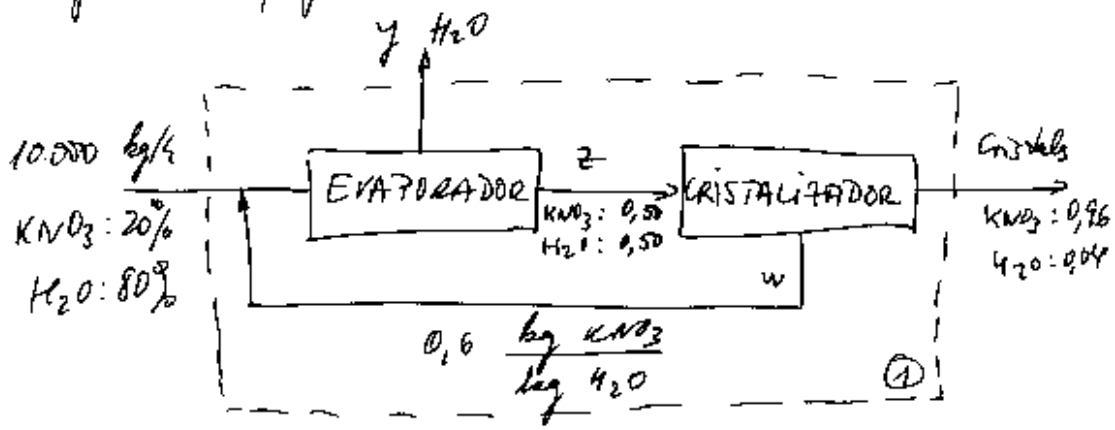
a.) Sal húmeda = 2.083 kg/h

b.) Agua evaporada = 7.912 kg/h

c.) Disolución recirculada = 7.668 kg/h

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

a.) Balance de KNO_3 en el límite ①:

$$(10.000)(0,20) = x(0,96)$$

De donde:

$$x = 2.083 \text{ kg} \xrightarrow{B.C.} 2.083 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ sal húmeda}$$

b.) Balance total en el límite ①:

$$10.000 = y + 2.083$$

De donde:

$$y = 7.917 \text{ kg} \xrightarrow{B.C.} 7.917 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ agua evaporada}$$

c.) La composición de la recirculación podrá expresarse como:

$$0,6 \frac{\text{kg } KNO_3}{\text{kg } H_2O} = \frac{0,6}{1,6} \frac{\text{kg } KNO_3}{\text{kg } H_2O + \text{kg } KNO_3} =$$

Volver al enunciado del problema

$= 0,375 \longrightarrow 37,5\%$

Es decir:

$KNO_3 = 0,375$

$H_2O = 0,625$

Balance alrededor del cristalizador:

Balance total:

$$Z = 2.083 + W$$

Balance de KNO_3:

$$Z(0,50) = (2.083)(0,96) + W(0,375)$$

A partir del sistema de ecuaciones:

$$Z = 2.083 + W$$

$$0,5Z = 2.000 + 0,375W$$

Se obtendrá:

$Z = 9.751$ kg

$W = 7.668$ kg $\xrightarrow{\text{B.C.}}$ $7.668 \frac{kg}{h}$ recirculado

Volver al enunciado del problema

Agua evaporada = 2.950 kg/h

K_2CrO_4 cristalino = 1.472 kg/h

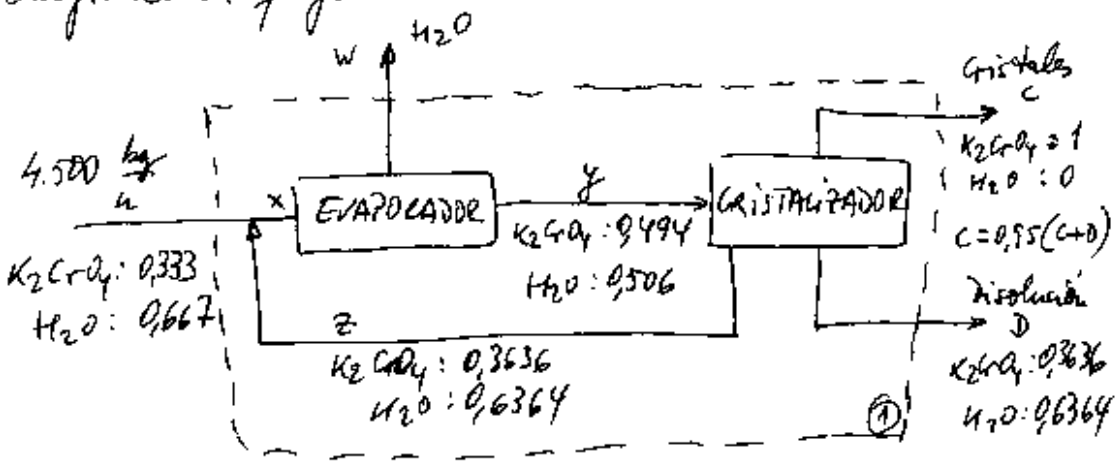
$$\frac{\text{kg recirculados}}{\text{kg alimentación}} = 1,25$$

Alimentación al evaporador = 10.134 kg/h

Alimentación al cristalizador = 7.184 kg/h

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

Balance de K_2CrO_4 en el límite ①:

$$(4.500)(0,333) = C(1) + D(0,3636)$$

Como:

$$C = 0,95\,(C+D)$$

Se tendrá, resolviendo el sistema de ecuaciones:

$D = 77,5$ kg

$C = 1.472$ kg $\xrightarrow{B.C.}$ 1.472 kg/h cristales

Balance total en el límite ①:

$$4.500 = W + 1.472 + 77,5$$

De donde:

$W = 2.950$ kg $\xrightarrow{B.C.}$ 2.950 kg/h agua evaporada

Volver al enunciado del problema

Balance total alrededor del cristalizador:

$$y = 1.472 + 77,5 + z$$

Balance de H_2O alrededor del cristalizador:

$$(0,506)y = 0 + (0,6364)(77,5) + (0,6364)z$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$y = 1.549,5 + z$$

$$0,506\,y = 49,321 + 0,6364\,z$$

Se obtiene:

$$z = 5.634,5 \text{ kg}$$

$$y = 7.184 \text{ kg} \xrightarrow{\text{B.C.}} 7.184 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ alimentación al cristalizador}$$

La relación recirculación/alimentación será:

$$\frac{5.634,5}{4.500} = 1,25 \quad \frac{\text{kg recirculados}}{\text{kg alimentación}}$$

Balance total alrededor del evaporador:

$$X = 2.950 + 7.184 =$$

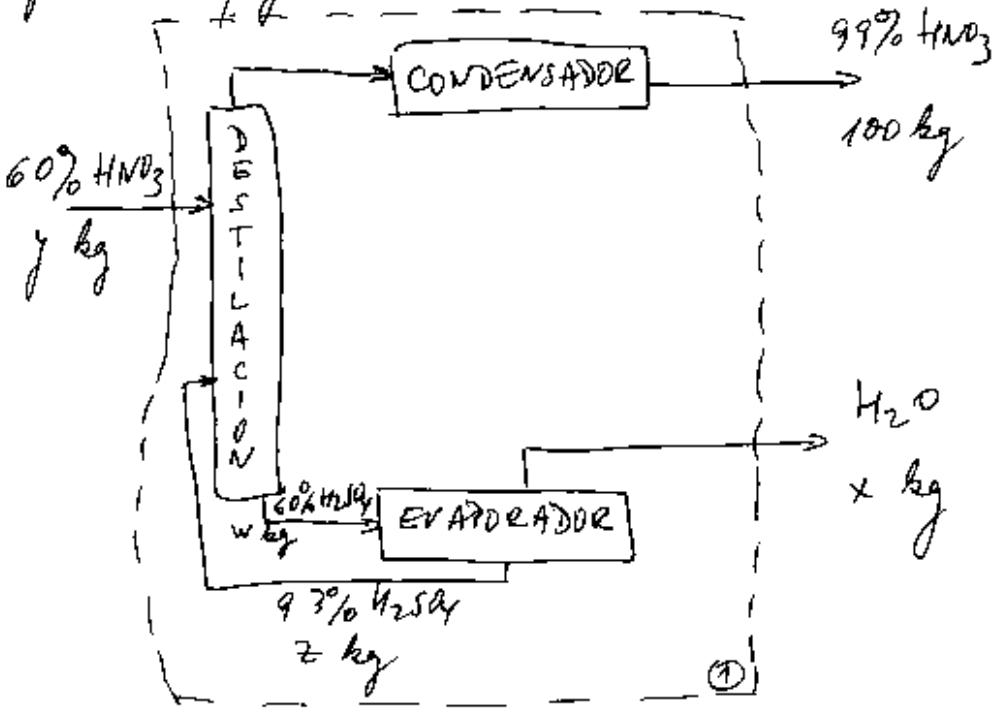
$$= 10.134 \text{ kg} \xrightarrow{\text{B.C.}} 10.134 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ alimentación al evaporador}$$

Volver al enunciado del problema

a.) Agua que sale del evaporador = 65 kg
b.) Acido sulfúrico que sale del destilador = 109,9 kg
c.) Alimentación de ácido diluido = 165 kg

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: La indicada en el enunciado (100 kg de HNO_3 concentrado)

Balance de HNO_3 en el límite ①:

$$(0,60)\,y = (0,99)(100) + 0$$

De donde:

$y = 165$ kg de HNO_3 diluido [apartado c)]

Balance total en el límite ①:

$$165 = 100 + x$$

De donde:

$x = 65$ kg de H_2O [apartado a)]

Volver al enunciado del problema

Balance alrededor del evaporador:

Balance total:

$$W = 65 + Z$$

Balance de H_2SO_4:

$$(0,60)W = 0 + (0,93)Z$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$W = 65 + Z$$
$$0,6\ W = 0,93Z$$

Se obtiene:

$$W = 183,18\ kg$$
$$Z = 118,18\ kg$$

El H_2SO_4 que sale del destilador será:

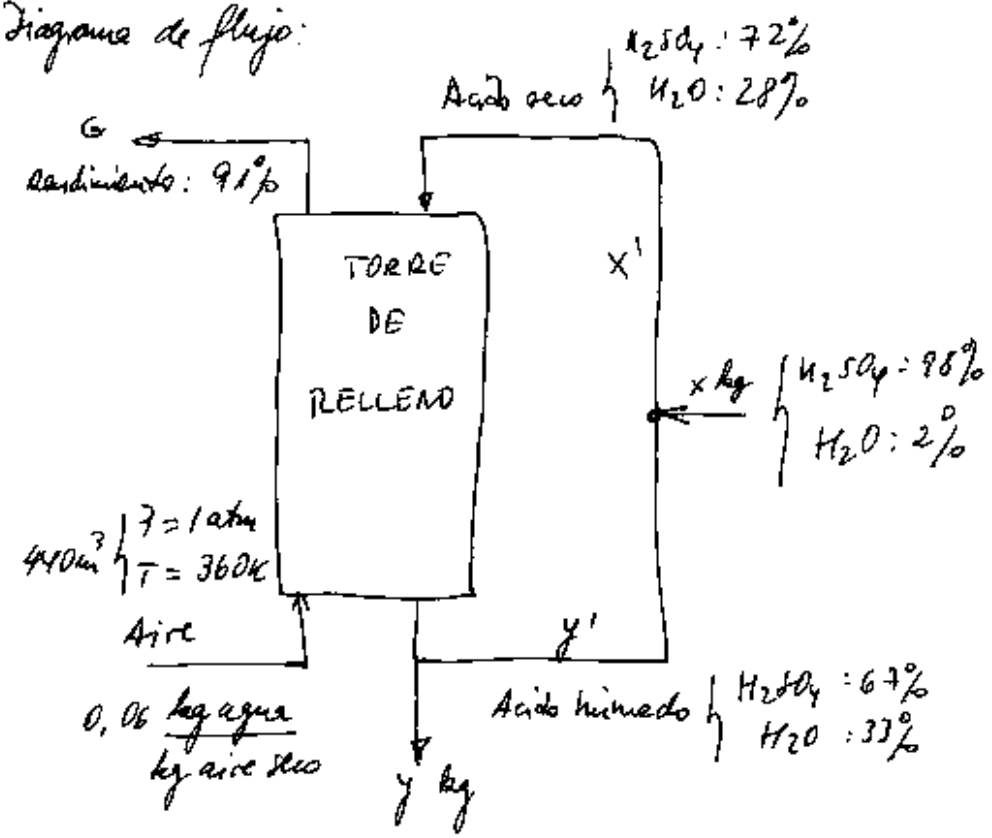
$$H_2SO_4 = (183,18)(0,60) = 109,9\ kg\ [\text{apartado b})]$$

Volver al enunciado del problema

Aire de entrada = 415,58 kg/h
Aire de salida = 394 kg/h
Ácido comercial (entrada) = 68,36 kg/h
Ácido seco = 430,42 kg/h
Ácido húmedo (salida) = 89,76 kg/h
Ácido húmedo recirculado = 362,05 kg/h

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kg de aire (húmedo) de entrada

Transformación del caudal de aire de entrada en caudal másico:

Según la ecuación de estado de los gases ideales:

$$n = \frac{PV}{RT} \qquad \left[R = 0{,}082 \ \frac{atm \cdot m^3}{kmol \cdot K} \right]$$

en las condiciones

$P = 1 atm$ $\qquad V = 440 \ \frac{m^3}{h}$

$T = 360K$

Volver al enunciado del problema

Se tendrá:

$$n = \frac{(1)(440)}{(0,082)(360)} = 14,9 \ \frac{kmol}{h}$$

Composición de ese aire:

$$\frac{0,06 \ kg \ agua}{1 \ kg \ aire} = \frac{0,06/18 \ kmol \ agua}{1/28,8 \ kmol \ aire} =$$

$$= \frac{0,06/18}{1/28,8 + 0,06/18} \ \frac{kmol \ agua}{kmol \ totales} = 0,0876$$

Es decir:

Agua = 0,0876 → 8,76% mol
Aire = 0,9124 → 91,24% mol

Caudal másico de aire de entrada:

$$N = 14,9 \left[\frac{kmol}{h}\right]\left[(0,0876)(18)+(0,9124)(28,8)\right]\left[\frac{kg}{kmol}\right] =$$

$$= 415,58 \ \frac{kg}{h} \text{ aire húmedo de entrada}$$

Composición del aire de entrada en fracción másica:

Agua: $\frac{0,06 \ kg \ agua}{kg \ aire} = \frac{0,06}{1,06} \ \frac{kg \ agua}{kg \ totales} = 0,0566 \rightarrow 5,66\%$

Aire: $\frac{1}{0,06} \ \frac{kg \ aire}{kg \ agua} = \frac{1}{1,06} \ \frac{kg \ agua}{kg \ totales} = 0,9434 \rightarrow 94,34\%$

Volver al enunciado del problema

Corriente de salida de aire seco:

Rendimiento = 91%

Significa que sólo sale el 9% del agua que ha entrado con el gas.

Es decir, si ha entrado:

$$(100)(0{,}0566) = 5{,}66 \text{ kg agua}$$

salen por la corriente de gas seco:

$$(5{,}66)(0{,}09) = 0{,}509 \text{ kg agua}$$

Y también sale todo el aire que ha entrado como aire húmedo, es decir:

$$(100)(0{,}9434) = 94{,}34 \text{ kg aire}$$

El caudal másico de la corriente de aire a la salida será, pues:

$$G = 94{,}34 + 0{,}509 = 94{,}849 \text{ kg}$$

Transformación de la base de cálculo a las condiciones reales del problema:

$$G = 94{,}849 \frac{\text{kg}}{100 \text{ kg entrada}} \cdot 415{,}58 \frac{\text{kg entrada}}{\text{h}} = 394 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ aire a la salida}$$

Balance de agua:

$$(100)(0{,}0566) + X(0{,}02) = Y(0{,}33)$$

Balance total:

$$100 + X = 94{,}849 + Y$$

Volver al enunciado del problema

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$5,66 + 0,02x = 0,33y$$
$$5,15 + x = y$$

Se obtiene:

$x = 16,45$ kg de ácido comercial
$y = 21,60$ kg de ácido húmedo

Transformación de la base de cálculo a las condiciones reales del problema:

$$x = 16,45 \frac{kg}{100\,kg\ entrada} \cdot 415,58 \frac{kg\ entrada}{h} = 68,36 \frac{kg}{h}$$ ácido comercial

$$y = 21,60 \frac{kg}{100\,kg\ entrada} \cdot 415,58 \frac{kg\ entrada}{h} = 89,76 \frac{kg}{h}$$ ácido húmedo

Balance en el punto de entrada del sulfúrico comercial (punto 5):

Balance total:

$$y' + 16,45 = x'$$

Balance de sulfúrico:

$$(0,67)y' + (0,98)(16,45) = (0,72)x'$$

Volver al enunciado del problema

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$y' + 16,45 = x'$$
$$0,67\,y' + 16,12 = 0,72\,x'$$

Se obtiene:

$x' = 103,57$ kg de ácido seco

$y' = 87,12$ kg de ácido húmedo recirculado

Transformación de la base de cálculo a las condiciones reales del problema:

$$x' = 103,57 \frac{\text{kg}}{100 \text{ kg entrada}} \cdot 415,58 \frac{\text{kg entrada}}{\text{h}} = 430,42 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad \text{ácido seco}$$

$$y' = 87,12 \frac{\text{kg}}{100 \text{ kg entrada}} \cdot 415,58 \frac{\text{kg entrada}}{\text{h}} = 362,05 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad \text{ácido húmedo recirculado}$$

Volver al enunciado del problema

Entrada al mezclador = 988,16 kg/h

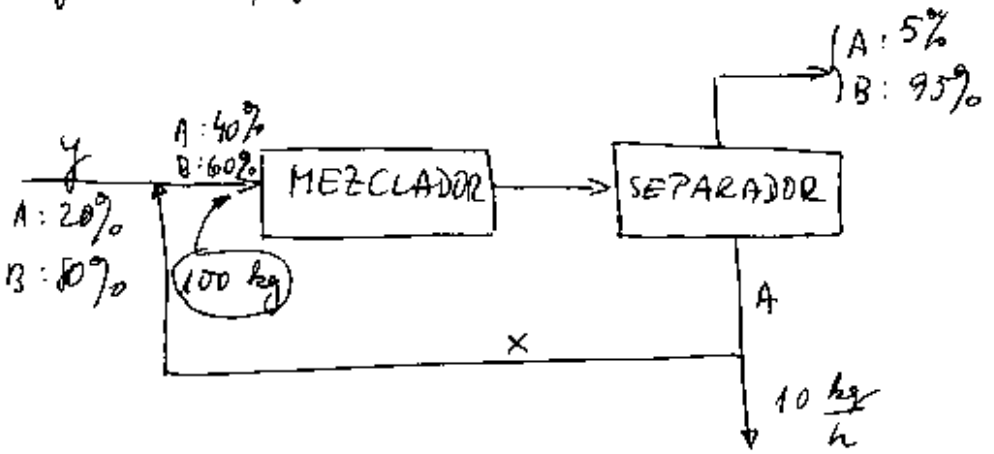
Alimento fresco = 63,34 kg/h

Recirculación = 21,11 kg/h

Producto = 53,34 kg/h

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kg de entrada al mezclador

Entrada al separador = Salida del mezclador

$A: (0,40)(100) = 40$ kg

$B: (0,60)(100) = 60$ kg

Balance de B en el separador:

$$60 = (0,95)\,Z$$

De donde:

$Z = 63,16$ kg de producto

Del separador salen a recirculación:

$$A = 40 - (0,05)(63,16) = 36,84 \text{ kg}$$

Volver al enunciado del problema

Balances en el punto de recirculación:

Balance total:

$$x + y = 100$$

Balance de A:

$$x + 0{,}20\,y = (0{,}40)(100)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones se obtiene:

x = 25 kg de recirculación

y = 75 kg de alimentación

$$\text{Purga} = 36{,}84 - 25 = 11{,}84 \text{ kg}$$

Transformando la base de cálculo a las condiciones reales del problema:

$$\text{Entrada al mezclador} = \frac{100 \text{ kg}}{11{,}84 \text{ kg purga}} \cdot 10 \frac{\text{kg purga}}{\text{h}} = 988{,}16 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Alimento fresco} = \frac{75 \text{ kg}}{11{,}84 \text{ kg purga}} \cdot 10 \frac{\text{kg purga}}{\text{h}} = 63{,}34 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Recirculación} = \frac{25 \text{ kg}}{11{,}84 \text{ kg purga}} \cdot 10 \frac{\text{kg purga}}{\text{h}} = 21{,}11 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Producto} = \frac{63{,}16 \text{ kg}}{11{,}84 \text{ kg purga}} \cdot 10 \frac{\text{kg purga}}{\text{h}} = 53{,}34 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Volver a:	
Ingeniería Química (Ldo. en Química)	Ampliación de Ingeniería Química (Ldo. en Química)
Ingeniería Química (Ldo. en CyT de Alimentos)	Operaciones Básicas de la I.Q. (Ingeniero Químico)

INGENIERÍA QUIMICA: PROBLEMAS

Tema 03

Problema CIQ03-01	Problema CIQ03-02	Problema CIQ03-03
Problema CIQ03-04	Problema CIQ03-05	Problema CIQ03-06
Problema CIQ03-07	Problema CIQ03-08	Problema CIQ03-09
Problema CIQ03-10	Problema CIQ03-11	Problema CIQ03-12
Problema CIQ03-13	Problema CIQ03-14	Problema CIQ03-15
Problema CIQ03-16	Problema CIQ03-17	Problema CIQ03-18
Problema CIQ03-19	Problema CIQ03-20	Problema CIQ03-21
Problema CIQ03-22	Problema CIQ03-23	Problema CIQ03-24
Problema CIQ03-25	Problema CIQ03-26	Problema CIQ03-27
Problema CIQ03-28	Problema CIQ03-29	Problema CIQ03-30
Problema CIQ03-31	Problema CIQ03-32	Problema CIQ03-33
Problema CIQ03-34	Problema CIQ03-35	Problema CIQ03-36
Problema CIQ03-37	Problema CIQ03-38	Problema CIQ03-39
Problema CIQ03-40	Problema CIQ03-41	Problema CIQ03-42
Problema CIQ03-43	Problema CIQ03-44	Problema CIQ03-45
Problema CIQ03-46	Problema CIQ03-47	Problema CIQ03-48
Problema CIQ03-49	Problema CIQ03-50	Problema CIQ03-51
Problema CIQ03-52	Problema CIQ03-53	Problema CIQ03-54
Problema CIQ03-55	Problema CIQ03-56	Problema CIQ03-57
Problema CIQ03-58	Problema CIQ03-59	Problema CIQ03-60

Problema CIQ03-61	Problema CIQ03-62	Problema CIQ03-63
Problema CIQ03-64	Problema CIQ03-65	Problema CIQ03-66
Problema CIQ03-67	Problema CIQ03-68	Problema CIQ03-69
Problema CIQ03-70	Problema CIQ03-71	Problema CIQ03-72
Problema CIQ03-73	Problema CIQ03-74	Problema CIQ03-75
Problema CIQ03-76	Problema CIQ03-77	

Volver

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, circulación simple

La corrosión por oxígeno de las tuberías de las calderas puede reducirse si se emplea sulfito sódico, el cual elimina oxígeno del agua de alimentación de la caldera por medio de la siguiente reacción

$$2\ Na_2SO_3 + O_2 \rightarrow 2\ Na_2SO_4$$

¿Qué cantidad (kg) de sulfito sódico (M = 126 kg/kmol) se requieren en teoría (reacción completa) para eliminar el oxígeno de 8.330.000 kg de agua que contienen 10 ppm de oxígeno disuelto y al mismo tiempo mantener un 35% de exceso de sulfito sódico?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, circulación simple

Se alimentan 10 m^3/h de HCl gaseoso a 200ºC y 1 atm a un horno de oxidación donde se hacen reaccionar con aire con un 20% de exceso del requerido por la reacción:

$$2\,HCl + \frac{1}{2}\,O_2 \rightarrow Cl_2 + H_2O$$

Si la reacción es completa y los productos abandonan el horno a 300ºC y 1 atm, calcular el caudal volumétrico y la composición de los gases producto.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, circulación simple

Se alimentan 30 m^3/h de HCl gaseoso a 260ºC y 760 mm Hg a un horno de oxidación donde se hacen reaccionar con oxígeno puro con 20% de exceso.

$$2\,HCl + \frac{1}{2}\,O_2 \rightarrow Cl_2 + H_2O$$

Si la reacción es completa y los productos abandonan el reactor a 315ºC y 750 mmHg, calcular:

a) Caudal másico de oxígeno alimentado al reactor.

b) Composición molar de los gases producto.

c) Caudal volumétrico de los gases producto.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, circulación simple

Las reacciones:

$$C_2H_6 \rightarrow C_2H_4 + H_2$$

$$C_2H_4 + H_2 \rightarrow 2\ CH_4$$

se llevan a cabo en un reactor continuo en régimen estacionario. La alimentación consiste en un 85% en moles de etano (C_2H_6) y el resto sustancias inertes (I). La conversión de etano es del 50,1% y el rendimiento a etileno es del 47,1%.

Calcúlese la composición molar del producto gaseoso y la selectividad del etileno en la producción de metano.

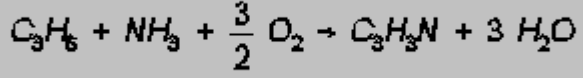
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, circulación simple

El acetonitrilo se produce con la reacción del propileno, amoniaco y oxígeno.



La alimentación contiene 10% en moles de propileno, 12% en moles de amoniaco y 78% en moles de aire. Se alcanza una conversión de 30% del reactivo limitante. Determinar cuál es el reactivo limitante, el porcentaje en el que los otros reactivos están en exceso y las cantidades de todos los productos gaseosos para una conversión del 30% del reactivo limitante, tomando como base de alimentación 100 moles.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, circulación simple

La mezcla estequiométrica H_2-N_2 (75% H_2 y 25% N_2) para la síntesis del amoniaco se prepara mezclando "gas de fábrica" (78% N_2, 20% CO y 2% CO_2) con "gas de agua" (50% H_2 y 50% CO). El monóxido de carbono, que actúa como veneno del catalizador de síntesis, se elimina haciendo reaccionar esta mezcla de gases con vapor de agua, para formar dióxido de carbono e hidrógeno mediante la reacción de conversión:

$$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$$

Posteriormente se elimina el CO_2 mediante lavado por absorción con disolvente. Suponiendo que todos las composiciones vienen dadas en porcentajes molares, y que se añade la cantidad precisa de vapor de agua para convertir completamente todo el CO, calcular la proporción en que deberán mezclarse los gases de fábrica y de agua.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, circulación simple

Una disolución de carbonato sódico (NaOH: 0,59%; Na_2CO_3: 14,88%; H_2O: 84,53%) se convierte en cáustica por adición de una cal comercial parcialmente apagada [CaO + $Ca(OH)_2$], la cual contiene sólo $CaCO_3$ como impureza. La masa obtenida de la caustificación dio el siguiente análisis:

$CaCO_3$	13,48%
$Ca(OH)_2$	0,28%
Na_2CO_3	0,61%
NaOH	10,36%
H_2O	75,27%

Si las reacciones de caustificación son las siguientes:

$$CaO + H_2O \rightarrow Ca(OH)_2$$

$$Na_2CO_3 + Ca(OH)_2 \rightarrow CaCO_3 + 2\ NaOH$$

calcular:

a) La masa de cal apagada cargada por cada 100 kg de masa cáustica obtenida.

b) La composición de la cal comercial utilizada.

Notas:

Pesos atómicos (kg/kmol): Na: 23; Ca: 40.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, circulación simple

El acetileno se puede obtener por craqueo de hidrocarburos como metano o butano. Una patente propone obtener acetileno por craqueo de butano a 1.300 ºC y da la siguiente composición de los gases que salen del reactor:

CH_4	29%
C_2H_4	22%
C_2H_2	12%
H_2	37%

Comprobar si se cumple o no el balance de materia.

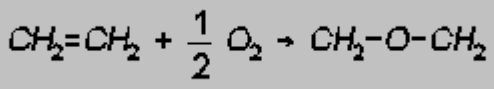
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, circulación simple

En una industria se produce óxido de etileno mediante oxidación de etileno con aire en presencia de un catalizador:



Si las condiciones se controlan cuidadosamente, una fracción considerable de etileno se transforma en óxido de etileno, mientras que parte del etileno queda sin reaccionar y otra parte sufre una oxidación total a dióxido de carbono y agua (la formación de monóxido de carbono es despreciable). Los gases, después de abandonar el reactor, pasan a través de un absorbente en el que el óxido de etileno queda retenido. Un análisis de Orsat ordinario (sobre base seca) de los gases que abandonan el adsorbente da:

CO_2	9,6%
O_2	3,0%
C_2H_4	6,4%
N_2	81,0%

Calcular el porcentaje del etileno que entra en el reactor que se convierte en óxido de etileno.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, circulación simple

Los disolventes residuales de las operaciones industriales pueden ser contaminantes si no se eliminan de forma adecuada. Un estudio cromatográfico del gas residual de una planta de fibras sintéticas reporta el siguiente análisis:

CS_2 40%

CO_2 10%

H_2O 50%

Se ha sugerido quemar este gas en exceso de aire. Los productos gaseosos de la combustión se emiten a la atmósfera a través de una chimenea. Las reglamentaciones de contaminación a la atmósfera de la comunidad indican, que en ningún caso, los gases de chimenea pueden tener más del 2% de SO_2 en base a un análisis de Orsat (base seca).

Calcúlese el mínimo porcentaje de exceso de aire que debe usarse para cumplir la normativa

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, circulación simple

El gas que sale de un estabilizador de gasolina tiene la siguiente composición (en volumen):

CH_4	70%
C_2H_6	12%
C_3H_8	8%
C_4H_{10}	6%
C_5H_{12}	4%

Este gas, que sale a 300 K y 150 kN/m^2 de presión absoluta, se suministra con un caudal de 200 m^3/h a una planta de conversión de gas, donde tienen lugar las siguientes reacciones:

$$C_nH_{2n+2} \rightarrow n\,CO + (2n+1)\,H_2$$

$$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$$

Los hidrocarburos saturados se convierten en un 95% de acuerdo con la primera de estas dos reacciones y el 90% del monóxido de carbono resultante se transforma de acuerdo con la segunda. Calcular:

a) El peso molecular medio del gas que sale del estabilizador.

b) La composición sobre base seca del gas que sale de la planta de conversión.

c) La producción de hidrógeno (kg/h) que se obtiene una vez separados los óxidos de carbono y los hidrocarburos no reaccionados.

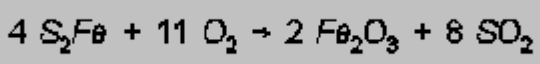
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, circulación simple

Un lote de pirita que contiene 88% S_2Fe y el resto ganga, se tuesta con 150% de exceso de aire del requerido para la oxidación de S_2Fe según la reacción:



$$4\ S_2Fe + 11\ O_2 \rightarrow 2\ Fe_2O_3 + 8\ SO_2$$

El residuo del horno contiene 2,6% de azufre. El 40% de este azufre está en forma de S_2Fe y el resto en forma de SO_3 absorbido en las cenizas. Además, el 92% del azufre quemado produce SO_2 y el restante 8% se oxida a SO_3.

Tomando como base 100 kg de pirita cargada, calcular:

a) El peso de cenizas producidas.

b) El porcentaje de azufre perdido en las cenizas.

c) El análisis del gas de horno en base libre de SO_3.

d) Volumen de aire seco requerido (m^3) a 27ºC y 750 mm Hg.

Nota:

Pesos atómicos (kg/kmol): S: 32; Fe: 56

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5
Página 6

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Hidrógeno húmedo, con el 4% en volumen de agua, se quema completamente en un horno con un 32% de exceso de aire. Calcular la composición de los gases de combustión sobre base seca (análisis de Orsat).

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Un horno alimentado con fuel-oil da el siguiente análisis del gas de combustión (en base seca):

CO_2	12,0%
O_2	7,4%
N_2	80,6%

Calcúlese:

a) Composición elemental del fuel-oil (% en peso).

b) Porcentaje de aire en exceso usado en la combustión.

c) Volumen de aire alimentado al horno en condiciones normales (m^3) por cada kg de fuel-oil consumido.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Un combustible que está compuesto de carbono e hidrógeno se quema totalmente en un horno con exceso de aire. De los gases de combustión se ha tomado una muestra y se ha analizado, obteniéndose la siguiente composición molar, en base seca:

CO_2	14%
O_2	4%
N_2	82%

Determinar:

a) Composición del combustible (% en peso).

b) Cantidad de aire empleado en la combustión (expresado en kmol y en kg) por cada kg de combustible quemado.

c) Cantidad de gases de combustión (kmol secos y húmedos) por cada kg de combustible quemado.

d) Porcentaje de exceso de aire empleado en la combustión.

e) Composición molar de los gases de combustión (en base húmeda).

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

La ventaja principal de la incineración catalítica de gases olorosos y otras sustancias molestas respecto a la combustión es su menor costo. Los incineradores catalíticos operan a temperaturas más bajas (500 a 900 ºC en comparación con 1.100 a 1.500 ºC para los incineradores térmicos) y gastan mucho menos combustible. Como las temperaturas de operación son más bajas, los materiales de construcción no tienen que ser tan resistentes al calor, lo que reduce los costos de instalación y construcción.

En una prueba, un líquido que se propone como combustible para una llama y que tiene una composición de 88% de carbono y 12% de hidrógeno se vaporiza y quema con aire seco para producir un gas de chimenea con la siguiente composición en base seca:

CO_2	13.4%
O_2	3,6%
N_2	83,0%

Como parte del diseño del equipo para el dispositivo de combustión continua en estado estacionario, determinar cuántos kmol de gas de chimenea seco se producen por cada 100 kg de alimentación liquida. ¿Qué porcentaje de aire en exceso se usó?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

En un horno se queman totalmente 3.000 kg/h de fuelóleo (86% de carbono; 14% de hidrógeno) con un 35% de exceso de aire que contiene 0,01 kg de vapor de agua por cada kg de aire seco. Calcular:

a) Composición del gas resultante sobre base húmeda.

b) Composición del gas resultante sobre base seca.

c) Caudal volumétrico de aire empleado (m^3/h), medido a 45 ºC y 1atm.

d) Volumen de gases producidos por kg de fuelóleo quemado, medido a 300 ºC y 1 atm.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

En un horno se queman totalmente 3.000 kg/h de fuelóleo (86% de carbono; 14% de hidrógeno) con un 50% de exceso de aire que contiene 0,02 kg de vapor de agua por cada kg de aire seco. Calcular:

a) Composición del gas resultante sobre base húmeda.

b) Composición del gas resultante sobre base seca.

c) Caudal volumétrico de aire empleado (m^3/h), medido a 45 ºC y 1atm.

d) Volumen de gases producidos por kg de fuelóleo quemado, medido a 300 ºC y 1 atm.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Un carbón con 87% en peso de carbono y 7% de hidrógeno se quema con aire seco.

a) Si se utiliza un 40% de aire seco en exceso sobre el que se requeriría teóricamente, calcular los kg de aire necesarios por kg de carbón quemado.

b) Calcular la composición (% en moles) de los gases que dejan el horno, suponiendo combustión completa.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Se alimenta un horno con coque que sólo contiene carbono (90%) y cenizas inorgánicas (10%). Las cenizas, después de lavar con agua, tienen una composición de 10% carbono, 40% cenizas y 50% agua. Si la composición de los gases de chimenea es 14% CO_2, 1% CO, 6,4% O_2 y 78,6% N_2, calcular:

a) La cantidad de gases (kmol) producidos por tonelada de coque cargado.

b) El porcentaje de exceso de aire utilizado.

c) El porcentaje de carbono que se pierde en las cenizas.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Un horno se calienta por combustión de un carbón, cuya composición en peso es 90% carbono, 6% hidrógeno y 4% cenizas incombustibles. Para la combustión se emplea un 50% de exceso de aire y un análisis de los gases de combustión indica que contienen el 1% en volumen de monóxido de carbono.

Determinar la cantidad (kmol) de gases de combustión (sobre base húmeda) formados por cada 100 kg de carbón quemados, así como la composición de dichos gases.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Un horno se calienta por combustión de un petróleo que contiene (en peso) 16,4% de hidrógeno y 83,6% de carbono, empleándose en la combustión un 25% de exceso de aire. Calcúlese la composición del gas de combustión que se obtendría por un análisis de Orsat (composición del gas en volumen sobre base seca), suponiendo combustión completa. Repítase el cálculo suponiendo que un 5% del carbono total se quema sólo a CO.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

El análisis de Orsat de los humos secos de la chimenea de un horno industrial da los siguientes datos:

CO_2	12,0%
CO	0,5%
O_2	2,0%
N_2	85,5%

Calcúlese:

a) La relación en peso de hidrógeno a carbono del combustible quemado.

b) El porcentaje de exceso de aire empleado en la combustión.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

El operario encargado de un horno que quema un combustible aceitoso constituido por carbono e hidrógeno con un supuesto 10% de exceso de aire, obtiene que la composición de los gases de salida sobre base seca (análisis de Orsat) es la siguiente:

CO_2	11,8%
CO	5,0%
H_2	1,5%
O_2	1,0%
N_2	80,7%

Comprobar si el exceso de aire supuesto es consistente con los resultados, admitiendo que la analítica está bien realizada.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Un gas natural de composición desconocida se quema con aire. Un análisis Orsat del gas de salida proporciona el siguiente resultado:

CO_2	6,0%
CO	1,5%
O_2	8,2%
N_2	84,3%

obteniéndose además que dicho gas de salida contiene 0,130 mol agua/mol gas húmedo.

Calcular la relación entre el hidrógeno y el carbono contenido en el gas natural y especular con qué gas podría ser.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Se han obtenido los siguientes datos sobre las corrientes del hogar de una caldera alimentada con una mezcla de gas de altos hornos y gas de coquerías:

	CO_2	O_2	CO	CH_4	H_2	N_2
Gas de altos hornos	13,4	0,2	24,2	---	3,0	59,2
Gas de coquerías	2,4	2,0	7,2	30,8	51,3	6,3
Gas de combustión	13,5	6,9	0,4	---	---	79,2

Calcular:

a) La relación gas de altos hornos / gas de coquerías.

b) El porcentaje de exceso de aire utilizado.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Un combustible líquido de composición 87,2% C; 8,6% H; 4,2% S; se quema en un horno con 30% de exceso de aire, en condiciones tales que el 5% del carbono del combustible se oxida a CO y el resto a CO_2. Determinar la composición de los gases de combustión.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Un análisis típico de carbón de Illinois muestra que contiene:

C	66,50%
H	4,26%
S	2,99%
Inerte	26,25%

siendo los inertes incombustibles.

Una gran central térmica quema 500 toneladas de ese carbón por día, con un 40% de exceso de aire. ¿Cuál sería la composición del gas del cañón de la chimenea en porcentaje de SO_2?

Si se instala una fábrica para recuperar este dióxido de azufre, ¿cuántos metros cúbicos de gas por minuto (a 148,4 ºC y 750 mmHg) habrá que tratar en los absorbedores?

Suponiendo que se recupera el 50% del azufre quemado, en forma de SO_2, ¿cuántas toneladas de ácido sulfúrico de 66 ºBé (93,19% de H_2SO_4), se podrían obtener anualmente como subproducto de esta fábrica?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Una compañía eléctrica local quema carbón que tiene la siguiente composición en base seca:

Componente	% peso
C	83,05
H	4,45
O	3,36
N	1,08
S	0,70
Ceniza	7,36

El análisis Orsat promedio del gas de la chimenea durante una prueba de 24 horas fue:

Componente	% moles
$CO_2 + SO_2$	15,4
CO	0,0
O_2	4,0
N_2	80,6

La humedad en el combustible era de 3,90% y el aire contenía en promedio 0,0048 kg agua / kg aire seco. El residuo contenía el 14% del carbón sin quemar, siendo el resto cenizas.

¿Qué porcentaje de aire en exceso se utilizó en promedio?

Nota:

Suponer que el residuo de carbón sin quemar tiene la misma composición que el carbón original.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Un gas que contiene 80% de C_2H_6 y 20% de CO_2 se quema con 20% de exceso de aire (sobre el teórico para quemar todo el etano). El 80% del etano se convierte en dióxido de carbono, el 10% en monóxido de carbono y el otro 10% queda sin reaccionar. Calcular la composición del gas resultante.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

A la cámara de combustión de una caldera se alimenta una mezcla gaseosa formada por propano y oxígeno, con un 80% del primero, que se quema con un 200% de exceso de aire enriquecido (35% de oxígeno). Si en estas condiciones la combustión del propano es completa, se desea calcular la composición del gas de combustión.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Gas natural de composición 92% CH_4; 6,5% C_2H_6; 1,5% C_3H_8; se quema en un horno con 40% de exceso de aire. Determinar la composición de los gases de combustión (en base seca).

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Un horno quema gas natural (95% CH_4; 5%N_2) y el gas de combustión presenta la siguiente composición sobre base seca:

CO_2	9,1%
CO	0,2%
O_2	4,6%
N_2	86,1%

Calcular:

a) El porcentaje de exceso de aire (respecto a la cantidad estequiométrica).

b) La cantidad de agua que se forma (moles).

c) La fracción (% en volumen) que representa el agua en los gases de combustión.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Se están contemplando combustibles distintos de la gasolina para los vehículos de motor porque generan niveles más bajos de contaminantes que la gasolina. Se ha sugerido el propano comprimido como fuente de potencia económica para vehículos.

Suponer que en una prueba se queman 20 kg de C_3H_8 con 400 kg de aire para producir 44 kg de CO_2 y 12 kg de CO. ¿Cuál fue el porcentaje de aire en exceso?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

En un horno se calienta un acero templado empleando un fuel-oil cuya composición se representa por $(CH_2)_n$. Empleando la cantidad estequiométrica de aire, calcular:

a) La composición del gas de combustión, sobre base seca, suponiendo que la combustión es completa.

b) La composición del gas de combustión, suponiendo que un 5% del carbono se quema produciendo monóxido de carbono.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

Se quema etano (C_2H_6) con 50% de aire en exceso. El porcentaje de conversión del etano es del 90%. El 25% del etano quemado reacciona para formar CO, y el resto para formar CO_2.

Calcúlese la composición del gas de emisión y la relación entre las cantidades del gas de emisión húmedo y seco.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, combustión, circulación simple

A la cámara de combustión de una caldera se alimenta una mezcla gaseosa formada por propano y oxígeno, con un 80% del primero, que se quema con un 20% de exceso de aire.

Sabiendo que un 80% del propano se transforma en CO_2, un 10% en CO y el resto permanece sin quemarse, se desea calcular la composición del gas de combustión tanto en base seca como húmeda.

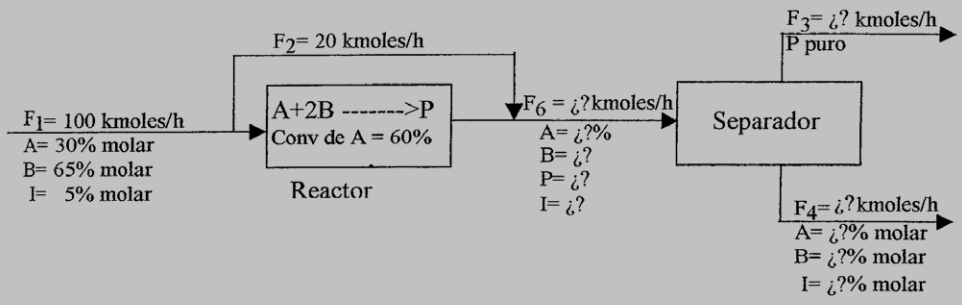
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, derivación

El diagrama siguiente representa un proceso que incluye una etapa de reacción química y una etapa de separación de componentes. La conversión del reactivo **A** en el reactor es del 60% y para controlar la producción se ha establecido una corriente de derivación cuyo caudal se indica en la Figura.



Teniendo en cuenta la información suministrada en el diagrama, completar la información que falta, admitiendo régimen estacionario.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, derivación

Por oxidación parcial de un fuel-oil se obtiene un gas de síntesis cuya composición es:

H_2	46,2%
CO	46,7%
CO_2	4,6%
N_2	2,5%

Con objeto de utilizar este gas para la síntesis de metanol, se somete una parte de él a un reformado catalítico con vapor de agua:

$$CO + H_2O \rightarrow H_2 + CO_2$$

Esta reacción se lleva a cabo con vapor de agua en exceso y se consigue una conversión del 95% de CO entrante en H_2.

Para conseguir que la relación H_2/CO sea la estequiométrica correspondiente a la síntesis del metanol (2/1), una parte del gas procedente de la oxidación del fuel-oil se somete al reformado catalítico como se ha indicado anteriormente, mientras que otra parte se conduce por una derivación sin penetrar en el reactor. De la mezcla obtenida de estas dos corrientes se separa a continuación el dióxido de carbono y el vapor de agua sobrantes, obteniéndose el gas para la síntesis del metanol. Este gas contendrá, evidentemente, el nitrógeno que había en el gas de partida, y también H_2 y CO en la relación 2/1.

a) ¿Que porcentaje del gas procedente de la oxidación parcial del fuel-oil debe hacerse pasar por la derivación?

b) ¿Cuál será la composición del gas obtenido para la síntesis del metanol?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación

La glucosa isomerasa inmovilizada se emplea como catalizador en la producción de fructosa a partir de glucosa en un reactor de lecho fijo (el disolvente es agua). Si la alimentación consiste en una disolución del 40% de glucosa y parte del producto que sale del reactor se recircula para conseguir una concentración de entrada al reactor del 4% en fructosa, ¿qué conversión de glucosa se produce en un paso por el reactor si la relación entre el flujo másico de producto final y el flujo másico de reciclado es igual a 8,33?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación

Se dimeriza etileno a buteno en régimen continuo en un reactor catalítico, con una conversión del 40%. El producto de reacción pasa continuamente a un condensador para separar el buteno, reciclándose el gas no condensado al reactor. El reciclado contiene 5% de buteno y el resto eltileno.

Se desea calcular la cantidad de buteno extraída del sistema (kmol) y la cantidad de recirculado (kmol) por cada 100 kmol de alimento fresco.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación

En una planta industrial se dimeriza etileno a buteno con una conversión en el reactor catalítico del 40%. La corriente efluente del reactor se conduce a un condensador para separar el buteno y el etileno gaseoso no reaccionado, el cual se recicla al reactor.

Sabiendo que en el condensador se separa totalmente el etileno del buteno, calcular por cada mol de etileno fresco alimentado:

a) Los moles de buteno producidos.

b) Los moles de etileno reciclados.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación

En una planta industrial se dimeriza etileno a buteno con una conversión en el reactor catalítico del 40%. La corriente efluente del reactor se conduce a un condensador para separar el buteno y el etileno gaseoso no reaccionado, el cual se recicla al reactor.

Sabiendo que la corriente de buteno condensado contiene un 1% de etileno en peso y que la corriente gaseosa reciclada contiene un 5% en volumen de buteno, calcular por cada mol de etileno fresco alimentado:

a) Los moles de buteno producidos.

b) Los moles de etileno reciclados.

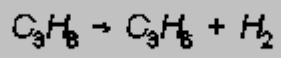
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación

La deshidrogenación de propano en un reactor catalítico produce propileno según la reacción:



El proceso debe diseñarse para una conversión global de propano de 95%. Los productos de la reacción se separan en dos flujos: el primero, que contiene H_2, C_3H_6 y 0,555% del propano que sale del reactor, se toma como el producto; el segundo flujo, que contiene el resto del propano que no ha reaccionado y 5% del propileno contenido en el flujo de productos, se hace recircular al reactor.

Calcular la composición del producto, la relación (moles recirculados)/(moles de alimentación fresca) y la conversión en una sola etapa.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación

En el proceso de fabricación de la sosa Solvay, el bicarbonato sódico se calcina según la siguiente reacción:

$$2\ NaHCO_3 \rightarrow Na_2CO_3 + CO_2 + H_2O$$

En un calcinador experimental, trabajando en condiciones de continuidad, la alimentación de bicarbonato sódico se introdujo después de ser mezclado con sosa reciclada. Todo el CO_2 y el H_2O sale con los gases. El bicarbonato húmedo alimentado contiene 5,0% H_2O y 95,0% $NaHCO_3$. La alimentación mixta del calcinador no debe contener más de 4% H_2O.

Para una producción de 100 kg/h de sosa pura calcular:

a) La cantidad de bicarbonato seco alimentado.

b) La cantidad de sosa seca que se debe reciclar.

c) El caudal de condensado (kg/día), si los gases que salen del calcinador se enfrían en el condensador a 20 ºC a una presión de 1 atm.

Datos:

Presión del vapor de agua a 20 ºC = 17,5 mmHg

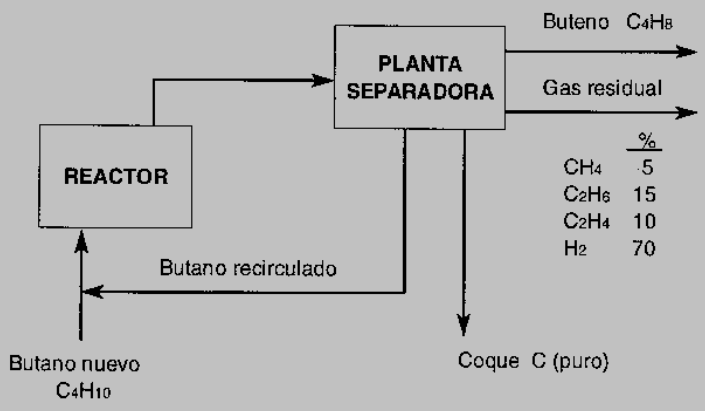
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación

El butano se deshidrogena a buteno en un reactor catalítico, según el diagrama de flujo que se muestra en la Figura. La conversión es del 5% y el rendimiento es del 50%.



Calcular:

a) Las cantidades (kmol) de buteno, gas residual y coque, producidos por kmol de butano nuevo alimentado.

b) La relación de recirculación, es decir, los kmol de butano recirculados por cada kmol de butano nuevo alimentado.

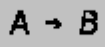
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación y purga

En un proceso químico se lleva a cabo la siguiente reacción:



El alimento fresco puede considerarse **A** puro, que mezclado con la corriente de recirculación se introduce en un reactor en el que se obtiene un 40% de conversión por paso. Los productos que salen del reactor pasan a un separador en el que se obtiene **B** puro como producto y la corriente de recirculación, con un 95% en moles de **A** y un 5% en moles de **B**.

a) Si la producción de la planta es de 1.000 kmol/h de **B**, calcular el caudal molar de la corriente de recirculación.

b) Supóngase ahora que la alimentación al sistema contiene una impureza en una proporción del 1% en moles y se desea que la corriente de recirculación contenga como máximo el 15% de dicha impureza. Si la relación **A/B** en la corriente de recirculación se mantiene igual que en el caso anterior y en el separador se sigue obteniendo una corriente de **B** puro como producto, para la misma producción anterior de 1.000 kmol/h de **B**, ¿cuáles serán los caudales molares que hay que purgar y que hay que recircular en este caso?

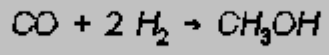
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación y purga

La síntesis del metanol (r = 74 g/l) implica la reacción entre monóxido de carbono e hidrógeno según la ecuación:



El proceso básico está formado por un reactor seguido de un separador. En el reactor se convierte el 15% del monóxido de carbono en metanol. Desde el reactor sale una corriente hacia el separador, donde el metanol puro se separa como líquido de los gases que no han reaccionado. Esos gases se recirculan a la corriente de alimentación fresca (formada por una mezcla que contiene 33,33% en moles de CO y 66,67% en moles de H_2) para hacer más económico el proceso.

Si se desea obtener una producción continua de 5.000 l/h de metanol, calcular:

a) Caudal de gas de alimentación fresca (kmol/h).

b) Caudal de gas de recirculación (kmol/h).

Si la alimentación fresca está formada por 33,33% moles de CO, 66,67% moles de H_2 y 0,1% moles de inerte, es necesario realizar una purga continua desde la recirculación para evitar la acumulación de inerte. En este caso, para que la concentración de inerte en la corriente de recirculación no supere el 1% en moles y para mantener la misma producción anterior en las mismas condiciones de conversión:

c) ¿Cuál debe ser el caudal molar de alimentación fresca?

d) ¿Cuál debe ser el caudal de gas de recirculación?

e) ¿Cuál será el caudal de la corriente de purga y su composición?

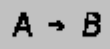
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

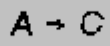
Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación y purga

En un proceso industrial se fabrica una sustancia **B** por isomerización de otra, **A**, mediante la reacción irreversible:



Simultáneamente se produce una reacción secundaria no deseada, también irreversible, que conduce a otra sustancia, **C**:



En el reactor se consigue una conversión del 30% y una selectividad del 90%.

La corriente que sale del reactor se lleva a un separador que permite obtener una corriente de **B** puro que sale del sistema como producto y una corriente que contiene todo el **A** no reaccionado y el **C**. Esta última corriente en parte se recircula al reactor y en parte se purga para conseguir que a la entrada del reactor la concentración de **C** sea del 10% en moles.

Si en el sistema entran 100 kmol/h de alimento fresco (**A** puro), calcular los caudales (kmol/h) de las siguientes corrientes:

a) Producto (**B** puro).

b) Purga.

c) Reciclado.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

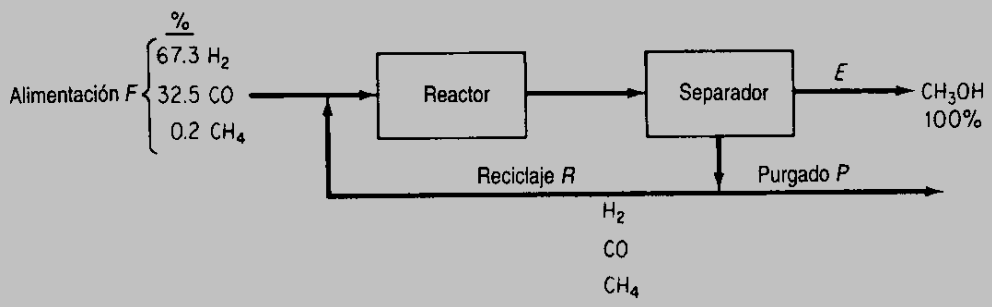
Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación y purga

Se ha despertado un interés considerable en la conversión de carbón en productos líquidos más útiles para la subsecuente producción de compuestos químicos. Dos de los principales gases que se pueden generar en condiciones apropiadas a partir de la combustión de carbón *in situ* en presencia de vapor de agua (como sucede en presencia de aguas freáticas) son H_2 y CO. Después de lavarlos, estos dos gases se pueden combinar para producir metanol de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$CO + 2\,H_2 \rightarrow CH_3OH$$

La Figura ilustra un proceso en estado estacionario. Todas las composiciones están en fracciones o porcentajes molares. Los flujos están en moles.



Se observa en la Figura que una fracción del CH_4 penetra en el proceso, pero no participa en la reacción. Se usa un flujo de purgado para mantener la concentración de CH_4 en la salida del separador en no más de 3,2% mol. La conversión en un paso del CO por el reactor es del 81%.

Calcular los moles de reciclado, CH_3OH, y el purgado, por mol de alimentación, y calcular también la composición del gas de purgado.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación y purga

El reactor catalítico de una planta de fabricación de amoníaco se debe alimentar con una mezcla de N_2 y H_2 en la proporción 1/3, para la alcanzar una conversión del 25%. El amoníaco formado se separa por condensación y los gases no convertidos se recirculan al reactor.

La mezcla inicial N_2/H_2 contiene un 2% de argón, por lo que es necesario eliminarlo del proceso, purgándose continuamente. Suponiendo que ha de mantenerse la concentración de argón en la entrada al reactor en un valor máximo del 5%, se desea calcular la fracción de la corriente de recirculación que debe eliminarse continuamente como corriente de purga.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación y purga

En la operación de una planta de amoníaco sintético, se carga al convertidor una mezcla de N_2-H_2 en la proporción 1/3, resultando una conversión por paso de 25% a amoníaco. El amoníaco formado se separa por condensación, y los gases no convertidos se reciclan al reactor. La mezcla inicial N_2-H_2 contiene 0,20 partes de argón por 100 partes de mezcla N_2-H_2. El límite de tolerancia de argón que entra en el reactor se considera de 5 partes por 100 partes de mezcla N_2-H_2 en volumen. Calcular la fracción de reciclado que debe ser purgada continuamente.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación y purga

En una planta de producción de metanol se sintetiza éste a partir de una mezcla gaseosa de hidrógeno y monóxido de carbono, en proporciones estequiométricas, que contiene además un 0,5% en volumen de gases inertes. En el reactor catalítico, que funciona a presión, se alcanza una conversión del 60%. El gas efluente del reactor se conduce a un condensador separándose totalmente los gases no reaccionados que se reciclan al reactor.

Dado que para el correcto funcionamiento del reactor la concentración de compuestos inertes en el mismo no debe superar el 2%, la corriente reciclada se purga parcialmente. Calcular el porcentaje de corriente de purga necesario respecto a la corriente de gas reciclado.

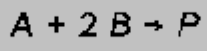
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación y purga

La reacción:



se lleva a cabo en continuo, en régimen estacionario, en un reactor agitado, donde la conversión de **A** en **P** es del 25%. La alimentación fresca al sistema está formada por **A** y **B** en proporción estequiométrica y una impureza inerte en concentración del 1% molar. A la salida del reactor se dispone de un separador donde todo el producto **P** obtenido se separa como producto puro del resto de los reactivos no transformados. Éstos se recirculan a la corriente de entrada del reactor para que el proceso resulte económico. Para poder alcanzar el régimen estacionario en el sistema, se extrae una corriente de purga desde la corriente de recirculación cuando la concentración de inerte en ésta alcanza el 4% molar. Se desea obtener una producción de 125 kmol/h de producto **P** puro.

Dibujar el diagrama de flujo del proceso, identificar sus variables y determinar:

a) El caudal de alimentación fresca (kmol/h) y su composición en fracción molar.

b) El caudal de purga (kmol/h) y su composición en fracción molar.

c) El caudal de las corrientes de entrada y salida del reactor (kmol/h) y sus respectivas composiciones en fracción molar.

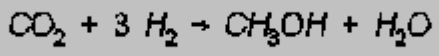
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación y purga

Se está desarrollando un proceso para la síntesis de metanol por reacción de hidrógeno y dióxido de carbono a altas presiones:



La mezcla gaseosa de alimentación obtenida por reformado de gas natural contiene hidrógeno y dióxido de carbono en proporciones estequiométricas de acuerdo con la ecuación anterior (relación 3/1) y un 0,5% en volumen de inertes. En el reactor se obtiene el 60% de conversión por paso, por lo que se ha decidido reciclar los gases no trasformados. Sin embargo, la concentración de inertes a la entrada del reactor debe mantenerse por debajo del 2% en volumen, por lo que será preciso purgar parte del reciclado. Todas las corrientes pueden considerarse como gases ideales y el proceso es estacionario. A la salida del reactor un separador condensa completamente el metanol y el agua formados y los separa de la corriente gaseosa de reciclado.

Calcular:

a) Los kmol reciclados por kmol alimentado al reactor.

b) Los kmol purgados por kmol de alimento fresco introducido al sistema.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

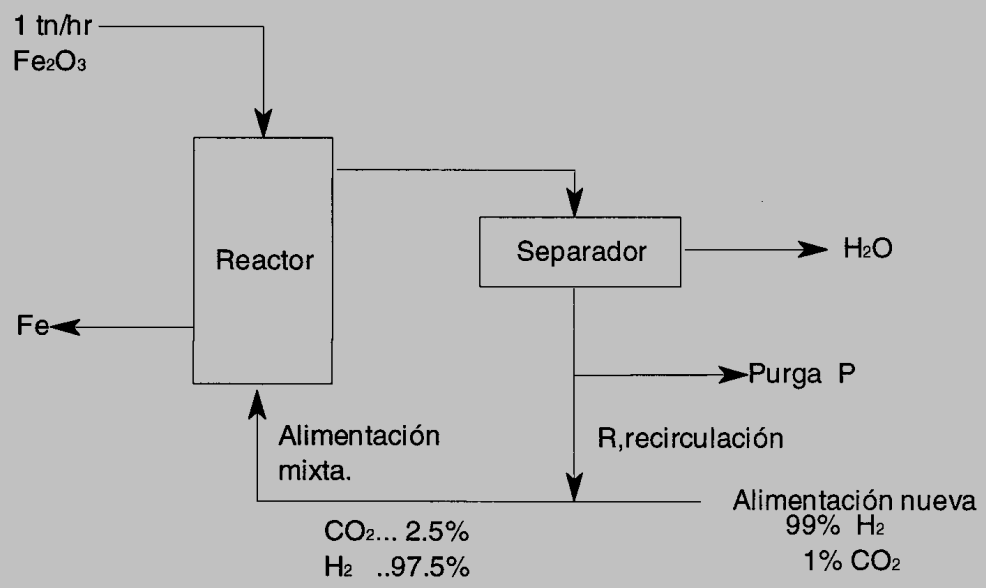
Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación y purga

La planta que se representa en el diagrama de flujo de la Figura, utiliza hidrógeno para reducir 1 Tm/h de Fe_2O_3 a hierro metálico, según la siguiente reacción:

$$Fe_2O_3 + 3\,H_2 \rightarrow 3\,H_2O + 2\,Fe$$

El hidrógeno de la alimentación nueva, que contiene 1% de CO_2 como impureza, se mezcla con una recirculación de hidrógeno, **R**, antes de entrar al reactor. Con el fin de evitar que se sobrepase el 2,5% de CO_2 a la entrada del reactor se efectúa una purga **P**. La relación de recirculación ,**R**, a alimentación de gas nuevo, **F**, es **R/F** = 4/1.



Calcular la cantidad y la composición de la corriente de purga.

Datos:

Masa atómica del Fe: 56 kg/kmol

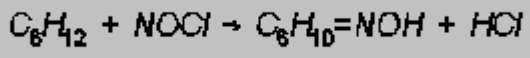
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación y purga

Partiendo de ciclohexano y cloruro de nitrosilo se obtiene fotoquímicamente la oxima de ciclohexano. Posteriormente, y en presencia de ácido sulfúrico, la oxima de ciclohexano experimenta una transposición dando lugar a la caprolactama, monómero del Nylon-6. La reacción fotoquímica es la siguiente:



Por cada mol de ciclohexano entran en el sistema 0,8 moles de cloruro de nitrosilo y 0,2 de nitrógeno. La conversión en el reactor es del 30% (en base al cloruro de nitrosilo que entra en el reactor). Los productos de la reacción se separan en dos corrientes, una que se extrae del sistema y que contiene el ciclohexano no reaccionado, la oxima y el ácido clorhídrico, y otra que se recircula (nitrógeno y cloruro de nitrosilo). La fracción molar de nitrógeno en la recirculación no puede sobrepasar el valor de 0,4 para un buen funcionamiento del proceso, por lo que parte es esta corriente se purga.

Por cada mol de ciclohexano que entra al sistema, calcular:

a) Los caudales de recirculación, de purga y de producto.

b) La composición molar del producto obtenido.

c) La conversión global del proceso respecto al ciclohexano.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen estacionario, reacción química, recirculación y purga

En un proceso para la preparación de yoduro de metilo mediante la siguiente reacción:

$$HI + CH_3OH \rightarrow CH_3I + H_2O$$

se consumen 1.000 kg/día de ácido yodhídrico. En el reactor se emplea exceso de metanol y se obtiene una conversión del 50% con respecto al ácido yodhídrico. La mezcla que sale del reactor se separa por destilación en el producto final de composición 81,6% en peso de CH_3I y 18,4% en peso de CH_3OH y en una corriente que contiene 82,6% en peso de HI y 17,4% en peso de H_2O. Esta última corriente en parte se recicla y en parte se purga, con objeto de que no aumente la concentración de agua en el reactor.

Determinar el caudal de la corriente de recirculación.

Datos:

La masa atómica del yodo es 127 kg/kmol.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

Un tanque agitado contiene 1.000 kg de una disolución acuosa con 10% de sal. Si existe una salida continua de mezcla, ¿cuántos kg de agua deben de añadirse al tanque para reducir el contenido de sal al 1%? El contenido del tanque está siempre perfectamente agitado, manteniéndose su masa constante e igual a 1.000 kg.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

Un tanque contiene 100 m^3 de una disolución de sal en agua que contiene 4,0 kg de sal. Entra agua en el tanque a razón de 5 m^3/min y la disolución de sal se desborda con la misma velocidad. Si el mezclado en el tanque es suficiente para mantener la concentración de sal en el tanque uniforme en todo momento, ¿cuánta sal habrá en el tanque al término de 50 min? Supóngase que la densidad de la disolución de sal es prácticamente la misma que la del agua.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

Un destilador pequeño está separando propano y butano a 135 ºC. En un principio contiene 10 kmol de una mezcla cuya composición es x_S = 0,30 (x: fracción molar del butano). Se alimenta una mezcla adicional (x_F = 0,30) a razón de 5 kmol/h. Si el volumen total de líquido en el destilador es constante y la concentración del vapor del destilador (x_D) varía de la forma:

$$x_D = \frac{x_S}{1 + x_S}$$

a) ¿Cuánto tardará el valor de x_S en cambiar de 0,3 a 0,4?

b) ¿Cuál será el valor de estado estacionario ("equilibrio") de x_S en el destilador (esto es, cuando x_S se hace constante)?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

La concentración del ácido contenido en un tanque de 4.250 l se desea reducir desde el 21% hasta el 1% en peso, haciendo pasar a su través 85 l/min de agua de lavado que contiene un 0,2% en peso de ácido. ¿Cuánto tiempo será necesario para lograr el fin propuesto si las condiciones son de mezcla perfecta?

Mezcla perfecta significa que, en cada instante, la concentración de la corriente de salida es la que existe dentro del tanque. Supóngase que las densidades de todas las corrientes son constantes e iguales entre sí, de tal manera que la fracción en peso de ácido es igual a la fracción en volumen.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

Un tanque contiene 1.000 l de una disolución de sal en agua, en la cual se encuentran disueltos 4 kg se sal. A partir de un cierto momento empieza a entrar agua en el tanque con un caudal de 20 l/min y la disolución de sal sale con el mismo caudal. Si la mezcla en el tanque es perfecta, de manera que se mantiene uniforme la concentración de sal en todo momento, ¿qué cantidad de sal quedará en el tanque al cabo de 50 min? Considérese que la disolución de la sal tiene lugar sin variación de volumen.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

Es necesario reducir la concentración de oxígeno en un reactor, inicialmente lleno de aire (21% de oxígeno), por debajo del 1%, antes de introducir en él una mezcla que puede ser explosiva. Para desplazar el oxígeno se introduce un flujo de nitrógeno (que contiene un 0,15% de oxígeno) de 50 l/min. ¿Cuánto tiempo debe transcurrir para que la concentración de oxígeno alcance el límite indicado si el reactor tiene un volumen de 5.000 l? La operación se verifica a presión y temperatura constantes y en el reactor puede suponerse mezcla perfecta.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

El aire contenido en un local de 45 m de largo por 15 m de ancho y 4 m de altura presenta, en un momento dado, una concentración de CO_2 del 0,2% en volumen. Con objeto de reducir tal concentración se pone en marcha un sistema de ventiladores que introducen aire exterior, con una concentración de CO_2 del 0,05% en volumen, a un caudal de 255 m^3/min, para desplazar el aire viciado del local. Se ha estimado que el 90% del volumen del local está ocupado por el aire. Considerando mezcla perfecta el comportamiento del desplazamiento del aire, calcular la concentración de CO_2 en el local al cabo de 20 min de funcionamiento de los ventiladores.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

Un tanque perfectamente agitado contiene inicialmente 1.000 l de agua destilada. A partir de un cierto instante, se empieza a alimentar dicho tanque con un caudal de 10 l/min de una disolución acuosa de una sustancia **A** con una concentración de 1 mol/l de **A** y, al mismo tiempo, se empieza a extraer otra corriente con el mismo caudal (10 l/min).

En el tanque se produce la reacción irreversible de primer orden, cuya velocidad se expresa mediante la siguiente ecuación cinética que permite calcular la velocidad de desaparición del reactivo:

$$A \rightarrow B$$

$$-r_A \left[\frac{mol}{l \cdot min}\right] = 0{,}08\, C_A$$

Determinar:

a) El tiempo que deberá transcurrir hasta que la concentración de **A** en la corriente de salida sea de 0,05 mol/l.

b) Las concentraciones de **A** y de **B** en la corriente de salida cuando se haya alcanzado el régimen estacionario.

c) El tiempo necesario para alcanzar el régimen estacionario en el sistema.

d) El tiempo necesario para alcanzar el 99,99% de la concentración de **A** en la salida que tendría en el régimen estacionario.

e) La concentración de **A** en la salida, en régimen estacionario, si no existiera reacción química.

f) El tiempo necesario para alcanzar régimen estacionario si no existiera reacción química.

g) El tiempo necesario para alcanzar el 99,99% de la concentración de **A** en la salida que tendría en el régimen estacionario, si no existiera reacción química.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

En un fermentador de 50 l de capacidad se esta llevando a cabo un tratamiento aerobio manteniendo constante la concentración de oxígeno en el caldo de cultivo e igual a $3{,}2 \cdot 10^{-4}$ mol/l. Una avería en el cuadro eléctrico hace que se pare el compresor que suministra el aire al sistema.

Sabiendo que el cultivo no puede permanecer en condiciones anaerobias (concentración de oxígeno inferior a $6 \cdot 10^{-5}$ mol/l) un tiempo superior a 2 horas y que el consumo de oxígeno del sistema es directamente proporcional a la concentración de oxígeno según la ecuación:

$$N\left[\frac{mol}{l \cdot s}\right] = 4{,}2 \cdot 10^{-2}\, C$$

calcular el tiempo máximo para la reparación.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

Un compuesto se disuelve en agua a una velocidad proporcional a la cantidad de sólido presente sin disolver y a la diferencia entre la concentración de la disolución saturada y la concentración de la disolución en cada momento. La disolución saturada del compuesto contiene 40 g del mismo por cada 100 g de agua.

Un cierto experimento se inició con 20 kg del compuesto sin disolver y 100 kg de agua, encontrándose que en 3 horas se disolvieron 5 kg. Si la prueba continúa, ¿cuántos kg del compuesto permanecerán sin disolver después de 7 horas?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

En un ensayo de lixiviación con 10 kg de mineral con un contenido en materia soluble del 20% y 10 litros de disolvente, se observa que transcurridos 63 minutos se ha disuelto la cuarta parte y que a los 134 minutos se ha disuelto la mitad de dicho material.

Se desea calcular la concentración de saturación del componente soluble en el disolvente a la temperatura de ensayo, considerando que la velocidad de disolución es proporcional al gradiente de concentración respecto a la saturación.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

Una caldera produce 5.000 kg/h de vapor de agua a una presión relativamente alta, usando un agua cuya composición es la siguiente:

Compuesto	Concentración (g/l)
$Ca(CO_3H)_2$	0,410
$Mg(CO_3H)_2$	0,0325
$CaSO_4$	0,270
$MgSO_4$	0,113

Para evitar la formación de incrustaciones se pasa previamente el agua por un lecho de zeolita (Na_2Z), donde se verifican las siguientes reacciones:

$$Ca(CO_3H)_2 + Na_2Z \rightarrow 2\ NaHCO_3 + CaZ$$

$$Mg(CO_3H)_2 + Na_2Z \rightarrow 2\ NaHCO_3 + MgZ$$

$$CaSO_4 + Na_2Z \rightarrow Na_2SO_4 + CaZ$$

$$MgSO_4 + Na_2Z \rightarrow Na_2SO_4 + MgZ$$

El bicarbonato sódico formado se descompone, a la temperatura de la caldera, según la ecuación:

$$2\ NaHCO_3 \rightarrow Na_2CO_3 + CO_2 + H_2O$$

Si la capacidad de la caldera es de 2.500 l y la máxima concentración de sólidos disueltos que permite es de 20,0 g/l, ¿cuántos litros de agua de caldera se han de reemplazar por agua recientemente tratada cada 8 horas?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

A un reactor continuo de mezcla perfecta de 50 m^3 se comienza a alimentar 10 m^3/h de una disolución que contiene un compuesto **A** con una concentración de 1 kg/m^3, el cual se transforma según la ecuación cinética de primer orden:

$$-\frac{d\rho_A}{dt}\left[\frac{kg}{m^3 \cdot h}\right] = 20\,\rho_A$$

Si el reactor se encuentra inicialmente vacío y no se comienza a extraer disolución hasta que se llena totalmente, calcular:

a) La concentración del compuesto **A** en la corriente de salida con el tiempo durante el período de puesta en marcha.

b) La evolución de la concentración de la disolución de salida con el tiempo durante el período de puesta en marcha.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

Un tanque de mezcla inicialmente contiene 450 kg de salmuera con un 10% en peso de sal, al que se empieza a añadir un caudal de 9 kg/min de una corriente de sal- muera más concentrada, con 20% en peso de sal. Simultáneamente se empieza a extraer de su parte inferior 4,5 kg/min de la mezcla existente, que puede considerarse homogénea debido a la fuerte agitación aplicada.

Se desea calcular la variación de la cantidad de sal en el tanque y el tiempo necesario para que dicha cantidad sea de 90 kg. ¿Qué masa de disolución existirá en el tanque al cabo de ese tiempo?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

En un tanque perfectamente agitado, que inicialmente contiene 100 kg de agua pura, se prepara una salmuera mezclando 150 kg/h de agua con 30 kg/h de sal. Obtener la variación de la concentración de la salmuera con el tiempo en la corriente de salida, si se extrae un caudal de 120 kg/h. Calcular además:

a) La concentración de la corriente de salida al cabo de 1 hora de iniciarse la alimentación.

b) La cantidad de disolución (kg) y la cantidad de sal (kg) contenidas en el depósito al cabo de 1 hora.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

Un tanque agitado, con una capacidad total de 350 m^3, contiene inicialmente 200 m^3 de una disolución acuosa de una sustancia **A**, cuya concentración es de 5 $kmol/m^3$. Para poder utilizarlo como reactor químico es necesario que la concentración de **A** en el tanque no supere 1 $kmol/m^3$. Para ello se introduce en el tanque, en continuo y con agitación, una corriente de una disolución acuosa con un caudal de 25 m^3/h y concentración de **A** de 0,5 $kmol/m^3$, al mismo tiempo que se extrae una corriente con un caudal de 20 m^3/h. Calcular:

a) El tiempo necesario para alcanzar la concentración límite deseada en el tanque.

b) El volumen total de disolución que se alcanzará al cabo de ese tiempo.

c) El tiempo máximo que debe durar la operación para evitar que rebose el tanque.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

Una planta de tratamiento de aguas residuales tiene un tanque de almacenamiento con una capacidad de 100.000 m^3. Inicialmente, el tanque está lleno hasta las tres cuartas partes de su volumen con un líquido que contiene 60.000 kg de materia orgánica en suspensión. Se introduce agua en el tanque a razón de 20.000 m^3/h, y el líquido sale a razón de 15.000 m^3/h.

a) Admitiendo que el tanque está perfectamente agitado, ¿cuántos kg de materia en suspensión quedarán en el tanque al cabo de 3 horas?

b) ¿Cuánto tiempo deberá transcurrir hasta que el tanque comience a rebosar?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

Un tanque contiene inicialmente 20 m^3 de agua y se alimenta con una corriente de 3 m^3/h de salmuera, cuya concentración en sal es de 2 kg/m^3, al mismo tiempo que se de extrae del tanque una corriente de 2 m^3/h. Suponiendo agitación ideal en el tanque, determinar:

a) La concentración de sal en la corriente de salida cuando el volumen en el tanque haya alcanzado 30 m^3.

b) Si una vez alcanzado el volumen de 30 m^3 se aumenta el caudal de salida hasta 3 m^3/h, ¿cuánto tiempo tardará, a partir de ese instante, en alcanzarse el régimen estacionario? ¿Cuál será el tiempo necesario para alcanzar el 99% de la concentración de la corriente de alimentación?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de materia
Materia	Régimen no estacionario

Una disolución de Na_2SO_4 al 15% en peso se carga con un caudal de 12 kg/min a un mezclador que inicialmente contiene 100 kg de una mezcla de Na_2SO_4 y agua en la proporción 50/50. La disolución de salida se descarga con un caudal de 10 kg/min. Suponiendo que la mezcla es perfecta, ¿cuál será la concentración de Na_2SO_4 en el mezclador al cabo de 10 minutos?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

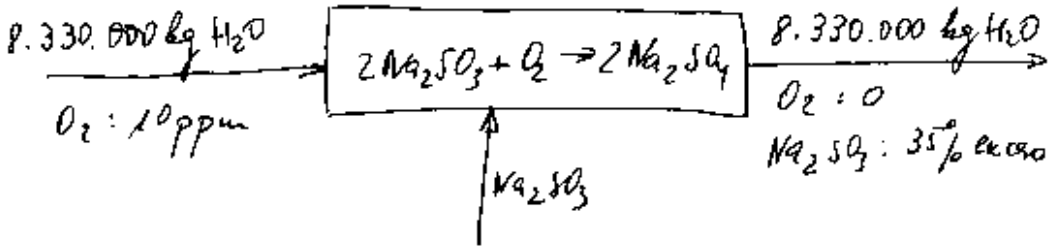
Volver al Índice

Volver al enunciado del problema

$Na_2SO_3 = 885,56\ kg$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna

Entrada de O_2:

$$O_2 = \frac{10\ kg\ O_2}{(10^6 - 10)\ kg\ H_2O} \cdot 8.330.000\ kg\ H_2O = 83,3\ kg =$$

$$= 83,3\ [kg]\ \frac{1}{32}\ \left[\frac{kmol}{kg}\right] = 2,603\ kmol\ O_2$$

Según la estequiometría (y el 35% de exceso):

$$Na_2SO_3 = (2)(2,603)(1 + 0,35) = 7,028\ kmol =$$

$$= 7,028\ [kmol] \cdot 126\ \left[\frac{kg}{kmol}\right] = 885,56\ kg$$

Volver al enunciado del problema

Gas producto = 27,33 m^3/h

O_2 = 2,22%

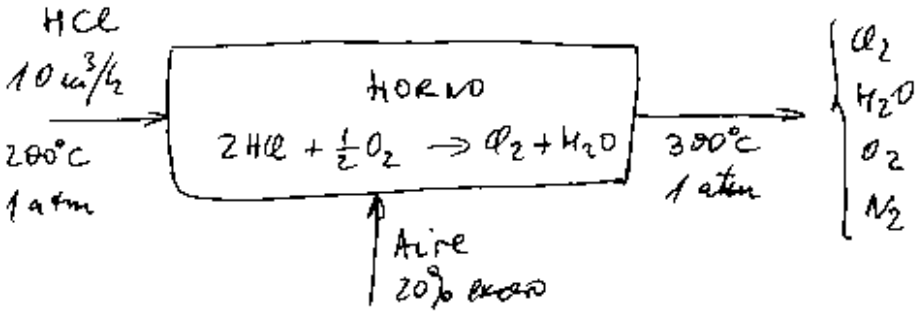
N_2 = 50,02%

CO_2 = 23,88%

H_2O = 23,88%

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

Según la ecuación de los gases ideales:

$$n = \frac{PV}{RT} \quad \left[R = 0{,}082 \ \frac{atm \cdot m^3}{kmol \cdot K} \right]$$

En las condiciones:

$P = 1 \ atm$

$V = 10 \ m^3$

$T = 200 + 273 = 473 \ K$

Se tendrá:

$$n = \frac{(1)(10)}{(0{,}082)(473)} = 0{,}2778 \ kmol \ HCl$$

Según la estequiometría de la reacción se necesitan:

$$O_2 = \frac{HCl}{4} = 0{,}0644 \ kmol \ O_2 \ teórico$$

Como se alimenta un exceso de aire (exceso de oxígeno) del 20%:

$$O_2 = 0{,}0644 + (0{,}20)(0{,}0644) = 0{,}0773 \ kmol \ O_2$$

Volver al enunciado del problema

Nitrógeno que acompañará a 8% oxígeno:

$$N_2 = (0{,}0773)\left(\frac{79}{21}\right) = 0{,}2910 \text{ kmol } N_2$$

Gases producto:

$$O_2 \text{ (exceso)} = (0{,}20)(0{,}0644) = 0{,}0129 \text{ kmol}$$

$$N_2 = 0{,}2910 \text{ kmol}$$

$$Cl_2 = \frac{HCl}{2} = \frac{0{,}2778}{2} = 0{,}1389 \text{ kmol}$$

$$H_2O = \frac{HCl}{2} = \frac{0{,}2778}{2} = 0{,}1389 \text{ kmol}$$

$$\text{Total} = 0{,}0129 + 0{,}2910 + 0{,}1389 + 0{,}1389 = 0{,}5817 \text{ kmol}$$

Composición (en moles):

$$O_2 = \frac{0{,}0129}{0{,}5817} = 0{,}0222 \longrightarrow 2{,}22\%$$

$$N_2 = \frac{0{,}2910}{0{,}5817} = 0{,}5002 \longrightarrow 50{,}02\%$$

$$Cl_2 = \frac{0{,}1389}{0{,}5817} = 0{,}2388 \longrightarrow 23{,}88\%$$

$$H_2O = \frac{0{,}1389}{0{,}5817} = 0{,}2388 \longrightarrow 23{,}88\%$$

Como son cantidades relativas, son independientes de la base de cálculo.

Según la ecuación de los gases ideales:

$$V = \frac{n R T}{P} \quad \left[R = 0{,}082 \frac{\text{atm} \cdot m^3}{\text{kmol} \cdot K}\right]$$

Volver al enunciado del problema

En las condiciones:

$n = 0{,}5817$ kmol

$T = 300 + 273 = 573$ K

$P = 1$ atm

Se tendrá:

$$V = \frac{(0{,}5817)(0{,}082)(573)}{(1)} = 27{,}33 \text{ m}^3 \xrightarrow{\text{B.C.}}$$

$27{,}33 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ de gas producto

Volver al enunciado del problema

a.) Oxigeno alimentado = 6,586 kg/h

b.) Gas producto (% mol):

$O_2 = 4,78$

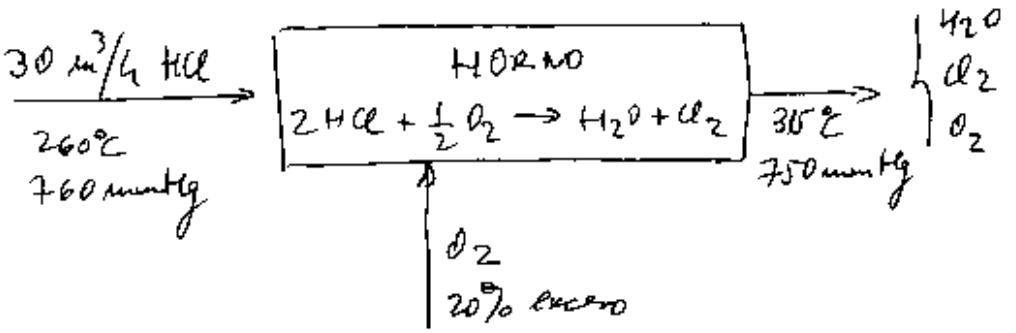
$Cl_2 = 47,61$

$H_2O = 47,61$

c.) Gas producto = 35,10 m^3/h

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

a.) Según la ecuación de los gases ideales:

$$n = \frac{PV}{RT} \qquad \left[R = 0{,}082 \ \frac{atm \cdot m^3}{kmol \cdot K}\right]$$

En las condiciones:

$P = 760 \text{ mm Hg} = 1 \text{ atm}$

$V = 30 \ m^3$

$T = 260 + 273 = 533 \ K$

Se tendrá:

$$n = \frac{(1)(30)}{(0{,}082)(533)} = 0{,}684 \text{ kmol HCl}$$

Según la estequiometría de la reacción se necesita:

$$O_2 = \frac{HCl}{4} = \frac{0{,}684}{4} = 0{,}172 \text{ kmol de } O_2 \text{ teórico}$$

Volver al enunciado del problema

Como se alimenta un exceso de oxigeno (20%):

$O_2 = 0,172 + (0,20)(0,172) = 0,206$ kmol =

$= 0,206\ [\text{kmol}] \cdot 32\left[\frac{\text{kg}}{\text{kmol}}\right] = 6,586$ kg O_2 real

$\xrightarrow{B.C.}$ 6,586 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$ de O_2 alimentados al reactor

b.) Gas producto:

O_2 (exceso) $= (0,20)(0,172) = 0,0344$ kmol

$Cl_2 = \frac{HCl}{2} = \frac{0,684}{2} = 0,342$ kmol

$H_2O = \frac{HCl}{2} = \frac{0,684}{2} = 0,342$ kmol

Total $= 0,0344 + 0,342 + 0,342 = 0,7184$ kmol

Composición (en mole):

$O_2 = \frac{0,0344}{0,7184} = 0,0479 \longrightarrow 4,79\%$

$Cl_2 = \frac{0,342}{0,7184} = 0,4761 \longrightarrow 47,61\%$

$H_2O = \frac{0,342}{0,7184} = 0,4761 \longrightarrow 47,61\%$

Como son cantidades relativas, son independientes de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

c.) Según la ecuación de los gases ideales:

$$V = \frac{nRT}{P} \quad \left[R = 0{,}082 \ \frac{atm \cdot m^3}{kmol \cdot K}\right]$$

En las condiciones:

$n = 0{,}7184$ kmol

$T = 315 + 276 = 588$ K

$P = \frac{750}{760} = 0{,}9868$ atm

Se tendrá:

$$V = \frac{(0{,}7184)(0{,}082)(588)}{(0{,}9868)} = 35{,}10 \ m^3 \xrightarrow{B.C.}$$

$35{,}10 \ \frac{m^3}{h}$ de gas producto

Volver al enunciado del problema

Composición del producto (% mol):

$C_2H_6 = 30,31$

$C_2H_4 = 28,60$

$CH_4 = 3,64$

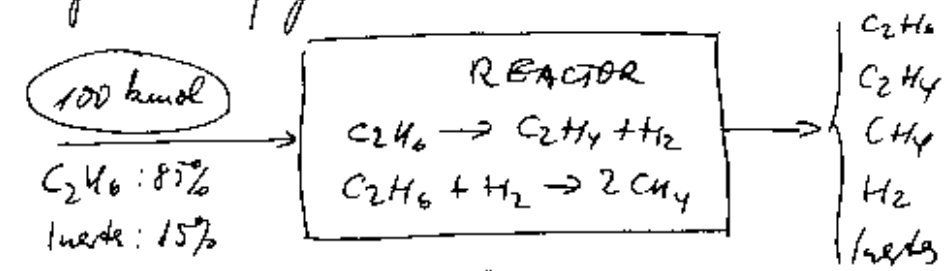
$H_2 = 26,79$

$I = 10,72$

Selectividad = $7,85 \frac{\text{kmol } C_2H_6}{\text{kmol } CH_4}$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



$\text{Conversión}]_{C_2H_6} = 0{,}501$

$\text{Rendimiento}]_{C_2H_6} = 0{,}471$

Base de cálculo: 100 kmol alimentación

Si la conversión del C_2H_6 es del 50,1%, saldrán del reactor sin reaccionar:

$$[C_2H_6]_{\text{salida}} = (1-0{,}501)(0{,}85)(100) = 42{,}415 \text{ kmol}$$

Los inertes saldrán directamente:

$$[I]_{\text{salida}} = (0{,}15)(100) = 15 \text{ kmol}$$

Por definición de rendimiento:

$$r = \frac{C_2H_4}{C_2H_6} = \frac{C_2H_4}{(0{,}85)(100)} = 0{,}471$$

De donde:

$$[C_2H_4]_{\text{salida}} = 40{,}035 \text{ kmol}$$

Volver al enunciado del problema

El C_2H_6 que quedaría para la segunda reacción sería:

$$[C_2H_6] = 85 - 42,415 - 40,035 = 2,55 \text{ kmol}$$

El H_2 producido en la primera reacción será:

$$[H_2]_1 = [C_2H_4] = 40,035 \text{ kmol}$$

y se consume en la segunda reacción:

$$[H_2]_2 = [C_2H_6] = 2,55 \text{ kmol}$$

Por tanto, a la salida se tendrá:

$$[H_2]_{salida} = 40,035 - 2,55 = 37,485 \text{ kmol}$$

En la segunda reacción se generará el CH_4 que sale del reactor:

$$[CH_4]_{salida} = 2\,[H_2]_2 = (2)(2,55) = 5,1 \text{ kmol}$$

Se tendrá así una corriente de salida:

Compuesto	Cantidad (kmol)	Fracción (% mol)
C_2H_6	42,415	30,31
C_2H_4	40,035	28,60
CH_4	5,1	3,64
H_2	37,485	26,79
I	15,0	10,72
TOTAL	139,945	100,06

Volver al enunciado del problema

La selectividad será, por definición:

$$S = \frac{[C_2H_4]}{[CH_4]} = \frac{40,035}{5,1} = 7,85 \ \frac{kmol\ C_2H_4}{kmol\ CH_4}$$

Como todas las cantidades son relativas, no influye en ellas la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

Reactivo limitante = Propileno (C_3H_6)

Exceso de reactivo (%):

$NH_3 = 20$

$O_2 = 9,2$

Productos gaseosos (mols):

$C_3H_3N = 3$

$H_2O = 9$

$C_3H_6 = 7$

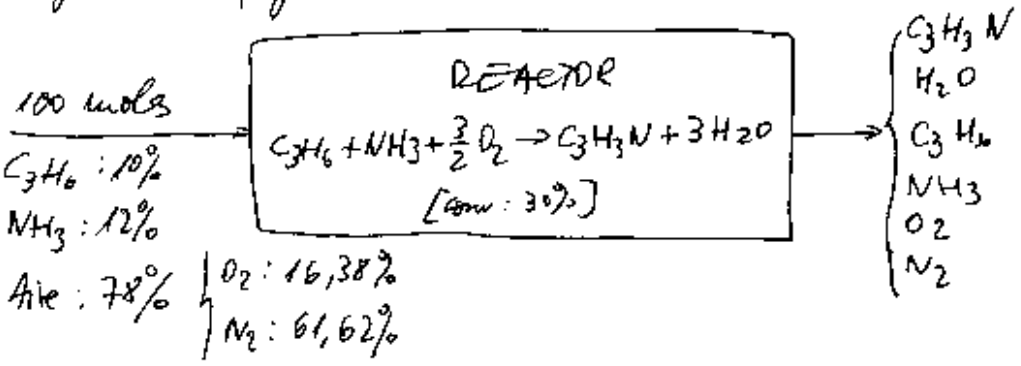
$NH_3 = 9$

$O_2 = 11,88$

$N_2 = 61,62$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna (la proporciona el enunciado)

Determinación del reactivo limitante:

Usando C_3H_6 como referencia:

$[NH_3/C_3H_6]_{estq.} = 1/1 = 1,0$

$[NH_3/C_3H_6]_{real} = 12/10 = 1,2$

} NH_3 en exceso

$[O_2/C_3H_6]_{estq.} = 1,5/1 = 1,5$

$[O_2/C_3H_6]_{real} = 16,38/10 = 1,638$

} O_2 en exceso

El reactivo limitante es el C_3H_6

Cantidades estequiométricas (10 mol de C_3H_6):

$[NH_3]_{estq} = 10$ mol

$[O_2]_{estq} = (1,5)(10) = 15$ mol

Volver al enunciado del problema

$$[\%]_{exceso} = \frac{[\,]_{real} - [\,]_{estq.}}{[\,]_{estq.}} \cdot 100$$

$$[\%\, NH_3]_{exceso} = \frac{12-10}{10} = 20\%$$

$$[\%\, O_2]_{exceso} = \frac{16{,}38-15}{15} = 9{,}2\%$$

Si la conversión es del 30% del reactivo limitante, sólo reaccionan:

$$(0{,}30)(0{,}10)(100) = 3 \text{ mol de } C_3H_6$$

Según la estequiometría, se tendrá, pues:

C_3H_3N = 3 mol

H_2O = (3)(3) = 9 mol

C_3H_6 = 10 − 3 = 7 mol

NH_3 = 12 − 3 = 9 mol

O_2 = 16,38 − (1,5)(3) = 11,88 mol

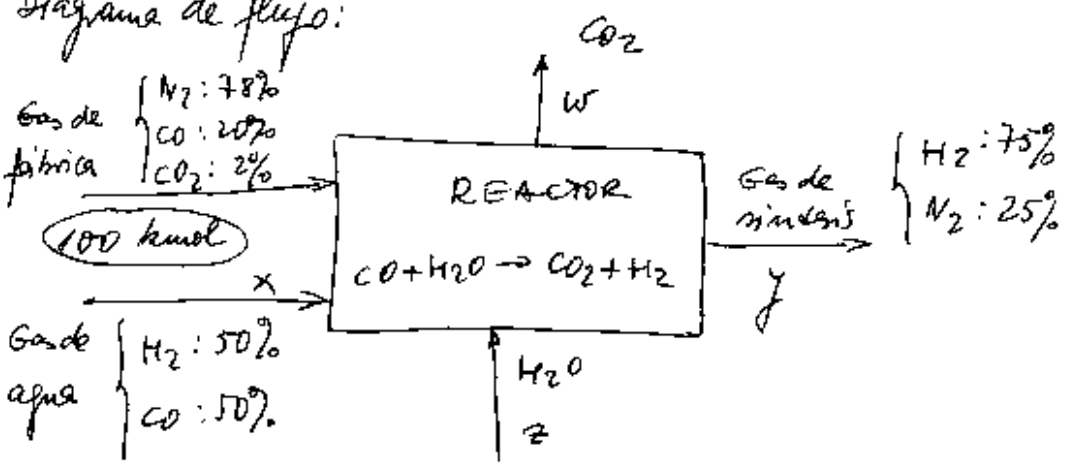
N_2 = 61,62 mol

Volver al enunciado del problema

Proporción = 2,14 $\frac{\text{kmol gas de agua}}{\text{kmol gas de fábrica}}$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gas de fábrica

Balance de N_2:

$$(0,78)(100) = (0,25)y$$

De donde:

$$y = 312 \text{ kmol de gas de síntesis}$$

Balance de C:

$$(0,20 + 0,02)(100) + (0,5)x = w$$

Balance de O:

$$[0,20 + (2)(0,02)](100) + (0,5)x + z = (2)w$$

Balance de H_2:

$$(0,5)x + z = (0,75)(312)$$

Volver al enunciado del problema

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$22 + 0{,}5x = w$

$24 + 0{,}5x + z = 2w$

$0{,}5x + z = 234$

Se obtiene:

$z = 127$ kmol de H_2O

$w = 129$ kmol de CO_2

$x = 214$ kmol de gas de agua

Por tanto, la proporción entre los gas de entrada será (utilizando la propia base de cálculo):

$$\frac{100 \text{ kmol gas de fábrica}}{214 \text{ kmol gas de agua}} = 0{,}46$$

O bien:

$$2{,}14 \ \frac{\text{kmol gas de agua}}{\text{kmol gas de fábrica}}$$

Volver al enunciado del problema

Cal cargada = 8,47 kg

Composición (% peso):

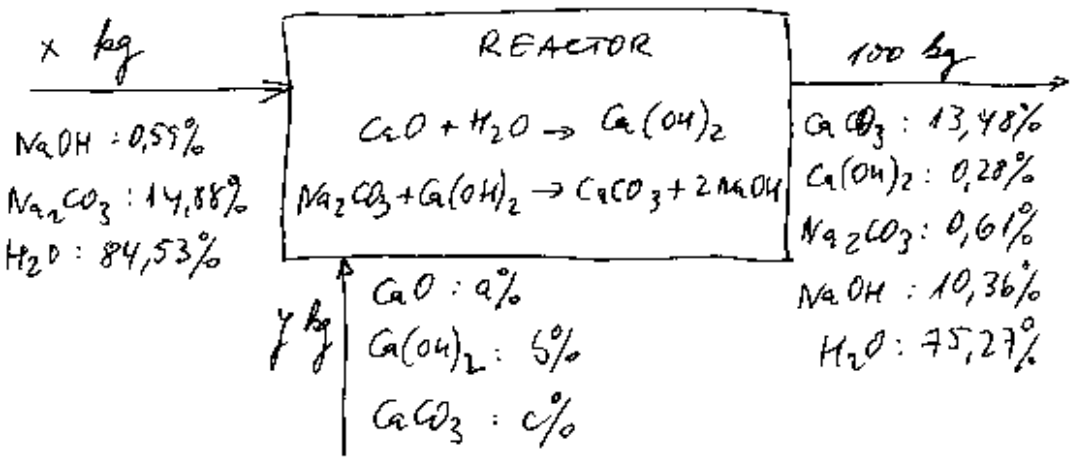
$CaCO_3$ = 14,23

$Ca(OH)_2$ = 8,61

CaO = 77,16

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna (la proporciona el enunciado)

Como será necesario hacer balances por elementos, es conveniente el cálculo previo de las masas moleculares de las especies implicadas (todas en kg/kmol):

$NaOH = 40$	$CaO = 56$
$Na_2CO_3 = 106$	$Ca(OH)_2 = 74$
$H_2O = 18$	$CaCO_3 = 100$

a.) Balance de Na (g átomos) [sólo presente en 2 corrientes]:

$$(0,0059)\frac{1}{40} \times [NaOH] + (0,1488)\frac{2}{106} \times [Na_2CO_3] =$$

$$(0,0061)\frac{2}{106}(100)[Na_2CO_3] + (0,1036)\frac{1}{40}(100)[NaOH]$$

Volver al enunciado del problema

Es decir:

$$1{,}475 \cdot 10^{-4} x + 2{,}808 \cdot 10^{-3} x = 1{,}151 \cdot 10^{-2} + 0{,}259$$

De donde:

$$x = 91{,}53 \text{ kg de entrada}$$

Balance total:

$$91{,}53 + y = 100$$

De donde:

$$y = 8{,}47 \text{ kg de cal comercial}$$

b.) Balance de C (átomos):

$$(0{,}1488)\frac{1}{106}(91{,}53)[Na_2CO_3] + c\,\frac{1}{100}(8{,}47)[CaCO_3] =$$

$$(0{,}1348)\frac{1}{100}(100)[CaCO_3] + (0{,}0061)\frac{1}{106}(100)[Na_2CO_3]$$

Es decir:

$$0{,}1285 + 0{,}0847c = 0{,}1406$$

De donde:

$$c = 0{,}1423 \longrightarrow 14{,}23\% \text{ de } CaCO_3$$

Volver al enunciado del problema

Balance de H (átomos):

$$\left[(0{,}0059)\frac{1}{40} + (0{,}8453)\frac{2}{18}\right](91{,}53) + b\,\frac{2}{74}(8{,}47) =$$

$$\left[(0{,}0028)\frac{2}{74} + (0{,}1036)\frac{1}{40}\right] + (0{,}7527)\frac{2}{18}\Big](100)$$

Es decir:

$$8{,}6102 + 0{,}2289\,b = 8{,}6299$$

$$b = 0{,}0861 \longrightarrow 8{,}61\%\ \text{de}\ Ca(OH)_2$$

Como se trata de composiciones centesimales:

$$a = 1 - (0{,}0861 + 0{,}1423) = 0{,}7716 \longrightarrow$$

$$77{,}16\%\ \text{de}\ CaO$$

Volver al enunciado del problema

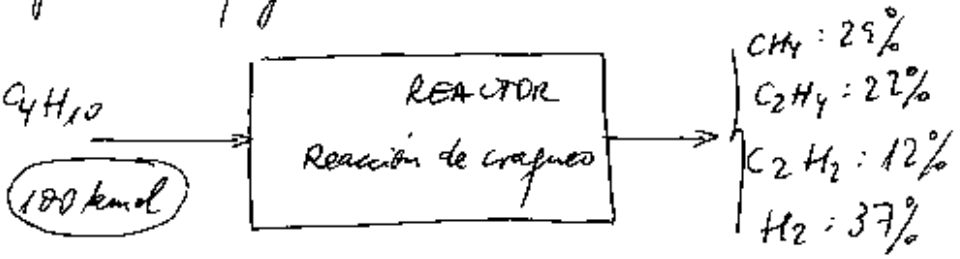
El balance de materia no se cumple.

Si se craquea butano, la composición de los gases debería ser:

$$CH_4 = 23,53\%$$
$$C_2H_4 = 23,53\%$$
$$C_2H_2 = 23,53\%$$
$$H_2 = 29,21\%$$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de entrada

Si solo entra butano y salen los productos indicados, la reacción de craqueo debe poder formularse de la siguiente manera, una vez ajustada:

$$5\,C_4H_{10} \longrightarrow 4\,CH_4 + 4\,C_2H_4 + 4\,C_2H_2 + 5\,H_2$$

Si entran 100 kmol de C_4H_{10} se producirán:

$CH_4 = \frac{4}{5}(100) = 80$ kmol

$C_2H_4 = \frac{4}{5}(100) = 80$ kmol

$C_2H_2 = \frac{4}{5}(100) = 80$ kmol

$H_2 = 100$ kmol

TOTAL = 340 kmol

Por tanto, la composición habría de ser (independiente de la base de cálculo, por ser cantidades relativas):

Volver al enunciado del problema

$$[CH_4] = \frac{80}{340} \cdot 100 = 23,53\%$$

$$[C_2H_4] = \frac{80}{340} \cdot 100 = 23,53\%$$

$$[C_2H_2] = \frac{80}{340} \cdot 100 = 23,53\%$$

$$[H_2] = \frac{100}{340} \cdot 100 = 29,41\%$$

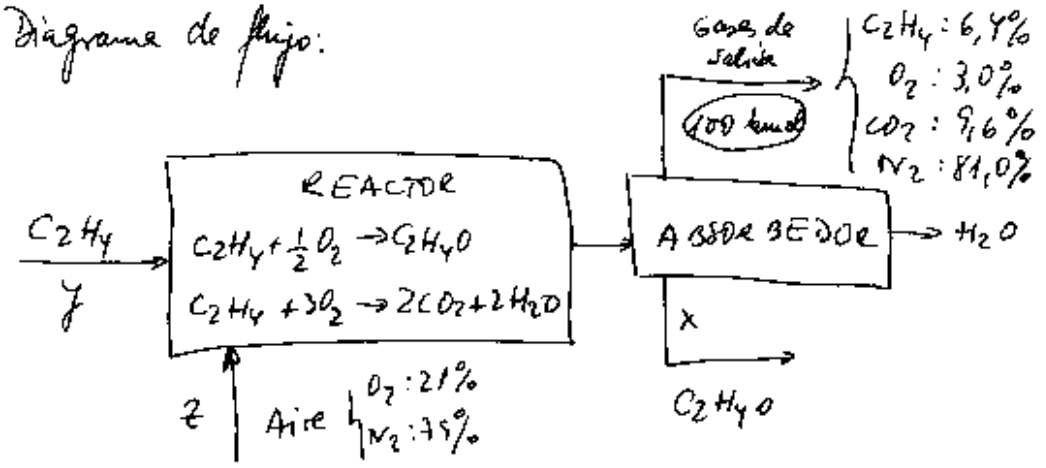
Composición que no coincide con la indicada, por lo que no se cumple el balance de materia.

Volver al enunciado del problema

Conversión = 42,42%

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gases de salida secos

Balance de N_2:

$$(0,79)z = (0,81)(100)$$

De donde:

$$z = 102,5 \text{ kmol aire}$$

Según la estequiometría de la segunda reacción, se produce la misma cantidad (en moles) de CO_2 que de H_2O. Por tanto, según la base de cálculo empleada, hay:

$$CO_2 = (0,096)(100) = 9,6 \text{ kmol}$$

por tanto, habrá también en la corriente de salida:

$$H_2O = 9,6 \text{ kmol}$$

Con este dato podría obtenerse la composición de los gases de salida sobre base húmeda, si bien ese cálculo no

Volver al enunciado del problema

es necesario, por lo que no se llevará a cabo.

Balance de O_2:

$$(0,21)(102,5) = (9,03 + 0,096) + \frac{9,6}{2} + \frac{x}{2}$$

De donde:

$$x = 8,25 \text{ kmol } C_2H_4O$$

Balance de H_2:

$$2y = (2)(8,25) + (2)(0,064)(180) + 9,6$$

De donde:

$$y = 19,45 \text{ kmol } C_2H_4$$

Por tanto, la fracción convertida será:

$$\text{Conversión: } \frac{8,25}{19,45} = 0,4242 \longrightarrow 42,42\%$$

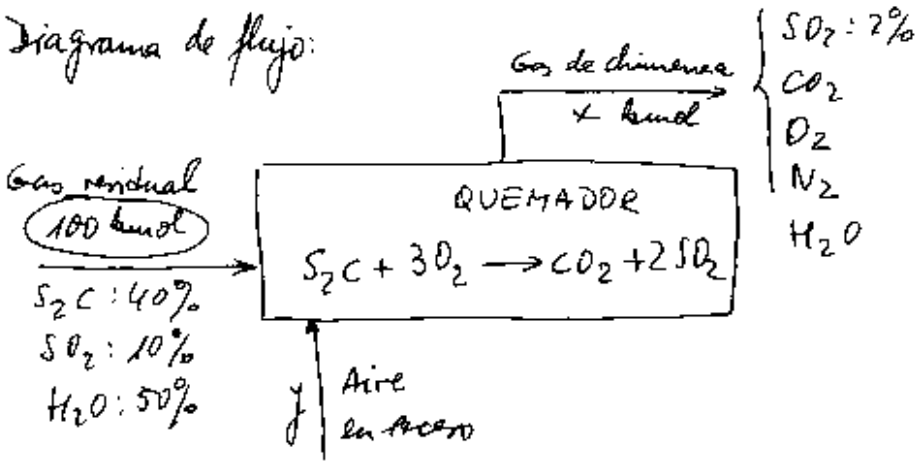
Como se trata de una magnitud relativa, es independiente de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

$[Aire]_{exceso} = 687{,}75\%$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gas residual

Balance de S (kmol):

$$[(0,40)(2) + 0,10](100) = (0,02)x$$

De donde:

$x = 4.500$ kmol de gas de chimenea seco

Obsérvese que puede prescindirse del H_2O en todos los balances, ya que la que lleva el gas de chimenea húmedo es la misma que entra con el gas residual [(0,5)(100) = 50 kmol]

Balance conjunto de O_2 y N_2:

$$(0,1)(100) + y = 4.500$$

De donde:

$y = 4.490$ kmol de aire

Volver al enunciado del problema

El O_2 total será:

$$[O_2]_{Total} = (0,21)(4.490) = 942,9 \text{ kmol}$$

El O_2 teórico necesario para la oxidación completa será:

$$[O_2]_{teórico} = (0,40)(100)(3) = 120 \text{ kmol}$$

Por tanto:

$$[O_2]_{exceso} = 942,9 - 120 = 822,9 \text{ kmol}$$

o, lo que es lo mismo:

$$[\%\, O_2]_{exceso} = \frac{822,9}{120} \cdot 100 = 687,75\%$$

Evidentemente, el porcentaje de aire de exceso será el mismo que el de oxígeno, es decir:

$$[\%\, \text{Aire}]_{exceso} = 687,75\%$$

Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

a.) $M_{gas} = 24,68$ kg/kmol

b.) Gas de salida (% mol):

$CH_4 = 0,4999$

$C_2H_4 = 0,0857$

$C_3H_8 = 0,0571$

$C_4H_{10} = 0,0428$

$C_5H_{12} = 0,0286$

$CO = 2,1979$

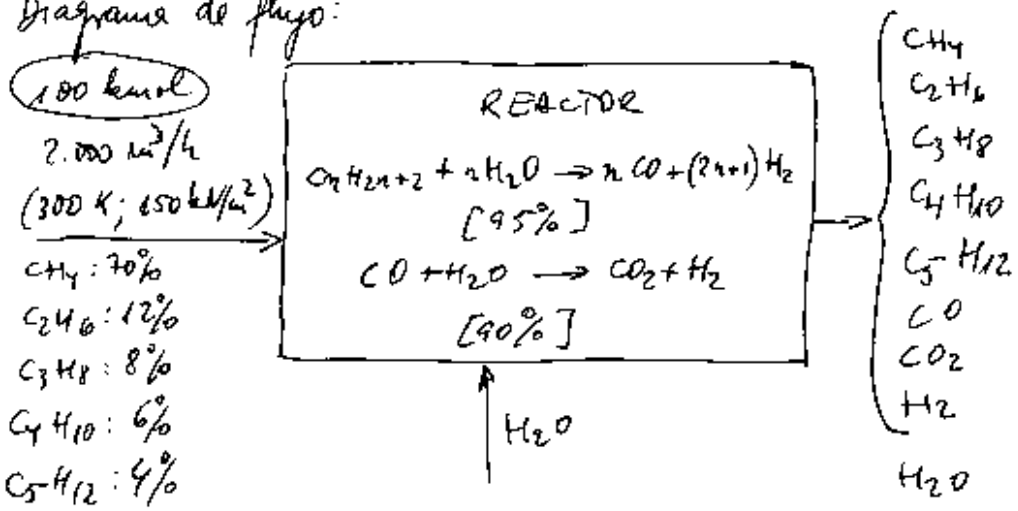
$CO_2 = 19,7812$

$H_2 = 77,3068$

c.) Producción de H_2 = 1.302,80 kg/h

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gas del estabilizador

Pesos moleculares (kg/kmol):

$CH_4 = 16$	$CO = 28$
$C_2H_6 = 30$	$CO_2 = 44$
$C_3H_8 = 44$	$H_2O = 18$
$C_4H_{10} = 58$	$H_2 = 2$
$C_5H_{12} = 72$	

a.) Peso molecular medio del gas de entrada:

$$M = (0,70)(16) + (0,12)(30) + (0,08)(44) + (0,06)(58) + (0,04)(72)$$

$$= 24,68 \text{ kg/kmol}$$

b.) Para obtener la composición del gas de salida se analizarán las reacciones de cada hidrocarburo.

Volver al enunciado del problema

Hidrocarburos sin reaccionar (conversión: 95%)

$CH_4 = (0,70)(100)(0,05) = 3,5$ kmol

$C_2H_6 = (0,12)(100)(0,05) = 0,6$ kmol

$C_3H_8 = (0,08)(100)(0,05) = 0,4$ kmol

$C_4H_{10} = (0,06)(100)(0,05) = 0,3$ kmol

$C_5H_{12} = (0,04)(100)(0,05) = 0,2$ kmol

Reacción del C_1:

$$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$$

$CO = [CH_4] = (0,70)(100)(0,95) = 66,5$ kmol

$H_2 = 3[CH_4] = (3)(66,5) = 199,5$ kmol

Reacción del C_2:

$$C_2H_6 + 2H_2O \longrightarrow 2CO + 5H_2$$

$CO = 2[C_2H_6] = (2)[(0,12)(100)(0,95)] = 22,8$ kmol

$H_2 = 5[C_2H_6] = (5)(11,4) = 57,0$ kmol

Reacción del C_3:

$$C_3H_8 + 3H_2O \longrightarrow 3CO + 7H_2$$

$CO = 3[C_3H_8] = (3)[(0,08)(100)(0,95)] = 22,8$ kmol

$H_2 = 7[C_3H_8] = (7)(7,6) = 53,2$ kmol

Reacción del C_4:

$$C_4H_{10} + 4H_2O \longrightarrow 4CO + 9H_2$$

Volver al enunciado del problema

$CO = 4[C_4H_{10}] = (4)[(0,06)(100)(0,95)] = 22,8$ kmol

$H_2 = 9[C_4H_{10}] = (9)(5,7) = 51,3$ kmol

Reacción del C_5:

$$C_5H_{12} + 5\,H_2O \longrightarrow 5\,CO + 11\,H_2$$

$CO = 5[C_5H_{12}] = (5)[(0,04)(100)(0,95)] = 19,0$ kmol

$H_2 = 11[C_5H_{12}] = (11)(3,8) = 41,8$ kmol

Productos de la primera reacción:

$CO = 66,5 + 22,8 + 22,8 + 22,8 + 19,0 = 153,9$ kmol

$H_2 = 199,5 + 57,0 + 53,2 + 51,3 + 41,8 = 402,8$ kmol

Segunda reacción: CO SIN reaccionar (conversión: 90%):

$CO = (153,9)(0,10) = 15,39$ kmol

Segunda reacción: CO_2 producido:

$CO_2 = CO = (153,9)(0,90) = 138,51$ kmol

Segunda reacción: H_2 producido:

$H_2 = CO = (153,9)(0,90) = 138,51$ kmol

Reacción global: H_2 total:

$H_2 = 402,8 + 138,51 = 541,31$ kmol

Volver al enunciado del problema

Gases de salida (Sobre base 100):

Componente	Cantidad (kmol)	Fracción (% mol)
CH_4	3,5	0,4999
C_2H_4	0,6	0,0857
C_3H_8	0,4	0,0571
C_4H_{10}	0,3	0,0428
C_5H_{12}	0,2	0,0286
CO	15,39	2,1979
CO_2	138,51	19,7812
H_2	541,31	77,3068
TOTAL	700,21	100,0000

Como son cantidades relativas, son independientes de la base de cálculo.

c.) Producción de H_2:

$$H_2 = 541,31 \ \frac{\text{kmol } H_2}{100 \text{ kmol gas del estabilizador}}$$

Según la ecuación de los gases ideales:

$$n = \frac{PV}{RT} \qquad \left[R = 8,31 \frac{kJ}{kmol \cdot K} = \frac{kN/m^2 \cdot m^3}{kmol \cdot K} \right]$$

Con las condiciones
$P = 150 \ kN/m^3$
$V = 2.000 \ m^3/h$
$T = 300 \ K$

Volver al enunciado del problema

Se tendrá:

$$n = \frac{(150)(2.000)}{(8,31)(300)} = 120,34 \ \frac{kmol}{h} \ gas$$

Transformando los datos según la base de cálculo:

$$H_2 = \left(\frac{541,31}{100}\right)\left[\frac{kmol\ H_2}{kmol\ gas}\right]\cdot(120)\left[\frac{kmol\ gas}{h}\right] = 651,40 \ \frac{kmol}{h} \ H_2$$

$$= 1.302,80 \ \frac{kg}{h} \ H_2$$

Volver al enunciado del problema

a.) Cenizas = 74,08 kg

b.) Azufre perdido = 4,10 %

c.) Gas del horno:

$SO_2 = 5{,}70\%$

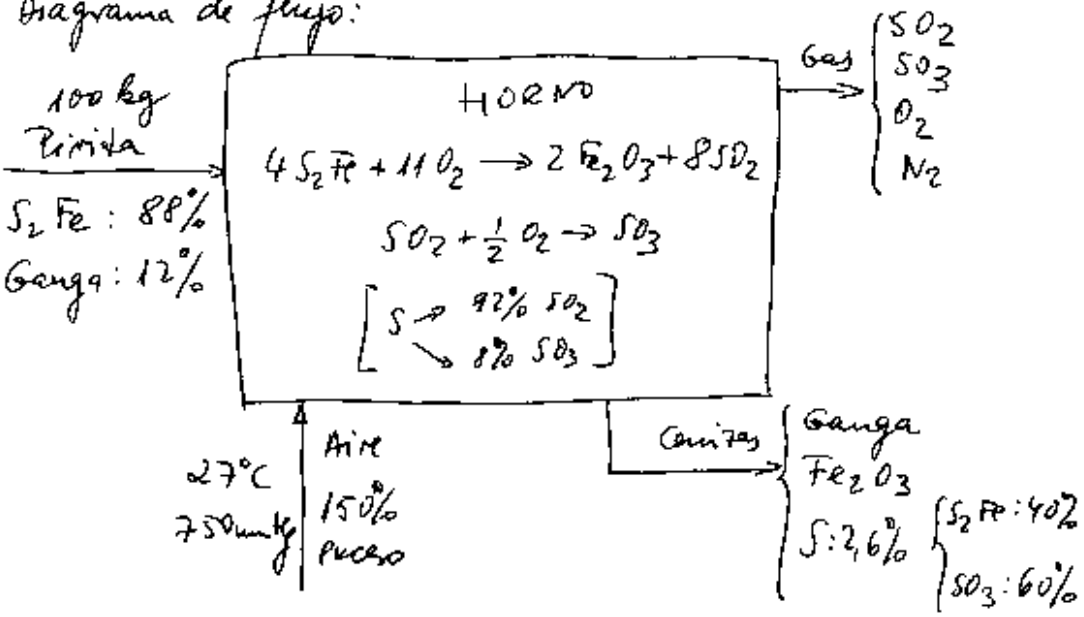
$O_2 = 12{,}89\%$

$N_2 = 81{,}45\%$

d.) Aire seco = 598,5 m^3

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo : Ninguna (la proporciona el enunciado)

Análisis del exceso de aire:

$$14\,[S_2Fe] = 120$$

$$[O_2]_{TEÓRICO} = \frac{11}{4}[S_2Fe] = \frac{11}{4}(0{,}88)(100)\frac{1}{120} =$$

$$= 2{,}017 \text{ kmol}$$

$$\text{Exceso} = \frac{100 + 150}{100} = 2{,}5$$

$$[O_2]_{real} = (2{,}5)(2{,}017) = 5{,}043 \text{ kmol}$$

$$[N_2] = (5{,}043)\left(\frac{79}{21}\right) = 18{,}969 \text{ kmol}$$

$$\text{Aire} = 5{,}043 + 18{,}969 = 24{,}01 \text{ kmol}$$

Volver al enunciado del problema

d) Aire en las condiciones requeridas:

Según la ecuación de los gases ideales:

$$V = \frac{nRT}{P} \quad \left[R = 0{,}082 \ \frac{atm \cdot m^3}{kmol \cdot K} \right]$$

En las condiciones:

$$T = 27 + 273 = 300 \ K$$

$$P = \frac{750}{760} = 0{,}9868 \ atm$$

Se tendrá:

$$V = \frac{(24{,}01)(0{,}082)(300)}{(0{,}9868)} = 598{,}5 \ m^3 \ aire$$

Balance de ganga:

$$(0{,}12)(100) = [ganga]_{cenizas}$$

De donde:

$$[Ganga]_{cenizas} = 12 \ kg$$

Balance de N_2:

$$(0{,}79)(24{,}01) = [N_2]_{Gas}$$

De donde:

$$[N_2]_{Gas} = 18{,}97 \ kmol$$

Volver al enunciado del problema

Pirita cargada:

$(0{,}88)(100) = 88 \text{ kg } S_2Fe = \frac{88}{120} \text{ kmol } S_2Fe$

$= 0{,}733 \text{ kmol } S_2Fe$

Balance de átomos de Fe (kmol):

Entrada (pirita) = 0,733 kmol

Salida (cenizas) $\begin{cases} x: \text{kg S} \\ y: \text{kmol } Fe_2O_3 \end{cases}$

En $Fe_2O_3 = (2)\,y$

En $S_2Fe = (0{,}40) \times \frac{1}{(2)(32)} = 0{,}00625\,x$

Por tanto:

$0{,}733 = 2y + 0{,}00625\,x$

Contenido de las cenizas (kg):

$S_2Fe = (0{,}40) \times \frac{120}{64} = 0{,}75\,x \text{ [kg]}$

$SO_3 = (0{,}60) \times \frac{80}{32} = 1{,}50\,x \text{ [kg]}$

$Fe_2O_3 = y \cdot 160 = 160\,y \text{ [kg]}$

Ganga = 12 [kg]

Volver al enunciado del problema

Como el S representa el 2,6% de las cenizas:

$$0,026 = \frac{x}{0,75x + 1,5x + 160y + 12}$$

Es decir:

$$4,16y + 0,312 = 0,91415x$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$2y + 0,00625x = 0,733$$
$$4,16y - 0,91415x = -0,312$$

Se obtiene:

$x = 1,919$ kg S en las cenizas

$y = 0,361$ kmol de Fe_2O_3 en las cenizas

a.) El contenido de las cenizas será:

$S_2Fe = (0,75)(1,919) = 1,439$ kg

$SO_3 = (1,50)(1,919) = 2,879$ kg

$Fe_2O_3 = (160)(0,361) = 57,76$ kg

Ganga = 12 kg

TOTAL = 74,08 kg de cenizas

Volver al enunciado del problema

Porcentaje de S perdido en las cenizas:

$$[S]_{entrada} = (0,88)(100)\frac{(2)(32)}{(120)} = 46,933 \text{ kg}$$

$$[S]_{salida} = 1,919 \text{ kg}$$

Por tanto:

$$[\%S]_{perdido} = \frac{1,919}{46,933}\cdot 100 = 4,10\%$$

Gas de salida:

$$[N_2]_{salida} = 18,969 \text{ kmol}$$

$$[SO_2]_{estequ.} = \frac{8}{2}[Fe_2O_3] = (4)(0,361) = 1,444 \text{ kmol}$$

$$[SO_2]_{salida} = (0,92)(1,444) = 1,328 \text{ kmol}$$

Balance de S (kmol):

Entrada $= (0,733)(2) = 1,466$ kmol

Cenizas $= (1,919)\left(\frac{1}{32}\right) = 0,060$ kmol

Gas (SO_2) $= 1,328$ kmol

Gas (SO_3) $= z$ kmol

Es decir:

$$1,466 = 0,060 + 1,328 + z$$

De donde:

$$z = 0,078 \text{ kmol } SO_3$$

Volver al enunciado del problema

Balance de O_2 (kmol):

Entrada = 5,043 kmol

Cenizas:

$Fe_2O_3 = \left(\frac{3}{2}\right)(0,361) = 0,542$ kmol

$SO_3 = \left(\frac{3}{2}\right)(2,879)\left(\frac{1}{80}\right) = 0,054$ kmol

Gas:

$SO_3 = \left(\frac{3}{2}\right)(0,078) = 0,117$ kmol

$SO_2 = 1,328$ kmol

$O_2 = w$

Es decir:

$$5,043 = 0,542 + 0,054 + 0,117 + 1,328 + w$$

De donde:

$w = 3,002$ kmol O_2

c.) Composición del gas de salida (libre de SO_3):

$[SO_2] = 1,328$ kmol $\longrightarrow$ 5,70%

$[O_2] = 3,002$ kmol $\longrightarrow$ 12,89%

$[N_2] = 18,969$ kmol $\longrightarrow$ 81,45%

TOTAL = 23,299 kmol

Volver al enunciado del problema

Gas de salida (% mol):

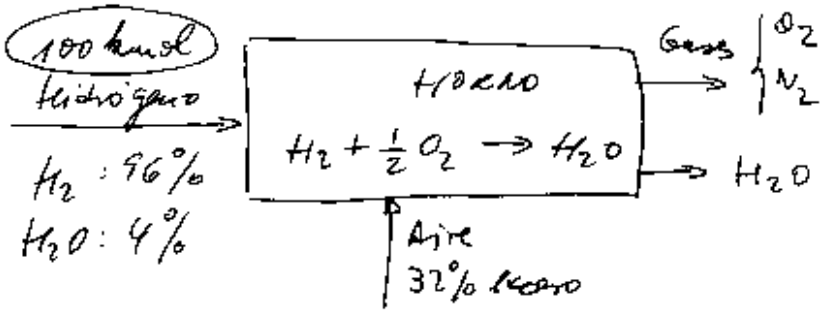
$O_2 = 6,05$

$N_2 = 93,95$

Volver al enunciado del problema

CIQ03 - 13
1/1

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de hidrógeno húmedo

Oxígeno necesario para combustión completa:

$$[O_2]_{teórico} = (0,96)(100)\left(\frac{1}{2}\right) = 48 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{real} = (48)(1,32) = 63,36 \text{ kmol}$$

$$[N_2]_{real} = (63,36)\left(\frac{79}{21}\right) = 238,35 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{Exceso} = 63,36 - 48 = 15,36 \text{ kmol}$$

Gas de salida (seco):

Componente	Cantidad (kmol)	Fracción (%)
O_2	15,36	6,05
N_2	238,35	93,95
TOTAL	253,71	

Como son cantidades relativas, son independiente de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

a.) Composición del fuelóleo (% peso):

C = 94,66

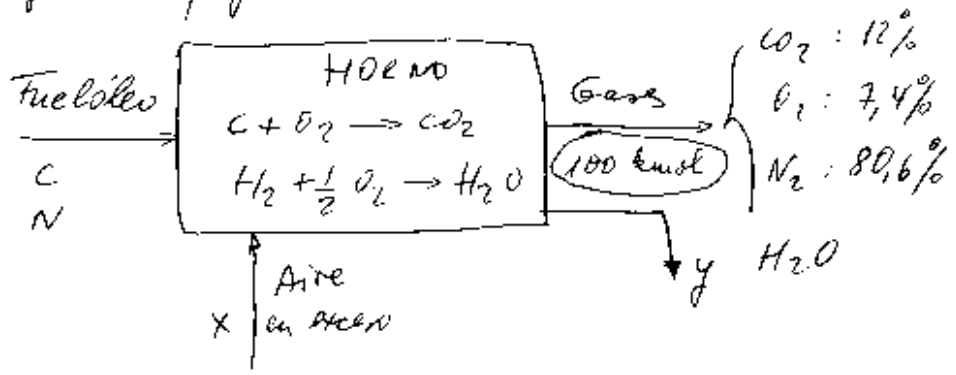
H = 5,34

b.) Aire en exceso = 52,74 %

c.) Aire alimentado = 15 $Nm^3/kg\ fuel$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gas de combustión seco

Balance de N_2:

$$(0,79)x = (0,806)(100)$$

De donde:

$$x = 102,03 \text{ kmol aire}$$

$$[O_2]_{teor} = (0,21)(102,03) = 21,43 \text{ kmol}$$

Balance de O_2:

$$(0,21)(102,03) = (0,12 + 0,074)(100) + \frac{y}{2}$$

De donde

$$y = 4,06 \text{ kmol } H_2O$$

a) En el fuelóleo:

$$[C] = 12 \text{ kmol} = 144 \text{ kg}$$

$$[H] = (4,06)(2) = 8,12 \text{ kmol} = 8,12 \text{ kg}$$

$$\text{TOTAL} = 144 + 8,12 = 152,12 \text{ kg}$$

Volver al enunciado del problema

Composición en peso:

$$[C] = \frac{144}{152,12} = 0,9466 \rightarrow 94,66\%$$

$$[H] = \frac{8,12}{152,12} = 0,0534 \rightarrow 5,34\%$$

Como son valores relativos, son independiente de la base de cálculo.

b.) Oxígeno teórico para combustión total:

Para $[C] = 12$ kmol O_2

Para $[H] = \frac{8,12}{4} = 2,03$ kmol O_2

$$[O_2]_{teórico} = 12 + 2,03 = 14,03 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{exceso} = 21,43 - 14,03 = 7,4 \text{ kmol}$$

$$\%\text{ exceso} = \frac{7,4}{14,03} \cdot 100 = 52,74\%$$

Evidentemente, esta cantidad coincide con el porcentaje en exceso de aire.

Como es un valor relativo, es independiente de la base de cálculo.

c.) Según la ecuación de los gases ideales:

$$V = \frac{nRT}{P} \quad \left[R = 0,082 \frac{atm \cdot m^3}{kmol \cdot K}\right]$$

Volver al enunciado del problema

En las condiciones (normales):

$T = 273\ K$

$P = 1\ atm$

Se tendrá:

$$V = \frac{(102,03)(0,082)(273)}{(1)} = 2.284\ m^3\ aire$$

Transformando los datos según la base de cálculo:

$$V = 2.284\ \frac{m^3\ aire}{100\ kmol\ gas} \cdot \frac{1}{152,12}\ \frac{100\ kmol\ gas}{kg\ fuel} =$$

$$= 15\ \frac{m^3\ aire}{kg\ fuel}$$

Volver al enunciado del problema

a.) Composición del combustible (% peso):

C = 91,71

H = 8,29

b.) Aire = 0,57 $\frac{\text{kmol}}{\text{kg combustible}}$ = 16,34 $\frac{\text{kg}}{\text{kg combustible}}$

c.) Gases = 0,55 $\frac{\text{kmol secos}}{\text{kg combustible}}$ = 0,59 $\frac{\text{kmol húmedos}}{\text{kg combustible}}$

d.) Aire en exceso = 22,74 %

e.) Gases de combustión húmedos (% mol):

CO_2 = 13,01

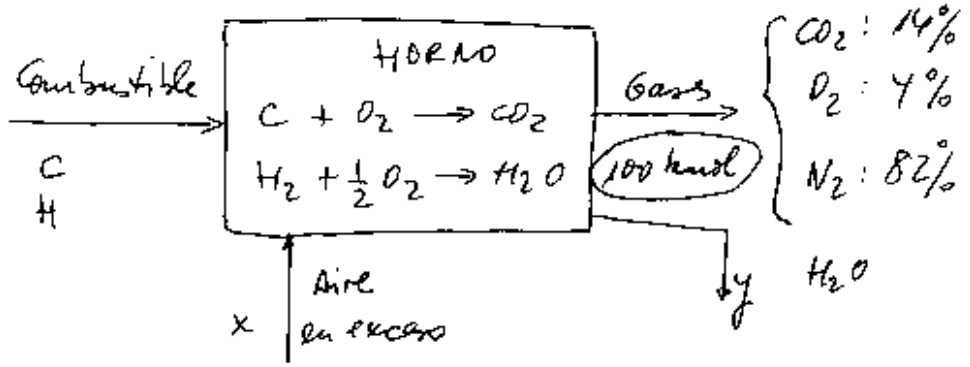
O_2 = 3,72

N_2 = 76,21

H_2O = 7,06

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gases de combustión secos

Balance de N_2:

$$(0,79)\,x = (0,82)(100)$$

De donde:

$$x = 103,80 \text{ kmol aire}$$

$$[O_2]_{real} = (0,21)(103,80) = 21,80 \text{ kmol} = 697,6 \text{ kg}$$

$$[N_2]_{real} = (0,79)(103,80) = 82,00 \text{ kmol} = 2.296 \text{ kg}$$

Balance de O_2:

$$(0,21)(103,80) = (0,14 + 0,04)(100) + \frac{y}{2}$$

De donde:

$$y = 7,596 \text{ kmol } H_2O$$

Volver al enunciado del problema

a.) En el combustible:

$[C] = 14 \text{ kmol} = 168 \text{ kg}$

$[H] = (7,596)(2) = 15,192 \text{ kmol} = 15,192 \text{ kg}$

$\text{TOTAL} = 168 + 15,192 = 183,192 \text{ kg}$

Composición en peso:

$[C] = \frac{168}{183,192} = 0,9171 \longrightarrow 91,71\%$

$[H] = \frac{15,192}{183,192} = 0,0829 \longrightarrow 8,29\%$

Como son valores relativos, son independientes de la base de cálculo.

b.) Oxígeno teórico para combustión total:

Para $[C] = 14 \text{ kmol } O_2$

Para $[H] = \frac{15,192}{4} = 3,798 \text{ kmol } O_2$

$[O_2]_{\text{teórico}} = 14 + 3,798 = 17,798 \text{ kmol}$

$[O_2]_{\text{Exceso}} = 21,80 - 17,798 = 4 \text{ kmol}$

Aire empleado $= 103,80 \text{ kmol}$

Aire empleado $= 697,6 + 2.296 = 2.993,6 \text{ kg}$

Transformando los datos para la base de cálculo utilizada (183,192 kg de combustible):

Volver al enunciado del problema

$$[\text{Aire}] = \frac{103,80}{183,192} = 0,57 \ \frac{\text{kmol aire}}{\text{kg combustible}}$$

$$[\text{Aire}] = \frac{2.993,6}{183,192} = 16,34 \ \frac{\text{kg aire}}{\text{kg combustible}}$$

c.) Gases:

$[\text{Gases}]_{\text{secos}} = 100 \text{ kmol}$

$[\text{Gases}]_{\text{Húmedos}} = 100 + 7,596 = 107,596 \text{ kmol}$

Transformando los datos para la base de cálculo utilizada (183,192 kg combustible):

$$[\text{Gases}]_{\text{secos}} = \frac{100}{183,192} = 0,55 \ \frac{\text{kmol}}{\text{kg combustible}}$$

$$[\text{Gases}]_{\text{Húmedos}} = \frac{107,596}{183,192} = 0,59 \ \frac{\text{kmol}}{\text{kg combustible}}$$

d.) Porcentaje de aire en exceso:

$$[\%\text{ Aire}]_{\text{Exceso}} = [\%\ O_2]_{\text{Exceso}} = \frac{[O_2]_{\text{Exceso}}}{[O_2]_{\text{Teórico}}} \cdot 100 =$$

$$= \frac{4}{12,798} \cdot 100 = 22,47\%$$

Como son cantidades relativas, son independientes de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

e.) Gas de combustión húmedo:

Componente	Cantidad (kmol)	Composición (% mol)
CO_2	14	13,01
O_2	4	3,72
N_2	82	76,21
H_2O	7,596	7,06
TOTAL	107,596	100,00

Como son cantidades relativas, son independientes de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

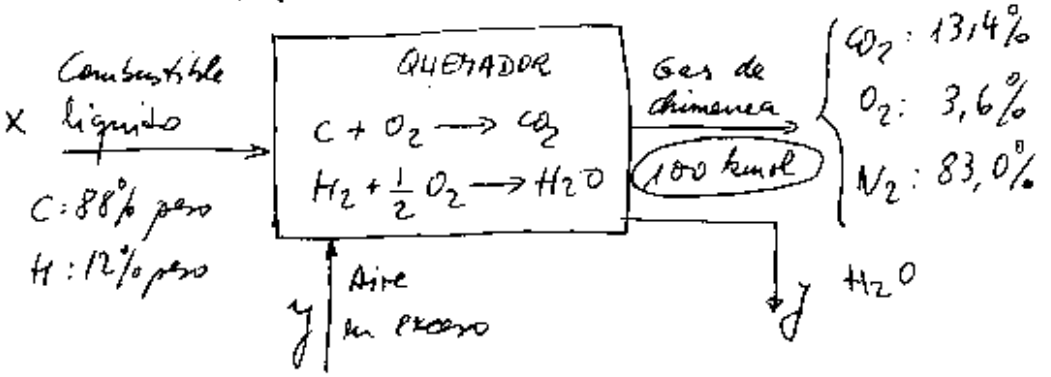
Gas de chimenea = 54,7 kmol

Aire en exceso = 18,74%

Volver al enunciado del problema

C1803-16
1K

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gas de chimenea seco

Balance de C (kmol):

$$(0,88)\left(\frac{1}{12}\right)x = (0,134)(100)$$

De donde:

$$x = 182,73 \text{ kg de combustible líquido}$$

Balance de N_2 (kmol):

$$(0,79)\,y = (0,83)(100)$$

De donde:

$$y = 105,06 \text{ kmol de aire}$$

$$[O_2]_{Total} = (0,21)(105,06) = 22,06 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{Exceso} = (0,036)(100) = 3,6 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{Teórico} = 22,06 - 3,6 = 18,46$$

Volver al enunciado del problema

$$[\%\,O_2]_{exceso} = \frac{3,6}{18,46}\,100 = 18,74\,\%$$

Evidentemente este valor coincide con el porcentaje de exceso de aire.

Como es un valor relativo, no influye la base de cálculo.

Si hay que transformar los datos según la base de cálculo para:

$$\frac{100\ kmol\ gas\ seco}{182,73\ kg\ combustible} = 0,547\ \frac{kmol\ gas\ seco}{kg\ combustible}$$

Es decir:

$$(0,547)(100) = 54,7\ \frac{kmol\ gas\ seco}{100\ kg\ combustible}$$

Volver al enunciado del problema

a.) b.) Composición del gas resultante (% mol):

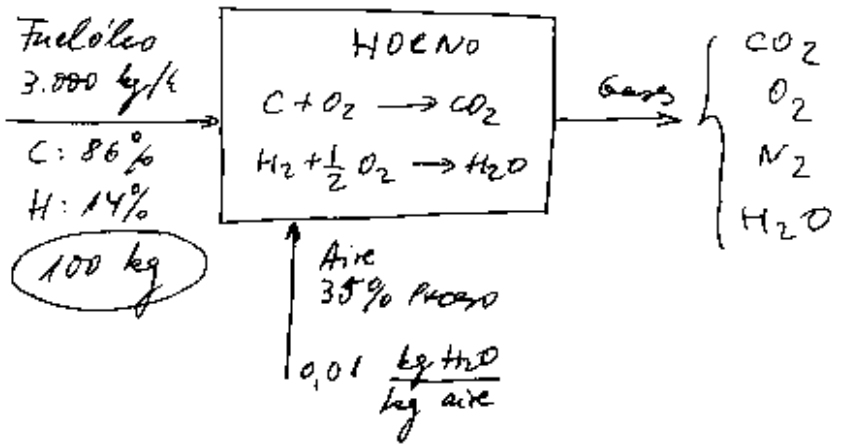
Componente	Base seca	Base humeda
CO_2	11,01	9,80
O_2	5,74	5,10
N_2	83,25	74,03
H_2O	-	11,07

c.) Aire = 54.916 m^3/h

d.) Gass = 34,38 m^3/h

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kg de fuelóleo

Composición de la corriente de entrada:

$[C] = 86\ kg = \frac{86}{12} = 7,167\ kmol$

$[H] = 14\ kg = \frac{14}{1} = 14\ kmol$

Oxígeno necesario para la combustión completa:

Para $[C] = 7,167\ kmol$

Para $[H] = \frac{14}{4} = 3,5\ kmol$

Oxígeno teórico $= 7,167 + 3,5 = 10,667\ kmol$

Oxígeno real $= (10,667)(1,35) = 14,4\ kmol = 460,8\ kg$

Oxígeno en exceso $= (10,667)(0,35) = 3,733\ kmol$

Nitrógeno real $= (14,4)\left(\frac{79}{21}\right) = 54,17\ kmol = 1.516,8\ kg$

Volver al enunciado del problema

Aire = 460,8 + 1.516,8 = 1.977,6 kg

Agua que acompaña al aire:

$$[H_2O] = (0,01)\left[\frac{kg\ H_2O}{kg\ aire}\right] \cdot (1.977,6)[kg\ aire] = 19,776\ kg$$

$$= 1,10\ kmol$$

Agua producida por reacción:

$$[H_2O]_{reacción} = \frac{1}{2}[H] = \frac{14}{2} = 7\ kmol$$

$$[H_2O]_{Total} = 7 + 1,10 = 8,10\ kmol$$

$$[CO_2]_{salida} = [C]_{entrada} = 7,167\ kmol$$

9.) b.) Composición de los gases de combustión.

Componente	Cantidad (kmol)	Base húmeda (% mol)	Base seca (% mol)
CO_2	7,167	9,80	11,01
O_2	3,733	5,10	5,74
N_2	54,17	74,03	83,25
H_2O	8,1	11,07	—
TOTAL	73,17 (B.H.) 65,07 (B.S.)	100,00	100,00

Como las cantidades son relativas, no influye la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

c.) Aire utilizado:

$[\text{Aire}] = 14,4 + 54,17 + 1,10 = 70,2 \text{ kmol}$

Transformando los datos según la base de cálculo:

$$[\text{Aire}] = \frac{70,2 \text{ kmol}}{100 \text{ kg fuel}} \cdot 3.000 \frac{\text{kg fuel}}{\text{h}} = 2.106 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Según la ecuación de los gases ideales:

$$V = \frac{n\,RT}{P} \quad \left[R = 0,082 \frac{\text{atm} \cdot \text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \right]$$

En las condiciones:

$P = 1 \text{ atm}$

$T = 45 + 273 = 318 \text{ K}$

Se tendrá:

$$V = \frac{(2.106)(0,082)(318)}{(1)} = 54.916 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \text{ aire}$$

d.) Gases producidos:

$[\text{Gases}] = 73,17 \text{ kmol}$

Transformando los datos según la base de cálculo:

$$[\text{Gases}] = \frac{73,17 \text{ kmol}}{100 \text{ kg fuel}} = 0,7317 \frac{\text{kmol}}{\text{kg fuel}}$$

Volver al enunciado del problema

Según la ecuación de los gases ideales:

$$V = \frac{n R T}{P} \quad \left[R = 0{,}082 \ \frac{atm \cdot m^3}{kmol \cdot K} \right]$$

En las condiciones:

$P = 1 \ atm$

$T = 300 + 273 = 573 \ K$

Se tendrá:

$$V = \frac{(0{,}7317)(0{,}082)(573)}{(1)} = 34{,}38 \ \frac{m^3}{h} \ gases$$

Volver al enunciado del problema

a.) b.) Composición del gas resultante (% mol):

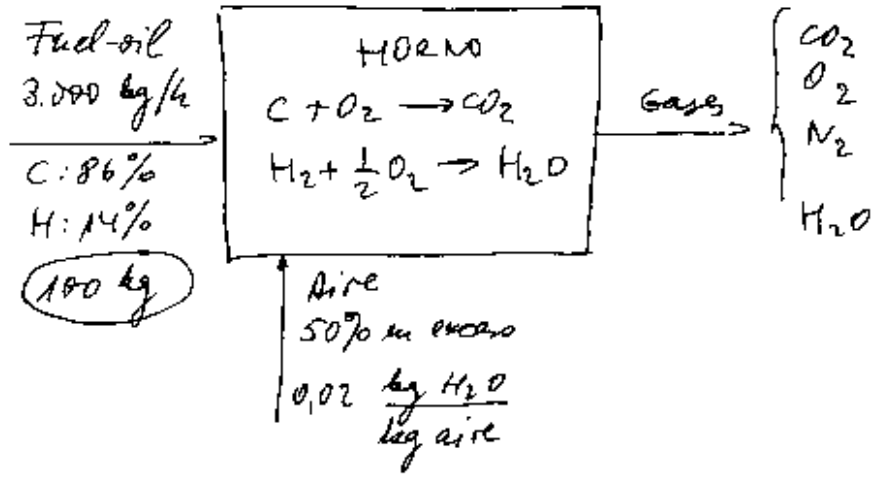
Componente	Base húmeda	Base seca
CO_2	8,73	9,86
O_2	6,49	7,34
N_2	73,29	82,80
H_2O	11,49	—

c.) Aire empleado = 61.511 m^3/h

d.) Gases producidos = 38,59 m^3/h

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kg de fuel-oil

Composición de la corriente de entrada:

$[C] = 86\ kg = \frac{86}{12} = 7,167\ kmol$

$[H] = 14\ kg = 14\ kmol$

Oxígeno necesario para la combustión completa:

Para $[C] = 7,167\ kmol$

Para $[H] = \frac{14}{4} = 3,5\ kmol$

Oxígeno teórico $= 7,167 + 3,5 = 10,667\ kmol$

Oxígeno real $= (10,667)(1,50) = 16\ kmol = 512\ kg$

Oxígeno en exceso $= (10,667)(0,50) = 5,334\ kmol$

Nitrógeno real: $(16)\left(\frac{79}{21}\right) = 60,190\ kmol = 1.685,3\ kg$

Volver al enunciado del problema

Aire = 512 + 1.685,3 = 2.197,3 kg

Agua que acompaña al aire:

$$[H_2O] = (0,02)\left[\frac{kg\ H_2O}{kg\ aire}\right](2.197,3)[kg\ aire] = 43,947\ kg$$

$$= 2,44\ kmol$$

Agua producida por reacción:

$$[H_2O]_{Reacción} = \frac{1}{2}[H] = \frac{14}{2} = 7\ kmol$$

$$[H_2O]_{Total} = 7 + 2,44 = 9,44\ kmol$$

$$[CO_2]_{salida} = [C]_{entrada} = 7,167\ kmol$$

a.) b.)

Composición de los gases de combustión

Componente	Cantidad (kmol)	Base húmeda (% mol)	Base seca (% mol)
CO_2	7,167	8,73	9,86
O_2	5,334	6,49	7,34
N_2	60,190	73,29	82,80
H_2O	9,44	11,49	—
TOTAL	82,13 (B.H.) 72,69 (B.S.)	100,00	100,00

Como las cantidades son relativas, no influye la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

c.) Aire utilizado:

$[Aire] = 16 + 60,190 + 2,44 = 78,63 \text{ kmol}$

Transformando los datos según la base de cálculo:

$[Aire] = \frac{78,63 \text{ kmol}}{100 \text{ kg fuel}} \cdot 300 \frac{\text{kg fuel}}{\text{h}} = 2,359 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$

Según la ecuación de los gases ideales:

$V = \frac{n R T}{P} \quad \left[R = 0,082 \frac{\text{atm} \cdot \text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{K}}\right]$

En las condiciones

$P = 1 \text{ atm}$

$T = 45 + 273 = 318 \text{ K}$

Se tendrá:

$V = \frac{(2,359)(0,082)(318)}{(1)} = 61.511 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ aire

d.) Gases producidos:

$[Gases] = 82,13 \text{ kmol}$

Transformando los datos según la base de cálculo:

$[Gas] = \frac{82,13 \text{ kmol}}{100 \text{ kg fuel}} = 0,8213 \frac{\text{kmol}}{\text{kg fuel}}$

Según la ecuación de los gases ideales:

$V = \frac{n R T}{P} \quad \left[R = 0,082 \frac{\text{atm} \cdot \text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{K}}\right]$

Volver al enunciado del problema

En las condiciones:

$P = 1\ atm$

$T = 300 + 273 = 573$

Se tendrá:

$$V = \frac{(0,8213)(0,082)(573)}{(1)} = 38,59\ \frac{m^3}{h}\ gas$$

Volver al enunciado del problema

a.) Aire = 1,73 $\frac{kg\ aire}{kg\ carbón}$

b.) Composición de los gases (% mol):

$CO_2 = 11,74$

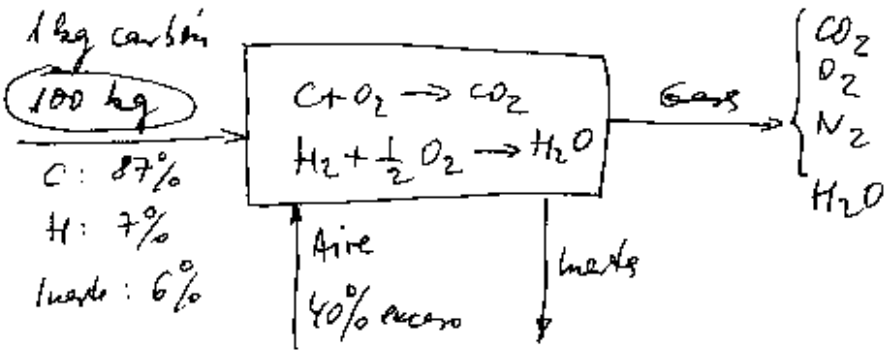
$O_2 = 5,83$

$N_2 = 76,76$

$H_2O = 5,67$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kg de carbón

Composición de la corriente de entrada:

$[C] = 87\ kg = \frac{87}{12} = 7{,}25\ kmol$

$[H] = 7\ kg = 7\ kmol$

Oxígeno necesario:

Según las reacciones que se producen:

Para [C] = 7,25 kmol O_2

Para $[H] = \frac{7}{4} = 1{,}75\ kmol\ O_2$

Oxígeno teórico = 7,25 + 1,75 = 9 kmol = 288 kg

Oxígeno en exceso = (9)(0,40) = 3,6 kmol = 115,2 kg

Oxígeno total = 9 + 3,6 = 12,6 kmol = 403,2 kg

Volver al enunciado del problema

Nitrógeno teórico = $(9)\left(\frac{79}{21}\right) = 33,86$ kmol

Nitrógeno en exceso = $(33,86)(0,40) = 13,54$ kmol

Nitrógeno total = $33,86 + 13,54 = 47,4$ kmol = 1327,2 kg

a.) Cantidad de aire:

$$\text{Aire} = 403,2 + 1.327,2 = 1730,4 \ \frac{\text{kg aire}}{100 \text{ kg carbón}}$$

Transformando los datos según la base de cálculo:

$$\text{Aire} = \frac{1.730,4}{100} \frac{\text{kg aire}}{\text{kg carbón}} = 1,73 \ \frac{\text{kg aire}}{\text{kg carbón}}$$

b.) Composición de los gases de combustión:

$[CO_2]_{salida} = [C]_{Entrada} = 7,25$ kmol

$[O_2]_{salida} = [O_2]_{Exceso} = 3,6$ kmol

$[N_2]_{salida} = [N_2]_{Total} = 47,4$ kmol

$[H_2O]_{salida} = \frac{1}{2}[H]_{Entrada} = \frac{7}{2} = 3,5$ kmol

TOTAL $= 7,25 + 3,6 + 47,4 + 3,5 = 61,75$ kmol

$[CO_2] = \frac{7,25}{61,75} \cdot 100 = 11,74\%$

$[O_2] = \frac{3,6}{61,75} \cdot 100 = 5,83\%$

$[N_2] = \frac{47,4}{61,75} \cdot 100 = 76,76\%$

Volver al enunciado del problema

$[H_2O] = 5,67\%$

Como son cantidades relativas, son independientes de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

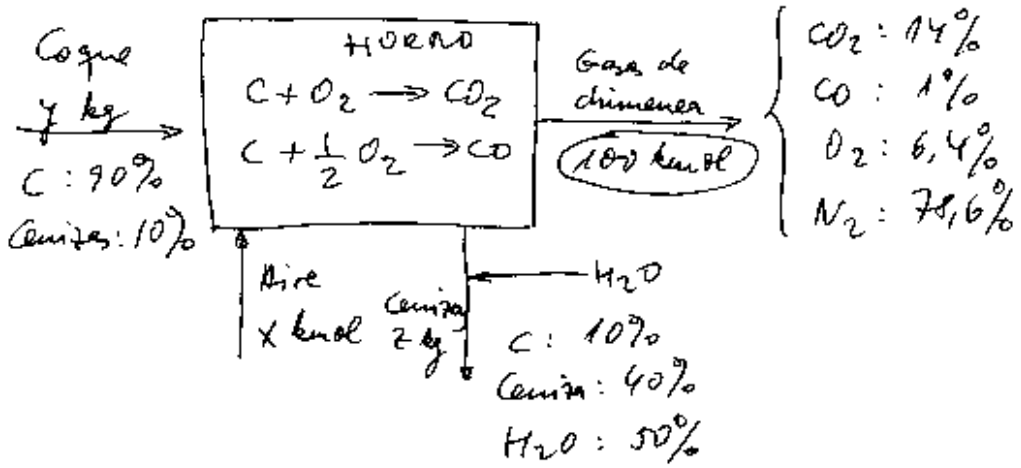
a.) Gas = 486 kmol

b.) Exceso de aire = 261%

c.) Carbono perdido = 2,78%

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gases de chimenea

Balance de N_2:

$$(0{,}786)(100) = 0{,}79\,x$$

De donde:

$$x = 99{,}49 \text{ kmol aire}$$

O_2 que contiene el aire:

$$[O_2]_{aire} = (99{,}41)(0{,}21) = 20{,}89 \text{ kmol}$$

Balance de C (kmol):

$$(0{,}90)\,y\left(\frac{1}{12}\right) = (0{,}14 + 0{,}01)(100) + (0{,}10)\,z\left(\frac{1}{12}\right)$$

Balance de cenizas (kg):

$$(0{,}10)\,y = (0{,}40)\,z$$

Volver al enunciado del problema

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$0,075\,y = 15 + 0,0083\,z$$
$$0,10\,y = 0,40\,z$$

Se obtiene:

$y = 205,71$ kg de coque
$z = 51,42$ kg de cenizas

a.) Se producen gases:

$$\text{Gases} = \left(\frac{100}{205,71}\right)\left[\frac{\text{kmol}}{\text{kg coque}}\right]\cdot(1000)\left[\text{kg coque}\right] = 486 \text{ kmol gas}$$

c.) Carbono perdido:

$$[\%\,C]_{\text{perdido}} = \frac{(0,10)(51,42)}{(0,90)(205,71)}\cdot 100 = 2,78\,\%$$

Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

b.) Exceso de aire:

$$[O_2]_{\text{Teórico}} = \frac{(0,90)(205,71)}{32} = 5,79 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{\text{Exceso}} = 20,89 - 5,79 = 15,10 \text{ kmol}$$

$$[\%\,O_2]_{\text{Exceso}} = \frac{15,10}{5,79}\cdot 100 = 261\,\%$$

Volver al enunciado del problema

Evidentemente, el oxígeno en exceso coincide con el aire en exceso, es decir:

$$[\%\ Aire]_{Exceso} = 26\%$$

Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

Gases de combustión = 66,12 kmol

Composición (% mol):

CO_2 = 10,35

CO = 0,99

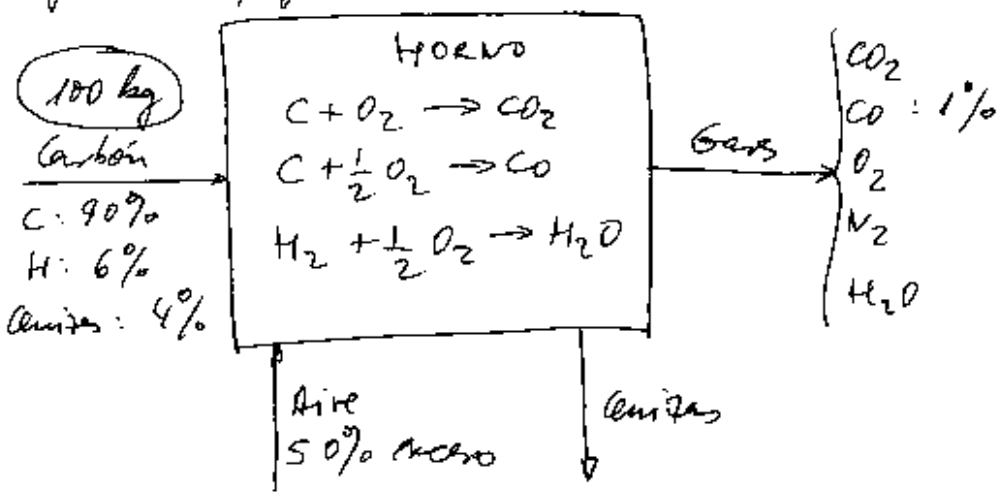
O_2 = 7,30

N_2 = 76,81

H_2O = 4,55

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna (la proporciona el enunciado)

Composición de la corriente de entrada:

$[C] = 90\ kg = \frac{90}{12} = 7,5\ kmol$

$[H] = 6\ kg = \frac{6}{1} = 6\ kmol$

Oxígeno necesario para la combustión completa:

Para $[C] = 7,5\ kmol\ O_2$

Para $[H] = \frac{6}{4} = 1,5\ kmol\ O_2$

Oxígeno teórico $= 7,5 + 1,5 = 9\ kmol$

Oxígeno real $= (9)(1,5) = 13,5\ kmol$

Nitrógeno real $= (13,5)\left(\frac{79}{21}\right) = 50,79\ kmol$

Volver al enunciado del problema

Según la reacción del hidrógeno:

$$[H_2O] = \frac{1}{2}[H] = \frac{6}{2} = 3 \text{ kmol}$$

Distribución del carbono en los gases (x: kmol gas de combustión):

$$[CO] = 0{,}01\,x \quad [\text{kmol}]$$
$$[CO_2] = 7{,}5 - 0{,}01\,x \quad [\text{kmol}]$$

Según la estequiometría, el oxígeno se consume de la forma:

$$\text{Para } [CO] = \frac{0{,}01x}{2} = 0{,}005x \quad [\text{kmol } O_2]$$
$$\text{Para } [CO_2] = 7{,}5 - 0{,}01x \quad [\text{kmol } O_2]$$
$$\text{Para } [H_2O] = 1{,}5 \quad [\text{kmol } O_2]$$

y, por tanto, el que forma parte de la corriente gaseosa de salida será:

$$[O_2]_{gas} = 13{,}5 - (0{,}005x + 7{,}5 - 0{,}01x + 1{,}5) =$$
$$= 4{,}5 + 0{,}005\,x \quad [\text{kmol}]$$

Por tanto, la corriente de gas de combustión será:

$$x = 50{,}79[N_2] + 3[H_2O] + (0{,}01x)[CO] + (7{,}5 - 0{,}01x)[CO_2] + (4{,}5 + 0{,}005x)[O_2]$$

De donde:

$$x = 66{,}12 \text{ kmol de gas de combustión}$$

Volver al enunciado del problema

En definitiva, la composición de los gases de combustión sería:

Componente	Cantidad (kmol)	Fracción (% mol)
CO_2	6,84	10,35
CO	0,66	0,99
O_2	4,83	7,30
N_2	50,79	76,81
H_2O	3,00	4,55
TOTAL	66,12	100,00

Volver al enunciado del problema

Composición de los gases (combustión total):

$CO_2 = 11,78\%$

$O_2 = 3,74\%$

$N_2 = 84,48\%$

Composición de los gases (combustión parcial):

$CO_2 = 11,16\%$

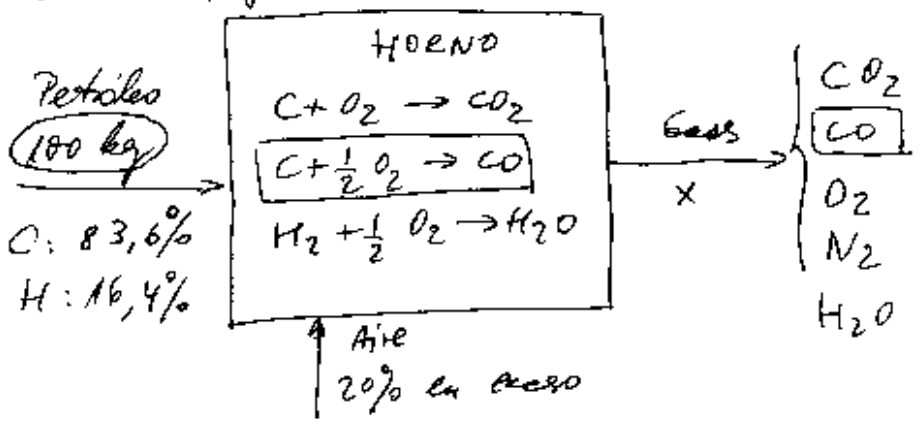
$CO = 0,59\%$

$O_2 = 4,02\%$

$N_2 = 84,23\%$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kg de petróleo

Combustión completa:

Balance de C (kmol):

$$\frac{(0,836)(100)}{(12)} = [CO_2]$$

De donde:

$$[CO_2] = 6,967 \text{ kmol}$$

Oxígeno necesario para la combustión completa:

Para $[C] = 6,967$ kmol

Para $[H] = \frac{(0,164)(100)}{(4)} = 4,1$ kmol

Oxígeno teórico $= 6,967 + 4,1 = 11,067$ kmol

Oxígeno real $= (11,067)(1,20) = 13,280$ kmol

Oxígeno en exceso $= (11,067)(0,20) = 2,213$ kmol

Volver al enunciado del problema

Nitrógeno real = $(13{,}280)\left(\frac{79}{21}\right) = 49{,}960$ kmol

Análisis Orsat:

Compuesto	Cantidad (kmol)	Composición (% mol)
CO_2	6,967	11,78
O_2	2,213	3,74
N_2	49,960	84,48
TOTAL	59,140	

Como las composiciones son relativas, no influye la base de cálculo.

Combustión incompleta:

En este caso, oxígeno teórico, oxígeno real y nitrógeno real (que se suministre con el aire) serán los mismos valores que para combustión completa (pues, por definición, están referidos a ella). Sin embargo, las cantidades estequiométricas que se consumirán de oxígeno para cada reacción serán:

Combustión completa:

$$[O_2] = (0{,}95)(6{,}967) = 6{,}619 \text{ kmol}$$

Combustión parcial:

$$[O_2] = (0{,}05)\left(\frac{6{,}967}{2}\right) = 0{,}174 \text{ kmol}$$

Volver al enunciado del problema

Formación de agua:

$$[O_2] = \frac{(0,164)(100)}{4} = 4,1 \text{ kmol}$$

Por tanto:

$$[O_2]_{\text{utilizado}} = 6,619 + 0,174 + 4,1 = 10,893 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{\text{salida}} = 13,280 - 10,893 = 2,387 \text{ kmol}$$

Las cantidades de los otros componentes del gas serán:

$$[CO_2] = (0,95)(6,967) = 6,619 \text{ kmol}$$

$$[CO] = (0,05)(6,967) = 0,348 \text{ kmol}$$

Análisis Orsat:

Compuesto	Cantidad (kmol)	Composición (% mol)
CO_2	6,619	11,16
CO	0,348	0,59
O_2	2,387	4,02
N_2	49,960	84,23
TOTAL	59,314	

Como las composiciones son relativas, no influye la base de cálculo.

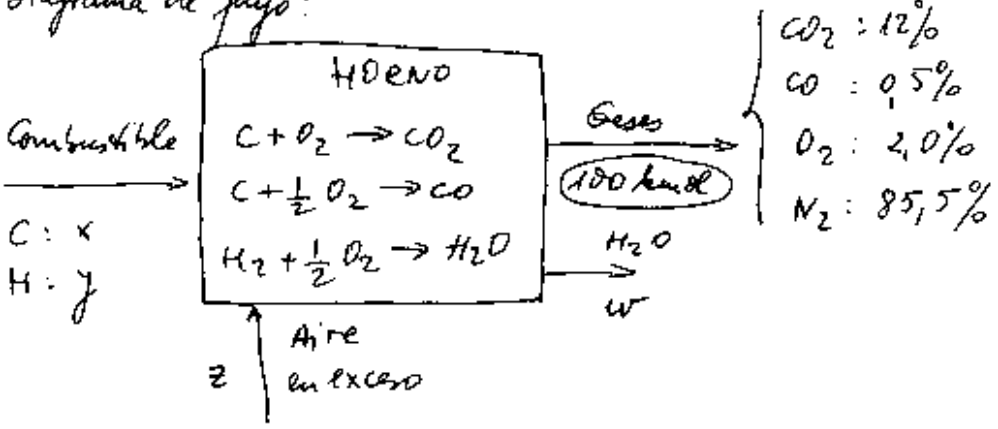
Volver al enunciado del problema

a.) $\frac{kg\ H}{kg\ C} = 0,226$

b.) Exceso de aire = 8,6 8%

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gases secos de chimenea

Balance de N_2:

$$(0,79)\,z = (0,855)(100)$$

De donde:

$$z = 108,228 \text{ kmol aire}$$

Balance de C:

$$x = (0,12 + 0,005)(100)$$

De donde:

$$x = 12,5 \text{ kmol} = 150 \text{ kg C en el combustible}$$

Balance de O:

$$(0,21)(2)(108,228) = \left[(0,12)(2) + (0,005) + (0,02)(2)\right](100) + W$$

De donde:

$$W = 16,956 \text{ kmol } H_2O$$

Volver al enunciado del problema

Balance de H:

$$y = (2)(16,956)$$

De donde

$$y = 33,911 \text{ kmol} = 33,911 \text{ kg H en el combustible}$$

a.) En el combustible:

$$\frac{\text{kg H}}{\text{kg C}} = \frac{33,911}{150} = 0,226$$

Como son cantidades relativas, no influye la base de cálculo.

b.) Cálculo del aire:

$$[O_2]_{\text{Total}} = (0,21)(108,228) = 22,728 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{\text{Teórico}} = 12,5 + \left(\frac{1}{4}\right)(33,911) = 20,978 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{\text{Exceso}} = 22,728 - 20,978 = 1,820 \text{ kmol}$$

Por tanto:

$$[\%\, O_2]_{\text{Exceso}} = \frac{1,820}{20,978} \cdot 100 = 8,68\%$$

Evidentemente, esta cantidad coincide con el exceso de aire.

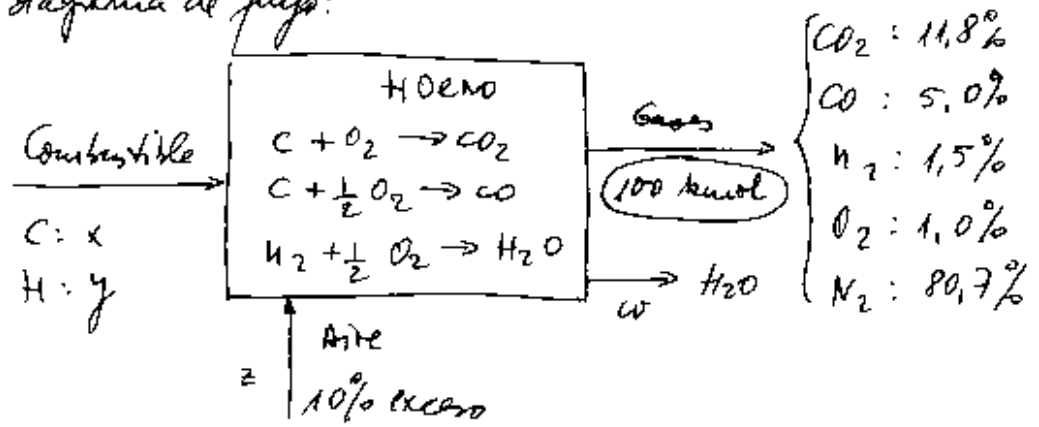
Como es una cantidad relativa, no influye la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

El exceso de aire supuesto NO es consistente.
Hay un defecto de aire del 9,49%.

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gas de salida seco

Balance de N_2:

$$(0,79)\,z = (0,807)(100)$$

De donde:

$$z = 102,152 \text{ kmol aire}$$

$$[O_2]_{Total} = (0,21)(102,152) = 21,452 \text{ kmol}$$

Balance de C:

$$x = (0,118 + 0,05)(100)$$

De donde:

$$x = 16,8 \text{ kmol de C en el combustible}$$

Balance de O:

$$(0,21)(2)(102,152) = [(0,118)(2) + (0,05) + (0,01)(2)](100) + W$$

De donde:

Volver al enunciado del problema

$w = 12{,}304$ kmol H_2O

Balance de H:

$$y = (0{,}015)(2)(100) + (2)(12{,}304)$$

De donde:

$y = 27{,}608$ kmol de H en el combustible

Oxígeno necesario para quemar completamente el combustible:

Para [C] = 16,8 kmol O_2

Para [H] = $\frac{27{,}608}{4}$ = 6,902 kmol O_2

$[O_2]_{teórico} = 16{,}8 + 6{,}902 = 23{,}702$ kmol

$[O_2]_{Exceso} = 21{,}452 - 23{,}702 = -2{,}25$ kmol

$$[\%\ Aire]_{Exceso} = [\%\ O_2]_{Exceso} = \frac{-2{,}25}{23{,}702} \cdot 100 = -9{,}49\%$$

Es decir, no sólo no hay un 10% de exceso de aire, sino que casi existe se vela como defecto.

Por tanto, la analítica debe ser incorrecta.

Como es una cantidad relativa, no influye la base de cálculo.

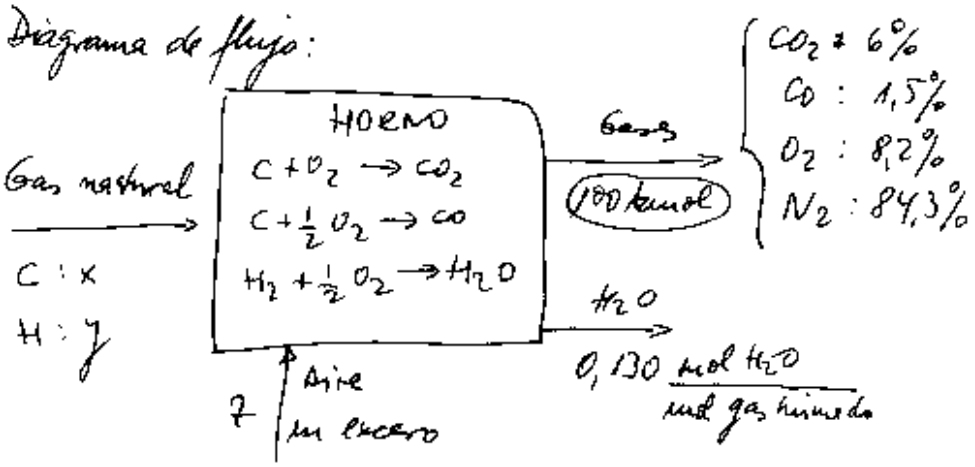
Volver al enunciado del problema

$\frac{kmol\ H}{kmol\ C} = 3,98$

Podría tratarse de metano (CH_4)

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gases secos de salida

Según la definición de la concentración de H_2O:

$$[H_2O] = 0,130 \frac{\text{kmol } H_2O}{\text{kmol gas húmedo}} = \frac{0,130}{(1-0,130)} \frac{\text{kmol } H_2O}{\text{kmol gas seco}} \cdot 100 \text{ kmol gas seco} =$$

$$= 14,94 \text{ kmol } H_2O$$

Balance de H:

$$y = (2)(14,94) = 29,88 \text{ kmol de H}$$

Balance de C:

$$x = (0,06 + 0,015)(100) = 7,5 \text{ kmol de C}$$

Relación H/C:

$$\frac{\text{kmol H}}{\text{kmol C}} = \frac{29,88}{7,5} = 3,98$$

Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

Es decir, si se trata de una relación molar $CH_{3,98} \simeq CH_4$, puede especularse con que el gas natural está formado esencialmente por metano.

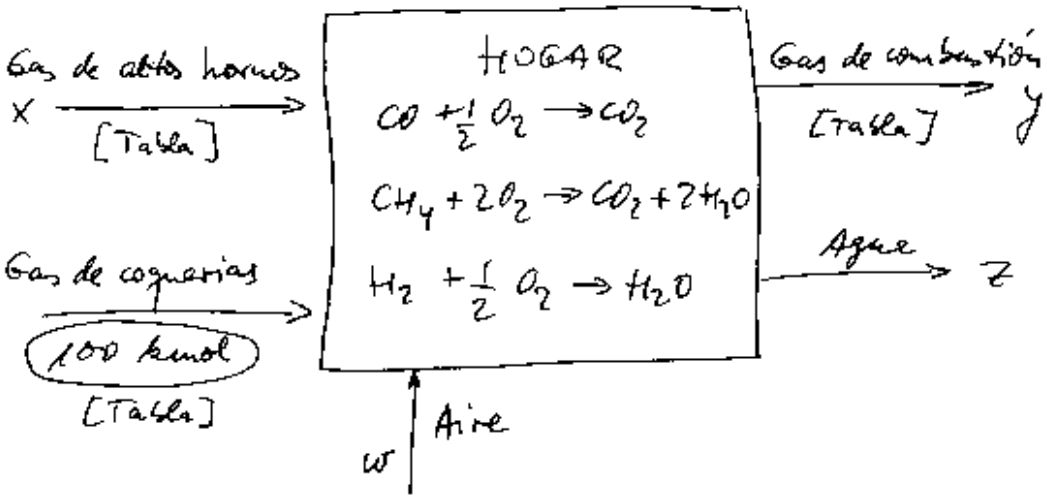
Volver al enunciado del problema

a.) $\frac{\text{Gas de altos hornos}}{\text{Ga. de coquerías}} = 5,03$

b.) Exceso de aire = 79,83 %

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gas de coquerías (tiene todos los componentes)

Como el gas de combustión se da sobre base seca, se considera que sale una corriente de agua (producto de las reacciones de combustión) independiente de aquél, para facilitar el cálculo

Para facilitar los balances, a continuación se construyen unas tablas de los componentes de cada gas, en las que se incluye el O_2 necesario para su combustión completa (en su caso).

Volver al enunciado del problema

100 kmol de gas de coquerías:

Componente	Fracción	C	H_2	O_2	N_2	O_2^*
CO_2	2,4	2,4	–	2,4	–	–
O_2	2,0	–	–	2,0	–	(−2,0)
CO	7,2	7,2	–	3,6	–	3,6
CH_4	30,8	30,8	61,6	–	–	61,6
H_2	51,3	–	51,3	–	–	25,65
N_2	6,3	–	–	–	6,3	–
TOTAL	100,0	40,4	112,9	8,0	6,3	88,85

100 kmol de gas de altos hornos:

Componente	Fracción	C	H_2	O_2	N_2	O_2^*
CO_2	13,4	13,4	–	13,4	–	–
O_2	0,2	–	–	0,2	–	(−0,2)
CO	24,2	24,2	–	12,1	–	12,1
CH_4	–	–	–	–	–	–
H_2	3,0	–	3,0	–	–	1,5
N_2	59,2	–	–	–	59,2	–
TOTAL	100,0	37,6	3,0	25,7	59,2	13,4

Volver al enunciado del problema

100 kmol de gas de combustión:

Componente	Fracción	C	H_2	O_2	N_2
CO_2	13,5	13,5	–	13,5	–
O_2	6,9	–	–	6,9	–
CO	0,4	0,4	–	0,2	–
CH_4	–	–	–	–	–
H_2	–	–	–	–	–
N_2	79,2	–	–	–	79,2
TOTAL	100,0	13,9	–	20,6	79,2

Balance de C:

$$40,4 + \frac{37,6}{100} x = \frac{13,9}{100} y$$

Balance de H_2:

$$112,9 + \frac{3,0}{100} x = z$$

Balance de O_2:

$$112,9 + \frac{25,7}{100} x + \frac{21}{100} w = \frac{20,6}{100} y + \frac{z}{2}$$

Balance de N_2:

$$6,3 + \frac{59,2}{100} x + \frac{79}{100} w = \frac{79,2}{100} y$$

Volver al enunciado del problema

Resolviendo este sistema de 4 ecuaciones con 4 incognitas se obtiene:

x = 503 kmol de gas de altos hornos
y = 1.652 kmol de gas de combustión
z = 128 kmol de agua
w = 1.238 kmol de aire

a.) Relación de gas de entrada:

$$\frac{[Gas]_{altos\ hornos}}{[Gas]_{cogenerias}} = \frac{503}{100} = 5,03$$

Como son cantidades relativas, son independientes de la base de cálculo.

b.) El exceso de aire (en porcentaje) es igual al exceso de oxígeno. Se calculará, pues, el porcentaje de exceso de oxígeno, es decir, el oxígeno que sale con los gases de combustión respecto al oxígeno teórico.

El oxígeno teórico será, según las tablas:

$$O_2^* = \frac{88,85}{100}(100) + \frac{13,4}{100}(503) = 156,252\ kmol$$

En el gas de combustión (100 kmol) quedan 6,9 kmol de O_2, pero también queda 0,4 kmol de CO que,

Volver al enunciado del problema

según la reacción de oxidación, consumiría 0,2 kmol de oxígeno para combustión completa (base de cálculo del oxígeno teórico). Así pues, el oxígeno en exceso realmente sería:

$$[O_2]_{Exceso} = \frac{(6,9-0,2)}{(100)}(1.652) = 110,684 \text{ kmol}$$

Por tanto:

$$[\%\,Aire]_{Exceso} = [\%\,O_2]_{Exceso} = \frac{110,684}{156,252} \cdot 100 = 70,83\%$$

Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

Gases de combustión (% mol):

$CO_2 = 11,24$

$CO = 0,59$

$SO_2 = 0,21$

$O_2 = 4,95$

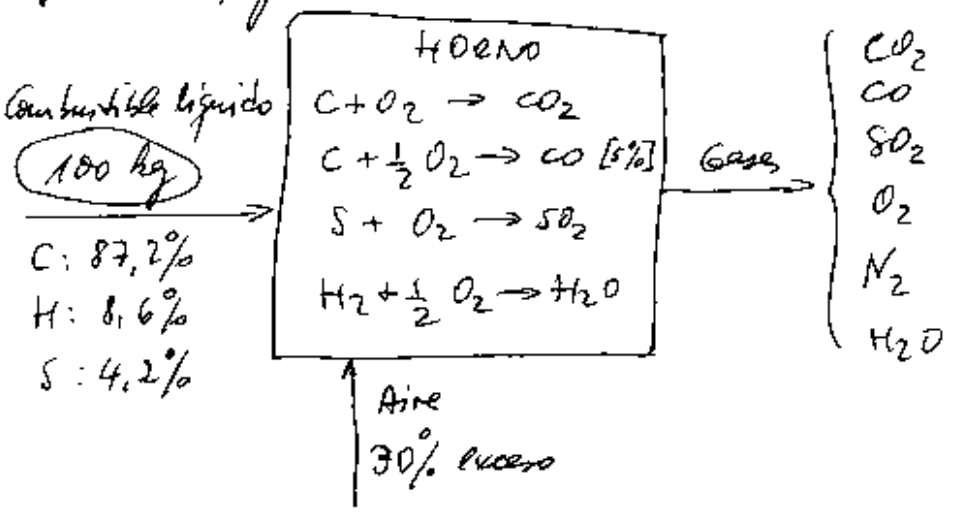
$N_2 = 76,00$

$H_2O = 7,00$

Volver al enunciado del problema

CAQ03-27
1/3

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kg de combustible líquido

Composición de la corriente de entrada:

$[C] = 87,2 \text{ kg} = \frac{87,2}{12} = 7,267 \text{ kmol}$

$[H] = 8,6 \text{ kg} = \frac{8,6}{1} = 8,6 \text{ kmol}$

$[S] = 4,2 \text{ kg} = \frac{4,2}{32} = 0,131 \text{ kmol}$

Oxígeno necesario para la combustión completa:

Para $[C] = 7,267$ kmol O_2

Para $[H] = \frac{8,6}{4} = 2,15$ kmol O_2

Para $[S] = 0,131$ kmol O_2

Oxígeno teórico $= 7,267 + 2,15 + 0,131 = 9,548$ kmol

Oxígeno real $= (9,548)(1,3) = 12,41$ kmol

Volver al enunciado del problema

Nitrógeno real = $(12,41)\left(\frac{79}{21}\right) = 46,68$ kmol

Distribución del carbono en los gases:

$[CO_2] = (7,267)(0,95) = 6,904$ kmol

$[CO] = (7,267)(0,05) = 0,363$ kmol

Como la combustión del carbono no es completa, el oxígeno se consumirá de la forma:

Para $[CO_2] = 6,902$ kmol O_2

Para $[CO] = \frac{0,363}{2} = 0,182$ kmol O_2

Por tanto, el oxígeno consumido será:

$$[O_2]_{consumido} = 6,904 + 0,182 + 2,15 + 0,131 = 9,367 \text{ kmol}$$

y, por tanto, el que forma parte de la corriente gaseosa de salida:

$$[O_2]_{Gas} = 12,41 - 9,367 = 3,043 \text{ kmol}$$

Asimismo, según la estequiometría:

$[SO_2] = [S] = 0,131$ kmol

$[H_2O] = \frac{[H]}{2} = \frac{8,6}{2} = 4,3$ kmol

En definitiva, la composición de los gases de combustión será:

Volver al enunciado del problema

Componente	Cantidad (kmol)	Composición (% mol)
CO_2	6,904	11,24
CO	0,363	0,59
SO_2	0,131	0,21
O_2	3,043	4,95
N_2	46,68	76,00
H_2O	4,3	7,00
TOTAL	61,421	100,00

Como se trata de cantidades relativas, no influye la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

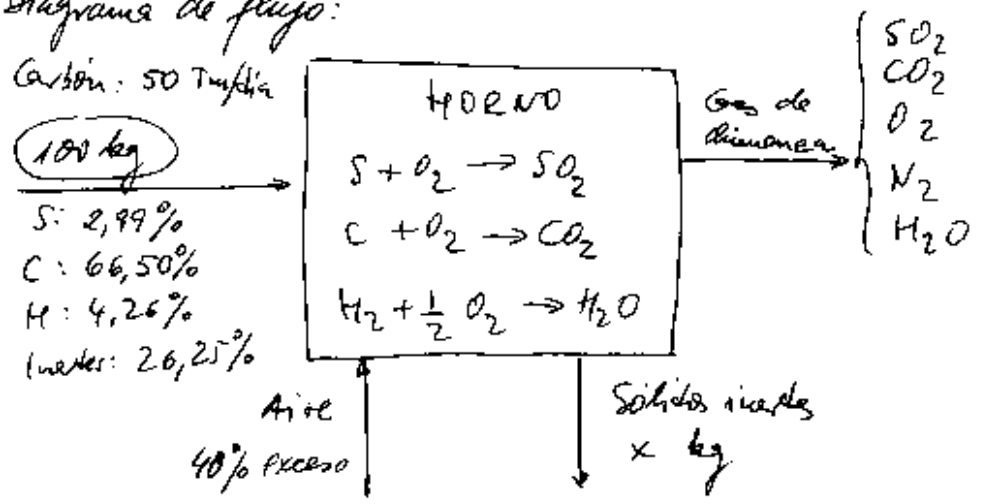
Gas de chimenea = 0,218 % SO_2

Caudal de gas = 5.060 m^3/min

Producción de H_2SO_4 = 8.924 Tm/año

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kg de carbón alimentado

Balance de inertes (kg):

$$(0,2625)(100) = x$$

De donde:

$$x = 26,25 \text{ kg de sólidos}$$

Balance de S (kmol):

$$\frac{(0,0299)(100)}{32} = [S]_{Gas}$$

De donde:

$$[S]_{Gas} = [SO_2]_{Gas} = 0,093 \text{ kmol}$$

Balance de C (kmol):

$$\frac{(0,6650)(100)}{12} = [C]_{Gas}$$

Volver al enunciado del problema

De donde:

$[C]_{Gas} = [CO_2]_{Gas} = 5,542 \text{ kmol}$

Balance de H (kmol):

$(0,0426)(100) = 2\,[H]_{Gas}$

De donde:

$[H]_{Gas} = [H_2O]_{Gas} = 2,13 \text{ kmol}$

Oxígeno necesario:

Según las reacciones que se producen:

Para $[S] = \dfrac{(0,0299)(100)}{32} = 0,0934 \text{ kmol } O_2$

Para $[C] = \dfrac{(0,6650)(100)}{12} = 5,542 \text{ kmol } O_2$

Para $[H] = \dfrac{(0,0426)(100)}{1}\left(\dfrac{1}{4}\right) = 1,065 \text{ kmol } O_2$

Oxígeno teórico $= 0,0934 + 5,542 + 1,065 = 6,70 \text{ kmol}$

Oxígeno en exceso $= (0,40)(6,70) = 2,68 \text{ kmol}$

Nitrógeno teórico $= (6,70)\left(\dfrac{79}{21}\right) = 25,205 \text{ kmol}$

Nitrógeno real $= (1,40)(25,205) = 32,29 \text{ kmol}$

En la corriente de gas de chimenea:

$[O_2]_{Gas} = [O_2]_{Exceso} = 2,68 \text{ kmol}$

$[N_2]_{Gas} = [N_2]_{Exceso} = 32,29 \text{ kmol}$

Volver al enunciado del problema

Composición de la corriente de gas de chimenea:

$[\text{Total}] = 0,093 + 5,542 + 2,13 + 2,68 + 32,29 =$

$= 42,735$ kmol gas de chimenea

$$[\%\, SO_2] = \frac{0,093}{42,735} \cdot 100 = 0,218\ \%$$

Según la ecuación de los gases ideales:

$$V = \frac{n R T}{P} \qquad \left[R = 0,082\ \frac{\text{atm} \cdot m^3}{\text{kmol} \cdot K}\right]$$

En las condiciones:

$$P = \frac{750}{760} = 0,987 \text{ atm}$$

$$T = 148,4 + 273 = 421,4\ K$$

Se tendrá:

$$V = \frac{(42,735)(0,082)(42,14)}{(0,987)} = 1.457\ \frac{m^3 \text{ gas}}{100 \text{ kg carbón}}$$

Transformando los datos según la base de cálculo:

$$V = \left(\frac{1.457}{100}\right)\left[\frac{m^3 \text{ gas}}{\text{kg carbón}}\right]\left(500.000\right)\left[\frac{\text{kg carbón}}{\text{día}}\right]\left(\frac{1}{24}\right)\left[\frac{\text{día}}{\text{h}}\right]\left(\frac{1}{60}\right)\left[\frac{\text{h}}{\text{min}}\right] =$$

$$= 5.060\ \frac{m^3}{\text{min}} \text{ gas de chimenea}$$

Volver al enunciado del problema

Ácido sulfúrico que puede ser obtenido:

$$[S]_{inicial} = \frac{(0,0299)(100)}{32} = 0,093 \text{ kmol}$$

Se recupera un 50%:

$$[S]_{recuperado} = (0,093)(0,50) = 0,04565 \text{ kmol}$$

$$[H_2SO_4]_{Puro} = [S] = 0,04565 \text{ kmol} = (0,04565)(98) = 4,557 \text{ kg}$$

$$[H_2SO_4]_{66Bé} = \frac{4,557}{0,9319} = 4,89 \frac{\text{kg}}{100 \text{ kg carbón}}$$

Transformando los datos según la base de cálculo:

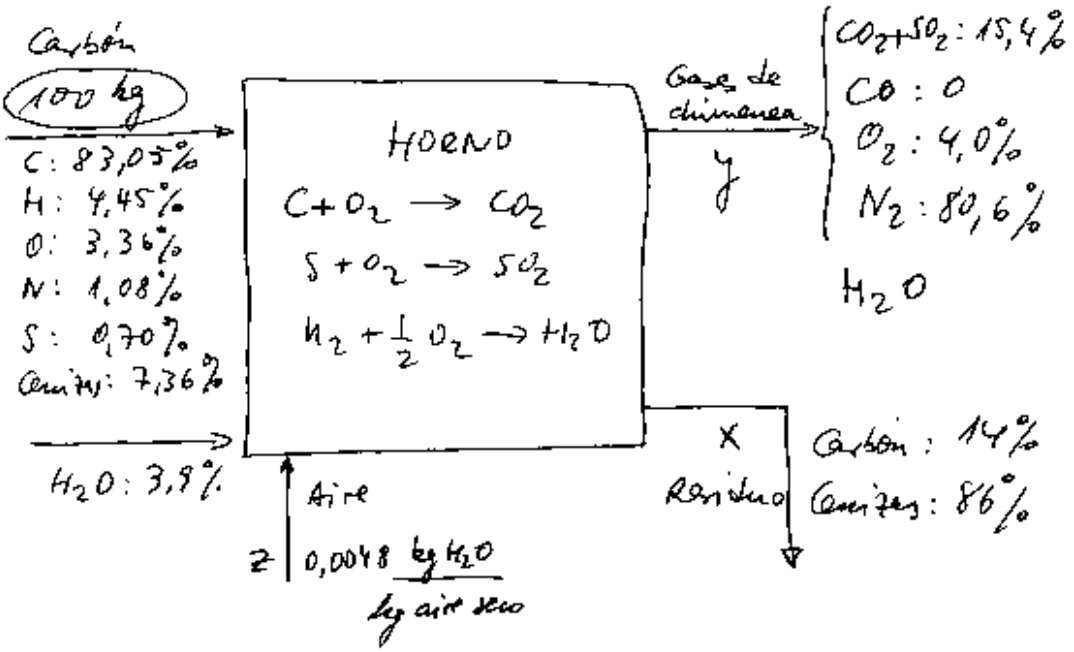
$$[H_2SO_4]_{66Bé} = \left(\frac{4,89}{100}\right)\left[\frac{\text{kg}}{\text{kg carbón}}\right](500.000)\left[\frac{\text{kg carbón}}{\text{día}}\right](365)\left[\frac{\text{día}}{\text{año}}\right] \cdot \left(\frac{1}{1000}\right)\left[\frac{\text{Tm}}{\text{kg}}\right] = 8.924 \frac{\text{Tm}}{\text{año}} H_2SO_4$$

Volver al enunciado del problema

Aire en exceso = 19,80 %

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kg de carbón seco

Agua contenida en el carbón:

$[H_2O] = (0,039)(100) = 3,9\ kg = 0,217\ kmol$

$[H] = (2)(0,217) = 0,433\ kmol$

$[O] = 0,217\ kmol$

Agua contenida en el aire ($M = 28,8\ kg/kmol$):

$$[H_2O] = 0,0048\ \frac{kg\ H_2O}{kg\ aire} = (0,0048)\left(\frac{28,8}{18}\right)\ \frac{kmol\ H_2O}{kmol\ aire} =$$

$= 0,00768\ kmol\ H_2O/kmol\ aire$

$[H] = (2)(0,00768) = 0,0154\ kmol\ H/kmol\ aire$

$[O] = 0,0768\ kmol\ O/kmol\ aire$

Volver al enunciado del problema

Residuo:

$(0,0736)(100) = (0,86)\,x$

De donde:

$x = 8,56$ kg de cenizas

Carbón sin quemar $= (8,56)(0,14) = 1,20$ kg

Composición del carbón original libre de cenizas:

Componente	Cantidad (kg)	Fracción (% peso)
C	83,05	0,8965
H	4,45	0,0480
O	3,36	0,0363
N	1,08	0,0117
S	0,70	0,0076
TOTAL	92,64	

Contenido del carbón residual sin quemar:

Componente	Fracción	kg	kmol
C	0,8965	1,0758	0,0897
H	0,0480	0,0576	0,0576
O	0,0363	0,0436	0,00027
N	0,0117	0,0140	0,0010
S	0,0076	0,0091	0,0003

Volver al enunciado del problema

Balance de C+S (ha de ser conjunto ya que el dato de composición en el gas de chimenea es conjunto) (kmol):

$$\left(\frac{0,8305}{12}+\frac{0,0070}{32}\right)(100)=(0,154)y+(0,0897+0,0003)$$

De donde:

$y = 44,5$ kmol de gas de chimenea

Balance de N (kmol):

$$\left(\frac{0,0108}{14}\right)(100)+(2)(0,79)z=(2)(0,806)(44,5)+(2)(0,0010)$$

De donde:

$z = 45,35$ kmol de aire

$$[O_2]_{Total}=(0,21)(45,35)=9,524 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{Teórico}=\frac{(0,8305)(100)}{12}+\frac{(0,0445)(100)}{1}\left(\frac{1}{4}\right)+\frac{(0,0070)(100)}{32}-\frac{(0,0336)(100)}{16}\left(\frac{1}{2}\right)=7,\quad \text{kmol}$$

$$[O_2]_{Exceso}=9,524-7,950=1,574 \text{ kmol}$$

$$[\%O_2]_{Exceso}=\frac{1,574}{7,950}\cdot 100=19,80\%$$

Evidentemente, el porcentaje de aire en exceso coincide con el de oxígeno; al ser relativo, no influye la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

Gas resultante (% mol):

$CO_2 = 8,49$

$CO = 0,92$

$C_2H_6 = 0,46$

$O_2 = 5,28$

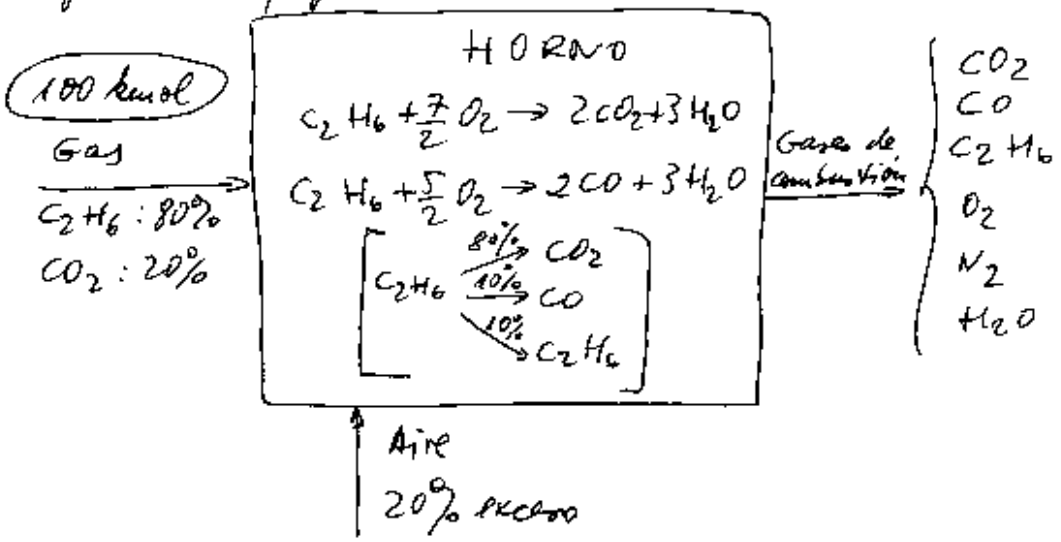
$N_2 = 72,48$

$H_2O = 12,38$

Volver al enunciado del problema

CQ03-30
1/3

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gas de entrada

Oxígeno necesario para la combustión completa:

$$[O_2]_{teórico} = (80)\left(\frac{7}{2}\right) = 280 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{real} = (1,2)(280) = 336 \text{ kmol}$$

$$[N_2]_{real} = (336)\left(\frac{79}{21}\right) = 1.264 \text{ kmol}$$

Utilización del oxígeno:

Combustión completa de C_2H_6 (primera reacción):

$$[C_2H_6] = (0,80)(80) = 64 \text{ kmol}$$

Cantidades estequiométricas:

$$[O_2] = \left(\frac{7}{2}\right)(64) = 224 \text{ kmol}$$

$$[CO_2] = (2)(64) = 128 \text{ kmol}$$

$$[H_2O] = (3)(64) = 192 \text{ kmol}$$

Volver al enunciado del problema

Combustión parcial de C_2H_6 (segunda reacción):

$[C_2H_6] = (0,10)(80) = 8$ kmol

Cantidades estequiométricas:

$[O_2] = (\frac{5}{2})(8) = 20$ kmol

$[CO] = (2)(8) = 16$ kmol

$[H_2O] = (3)(8) = 24$ kmol

Oxígeno utilizado en la reacción:

$[O_2]_{utilizado} = 224 + 20 = 244$ kmol

Compuestos en los gases:

$[CO_2] = 20 + 128 = 148$ kmol

$[CO] = 16$ kmol

$[C_2H_6] = (0,10)(80) = 8$ kmol

$[O_2] = 336 - 244 = 92$ kmol

$[N_2] = 1.264$ kmol

$[H_2O] = 192 + 24 = 216$ kmol

TOTAL $= 148 + 16 + 8 + 92 + 1.264 + 216 = 1.744$ kmol

Por tanto, la composición de los gases será:

$[CO_2] = 8,49\%$

$[CO] = 0,92\%$

$[C_2H_6] = 0,46\%$

Volver al enunciado del problema

$[O_2] = 5,28\%$
$[N_2] = 72,48\%$
$[H_2O] = 12,38\%$

Como se trata de cantidades relativas, son independientes de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

Gas de combustión (% mol):

$CO_2 = 6,98$

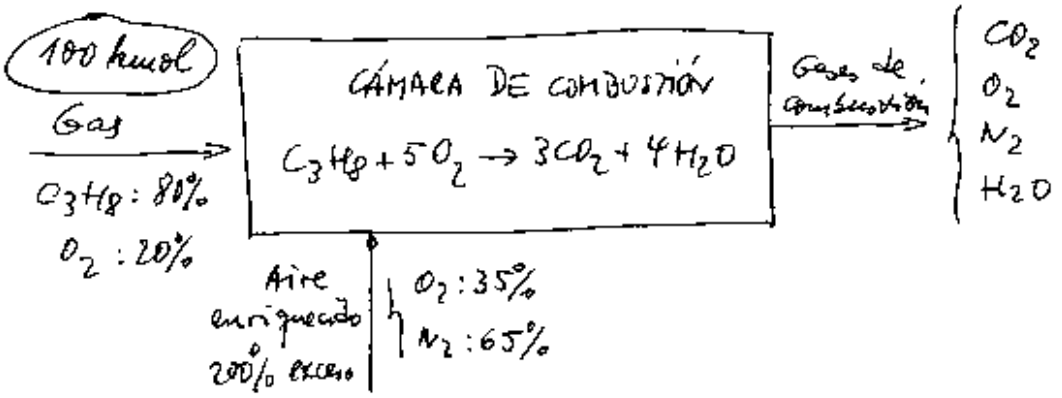
$O_2 = 22,11$

$N_2 = 61,60$

$H_2O = 9,31$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gas de entrada

Oxígeno necesario para combustión completa:

$$[O_2]_{teórico} = (80)(5) = 400 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{Requerido} = 400 - 20 = 380 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{Real} = (380) + (2)(380) = 1.140 \text{ kmol}$$

$$[N_2]_{Real} = (1.140)\left(\frac{65}{35}\right) = 2.117 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{salida} = (1.140 + 20) - 400 = 760 \text{ kmol}$$

Otros componentes:

$$[CO_2] = (3)(80) = 240 \text{ kmol}$$
$$[H_2O] = (4)(80) = 320 \text{ kmol}$$

Por tanto, la corriente de salida de los gases tendrá las características:

Volver al enunciado del problema

Componente	Cantidad (kmol)	Composición (% mol)
CO_2	240	6,98
O_2	760	22,11
N_2	2.117	61,60
H_2O	320	9,31
TOTAL	3.437	100,00

Como se trata de cantidades relativas, son independientes de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

Gases de combustión (% mol):

$CO_2 = 8,28$

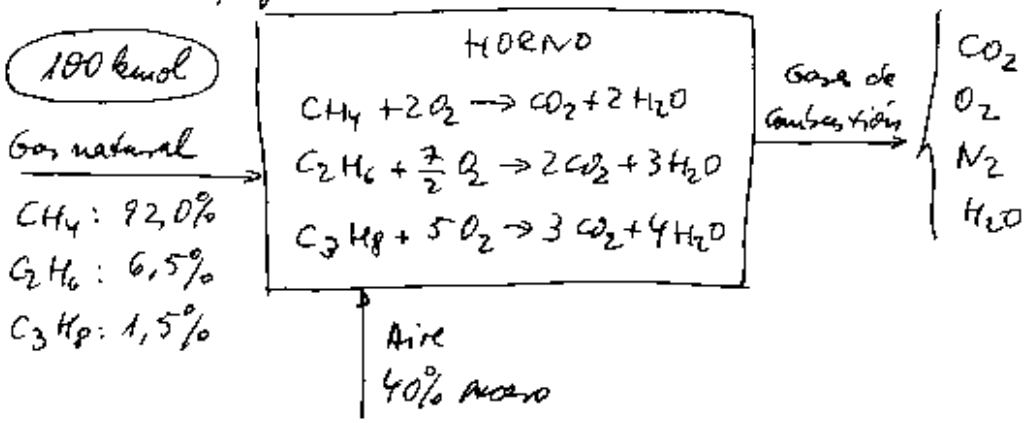
$O_2 = 6,47$

$N_2 = 85,25$

Volver al enunciado del problema

CIQ03-32
1/2

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gas natural

Oxígeno necesario para la combustión completa:

$$[O_2]_{Teórico} = (92,0)(2) + (6,5)\left(\frac{7}{2}\right) + (1,5)(5) = 214,25 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{Exceso} = (214,25)(0,40) = 85,7 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{Real} = (214,25)(1,40) = 299,95 \text{ kmol}$$

$$[N_2]_{Real} = (299,95)\left(\frac{79}{21}\right) = 1.128,4 \text{ kmol}$$

CO_2 formado:

$$[CO_2] = (92)(1) + (6,5)(2) + (1,5)(3) = 109,5 \text{ kmol}$$

H_2O formado:

$$[H_2O] = (92)(2) + (6,5)(3) + (1,5)(4) = 209,5 \text{ kmol}$$

Volver al enunciado del problema

Por tanto, la composición en base seca de los gases de combustión será:

Compuesto	Cantidad (kmol)	Fracción (% mol)
CO_2	109,5	8,28
O_2	85,7	6,47
N_2	1128,4	85,25
TOTAL	1.323,6	100,00

Como se trata de cantidades relativas, son independientes de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

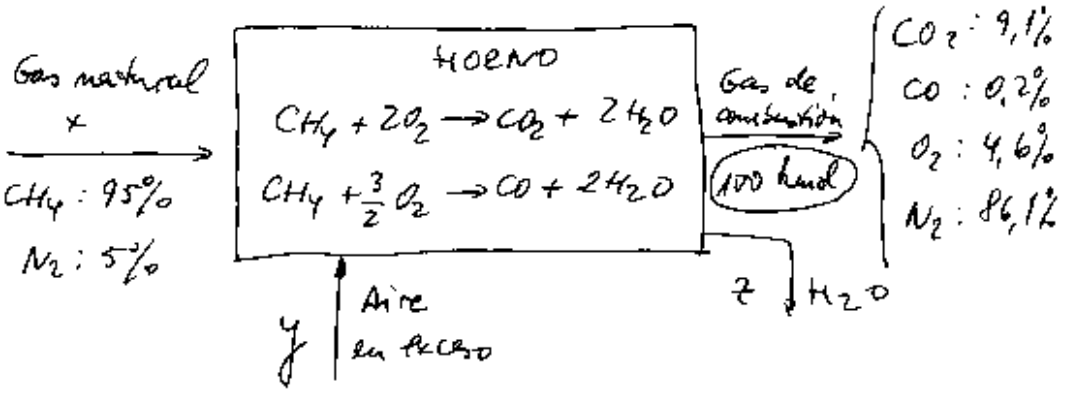
a.) Aire en exceso = 24,78%

b.) Agua formada = 18,24 kmol/100 kmol gas de combustión

c.) Agua en el gas = 15,43%

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gas de combustión seco

Balance de C:

$$(0,95)x = (0,091 + 0,002)(100)$$

De donde:

$$x = 9,6 \text{ kmol gas natural}$$

$$[CH_4] = (0,95)(9,6) = 9,12 \text{ kmol}$$

$$[N_2] = (0,05)(9,6) = 4,48 \text{ kmol}$$

Balance de N_2:

$$(0,05)(9,6) + (0,79)y = (0,861)(100)$$

De donde:

$$y = 108,38 \text{ kmol aire}$$

Volver al enunciado del problema

a.) Oxígeno necesario para la combustión completa:

$[O_2]_{Teórico} = (9,12)(2) = 18,24 \text{ kmol}$

$[O_2]_{Total} = (108,38)(0,21) = 22,76 \text{ kmol}$

$[O_2]_{Exceso} = 22,76 - 18,24 = 4,52 \text{ kmol}$

$[\%\,Aire]_{Exceso} = [\%\,O_2]_{Exceso} = \frac{4,52}{18,24} \cdot 100 = 24,78\%$

Como es un valor relativo, no influye la base de cálculo.

b.) Balance de H_2:

$(0,95)(9,6)(2) = z$

De donde:

$z = 18,24 \text{ kmol } H_2O$

Según la base de cálculo empleada:

$[H_2O] = 18,24 \dfrac{\text{kmol } H_2O}{100 \text{ kmol gas de combustión}}$

c.) Agua en los gases de combustión:

$[\text{Gases secos}] = 100 \text{ kmol}$

$[H_2O] = 18,24 \text{ kmol}$

$[\text{Gases húmedos}] = 100 + 18,24 = 118,24 \text{ kmol}$

Volver al enunciado del problema

$$[\%\ \text{Agua}] = \frac{18,24}{118,24} \cdot 100 = 15,43\%$$

Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

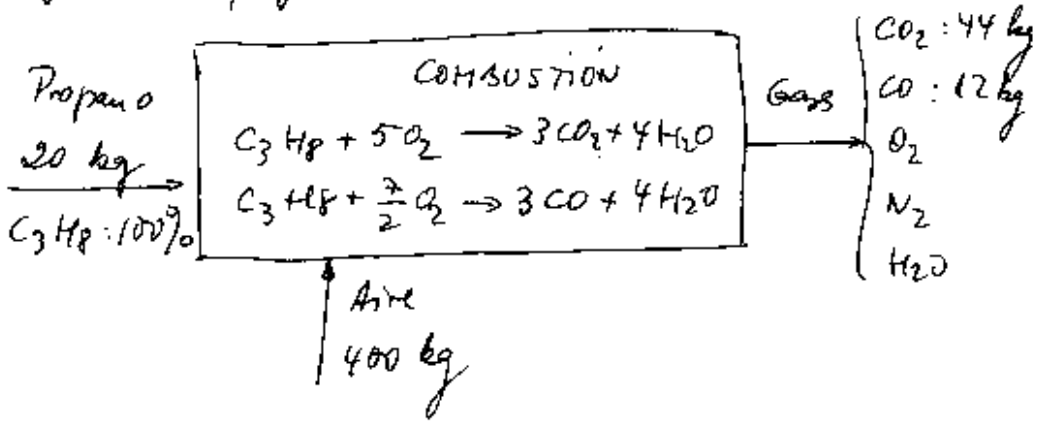
Volver al enunciado del problema

Aire en exceso = 28,16 %

Volver al enunciado del problema

C1903-34
1/1

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna

Oxígeno necesario para combustión completa:

$$[O_2]_{Teórico} = (20)\left(\frac{1}{44}\right)(5) = 2{,}273 \text{ kmol}$$

Oxígeno que entra en el aire (x kmol):

$$(0{,}21)(32)x + (0{,}79)(28)x = 400$$

De donde:

$$x = 13{,}87 \text{ kmol aire}$$

$$[O_2]_{Total} = (0{,}21)(13{,}87) = 2{,}913 \text{ kmol}$$

$$[O_2]_{Exceso} = 2{,}913 - 2{,}273 = 0{,}64 \text{ kmol}$$

$$[\%\,Aire]_{Exceso} = [\%\,O_2]_{Exceso} = \frac{0{,}64}{2{,}273} \cdot 100 = 28{,}16\%$$

Los datos de la corriente de salida no son necesarios. Podrían utilizarse para calcular la composición de dicha corriente.

Volver al enunciado del problema

a.) Gas de combustión completa (% mol):

$CO_2 = 15,05$

$N_2 = 84,95$

b.) Gas de combustión parcial (% mol):

$CO_2 = 14,25$

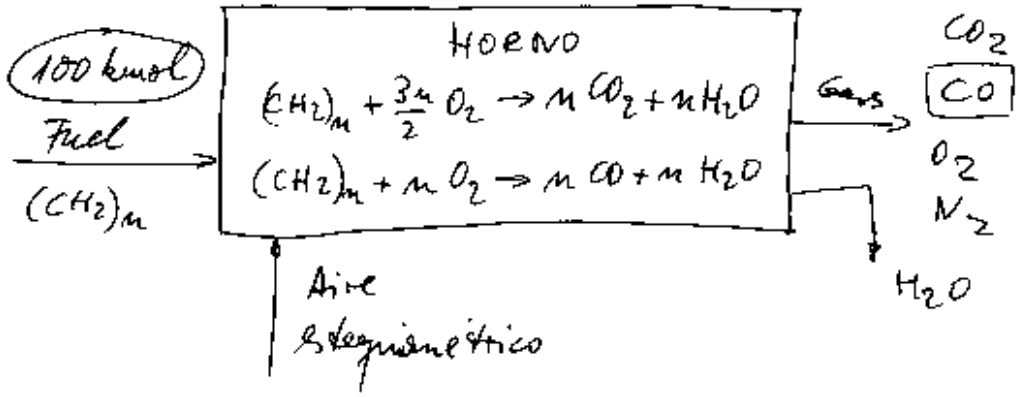
$CO = 0,75$

$O_2 = 0,37$

$N_2 = 84,63$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de fuel de entrada

Composición del fuel:

$$[C] = \frac{1}{1+2} = 0{,}33\%$$

$$[H] = \frac{2}{1+2} = 0{,}67\%$$

Corriente de entrada:

$$[C] = (0{,}33)(100) = 33 \text{ kmol}$$

$$[H] = (0{,}67)(100) = 67 \text{ kmol}$$

a.) $$[O_2]_{teórico} = (33)\left(\frac{3}{2}\right) = 49{,}5 \text{ kmol}$$

$$[N_2] = (49{,}5)\left(\frac{79}{21}\right) = 186{,}21 \text{ kmol}$$

Si la combustión es completa y el aire es el estequiométrico:

$$[O_2]_{salida} = 0$$

Volver al enunciado del problema

Además:

$$[CO_2]_{salida} = [C] = 33 \text{ kmol}$$

La composición del gas de salida será, pues:

Componente	Cantidad (kmol)	Composición (% mol)
CO_2	33	15,05
N_2	186,21	84,95
TOTAL	219,21	100,00

Como se trata de cantidades relativas, no influye la base de cálculo.

b.) Combustión parcial del fuel:

Combustión completa (primera reacción):

$$[CH_2] = (33)(0,95) = 31,35 \text{ kmol}$$

Cantidades estequiométricas:

$$[O_2] = \left(\frac{3}{2}\right)(31,35) = 47,03 \text{ kmol}$$

$$[CO_2] = 31,35 \text{ kmol}$$

Combustión parcial (segunda reacción):

$$[CH_2] = (33)(0,05) = 1,65 \text{ kmol}$$

Cantidades estequiométricas:

$$[O_2] = 1,65 \text{ kmol}$$

$$[CO] = 1,65 \text{ kmol}$$

Volver al enunciado del problema

Oxígeno utilizado en la reacción:

$[O_2]_{utilizado} = 47,03 + 1,65 = 48,68$ kmol

Compuestos en los gases (base seca):

$[CO_2] = 31,35$ kmol

$[CO] = 1,65$ kmol

$[O_2] = 49,5 - 48,68 = 0,82$ kmol

$[N_2] = 186,21$ kmol

TOTAL = 220,03 kmol

Por tanto, la composición del gas de combustión (sobre base seca) será:

$[CO_2] = 14,25\%$

$[CO] = 0,75\%$

$[O_2] = 0,37\%$

$[N_2] = 84,63\%$

Como se trata de cantidades relativas, son independiente de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

Composición del gas de emisión (% mol):

$CO_2 = 5,63$

$CO = 1,88$

$C_2H_6 = 0,42$

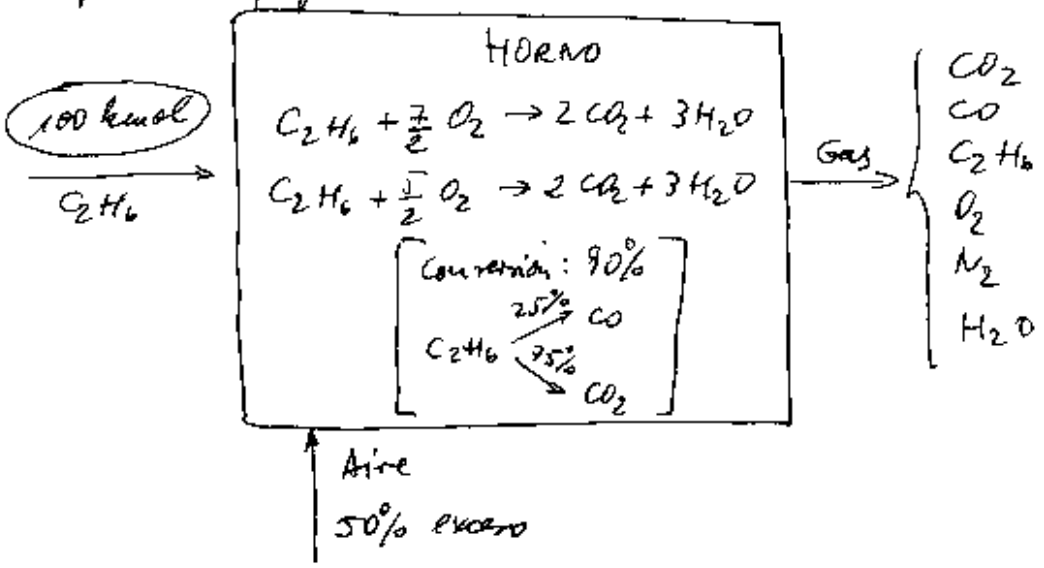
$O_2 = 9,70$

$N_2 = 82,38$

Relación = $1,113 \frac{\text{kmol gas húmedo}}{\text{kmol gas seco}}$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de etano de entrada

Oxígeno necesario para la combustión completa:

$[O_2]_{teórico} = (100)\left(\frac{7}{2}\right) = 350$ kmol

$[O_2]_{Real} = (1,5)(350) = 525$ kmol

$[N_2]_{Real} = (525)\left(\frac{79}{21}\right) = 1.975$ kmol

Utilización del oxígeno:

Combustión completa de C_2H_6 (primera reacción):

$[C_2H_6] = (0,90)(100)(0,75) = 67,5$ kmol

Cantidades stequiométricas:

$[O_2] = \left(\frac{7}{2}\right)(67,5) = 236,25$ kmol

$[CO_2] = (2)(67,5) = 135$ kmol

$[H_2O] = (3)(67,5) = 202,5$ kmol

Volver al enunciado del problema

Combustión parcial de C_2H_6 (segunda reacción):

$[C_2H_6] = (0,90)(100)(0,25) = 22,5$ kmol

Cantidades estequiométricas:

$[O_2] = \left(\frac{5}{2}\right)(22,5) = 56,25$ kmol

$[CO] = (2)(22,5) = 45$ kmol

$[H_2O] = (3)(22,5) = 67,5$ kmol

Oxígeno utilizado en la reacción:

$[O_2]_{utilizado} = 236,25 + 56,25 = 292,5$ kmol

Compuestos en los gases:

$[CO_2] = 135$ kmol

$[CO] = 45$ kmol

$[C_2H_6] = (0,10)(100) = 10$ kmol

$[O_2] = 525 - 292,5 = 232,5$ kmol

$[N_2] = 1.975$ kmol

TOTAL = 2.397,5 kmol de gas seco

$[H_2O] = 202,5 + 67,5 = 270$ kmol

2.667,5 kmol de gas húmedo

$$\frac{\text{kmol gas húmedo}}{\text{kmol gas seco}} = 1,113$$

Volver al enunciado del problema

Composición (en base seca):

$[CO_2] = \frac{135}{2397,5} = 0,0563 \longrightarrow 5,63\%$

$[CO] = \frac{45}{2.397,5} = 0,0188 \longrightarrow 1,88\%$

$[C_2H_6] = \frac{10}{2397,5} = 0,0042 \longrightarrow 0,42\%$

$[O_2] = \frac{232,5}{2.397,5} = 0,097 \longrightarrow 9,70\%$

$[N_2] = \frac{1.975}{2.397,5} = 0,8238 \longrightarrow 82,38\%$

Como todas las cantidades son relativas, no influye la base de cálculo.

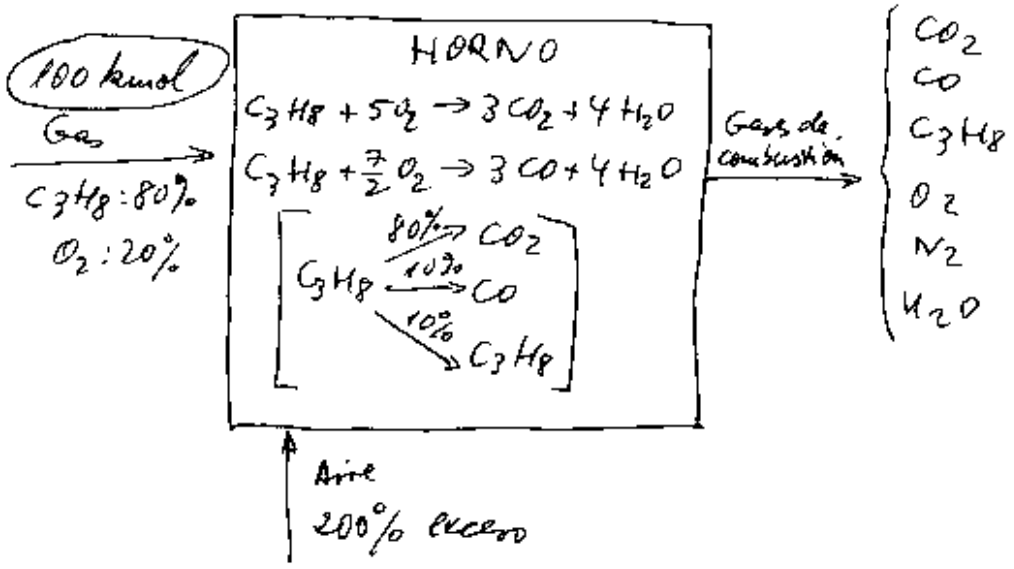
Volver al enunciado del problema

Composición del gas de combustión (% mol):

Componente	Base seca	Base húmeda
CO_2	3,61	3,42
CO	0,45	0,43
C_3H_8	0,15	0,14
O_2	15,25	14,47
N_2	80,54	76,41
H_2O	—	5,13

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gas de entrada

Oxígeno necesario para combustión completa:

$[O_2]_{Teórico} = (80)(5) = 400$ kmol

$[O_2]_{Requerido} = 400 - 20 = 380$ kmol

$[O_2]_{Real} = (380) + (2)(380) = 1.140$ kmol

$[N_2]_{Real} = (1.140)\left(\frac{79}{21}\right) = 4.289$ kmol

Utilización del oxígeno:

Combustión completa de C_3H_8 (primera reacción):

$[C_3H_8] = (0,80)(80) = 64$ kmol

Cantidades estequiométricas:

$[O_2] = (5)(64) = 320$ kmol

$[CO_2] = (3)(64) = 192$ kmol

Volver al enunciado del problema

$[H_2O] = (4)(64) = 256$ kmol

Combustión parcial de C_3H_8 (segunda reacción):

$[C_3H_8] = (0,10)(80) = 8$ kmol

Cantidades estequiométricas:

$[O_2] = \left(\frac{7}{2}\right)(8) = 28$ kmol

$[CO] = (3)(8) = 24$ kmol

$[H_2O] = (4)(8) = 32$ kmol

Oxígeno utilizado en la reacción:

$[O_2]_{utilizado} = 320 + 28 = 348$ kmol

Compuestos en los gases:

$[CO_2] = 192$ kmol

$[CO] = 24$ kmol

$[C_3H_8] = (0,10)(80) = 8$ kmol

$[O_2] = (1.140 + 20) - 348 = 812$ kmol

$[N_2] = 4.289$ kmol

$[H_2O] = 256 + 32 = 288$ kmol

TOTAL = 5.613 kmol

Por tanto, la composición de los gases será:

Volver al enunciado del problema

Compuesto	Cantidad (kmol)	Base seca (% mol)	Base húmeda (% mol)
CO_2	192	3,61	3,42
CO	24	0,45	0,43
C_3H_8	8	0,15	0,14
O_2	812	15,25	14,47
N_2	4.289	80,54	76,41
H_2O	288	—	5,13
TOTAL	5.325 (B.S.) 5.613 (B.H.)	100,00	100,00

Volver al enunciado del problema

$F_6 = 71{,}2 \ kmol/h$

$A = 21{,}91\%$

$B = 50{,}84\%$

$P = 20{,}22\%$

$I = 7{,}03\%$

$F_3 = 14{,}4 \ kmol/h$

$F_4 = 56{,}8 \ kmol/h$

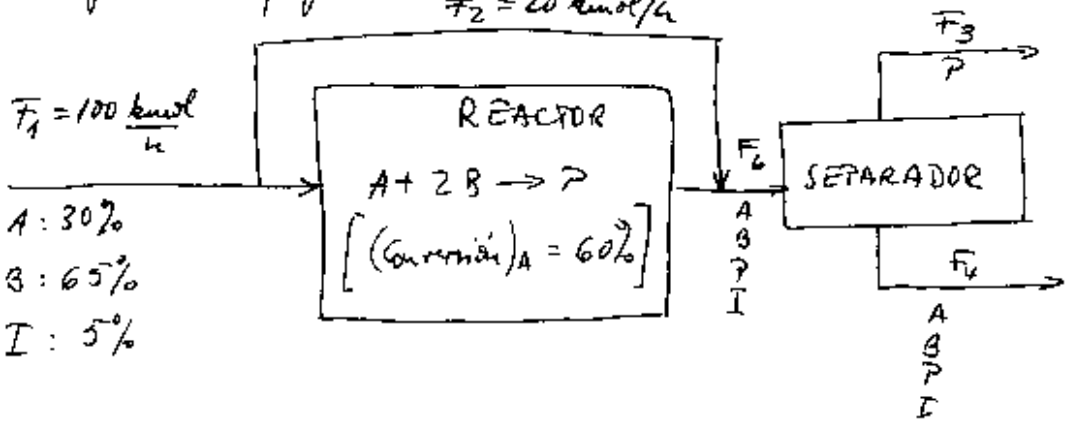
$A = 24{,}47\%$

$B = 63{,}73\%$

$I = 80{,}80\%$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

Entrada al reactor:

Caudal = 100 − 20 = 80 kmol

A = (0,30)(80) = 24 kmol

B = (0,65)(80) = 52 kmol

I = (0,05)(80) = 4 kmol

Salida del reactor:

A = 24 − (24)(0,60) = 9,6 kmol

B = 52 − (2)(24)(0,60) = 23,2 kmol

P = (24)(0,60) = 14,4 kmol

I = 4 kmol

TOTAL = 51,6 kmol

Volver al enunciado del problema

Corriente F_6:

Caudal = $20 + 51{,}2 = 71{,}2$ kmol $\xrightarrow{B.C.}$ $71{,}2 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$

$A = 9{,}6 + (0{,}30)(20) = 15{,}6$ kmol $\longrightarrow 21{,}91\%$

$B = 23{,}2 + (0{,}65)(20) = 36{,}2$ kmol $\longrightarrow 50{,}84\%$

$P = 14{,}4$ kmol $\longrightarrow 20{,}22\%$

$I = 4 + (0{,}05)(20) = 5$ kmol $\longrightarrow 7{,}03\%$

Salidas del separador:

$F_3 = P = 14{,}4$ kmol $\xrightarrow{B.C.}$ $14{,}4 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$

$F_4 = 71{,}2 - 14{,}4 = 56{,}8$ kmol $\xrightarrow{B.C.}$ $56{,}8 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$

$A = 15{,}6$ kmol $\longrightarrow 24{,}47\%$

$B = 36{,}2$ kmol $\longrightarrow 63{,}73\%$

$I = 5$ kmol $\longrightarrow 80{,}80\%$

Volver al enunciado del problema

Derivación = 64,53%

Composición del gas de salida (% mol):

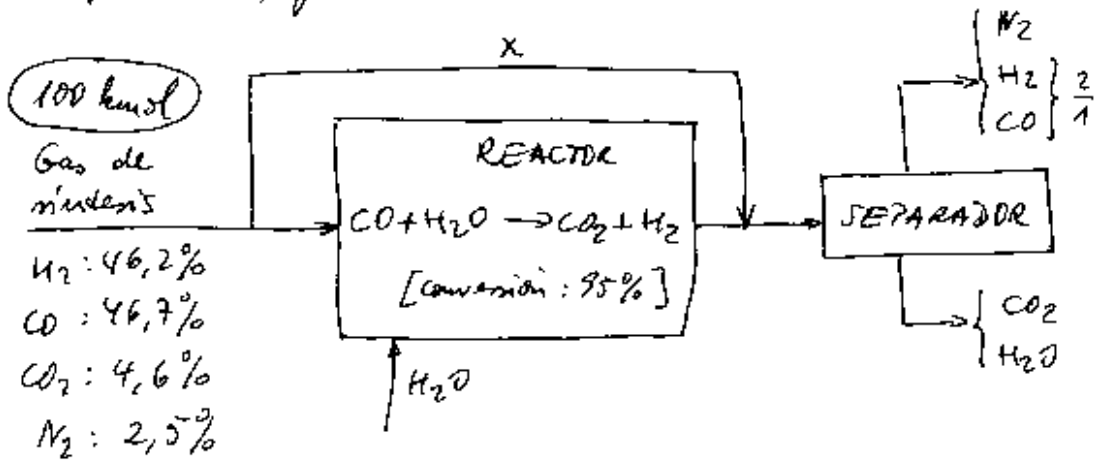
H_2 = 64,93

CO = 32,45

N_2 = 2,62

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de gas de síntesis

	Entrada al reactor	Entrada a la derivación
$[H_2]$	$(0,462)(100-x)$	$(0,462)x$
$[CO]$	$(0,467)(100-x)$	$(0,467)x$

Salida del reactor (conversión: 95%):

$$[H_2] = (0,462)(100-x) + (0,467)(100-x)(0,95)$$
$$[CO] = (0,467)(100-x)(0,05)$$

Punto de unión de la derivación:

$$[H_2] = (0,462)(100-x) + (0,467)(100-x)(0,95) + (0,462)x$$
$$[CO] = (0,467)(100-x)(0,05) + (0,467)x$$

Como $[H_2] = 2[CO]$, se tendrá:

Volver al enunciado del problema

$$(0,462)(180-x) + (0,467)(100-x)(0,95) + (0,462)x =$$
$$= 2\left[(0,467)(100-x)(0,05) + (0,467)x\right]$$

De donde:

$$x = 64,53 \text{ kmol de derivación}$$

a.) Porcentaje de derivación:

$$\%\text{ Derivación} = \frac{64,53}{100}\left[\frac{\text{kmol derivación}}{\text{kmol gas}}\right]100 = 64,53\%$$

Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

b.) Composición del gas de salida (punto de unión):

$[H_2] = 61,936$ kmol $\longrightarrow$ 64,93%

$[CO] = 30,964$ kmol $\longrightarrow$ 32,45%

$[N_2] = 2,5$ kmol $\longrightarrow$ 2,62%

TOTAL = 95,427 kmol

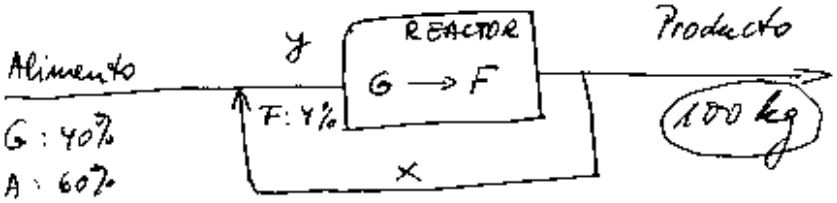
Como se trata de cantidades relativas, no influye la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

Conversión = 92,5%

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kg de producto

Según la relación de recirculación:

$$\frac{100}{x} = 8{,}33$$

De donde:

$$x = 12 \text{ kg de recirculación}$$

Si salen 100 kg de producto, han de entrar 100 kg de alimento.

Balance de agua:

$$(100)(0{,}60) = (100)[H_2O]_x$$

De donde:

$$[H_2O]_x = 0{,}60$$

Balances en el punto de recirculación:

Balance total:

$$100 + 12 = y$$

De donde:

Volver al enunciado del problema

$y = 112$ kg de entrada al reactor

Balance de fructosa:

$$12\,[F]_x = (112)(0{,}04)$$

De donde:

$$[F]_x = 0{,}373$$

Por tanto, la corriente de recirculación (y la de salida del reactor) tendrá la composición:

$$[H_2O]_x = 960$$
$$[F]_x = 0{,}373$$
$$[G]_x = 1 - (0{,}60 + 0{,}373) = 0{,}027$$

Balance de glucosa:

$$(100)(0{,}40) + (12)(0{,}027) = (112)[G]_y$$

De donde:

$$[G]_y = 0{,}36$$

$$\text{Conversión} = \frac{(0{,}36 - 0{,}027)(112)}{(0{,}36)(112)} \cdot 100 = 92{,}5\%$$

Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

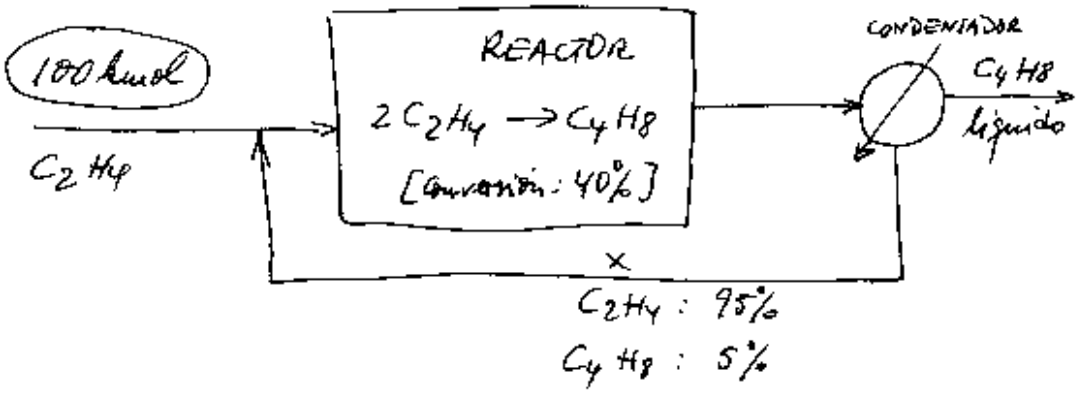
Volver al enunciado del problema

Buteno extraído = 50 kmol

Recirculado = 157,80 kmol

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna (la especifica el enunciado)

Entrada al reactor:

$$C_2H_4 = 100 + (0{,}95)x$$
$$C_4H_8 = (0{,}05)x$$

Salida del reactor:

$$C_2H_4 = (100 + 0{,}95x)(0{,}60)$$
$$C_4H_8 = (0{,}05)x + (100 + 0{,}95x)(0{,}40)\left(\frac{1}{2}\right)$$

Balance alrededor del condensador:

[C_2H_4]:

$$(100 + 0{,}95x)(0{,}60) = (0{,}95)x$$

De donde:

$$x = 157{,}89 \text{ kmol}$$

Volver al enunciado del problema

Es decir:

$$[\text{Reciclado}] = 157{,}89 \text{ kmol}$$

$[C_4H_8]$:

$$(0{,}05)(157{,}89) + \left[100 + (0{,}95)(157{,}89)\right](0{,}40)\left(\frac{1}{2}\right) =$$

$$= (0{,}05)(157{,}89) + [C_4H_8]_{\text{salida}}$$

De donde:

$$[C_4H_8]_{\text{salida}} = 50 \text{ kmol}$$

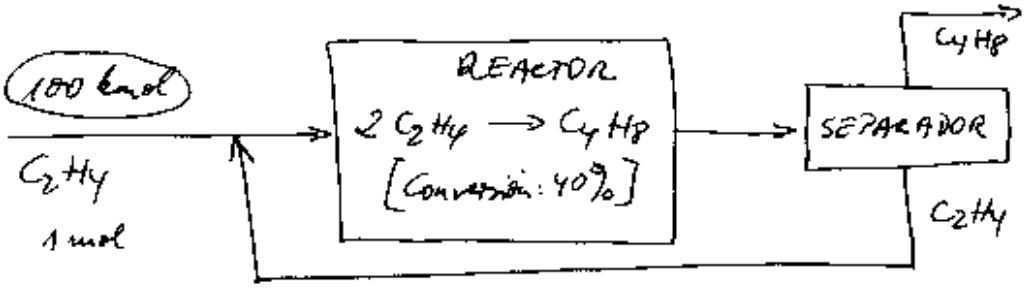
Volver al enunciado del problema

a.) Buteno producido = 0,5 mol

b.) Etileno reciclado = 1,5 mol

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de etileno fresco

Entrada al reactor:

$$C_2 = 100 + x$$

Salida del reactor

$$C_2 = (100+x)(0,60)$$
$$C_4 = (100+x)(0,40)\left(\frac{1}{2}\right)$$

Balance en el separador:

C_2:

$$(100+x)(0,60) = x$$

De donde:

$x = 150$ kmol C_2H_4 recirculados

C_4:

$$(100+150)(0,40)\left(\frac{1}{2}\right) = 50 \text{ kmol } C_4H_8 \text{ producidos}$$

Volver al enunciado del problema

Transformación de la base de cálculo a los datos del problema:

a.) $[C_4H_8] = \frac{50 \text{ kmol producido}}{100 \text{ kmol alimento}} = 0{,}5 \frac{\text{mol producido}}{\text{mol alimento}}$

b.) $[C_2H_4] = \frac{150 \text{ kmol recirculado}}{100 \text{ kmol alimento}} = 1{,}5 \frac{\text{mol recirculado}}{\text{mol alimento}}$

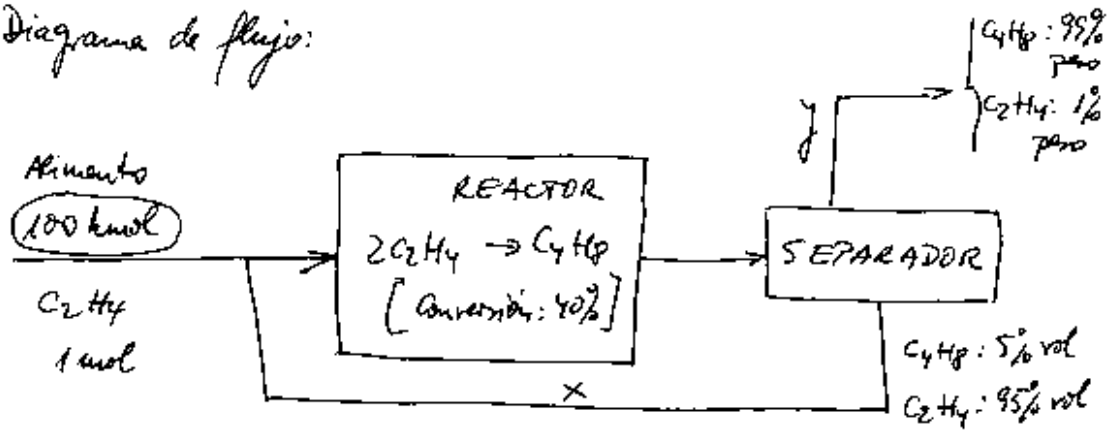
Volver al enunciado del problema

a.) Butano producido = 0,495

b.) Etileno reciclado = 1,475

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de etileno fresco

Transformación de la corriente de producto:

$C_4H_8: \frac{99}{56} = 1{,}7678$ kmol $\rightarrow$ 98,02% vol

$C_2H_4: \frac{1}{28} = 0{,}0357$ kmol $\rightarrow$ 1,98% vol

Entrada al reactor:

$C_2 = 100 + 0{,}95x$

$C_4 = 0{,}05x$

Salida del reactor:

$C_2 = (100 + 0{,}95x)(0{,}60)$

$C_4 = 0{,}05x + (100 + 0{,}95x)(0{,}40)\left(\frac{1}{2}\right)$

Balance en el separador:

C_2:

$(100 + 0{,}95x)(0{,}60) = 0{,}95x + 0{,}0198y$

Volver al enunciado del problema

C_4:

$$0{,}05x + (100 + 0{,}95y)(0{,}40)\left(\tfrac{1}{2}\right) = 0{,}05x + 0{,}9802y$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$60 = 0{,}38x + 0{,}0198y$$
$$20 + 0{,}1x = 0{,}9802y$$

Se obtiene:

$x = 155{,}26$ kmol reciclado

$y = 50{,}50$ kmol producto

Transformación de la base de cálculo a los datos del problema:

a.) $[C_4H_8] = \dfrac{(50{,}5)(0{,}9802)\ \text{kmol}}{100\ \text{kmol alimento}} = 0{,}495\ \dfrac{\text{mol buteno}}{\text{mol alimentado}}$

b.) $[C_2H_4] = \dfrac{(155{,}26)(0{,}95)\ \text{kmol}}{100\ \text{kmol alimento}} = 1{,}475\ \dfrac{\text{mol etileno}}{\text{mol alimentado}}$

Volver al enunciado del problema

Composición del producto (% mol):

$C_3H_8 = 2,56$

$C_2H_6 = 48,72$

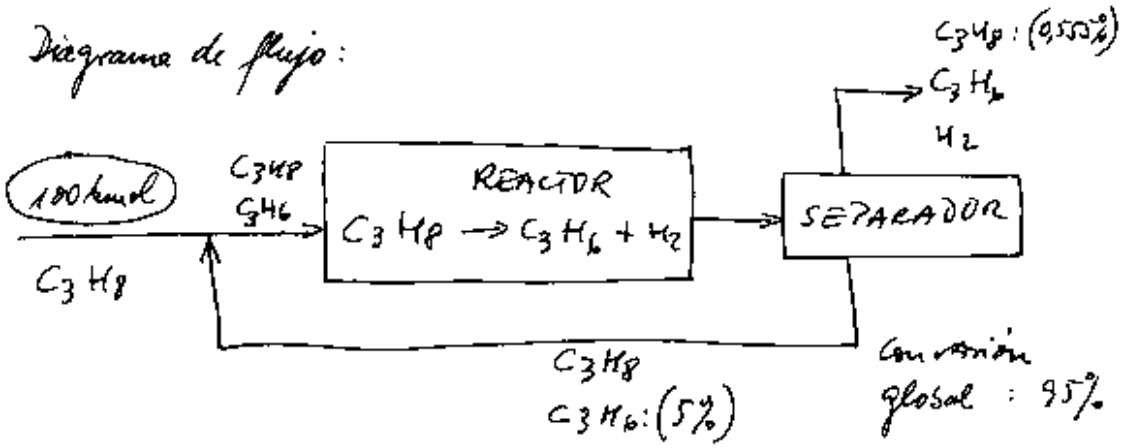
$H_2 = 48,72$

$$\frac{\text{moles recirculados}}{\text{moles alimentación}} = 9$$

Conversión = 9,54%

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de propano alimentado

Según las condiciones operativas (95% de conversión global)

$[C_3H_8]_{salida} = (100)(0,05) = 5$ kmol

$[C_3H_6]_{salida} = (100)(0,95) = 95$ kmol

$[H_2]_{salida} = (100)(0,95) = 95$ kmol

TOTAL $= 5 + 95 + 95 = 195$ kmol

Composición de la corriente de salida:

$[C_3H_8] = \frac{5}{195} = 0,0256 \longrightarrow 2,56\%$

$[C_3H_6] = \frac{95}{195} = 0,4872 \longrightarrow 48,72\%$

$[H_2] = \frac{95}{195} = 0,4872 \longrightarrow 48,72\%$

Como son cantidades relativas, no influye la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

Balance en el separador:

Según las condiciones operativas (propano):

$$5 = 0{,}00555\,[C_3H_8]_{reactor}$$

De donde

$$[C_3H_8]_{Reactor} = 901 \text{ kmol}$$

Según las condiciones operativas (propileno):

$$[C_3H_6]_{Recirculación} = (0{,}05)(95) = 4{,}75 \text{ kmol}$$

Balance de propano:

$$901 = 5 + [C_3H_8]_{Recirculación}$$

De donde:

$$[C_3H_8]_{Recirculación} = 896 \text{ kmol}$$

$$Recirculación = 4{,}75 + 896 = 900{,}75 \text{ kmol}$$

$$\frac{[Recirculación]}{[Alimento\ fresco]} = \frac{900{,}75}{100} = 9$$

$$Conversión = \frac{(100+896)-901}{100+896} \cdot 100 = 9{,}54\,\%$$

Como se trata de cantidades relativas, no influye la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

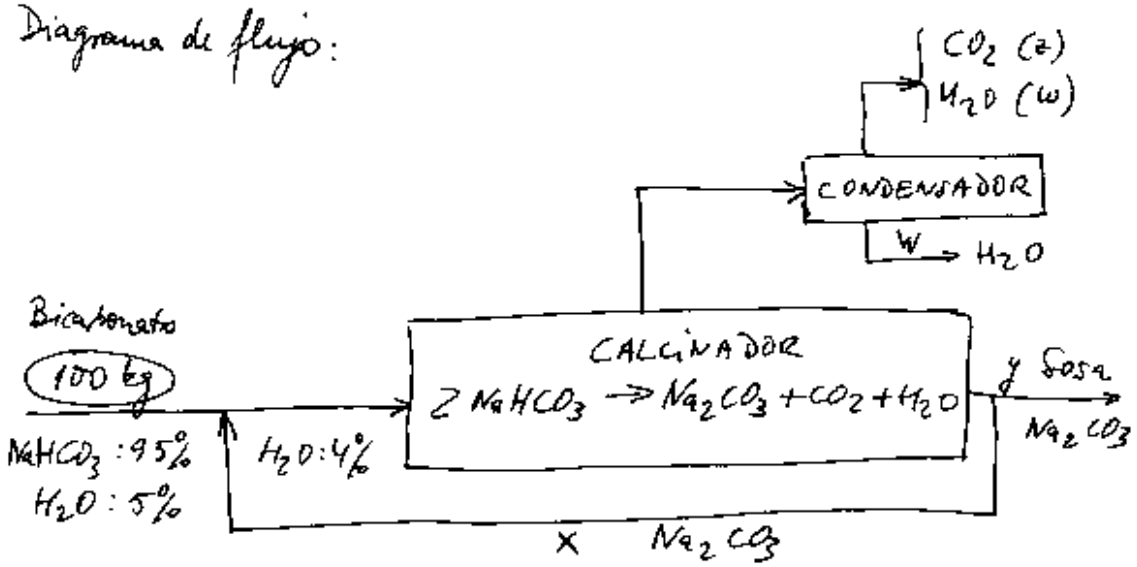
a.) Bicarbonato seco alimentado = 158,49 kg/h

b.) Sosa reciclada = 41,71 kg/h

c.) Condensado = 597,40 kg/día

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kg de bicarbonato de entrada

Balance de H_2O en el punto de recirculación:

$$(100)(0{,}05) = (100 + x)(0{,}04)$$

De donde:

$$x = 25 \text{ kg recirculación } Na_2CO_3$$

Entrada al reactor:

$$NaHCO_3 = (100)(0{,}95) = 95 \text{ kg}$$
$$Na_2CO_3 = 25 \text{ kg}$$
$$H_2O = (125)(0{,}04) = 5 \text{ kg}$$

Balance de Na:

Pesos moleculares: $NaHCO_3 = 84$
$Na_2CO_3 = 106$

Volver al enunciado del problema

$$(100)(0,95)\frac{23}{84} = (2)\,y\,\frac{23}{106}$$

De donde:

$$y = 59,94 \text{ kg salida } Na_2CO_3$$

Balance de C:

$$(100)(0,95)\frac{14}{84} = (59,94)\frac{14}{106} + z\frac{14}{44}$$

De donde:

$$z = 24,88 \text{ kg } CO_2 \text{ en el condensador}$$

Condición de saturación del agua (ley de Dalton):

$$P_i = P_j$$

Como la presión parcial del agua coincide con su presión de vapor:

$$\frac{17,5}{760} = \frac{\frac{w}{18}}{\frac{w}{18} + \frac{24,88}{44}}$$

De donde:

$$w = 0,257 \text{ kg } H_2O \text{ en el gas}$$

Balance total:

$$100 = (24,88 + 0,257) + W + 55,44$$

De donde:

$$W = 14,92 \text{ kg } H_2O \text{ condensada}$$

Volver al enunciado del problema

Transformando la base de cálculo a las condiciones del problema:

a.) $[NaHCO_3]_{seco} = \frac{95\ kg\ entrada}{59{,}94\ kg\ sosa} \cdot 100\ \frac{kg\ sosa}{h} = 158{,}49\ \frac{kg}{h}$

b.) $[Na_2CO_3]_{recidado} = \frac{25\ kg\ recidado}{59{,}94\ kg\ sosa} \cdot 100\ \frac{kg\ sosa}{h} = 41{,}71\ \frac{kg}{h}$

c.) $[H_2O]_{condensada} = \frac{14{,}92\ kg\ condensado}{59{,}94\ kg\ sosa} \cdot 100\ \frac{kg\ sosa}{h} \cdot 24\ \frac{h}{día} =$

$= 597{,}40\ \frac{kg}{día}$

Volver al enunciado del problema

a.) Butano = 0,5 kmol

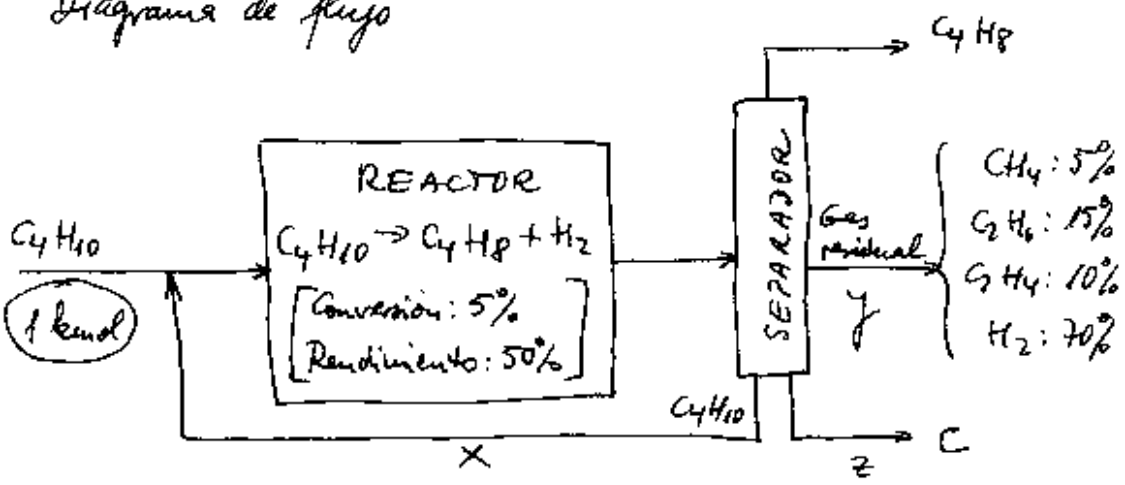
Gas residual = 2,07 kmol

Coque = 0,86 kmol

b.) Recirculación = 1,9 $\frac{\text{kmol butano reciclado}}{\text{kmol butano nuevo}}$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo



Base de cálculo: Ninguna (la especifica el enunciado)

Butano en el reactor:

Entrada = $1+x$

Salida = $(0,95)(1+x)$

Butano en el separador:

Entrada = $(0,95)(1+x)$

Salida = x

Balance de butano en el separador:

$$(0,95)(1+x) = x$$

De donde:

$x = 19$ kmol de butano reciclados

Volver al enunciado del problema

Buteno en el reactor:

Entrada = 0

Salida = $(0,05)(0,5)(1+19) = 0,5$ kmol

Todo este buteno sale puro por una de las corrientes del separador.

Balance de H alrededor de toda la instalación:

$$(10)(1) = (8)(0,5) + [(4)(0,05) + (6)(0,15) + (4)(0,10) + (2)(0,70)]\,y$$

De donde:

$y = 2,07$ kmol gas residual

Balance de C alrededor de toda la instalación:

$$(4)(1) = (4)(0,5) + [(1)(0,05) + (2)(0,15) + (2)(0,10)](2,07) + z$$

De donde

$z = 0,86$ kmol coque

En resumen:

a.) Buteno = 0,5 kmol
Gas residual = 2,07 kmol
Coque = 0,86 kmol

b.) Relación de recirculación = 19 $\frac{\text{kmol buteno reciclado}}{\text{kmol buteno nuevo}}$

Volver al enunciado del problema

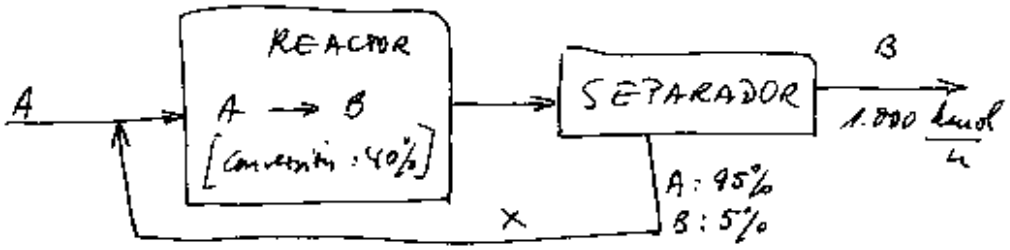
a.) Recirculación = 1.579 kmol/h

b.) Purga = 71,43 kmol/h

Recirculación = 1.806,9 kmol/h

Volver al enunciado del problema

a.) Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 hora

Balance de materia total:

$$A = B = 1.000 \text{ kmol}$$

Entrada al reactor:

$$A = 1.000 + (0,95)x$$

Salida del reactor:

$$A = (1.000 + 0,95x)(0,60)$$

Balance en el separador:

A:

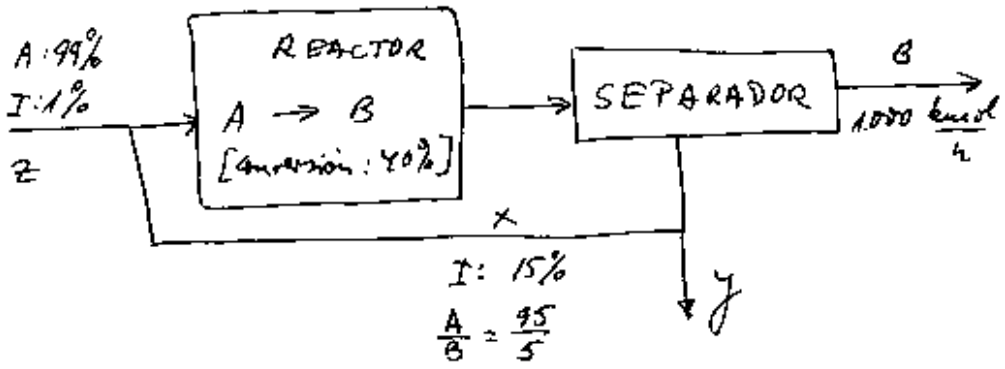
$$(1.000 + 0,95x)(0,60) = (0,95)x$$

De donde:

$$x = 1.579 \text{ kmol} \xrightarrow{B.C.} 1.579 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \text{ circulación}$$

Volver al enunciado del problema

b.) Diagrama de flujo:



Base de cálculo = 1 hora

Composición de la recirculación:

$$\left.\begin{aligned} A + B &= 85 \\ \frac{A}{B} &= \frac{95}{5} \end{aligned}\right\} \text{ de donde } \quad \begin{aligned} A &= 80{,}75\% \\ B &= 4{,}25\% \end{aligned}$$

Entrada al reactor:

$$A = 0{,}99\,z + 0{,}8075\,x$$
$$B = 0{,}0425\,x$$
$$I = 0{,}01\,z + 0{,}15\,x$$

Salida del reactor:

$$A = (0{,}99\,z + 0{,}8075\,x)(0{,}60)$$
$$B = 0{,}0425\,x + (0{,}99\,z + 0{,}8075\,x)(0{,}40)$$
$$I = 0{,}01\,z + 0{,}15\,x$$

Volver al enunciado del problema

Balance en el separador:

A:

$$(0{,}99\,z + 0{,}8075\,x)(0{,}60) = 0{,}8075\,x + 0{,}8075\,y$$

B:

$$0{,}0425\,x + (0{,}997 + 0{,}8075\,x)(0{,}40) = 1000 + 0{,}0425\,x + 0{,}0425\,y$$

I:

$$0{,}017 + 0{,}15\,x = 0{,}15\,x + 0{,}15\,y$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$0{,}594\,z - 0{,}3203\,x = 0{,}8075\,y$$

$$0{,}396\,z + 0{,}3203\,x = 1.000 + 0{,}0425\,y$$

$$0{,}017\,z = 0{,}15\,y$$

Se obtiene:

$z = 1.071{,}43$ kmol

$y = 71{,}43$ kmol $\xrightarrow{B.C.}$ $71{,}43$ $\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$ purga

$x = 1806{,}9$ kmol $\xrightarrow{B.C.}$ $1.806{,}9$ $\frac{\text{kmol}}{\text{h}}$ recirculación

Volver al enunciado del problema

a.) Alimentación = 345,80 kmol/h

b.) Recirculación = 1.959,50 kmol/h

c.) Alimentación = 389,39 kmol/h

d.) Recirculación = 1.946,50 kmol/h

e.) Purga = 43,21 kmol/h

Composición (% mol):

$CO = 32,94$

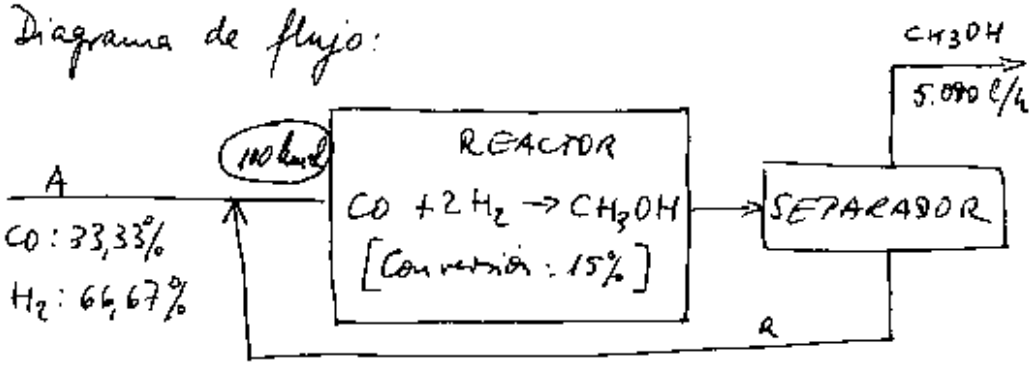
$H_2 = 65,89$

$I = 1,17$

Volver al enunciado del problema

C1003-48
1/5

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de entrada al reactor

Como en el alimento fresco la relación de reactivos es estequiométrica, también tendrá esta relación la entrada al reactor.

Entrada al reactor:

$CO = 33,33$ kmol

$H_2 = 66,67$ kmol

Salida del reactor:

$CO = 33,33 - (0,15)(33,33) = 28,33$ kmol

$H_2 = 66,67 - (0,15)(33,33)(2) = 56,67$ kmol

$CH_3OH = (0,15)(33,33) = 5$ kmol

Salida del separador:

Producto:

$CH_3OH = 5$ kmol producto

Recirculación

$CO = 28,33$ kmol
$H_2 = 56,67$ kmol
} TOTAL = 85 kmol recirculación

Volver al enunciado del problema

Balance en el punto de recirculación:

$$A + 85 = 100 \text{ kmol}$$

De donde:

$$A = 15 \text{ kmol de alimento fresco}$$

Transformación de la base de cálculo a los datos del problema:

$$[\text{Producto}]_{B.C.} = 5 \text{ kmol}$$

$$[\text{Producto}]_{real} = 5.000 \left[\frac{l}{h}\right] \cdot 0{,}740 \left[\frac{kg}{l}\right] \cdot \frac{1}{32} \left[\frac{kmol}{kg}\right] =$$

$$= 115{,}625 \frac{kmol}{h}$$

Por tanto, será necesario aplicar a los datos de caudales totales el factor:

$$\frac{[\text{Producto}]_{real}}{[\text{Producto}]_{B.C.}} = \frac{115{,}625}{5} = 23{,}053 \ h^{-1}$$

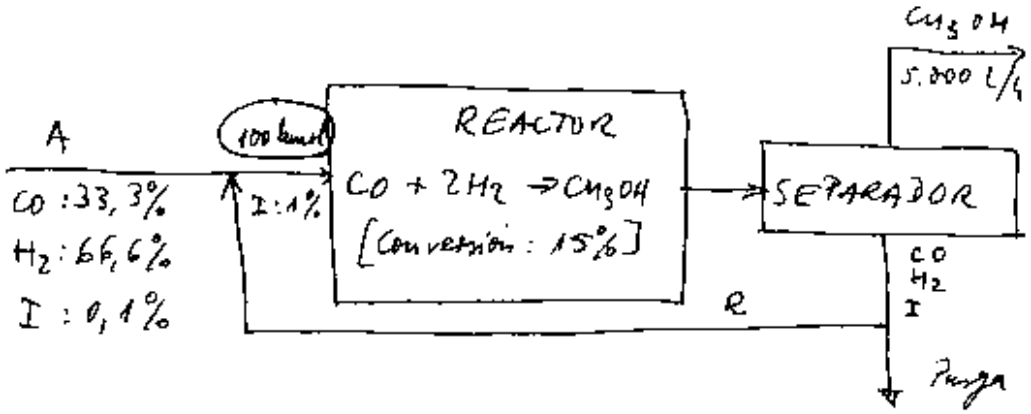
a.) Alimentación fresca:

$$\text{Caudal} = (15)(23{,}053) = 345{,}80 \frac{kmol}{h} \text{ alimento fresco}$$

b.) Gas de recirculación:

$$\text{Caudal} = (85)(23{,}053) = 1.959{,}50 \frac{kmol}{h} \text{ recirculación}$$

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 100 kmol de entrada al reactor

Como en el alimento fresco la relación de reactivos es estequiométrica, también tendrá esta relación la entrada al reactor.

Entrada al reactor:

$I = 1\%$

$CO + H_2 = 99$ } De donde $[CO] = 33\%$, $[H_2] = 66\%$

$\frac{CO}{H_2} = \frac{1}{2}$

Caudales:

$CO = 33$ kmol

$H_2 = 66$ kmol

$I = 1$ kmol

Salida del reactor:

$CO = 33 - (0,15)(33) = 28,05$ kmol

$H_2 = 66 - (0,15)(33)(2) = 56,10$ kmol

Volver al enunciado del problema

$CH_3OH = (0,15)(33) = 4,95$ kmol

$I = 1$ kmol

Salida del separador:

Producto:

$CH_3OH = 4,95$ kmol producto

Salida para recirculación:

$CO = 28,05$ kmol $\longrightarrow 32,94\%$

$H_2 = 56,10$ kmol $\longrightarrow 65,89\%$

$I = 1$ kmol $\longrightarrow 1,17\%$

TOTAL $= 85,15$ kmol

Balance en el punto de recirculación:

Balance total:

$$A + R = 100$$

Balance de CO:

$$(0,333)A + (0,3294)R = (0,33)(100)$$

Resolviendo este sistema de ecuaciones se obtiene:

$A = 16,67$ kmol alimento fresco

$R = 83,33$ kmol recirculación

De estos datos se obtiene

Purga $= 85,15 - 83,33 = 1,85$ kmol purga

Volver al enunciado del problema

Transformación de la base de cálculo a los datos del problema:

$$[\text{Producto}]_{B.C.} = 4{,}95 \text{ kmol}$$

$$[\text{Producto}]_{real} = 5.000\left[\frac{l}{h}\right] \cdot 0{,}740\left[\frac{kg}{l}\right] \cdot \frac{1}{32}\left[\frac{kmol}{kg}\right] =$$

$$= 115{,}625 \ \frac{kmol}{h}$$

Por tanto, será necesario aplicar a los datos de caudales totales el factor:

$$\frac{[\text{Producto}]_{real}}{[\text{Producto}]_{B.C.}} = \frac{115{,}625}{4{,}95} = 23{,}36 \ h^{-1}$$

c.) Alimentación fresca:

Caudal $= (16{,}67)(23{,}36) = 389{,}39 \ \frac{kmol}{h}$ alimento fresco

d.) Gas de recirculación:

Caudal $= (83{,}33)(23{,}36) = 1.946{,}50 \ \frac{kmol}{h}$ recirculación

e.) Purga:

Caudal $= (1{,}85)(23{,}36) = 43{,}21 \ \frac{kmol}{h}$ purga

Composición (la de la salida del separador):

$CO = 32{,}94\ \%$

$H_2 = 65{,}89\ \%$

$I = 1{,}17\ \%$

Volver al enunciado del problema

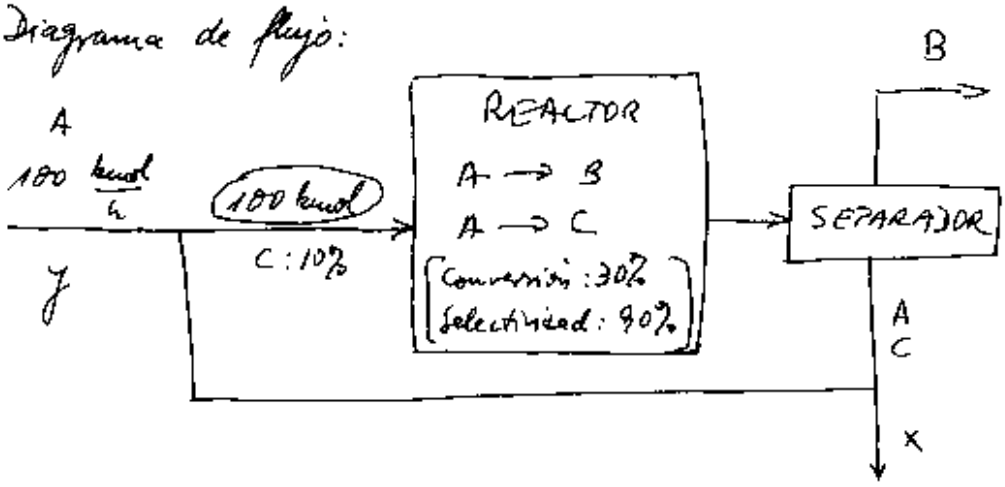
a.) Producto = 60 kmol/h

b.) Purga = 39,8 kmol/h

c.) Reciclado = 147,1 kmol/h

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de entrada al reactor

Entrada al reactor (kmol):

$A = (100)(0,90) = 90$

$C = (100)(0,10) = 10$

Salida del reactor (kmol):

A (sin transformar) $= (90)(0,70) = 63$

B (conversión · selectividad) $= (90)(0,30)(0,90) = 24,3$

C (conversión · selectividad) $= (90)(0,30)(0,10) + 10 = 12,7$

Salida del separador (kmol):

$B = 24,3$

$A + C = 75,7$

$$A = \frac{63}{75,7} \cdot 100 = 83,22\%$$

$$C = \frac{12,7}{75,7} \cdot 100 = 16,78\%$$

Purga: X

Corriente de recirculación: $75 - X$

Volver al enunciado del problema

Balance en la unión del reciclado al alimento (y: alimento fresco):

Balance de C (kmol):

$$(75,7 - x)(0,1678) = 10$$

De donde:

$$x = 16,11 \text{ kmol purga}$$

Balance de A (kmol):

$$y + (75,7 - 16,11)(0,8322) = 90$$

De donde:

$$y = 40,41 \text{ kmol alimento fresco}$$

Transformación de la base de cálculo a las condiciones del problema:

a.) $\text{Producto} = \frac{24,3 \text{ kmol B}}{40,5 \text{ kmol alimento}} \cdot 100 \frac{\text{kmol alimento}}{\text{h}} =$

$$= 60 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

b.) $\text{Purga} = \frac{16,11 \text{ kmol}}{40,5 \text{ kmol alimento}} \cdot 100 \frac{\text{kmol alimento}}{\text{h}} =$

$$= 39,8 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

c.) $\text{Reciclado} = \frac{(75,7 - 16,11) \text{ kmol}}{40,5 \text{ kmol alimento}} \cdot 100 \frac{\text{kmol alimento}}{\text{h}} =$

$$= 147,1 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Volver al enunciado del problema

Reciclado = 0,3010 mol

CH_3OH = 0,3125 mol

Purgado = 0,0625 mol

Composición (% mol)

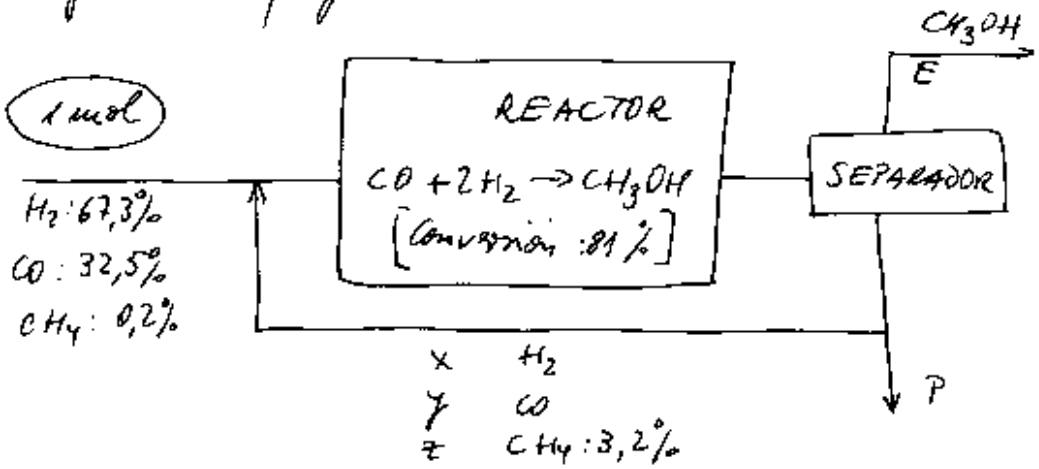
H_2 = 76,8

CO = 20,0

CH_4 = 3,2

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna (no se especifica en el enunciado)

Balance global de CH_4:

$$0{,}002 = (0{,}032)\,P$$

De donde

$$P = 0{,}0625 \text{ mol de purga}$$

Balances globales de elementos (mol):

H:

$$(0{,}673)(2) + (0{,}002)(4) = E(4) + (0{,}0625)[(2)x + (4)(0{,}032)]$$

O:

$$(0{,}325)(1) = E(1) + (0{,}0625)[(1)y]$$

Además:

$$x + y + 0{,}032 = 1$$

Volver al enunciado del problema

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$1,346 = 4E + 0,125x$$
$$0,325 = E + 0,0625y$$
$$x + y = 0,968$$

Se obtiene:

$$x = 0,768 \longrightarrow [H_2]_{purga} = 76,8\%$$
$$y = 0,2 \longrightarrow [CO]_{purga} = 20,0\%$$
$$E = 0,3125 \text{ mol de } CH_3OH \text{ producto}$$

Balance de CO en el reactor:

$$\text{Entrada} = 0,325 + 0,2R$$
$$\text{Reacciona} = (0,81)(0,325 + 0,2R)$$
$$\text{Salida} = (1 - 0,81)(0,325 + 0,2R) = 0,062 + 0,038R$$

Balance de CO en el punto de purga:

$$0,062 + 0,038R = (0,2)R + (0,2)(0,0625)$$

De donde:

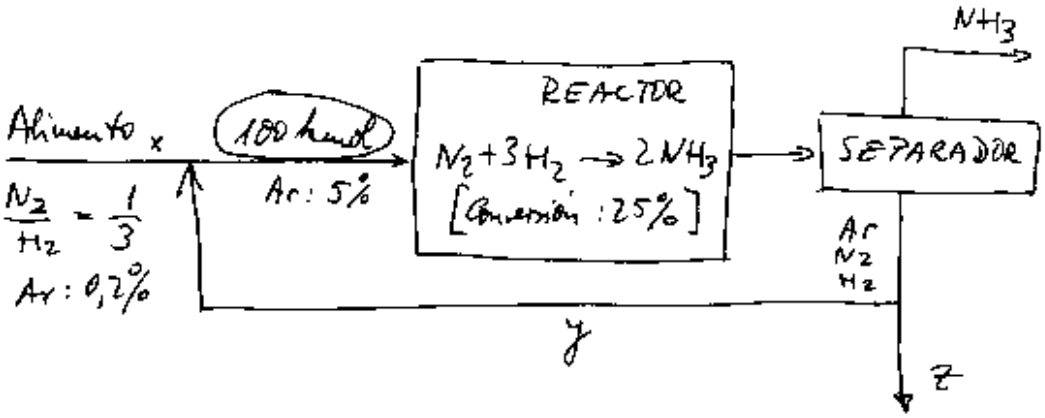
$$R = 0,3010 \text{ mol de reciclado}$$

Volver al enunciado del problema

Fracción de purga = 1,67 %

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de entrada al reactor

Entrada al reactor:

$$\left.\begin{aligned} H_2 &= 3\,N_2 \\ H_2 + N_2 &= 95 \end{aligned}\right\} \text{ de donde: } \begin{aligned} H_2 &= 71{,}25 \text{ kmol} \\ N_2 &= 23{,}75 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$Ar = 5 \text{ kmol}$$

Salida del reactor

$$N_2 = 23{,}75 - (23{,}75)(0{,}25) = 17{,}81 \text{ kmol}$$
$$H_2 = 71{,}25 - (3)(23{,}75)(0{,}25) = 53{,}44 \text{ kmol}$$
$$NH_3 = (2)(23{,}75)(0{,}25) = 11{,}87 \text{ kmol}$$
$$Ar = 5 \text{ kmol}$$

Separador:

$$NH_3 = 11{,}87 \text{ kmol}$$

Recirculación:

$$\text{TOTAL} = 17{,}81 + 53{,}44 + 5 = 76{,}25 \text{ kmol}$$

Volver al enunciado del problema

Composición:

$$[N_2] = \frac{17,81}{76,25} = 0,234$$

$$[H_2] = \frac{53,44}{76,25} = 0,700$$

$$[Ar] = \frac{5}{76,25} = 0,066$$

Balance en el punto de recirculación:

Balance total:

$$x + y = 100$$

Balance de Ar:

$$0,2x + 0,066y = 5$$

Resolviendo este sistema de 2 ecuaciones se obtiene:

x = 25 kmol de alimento fresco

y = 75 kmol de recirculación

Balance total en el punto de purga:

$$76,25 = 75 + z$$

De donde:

z = 1,25 kmol de purga

$$\% \text{ Purga} = \frac{1,25}{75} \cdot 100 = 1,67\%$$

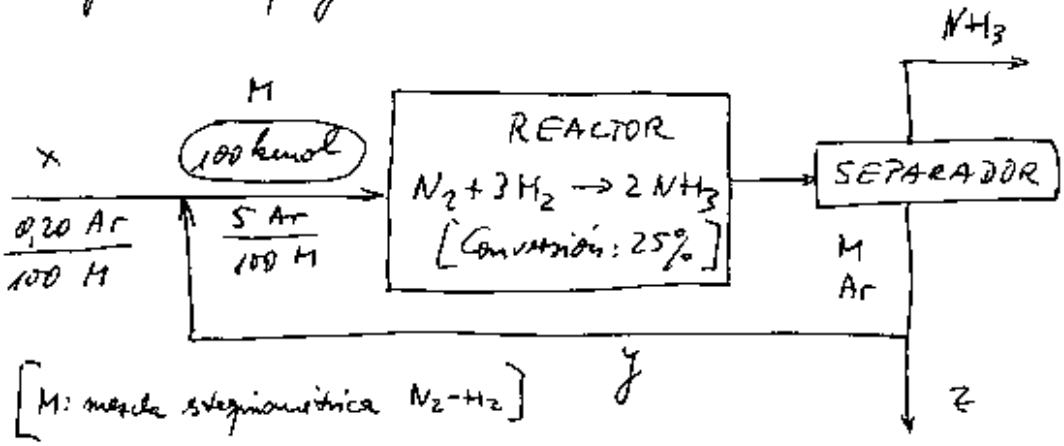
Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

Fracción purgada = 0,216%

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de M a la entrada del reactor

Composición del alimento fresco:

$$[M] = \frac{100}{100,2} = 0,998$$

$$[Ar] = \frac{0,2}{100,2} = 0,002$$

Entrada al reactor:

M = 100 kmol
Ar = 5 kmol

$$[M] = \frac{100}{105} = 0,952$$

$$[Ar] = \frac{5}{105} = 0,048$$

Salida del reactor:

$$M = 100 - (100)(0,25) = 75 \text{ kmol}$$

$$NH_3 = (100)(0,25)(2) = 50 \text{ kmol}$$

$$Ar = 5 \text{ kmol}$$

Separador:

$$NH_3 = 50 \text{ kmol}$$

Volver al enunciado del problema

Recirculación:

$$TOTAL = 75 + 5 = 80 \text{ kmol} \quad \begin{cases} [M] = \frac{75}{80} = 0{,}9375 \\ [Ar] = \frac{5}{80} = 0{,}0625 \end{cases}$$

Balance de Ar en el punto de recirculación:

$$(0{,}002)x + (0{,}0625)y = (0{,}048)(105)$$

Balance de M en el punto de recirculación:

$$(0{,}998)x + (0{,}9375)y = (0{,}952)(105)$$

Resolviendo el sistema de 2 ecuaciones:

$$0{,}002x + 0{,}0625y = 5$$
$$0{,}998x + 0{,}9375y = 100$$

Se obtiene:

$x = 25{,}20$ kmol de alimento fresco
$y = 79{,}83$ kmol de reciclado

Balance de Ar en la purga:

$$5 = (79{,}83)(0{,}0625) + z(0{,}0625)$$

De donde:

$z = 0{,}17$ kmol de purga

$$\text{Fracción purgada} = \frac{0{,}17 \text{ kmol purga}}{79{,}83 \text{ kmol reciclado}} \cdot 100 = 0{,}216\ \%$$

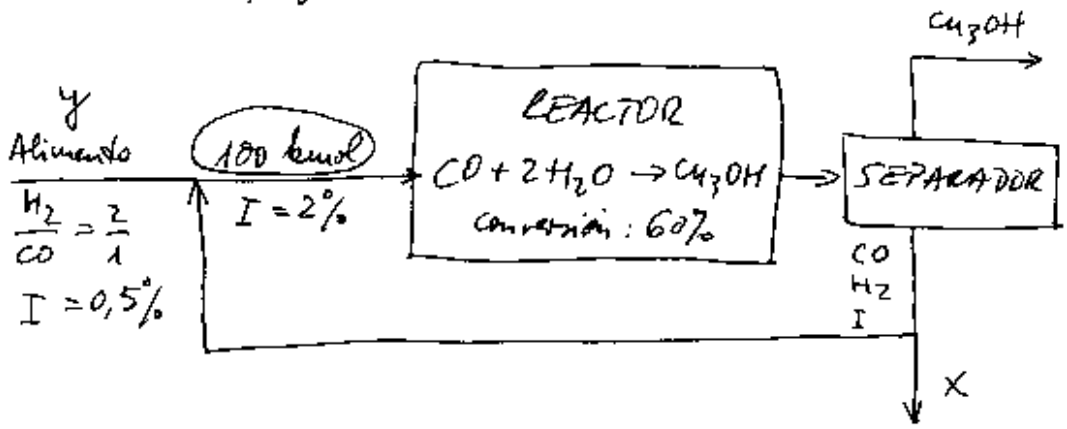
Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

Fracción de purga = 18,59 %

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de entrada al reactor

Composición de la alimentación:

$I = 0{,}5\%$

$H_2 + CO = 99{,}5$

$\frac{H_2}{CO} = \frac{2}{1}$

} de donde: $[CO] = 33{,}17\%$, $[H_2] = 66{,}33\%$

Composición a la entrada del reactor:

$I = 2\%$

$H_2 + CO = 98$

$\frac{H_2}{CO} = \frac{2}{1}$

} de donde: $[CO] = 32{,}67\%$, $[H_2] = 65{,}33\%$

Entrada al reactor:

$CO = (100)(0{,}3267) = 32{,}67$ kmol

$H_2 = (100)(0{,}6533) = 65{,}33$ kmol

$I = (100)(0{,}02) = 2$ kmol

Volver al enunciado del problema

Salida del reactor:

$CO = (32,67)(0,40) = 13,068$ kmol

$H_2 = (73,50)(0,40) = 29,400$ kmol

$CH_3OH = (32,67)(0,60) = 19,602$ kmol

$I = 2$ kmol

Salida del separador:

$CH_3OH = 19,62$ kmol

$CO + H_2 + I = 44,468$ kmol

Composición de la salida que se va a reciclar:

$[CO] = 29,39\%$

$[H_2] = 66,11\%$

$[I] = 4,50\%$

Purga $= x$

Corriente de recirculación $= 44,468 - x$

Balances en la unión del reciclado al alimento (y: alimento fresco):

Balance total (kmol):

$$y + (44,468 - x) = 100$$

Balance de inerte (kmol):

$$0,005\,y + (44,468 - x)(0,045) = 2$$

Volver al enunciado del problema

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$y - x = 55{,}532$$
$$0{,}005\,y - 0{,}045\,x + 0{,}001 = 0$$

Se obtiene:

$x = 6{,}97$ kmol de purga

$y = 62{,}50$ kmol de alimento fresco

Corriente de reciclado $= 44{,}468 - 6{,}97 = 37{,}498$ kmol

$$\%\ \text{Purga} = \frac{6{,}97}{37{,}498} \cdot 100 = 18{,}59\%$$

Como es una cantidad relativa, es independiente de la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

a.) Alimentación fresca:

Caudal = 332,8 kmol/h

Composición (% mol):

A = 33

B = 66

I = 1

b.) Purga:

Caudal = 82,5 kmol/h

Composición (% mol):

A = 28,8

B = 67,2

I = 4

c.) Entrada al reactor:

Caudal = 1.552,1 kmol/h

Composición (% mol):

A = 32,21

B = 64,43

I = 3,36

Salida del reactor:

Caudal = 1.427,1 kmol/h

Composición (% mol):

A = 26,28

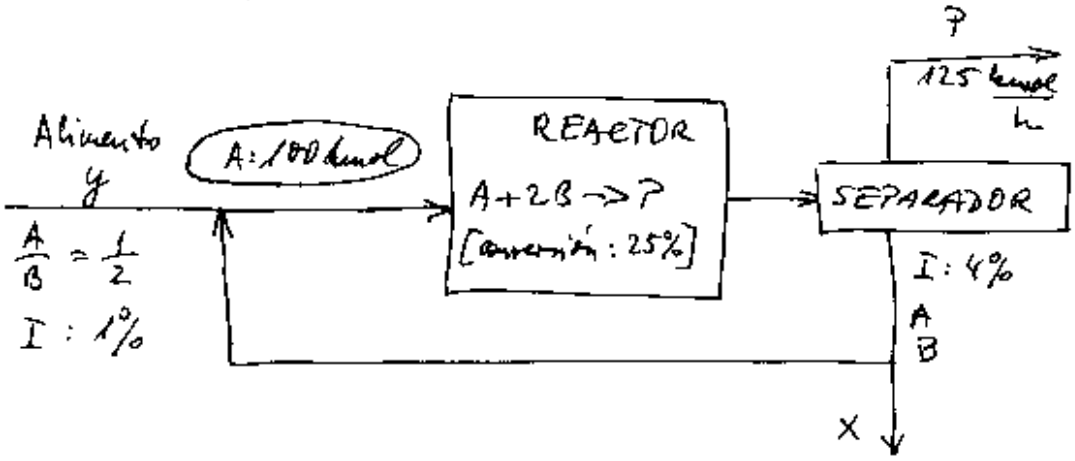
B = 61,63

P = 8,76

I = 3,65

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de A a la entrada del reactor

Entrada al reactor:

$A = 100$ kmol

$B = 200$ kmol

Salida del reactor:

$A = 100 - (100)(0,25) = 75$ kmol

$B = 200 - (100)(0,25) = 175$ kmol

$P = (100)(0,25) = 25$ kmol

Salida del separador:

$P = 25$ kmol

Salida del separador a recirculación:

$A = 75$ kmol

$B = 175$ kmol

$I = 4\%$

Volver al enunciado del problema

Según la composición de inerte:

$$0,04 = \frac{I}{75+175+I}$$

De donde:

$$I = 10,42 \text{ kmol}$$

Salida del separador a recirculación:

TOTAL = 75 + 175 + 10,42 = 260,42 kmol

Composición:

[A] = 28,8 %
[B] = 67,2 %
[I] = 4,0 %

Los inertes (10,42 kmol) de esta corriente son los mismos que a la salida del reactor y que a la entrada del reactor (en el reactor no se generan inertes), por lo que la entrada del reactor tendrá ahora las características:

Entrada al reactor:

TOTAL = 100 + 200 + 10,42 = 310,42 kmol

Composición:

[A] = 32,21 %
[B] = 64,43 %
[I] = 3,36 %

Volver al enunciado del problema

Purga = x

Corriente de recirculación = 260,42 − x

Balance en la unión del reciclado al alimento (y : alimento fresco):

Balance total (kmol):

$$y + (260{,}42 - x) = 310{,}42$$

Balance de inerte (kmol):

$$(0{,}01)\,y + (260{,}42 - x)(0{,}04) = 10{,}42$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$y - x = 50$$
$$0{,}01y - 0{,}04x = 0{,}0032$$

Se obtiene:

x = 16,56 kmol de purga

y = 66,56 kmol de alimento fresco

Composición del alimento fresco:

[I] = 1%

$$A + B = 99$$
$$\frac{A}{B} = \frac{1}{2}$$

De donde: [A] = 33%, [B] = 66%

Transformación de la base de cálculo a los datos del problema:

Volver al enunciado del problema

Para la base de cálculo utilizada, se obtiene:

$$P = 25 \text{ kmol}$$

Se desea obtener

$$P' = 125 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Por tanto, será necesario aplicar a los datos de caudales totales el factor:

$$\frac{P'}{P} = \frac{125}{25} \left[\frac{\text{kmol/h}}{\text{kmol}} \right] = 5 \, [\text{h}^{-1}]$$

a.) Alimentación fresca:

Caudal $= (66{,}56)(5) = 332{,}8 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$

Composición:

$[A] = 33\%$

$[B] = 66\%$

$[I] = 1\%$

b.) Purga:

Caudal $= (16{,}56)(5) = 82{,}5 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$

Composición:

$[A] = 28{,}8\%$

$[B] = 67{,}2\%$

$[I] = 4{,}0\%$

Volver al enunciado del problema

c.) Entrada al reactor:

Caudal = (310,42)(5) = 1.552,1 kmol/h

Composición:

[A] = 32,21%

[B] = 64,43%

[I] = 3,36%

Salida del reactor:

Caudal = (285,42)(5) = 1427,1 kmol/h

Composición:

[A] = 26,28%

[B] = 61,31%

[P] = 8,76%

[I] = 3,65%

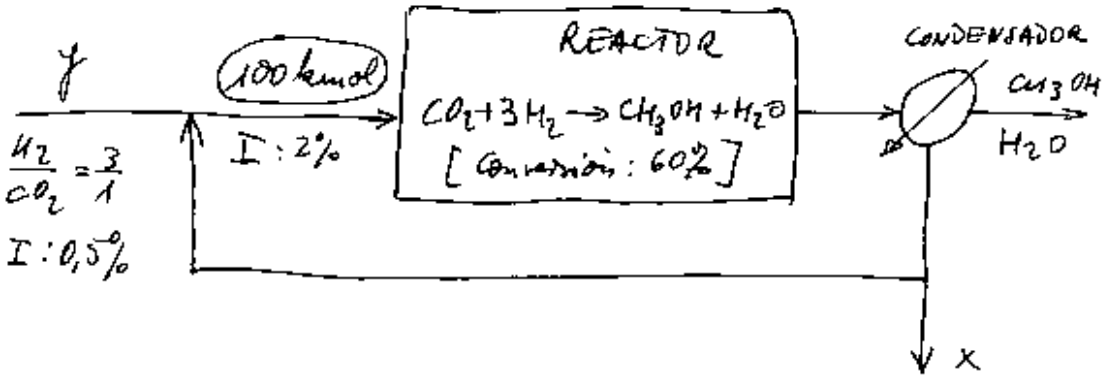
Volver al enunciado del problema

a.) Reciclado = 0,3448 $\frac{\text{kmol reciclado}}{\text{kmol entrada reactor}}$

b.) Purga = 0,103 $\frac{\text{kmol purga}}{\text{kmol alimento fresco}}$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de entrada al reactor

Composición de la alimentación:

$I = 0,5\%$

$$\left.\begin{array}{l} H_2 + CO_2 = 99,5 \\ \frac{H_2}{CO_2} = \frac{3}{1} \end{array}\right\} \text{ De donde: } \begin{array}{l} [H_2] = 74,625\% \\ [CO_2] = 24,875\% \end{array}$$

Composición de la entrada al reactor:

$I = 2\%$

$$\left.\begin{array}{l} H_2 + CO_2 = 98 \\ \frac{H_2}{CO_2} = \frac{3}{1} \end{array}\right\} \text{ De donde: } \begin{array}{l} [H_2] = 73,5\% \\ [CO_2] = 24,5\% \end{array}$$

Entrada al reactor:

$CO_2 = (100)(0,245) = 24,5$ kmol

$H_2 = (100)(0,735) = 73,5$ kmol

$I = (100)(0,02) = 2$ kmol

Volver al enunciado del problema

Salida del reactor:

$CO_2 = (24,5)(0,40) = 9,8$ kmol

$H_2 = (73,5)(0,40) = 29,4$ kmol

$CH_3OH = (24,5)(0,60) = 14,7$ kmol

$H_2O = (24,5)(0,60) = 14,7$ kmol

$I = 2$ kmol

Salida del separador:

$CH_3 + H_2O = 14,7 + 14,7 = 29,4$ kmol

$CO_2 + H_2 + I = 9,8 + 29,4 + 2 = 41,2$ kmol

Composición de la salida que se va a recircular:

$[CO_2] = 23,79\%$

$[H_2] = 71,36\%$

$[I] = 4,85\%$

Purga = x

Corriente de recirculación = $41,2 - x$

Balances en la unión del reciclado al alimento (y: alimento fresco):

Balance total (kmol):

$$y + (41,2 - x) = 100$$

Balance de inerte (kmol):

$$0,005\,y + (41,2 - x)(0,0485) = 2$$

Volver al enunciado del problema

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$y - x = 58{,}8$$
$$0{,}005\,y - 0{,}0485\,x = 0{,}0018$$

Se obtiene:

$x = 6{,}72$ kmol de purga

$y = 65{,}52$ kmol de alimento fresco

Transformación de la base de cálculo a las condiciones del problema:

a.) $$\text{Reciclado} = \frac{(41{,}2 - 6{,}72)\ \text{kmol reciclado}}{100\ \text{kmol entrada reactor}} = 0{,}3448$$

b.) $$\text{Purga} = \frac{6{,}72\ \text{kmol purga}}{65{,}52\ \text{kmol alimento fresco}} = 0{,}103$$

Volver al enunciado del problema

Corriente de purga:

Caudal = 32,14 kg/h

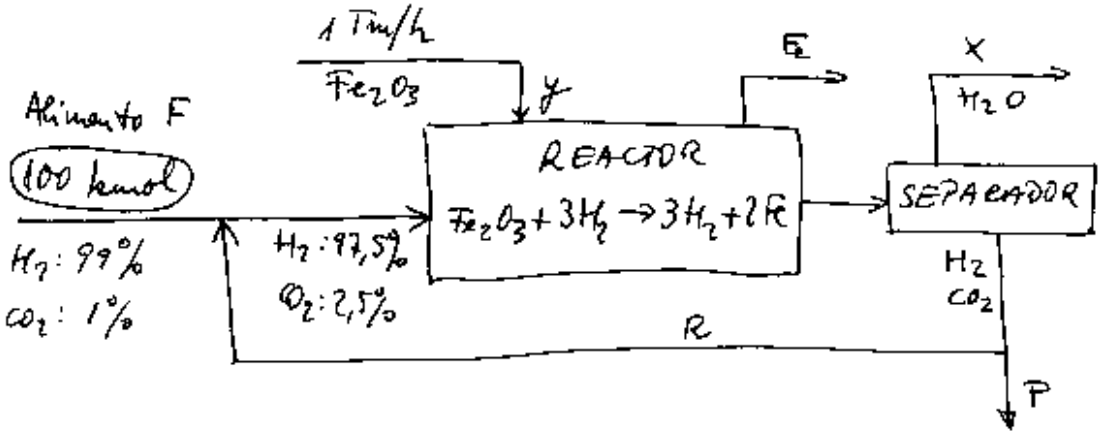
Composición (% mol):

H_2 = 97,13

CO_2 = 2,87

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kmol de alimento fresco

Según las condiciones operativas:

$$R = (4)(100) = 400 \text{ kmol de recirculación}$$

Balances de materia en la recirculación:

Balance total:

Entrada al reactor: $100 + 400 = 500$ kmol

Balance de H_2 (r: fracción de H_2):

$$(0,99)(100) + r(400) = (0,975)(500)$$

De donde:

$$r = 0,9713 \longrightarrow [H_2]_R = 97,13\%$$

y, por tanto:

$$[CO_2]_R = 1 - 0,9713 = 0,0287 \longrightarrow 2,87\%$$

Volver al enunciado del problema

La purga tendrá, por tanto, la misma composición:

$$[H_2]_P = 97,13\%$$

$$[CO_2]_P = 2,87\%$$

Como son valores relativos, no influye la base de cálculo.

Balance global de CO_2:

$$(0,01)(100) = (0,0287)P$$

De donde:

$$P = 34,84 \text{ kmol de purga}$$

Para transformar la base de cálculo a las condiciones reales del problema, será necesario conocer la cantidad de Fe_2O_3 que entra:

Balance global de H_2:

$$(0,99)(100) = x + (0,9713)(34,84)$$

De donde:

$$x = 65,160 \text{ kmol de } H_2O$$

Balance global de O:

$$(2)(0,01)(100) + 3y = (65,160) + (2)(0,0287)(34,84)$$

De donde:

$$y = 21,720 \text{ kmol de } Fe_2O_3$$

Volver al enunciado del problema

Transformación de la base de cálculo a las condiciones del problema:

Peso molecular del Fe_2O_3 = 160 $\frac{kg}{kmol}$

$$1\ \frac{Tm}{h}\ Fe_2O_3 = 1.000\left[\frac{kg}{h}\right]\cdot\frac{1}{160}\left[\frac{kmol}{kg}\right] = 6{,}25\ \frac{kmol}{h}\ Fe_2O_3$$

$$P = \frac{34{,}84\ kmol\ purga}{21{,}720\ kmol\ Fe_2O_3}\cdot 6{,}25\ \frac{kmol\ Fe_2O_3}{h} =$$

$$= 10{,}025\ \frac{kmol}{h} = 10{,}025\left[(0{,}973)(2)+(0{,}0287)(44)\right] =$$

$$= 32{,}14\ \frac{kg}{h}\ \text{de purga}$$

Volver al enunciado del problema

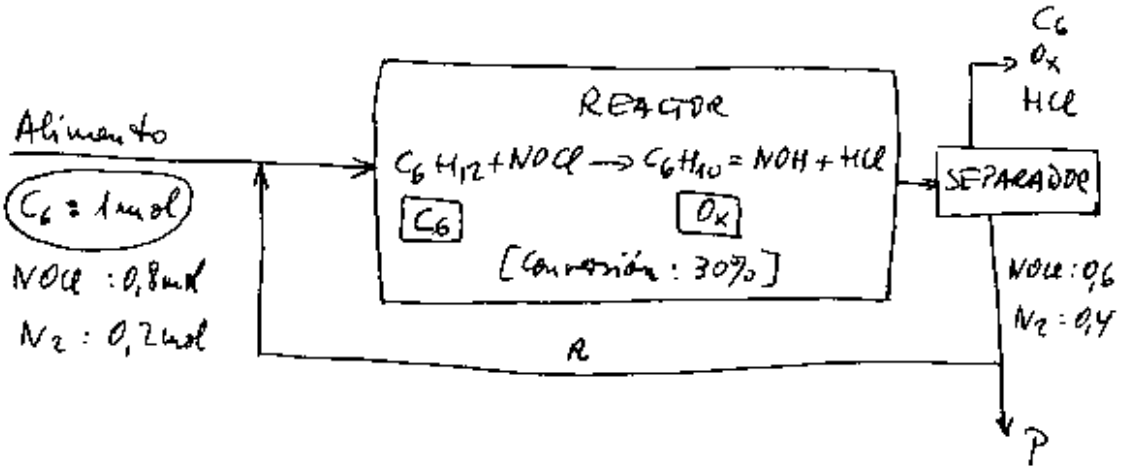
a.) Recirculación = 1,44 mol
Purga = 0,5 mol
Producto = 1,501 mol

b.) Composición del producto (% mol):
Oxima = 33,4
Ha = 33,4
Ciclohexano = 29,9

c.) Conversión global = 50%

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: Ninguna (la especifica el enunciado)

Balance global de N_2:

$$0,2 = (0,4)P$$

De donde:

$$P = 0,5 \text{ mol de purga} \begin{cases} 0,2 \text{ mol } N_2 \\ 0,3 \text{ mol NOCl} \end{cases}$$

Balance de NOCl (sea de la conversión del 30%) en el reactor (x: mol de NOCl en la recirculación):

$$\text{Entrada} = 0,8 + x \qquad \text{Salida} = (0,8+x)(0,7)$$

Todo el NOCl va a recirculación, por tanto, el balance en el punto de purga será:

$$(0,8+x)(0,70) = 0,30 + x$$

De donde:

$$x = 0,87 \text{ mol}$$

Volver al enunciado del problema

Como este valor representa el 60% de la composición de la recirculación:

$$0,60\,R = 0,87$$

De donde:

$$R = 1,44 \text{ mol de recirculación}$$

Reacción de los otros componentes:

Entra en el reactor:

$$NOL = 0,8 + 0,87 = 1,67 \text{ mol}$$

Salen del reactor (conversión del 30%):

$$Ox = (1,67)(0,30) = 0,501 \text{ mol}$$
$$HL = (1,67)(0,30) = 0,501 \text{ mol}$$
$$C_6 = 1 - (1,67)(0,30) = 0,499 \text{ mol}$$

Corriente producto que sale del separador:

$$TOTAL = 0,501 + 0,501 + 0,499 = 1,501 \text{ mol}$$

Composición del producto:

$$[Ox] = \frac{0,501}{1,501} = 0,334$$
$$[HL] = \frac{0,501}{1,501} = 0,334$$
$$[C_6] = \frac{0,449}{1,501} = 0,299$$

Conversión global en ciclohexano:

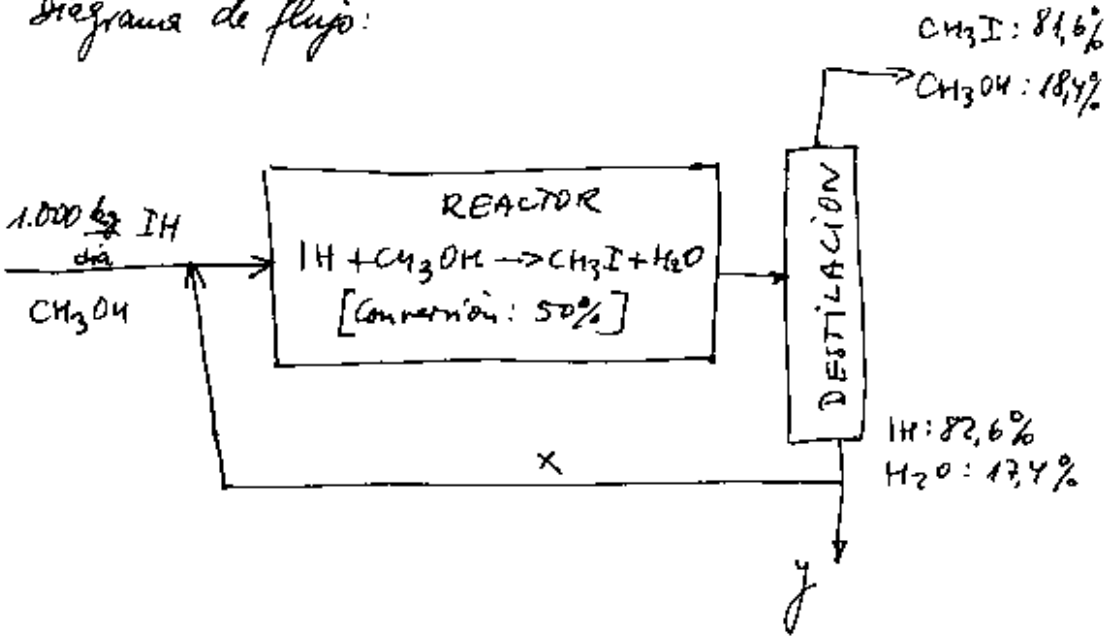
$$[C_6]_{global} = \frac{(1,67)(0,30)}{1} = 0,50 \longrightarrow 50\%$$

Volver al enunciado del problema

$$Recirculación = 241{,}1 \ \frac{kg}{día}$$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 1 día

Entrada al reactor (kmol):

$$IH = \frac{1.000}{128} + \frac{(0,826)x}{128}$$

$$H_2O = \frac{(0,174)x}{18}$$

Salida del reactor (kmol):

$$IH = \left(\frac{1.000}{128} + \frac{0,826x}{128}\right)(0,50) = 3,906 + 3,227 \cdot 10^{-3}x$$

$$H_2O = \frac{0,174x}{18} + \left(\frac{1.000}{128} + \frac{0,826x}{128}\right)(0,50) = 3,906 + 1,289 \cdot 10^{-2}x$$

Volver al enunciado del problema

Balances en el punto derivación/purga (IH y H_2O que entran en la columna son las mismas que salen por su base):

Balance de IH:

$$3{,}906 + 3{,}227 \cdot 10^{-3} x = \frac{0{,}826\,x}{128} + \frac{0{,}826}{128} y$$

Balance de H_2O:

$$3{,}906 + 1{,}289 \cdot 10^{-2} x = \frac{0{,}174\,x}{18} + \frac{0{,}174}{18} y$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$3{,}906 = 3{,}226 \cdot 10^{-3} x + 6{,}453 \cdot 10^{-3} y$$

$$3{,}906 + 3{,}223 \cdot 10^{-3} x = 9{,}667 \cdot 10^{-3} y$$

Se obtiene:

$$y = 484{,}3 \text{ kg}$$

$$x = 241{,}1 \text{ kg} \xrightarrow{\text{B.C.}} 241{,}1 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ de recirculación}$$

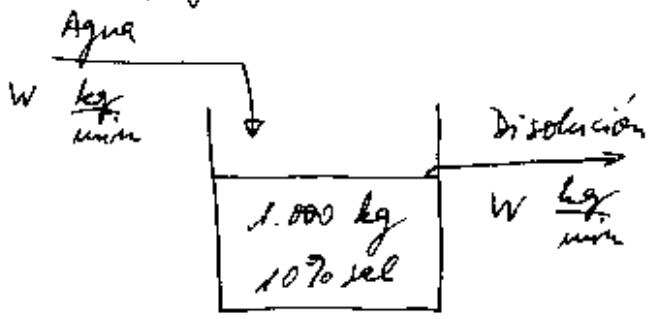
Volver al enunciado del problema

Agua = 2.303 kg

Volver al enunciado del problema

C1903-59
1/2

Diagrama de flujo:



Concentración de sal: $C\ [\%]$

Balance de sal:

Entrada = 0 (agua pura)

Generación = 0 (no hay reacción química)

$$\text{Salida} = W\left[\frac{kg}{min}\right] \cdot C\ [\%] = W \cdot C\left[\frac{kg}{min}\right]$$

$$\text{Acumulación} = \frac{d}{dt}\left(1.000[kg]\, C\ [\%]\right)\frac{1}{[min]} = \frac{d}{dt}(1000C)\left[\frac{kg}{min}\right]$$

Por tanto:

$$0 = W \cdot C + 1.000\,\frac{dC}{dt}$$

Separando variable:

$$\frac{dC}{C} = -\frac{W}{1.000}\,dt$$

Volver al enunciado del problema

Límites de integración:

$t = 0\ [min]$ $\quad C = 10\ [\%]$

$t = t\ [min]$ $\quad C = 1\ [\%]$

Integrando:

$$\ln \frac{1}{10} = -\frac{W}{1.000}(t-0)$$

De donde:

$$W \cdot t = 2.303 \left[\frac{kg}{min}\right][min] = 2,303\ kg$$

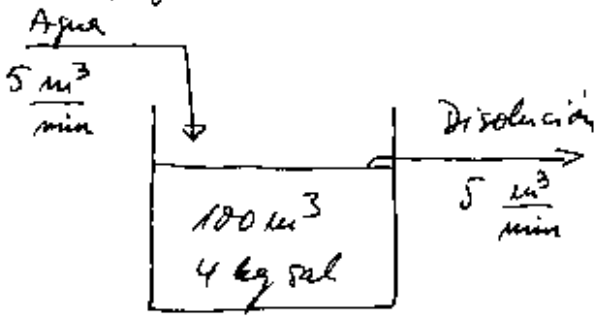
Como el producto $W \cdot t$ representa la cantidad de agua que entra en el tanque, ésta será de 2303 kg.

Volver al enunciado del problema

$Sal = 0{,}328\ kg$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Concentración de sal: $C\left[\frac{kg}{m^3}\right]$

Balance de sal:

Entrada = 0 (agua pura)

Generación = 0 (no hay reacción química)

Salida = $5\left[\frac{m^3}{min}\right] \cdot C\left[\frac{kg}{m^3}\right] = 5C\left[\frac{kg}{min}\right]$

Acumulación = $\frac{d}{dt}\left(100[m^3] \cdot C\left[\frac{kg}{m^3}\right]\right)\frac{1}{[min]} = \frac{d}{dt}(100C)\left[\frac{kg}{min}\right]$

Por tanto:

$$0 = 5C + 100\frac{dC}{dt}$$

Separando variables:

$$\frac{dC}{C} = -0{,}05\,dt$$

Volver al enunciado del problema

Límites de integración:

$t = 0\ [min]$ $\quad C = \frac{4}{100} = 0{,}04\ \left[\frac{kg}{m^3}\right]$

$t = 50\ [min]$ $\quad C = C\ \left[\frac{kg}{m^3}\right]$

Integrando:

$$\ln \frac{C}{0{,}04} = -(0{,}05)(50-0)$$

De donde:

$$C = 0{,}04\, e^{-2{,}5} = 3{,}28 \cdot 10^{-3} \left[\frac{kg}{m^3}\right]$$

Por tanto, en el tanque quedarán:

$$(3{,}28 \cdot 10^{-3})(100) = 0{,}328\ kg\ sal$$

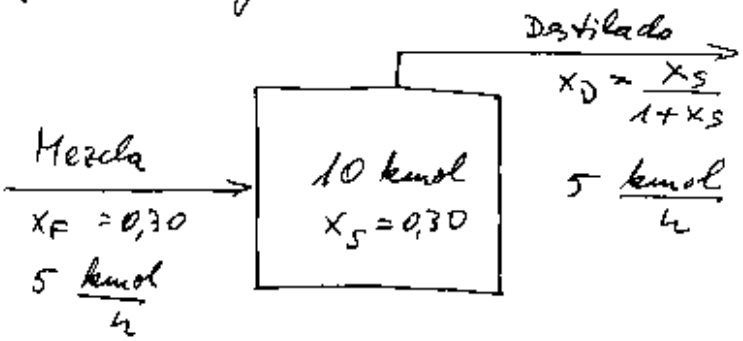
Volver al enunciado del problema

a.) $t = 5,85\ h$

b.) $x_S = 0,429$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Balance de butano:

$$\text{Entrada} = 5\left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}}\right] \cdot 0{,}30 = 1{,}5\left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}}\right]$$

$$\text{Generación} = 0 \quad \text{(no hay reacción química)}$$

$$\text{Salida} = 5\left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}}\right] \cdot x_D = \frac{5x_S}{1+x_S}\left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}}\right]$$

$$\text{Acumulación} = \frac{d}{dt}\left(10[\text{kmol}]\, x_S\right)\frac{1}{[\text{h}]} = \frac{d}{dt}\left(10\, x_S\right)\left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}}\right]$$

Por tanto:

$$1{,}5 = \frac{5x_S}{1+x_S} + 10\,\frac{dx_S}{dt}$$

Separando variables:

$$\frac{1+x_S}{0{,}15 - 0{,}35\,x_S}\,dx_S = dt$$

Volver al enunciado del problema

a.) Límites de integración:

$t = 0\ [h] \qquad x_S = 0{,}30$

$t = t\ [h] \qquad x_S = 0{,}40$

Integrando:

$$t = \left[-\frac{x_S}{0{,}35} - \frac{1}{(0{,}35)^2} \ln(0{,}15 - 0{,}35 x_S) \right]_{0{,}30}^{0{,}40} = 5{,}85\ h$$

b.) Cuando se alcanza el régimen estacionario, la acumulación es nula, por tanto:

$$1{,}5 = \frac{5 x_S}{1 + x_S}$$

De donde:

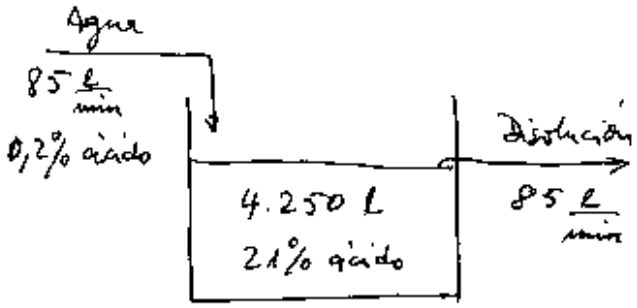
$$x_S = \frac{1{,}5}{3{,}5} = 0{,}429$$

Volver al enunciado del problema

$t = 162,9 \text{ min}$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Concentración de ácido: $C\,[\%]$

Balance de ácido:

$$\text{Entrada} = 85\left[\frac{l}{min}\right]\cdot 0{,}2\,[\%] = 17\left[\frac{l}{min}\right]$$

$$\text{Generación} = 0 \quad \text{(no hay reacción química)}$$

$$\text{Salida} = 85\left[\frac{l}{min}\right]\cdot C\,[\%] = 85C\left[\frac{l}{min}\right]$$

$$\text{Acumulación} = \frac{d}{dt}\left(4.250[l]\cdot C[\%]\right)\frac{1}{[min]} = \frac{d}{dt}(4.250C)\left[\frac{l}{min}\right]$$

Por tanto:

$$17 = 85C + 4.250\frac{dC}{dt}$$

Separando variables:

$$\frac{dC}{0{,}2-C} = 0{,}02\,dt$$

Volver al enunciado del problema

Límite de integración:

$t = 0$ [min] $\quad C = 21$ [%]

$t = t$ [min] $\quad C = 1$ [%]

Integrando:

$$-\ln\frac{(0,2-1)}{(0,2-21)} = (0,02)(t-0)$$

De donde:

$$t = 162,9 \text{ min}$$

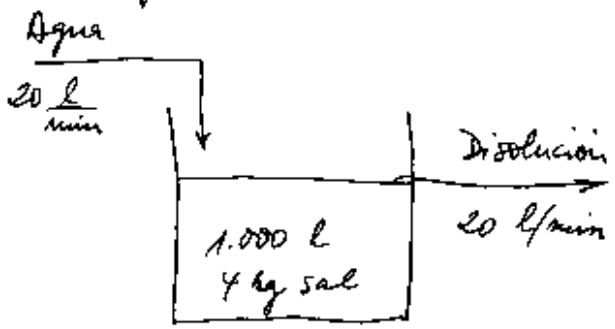
Volver al enunciado del problema

$Sal = 1{,}47\ kg$

Volver al enunciado del problema

C1003-63
1/2

Diagrama de flujo:



Concentración de sal: $C\ \left[\frac{kg}{l}\right]$

Balance de sal:

Entrada = 0 (agua pura)

Generación = 0 (no hay reacción química)

$$\text{Salida} = 20\left[\frac{l}{min}\right]\cdot C\left[\frac{kg}{l}\right] = 20\,C\left[\frac{kg}{min}\right]$$

$$\text{Acumulación} = \frac{d}{dt}\left(1.000\,[l]\cdot C\left[\frac{kg}{l}\right]\right)\frac{1}{[min]} = \frac{d}{dt}(1.000\,C)\left[\frac{kg}{min}\right]$$

Por tanto:

$$0 = 20\,C + 1.000\,\frac{dC}{dt}$$

Separando variables:

$$\frac{dC}{C} = -0{,}02\,dt$$

Volver al enunciado del problema

Límites de integración:

$t = 0$ [min] $\quad C = \frac{4}{1000} = 0{,}004 \left[\frac{kg}{l}\right]$

$t = 50$ [min] $\quad C = C \left[\frac{kg}{l}\right]$

Integrando:

$$\ln \frac{C}{0{,}004} = -(0{,}02)(50 - 0)$$

De donde:

$$C = 0{,}004\, e^{-1} = 1{,}47 \cdot 10^{-3} \frac{kg}{l}$$

Por tanto, en el tanque quedarán:

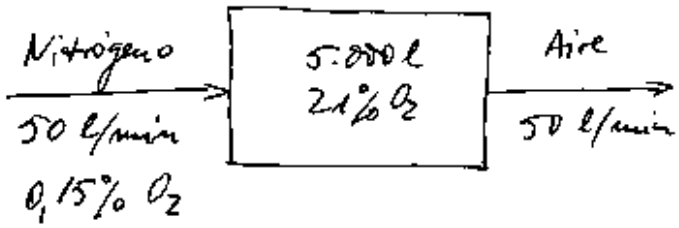
$$(1{,}47 \cdot 10^{-3})(1000) = 1{,}47 \text{ kg de sal}$$

Volver al enunciado del problema

$t = 320\ min$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Concentración de oxígeno : $C\,[\%]$

Balance de oxígeno:

$$\text{Entrada} = 50\left[\frac{l}{min}\right] \cdot 0{,}15\,[\%] = 7{,}5\left[\frac{l}{min}\right]$$

Generación = 0 (no hay reacción química)

$$\text{Salida} = 50\left[\frac{l}{min}\right] \cdot C\,[\%] = 50\,C\left[\frac{l}{min}\right]$$

$$\text{Acumulación} = \frac{d}{dt}\left(5.000[l] \cdot C[\%]\right)\frac{1}{[min]} = \frac{d}{dt}(5.000\,C)\left[\frac{l}{min}\right]$$

Por tanto:

$$7{,}5 = 50\,C + 5.000\,\frac{dC}{dt}$$

Separando variables:

$$\frac{dC}{0{,}15 - C} = 0{,}01\,dt$$

Volver al enunciado del problema

Límites de integración:

$t = 0$ [min] $\quad C = 21$ [%]

$t = t$ [min] $\quad C = 1$ [%]

Integrando:

$$-\ln \frac{(0,15-1)}{(0,15-21)} = (0,01)(t-0)$$

De donde:

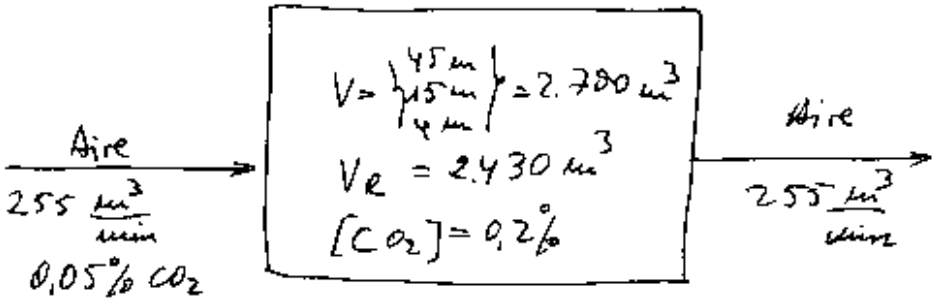
$$t = 320 \text{ min}$$

Volver al enunciado del problema

$[CO_2] = 0{,}0684\%$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Concentración de CO_2 : $C[\%]$

Balance de CO_2 :

Entrada $= 255\left[\frac{m^3}{min}\right] 0,05[\%] = 12,75\left[\frac{m^3}{min}\right]$

Generación $= 0$ (no hay reacción química)

Salida $= 255\left[\frac{m^3}{min}\right] \cdot C[\%] = 255C\left[\frac{m^3}{min}\right]$

Acumulación $= \frac{d}{dt}\left(2.430[m^3] \cdot C[\%]\right)\frac{1}{[min]} = \frac{d}{dt}(2.430C)\left[\frac{m^3}{min}\right]$

Por tanto:

$$12,75 = 255C + 2.430\frac{dC}{dt}$$

Separando variables:

$$\frac{dC}{12,75 - 255C} = \frac{1}{2.430}dt$$

Volver al enunciado del problema

Límites de integración:

$t = 0$ [min] $\quad C = 0{,}2$ [%]

$t = 20$ [min] $\quad C = C$ [%]

Integrando:

$$-\frac{1}{255} \ln \frac{12{,}75 - 255C}{12{,}75 - (255)(0{,}2)} = \frac{1}{2.430}(20 - 0)$$

De donde:

$$C = 0{,}0684\ \%\ \text{de}\ CO_2$$

Volver al enunciado del problema

a.) $t = 6{,}93\ \text{min}$

b.) $C_A = 0{,}1\ \text{mol/l}$

$C_B = 0{,}9\ \text{mol/l}$

c.) $t = \infty$

d.) $t = 92{,}1\ \text{min}$

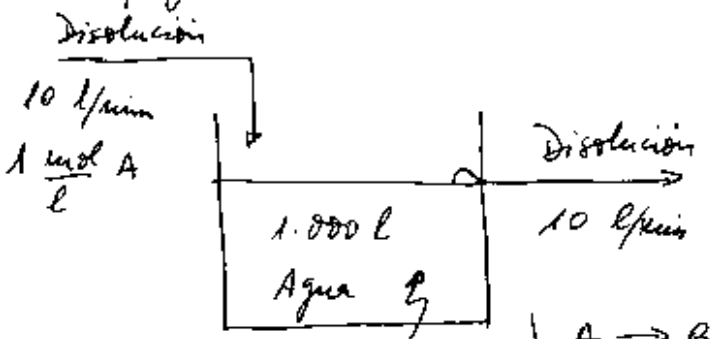
e.) $C_A = 1\ \text{mol/l}$

f.) $t = \infty$

g.) $t = 921\ \text{min}$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Reacción: $A \rightarrow B$

$-r_A \left[\frac{mol}{l \cdot min}\right] = k\, C_A$

$k = 0{,}09\ [min^{-1}]$

Concentración de A: $C_A \left[\frac{mol}{l}\right]$

Balance de A:

$$\text{Entrada} = 10 \left[\frac{l}{min}\right] \cdot 1 \left[\frac{mol}{l}\right] = 10 \left[\frac{mol}{min}\right]$$

$$\text{Generación} = -0{,}09 \left[\frac{1}{min}\right] C_A \left[\frac{mol}{l}\right] 1.000\,[l] = -90\, C_A \left[\frac{mol}{min}\right]$$

$$\text{Salida} = 10 \left[\frac{l}{min}\right] C_A \left[\frac{mol}{l}\right] = 10\, C_A \left[\frac{mol}{min}\right]$$

$$\text{Acumulación} = \frac{d}{dt}\left(1.000\,[l]\, C_A \left[\frac{mol}{l}\right]\right) \frac{1}{[min]} = \frac{d}{dt}\left(1.000\, C_A\right) \left[\frac{mol}{min}\right]$$

Por tanto:

$$10 - 90\, C_A = 10\, C_A + 1.000 \frac{dC_A}{dt}$$

Separando variables:

Volver al enunciado del problema

$$\frac{dC_A}{1-10C_A} = 0{,}01\,dt$$

a.) Límites de integración:

$t = 0$ [min] $\quad C_A = 0 \left[\frac{mol}{l}\right]$

$t = t$ [min] $\quad C_A = 0{,}05 \left[\frac{mol}{l}\right]$

Integrando:

$$-\frac{1}{10}\ln\frac{1-(10)(0{,}05)}{1-(10)(0)} = 0{,}01\,(t-0)$$

De donde:

$$t = 6{,}93 \text{ min}$$

b.) Cuando se alcanza el régimen estacionario, la acumulación es nula, por tanto:

$$10 - 90\,C_A = 10\,C_A$$

De donde:

$$C_A = \frac{10}{100} = 0{,}1 \left[\frac{mol}{l}\right]$$

Balance de B (en régimen estacionario):

$E = 0$

$G = 0{,}09\,C_A \cdot 1.000 = 90\,C_A = (90)(0{,}1) = 9$

$S = 10\,C_B$

De donde:

$$9 = 10\,C_B$$

Volver al enunciado del problema

y, por tanto:

$$C_B = \frac{9}{10} = 0,9 \ \frac{mol}{l}$$

c.) Como el régimen estacionario se alcanza cuando no hay acumulación:

$$\frac{d\,(1.000\,C_A)}{dt} = 0$$

se producirá esta situación cuando $t \to \infty$

d.) En estado estacionario:

$$[C_A]_{salida} = 0,1 \ \frac{mol}{l}$$

Por tanto, se tratará de resolver la ecuación diferencial con:

$$C_A = (0,9999)(0,1) = 0,09999 \ \frac{mol}{l}$$

es decir:

$$-\frac{1}{10} \ln \frac{1-(10)(0,09999)}{1} = 0,01\,t$$

De donde:

$$t = 92,1 \text{ min}$$

e.) Si no existe reacción química, en régimen estacionario:

$$E = 10 \text{ mol/min} \qquad G = 0$$

$$S = 10\,C_A \text{ mol/min} \qquad A = 0$$

Volver al enunciado del problema

Es decir: $10 = 10\,C_A$

De donde: $C_A = 1 \frac{mol}{l}$

f.) Si no existiese reacción química, las condiciones para alcanzar el régimen estacionario serían las mismas, es decir, $t \to \infty$

g.) En estado estacionario, sin reacción química:

$$[C_A]_{salida} = 1 \frac{mol}{l}$$

Por tanto, se trataría de resolver la ecuación diferencial:

$$10 = 10\,C_A + 1.000 \frac{dC_A}{dt}$$

es decir:

$$\frac{dC_A}{1 - C_A} = 0{,}01\,dt$$

integrando entre los límites:

$t = 0$ [min] $\quad C_A = 0$ [mol/l]

$t = t$ [min] $\quad C_A = (0{,}9999)(1) = 0{,}9999 \left[\frac{mol}{l}\right]$

Obteniendo:

$$-\ln \frac{1 - 0{,}9999}{1} = 0{,}01\,t$$

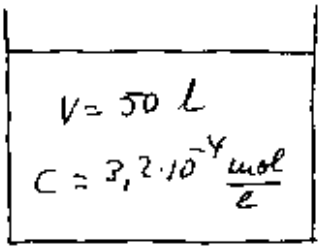
De donde: $t = 921$ min

Volver al enunciado del problema

$t = 7.240\ s$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Condiciones anaerobias: $C_A = 6 \cdot 10^{-5}$ mol/l

Consumo de oxígeno: $N\left[\frac{mol}{l \cdot s}\right] = 4,2 \cdot 10^{-2} C$

Balance de oxígeno:

Entrada = 0

Salida = 0

$$\text{Generación} = -4,2 \cdot 10^{-2} C \left[\frac{mol}{l \cdot s}\right] \cdot 50[l] = -2,10\, C \left[\frac{mol}{s}\right]$$

$$\text{Acumulación} = \frac{dC}{dt} \frac{[mol/l]}{[s]} \cdot 50[l] = 50 \frac{dC}{dt} \left[\frac{mol}{s}\right]$$

Por tanto:

$$-2,10\, C = 50 \frac{dC}{dt}$$

Separando variable:

$$\frac{dC}{C} = -0,042\, dt$$

Límites de integración:

$t = 0$ [s] $\quad C = 3,2 \cdot 10^{-4} \left[\frac{mol}{l}\right]$

$t = t$ [s] $\quad C = 6 \cdot 10^{-5} \left[\frac{mol}{l}\right]$

Volver al enunciado del problema

Integrando:

$$\ln \frac{6 \cdot 10^{-5}}{3,2 \cdot 10^{-4}} = -0,042\, t$$

De donde:

$$t = 39,85\ s$$

Como una vez llegada a la concentración mínima, aparta 2 horas (=7200 s), el tiempo total será:

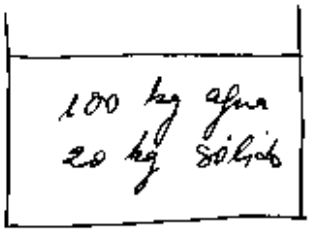
$$t = 7.200 + 39,85 \simeq 7240\ s$$

Volver al enunciado del problema

Compuesto sin disolver = 10,72 kg

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Base de cálculo: 100 kg de agua

Disolución saturada : $C_S = 40$ [kg]

Cantidad inicial : $C_0 = 20$ [kg]

Cantidad disuelta : C [kg]

Cantidad sin disolver : $C_0 - C$ [kg]

Balance de sólido:

Entrada = 0

Salida = 0

Generación = $k \left[\frac{1}{\text{min}}\right] (C_0 - C)(C_S - C)$ [kg]

Acumulación = $\frac{dC}{dt} \quad \frac{[\text{kg}]}{[\text{min}]}$

Por tanto:

$$k(C_0 - C)(C_S - C) = \frac{dC}{dt}$$

Separando variables:

$$\frac{dC}{(C_0 - C)(C_S - C)} = k\,dt$$

Volver al enunciado del problema

Límites de integración:

$t = 0$ [min] $\quad C = 0$ [kg]

$t = t$ [min] $\quad C = C$ [kg]

Transformando el primer miembro:

$$\frac{1}{(C_0 - C)(C_S - C)} = \frac{A}{C_0 - C} + \frac{B}{C_S - C} = \frac{(AC_S + BC_0) - (A+B)C}{(C_0 - C)((S - C)}$$

$$\left.\begin{aligned} AC_S + BC_0 &= 1 \\ -(A+B)C &= 0 \end{aligned}\right\} \quad \begin{aligned} A &= \frac{1}{C_S - C_0} \\ B &= \frac{1}{C_0 - C_S} \end{aligned}$$

Por tanto:

$$\frac{1}{C_0 - C_S}\int_0^C \frac{dC}{C_0 - C} + \frac{1}{C_S - C_0}\int_0^C \frac{dC}{C_S - C} = k\int_0^t dt$$

Integrando:

$$\frac{1}{C_S - C_0} \ln \frac{C_0 - C}{C_0} + \frac{1}{C_0 - C_S} \ln \frac{C_S - C}{C_S} = kt$$

Si en 3 h se disolvieron 5 kg:

$$\frac{1}{40 - 20} \ln \frac{20 - 5}{20} + \frac{1}{20 - 40} \ln \frac{40 - 5}{40} = 3k$$

De donde:

$$k = -2{,}569 \cdot 10^{-3} \text{ min}^{-1}$$

Volver al enunciado del problema

Después de 7 h:

$$0{,}05 \ln \frac{20-C}{20} - 0{,}05 \ln \frac{40-C}{40} = (-2{,}569 \cdot 10^{-3})(7)$$

De donde:

$$C = 9{,}28 \text{ kg}$$

y, por tanto quedarán:

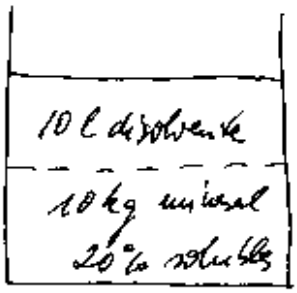
$$20 - 9{,}28 = 10{,}72 \text{ kg sin disolver}$$

Volver al enunciado del problema

$$C_5 = 0{,}5 \ \frac{kg}{l}$$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Concentración de soluble : $c\left[\frac{kg}{l}\right]$

Balance de soluble:

Entrada = 0

Salida = 0

Generación = $k\,(c_s - c)\left[\frac{1}{min}\cdot\frac{kg}{l}\right]$

Acumulación = $\frac{dc}{dt}\left[\frac{kg/l}{min}\right]$

Por tanto:

$$k\,(c_s - c) = \frac{dc}{dt}$$

Separando variables:

$$\frac{dc}{c_s - c} = \frac{1}{k}\,dt$$

Límites de integración:

$t = 0$ [min] $\quad c = 0$ [kg/l]

$t = t$ [min] $\quad c = c$ [kg/l]

Volver al enunciado del problema

Integrando:

$$\ln \frac{C_S - C}{C_S} = \frac{t}{k}$$

Aplicando los dos valores del tiempo indicados:

$t = 63$ [min] $\quad C = \frac{(0,2)(10)}{(10)} \cdot \frac{1}{4} = 0,05 \left[\frac{kg}{l}\right]$

$t = 134$ [min] $\quad C = \frac{(0,2)(10)}{(10)} \cdot \frac{1}{2} = 0,10 \left[\frac{kg}{l}\right]$

$$\ln \frac{C_S - 0,05}{C_S} = \frac{1}{k} (63)$$

$$\ln \frac{C_S - 0,10}{C_S} = \frac{1}{k} (134)$$

Dividiendo ambas ecuaciones:

$$\frac{\ln \frac{C_S - 0,05}{C_S}}{\ln \frac{C_S - 0,10}{C_S}} = 0,47$$

Resolviendo esta ecuación mediante un tanteo, se obtiene:

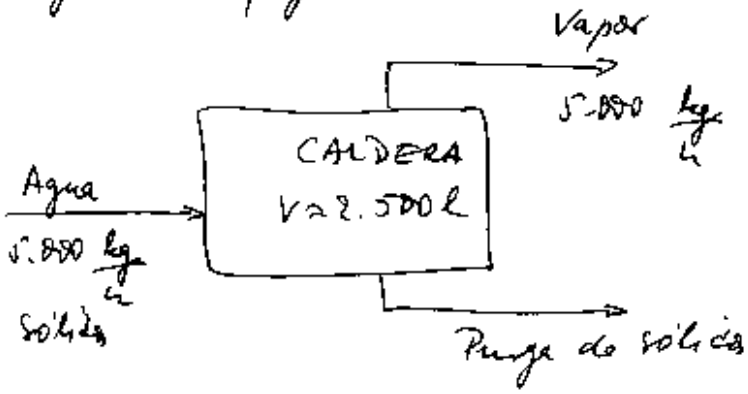
$$C_S = 0,5 \frac{kg}{l}$$

Volver al enunciado del problema

Agua = 1.416 l

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Cálculo de los sólidos contenidos en el agua:

Pesos moleculares (g/mol):

$Ca(CO_3H)_2 = 162$ $\quad$ $Na_2CO_3 = 106$

$Mg(CO_3H)_2 = 146$ $\quad$ $Na_2SO_4 = 142$

$CaSO_4 = 136$

$MgSO_4 = 120$

Según las reacciones químicas:

1 mol $Ca(CO_3H)_2$ → 2 mol $NaHCO_3$ → 1 mol Na_2CO_3

1 mol $Mg(CO_3H)_2$ → 2 mol $NaHCO_3$ → 1 mol Na_2CO_3

1 mol $CaSO_4$ → 1 mol Na_2SO_4

1 mol $MgSO_4$ → 1 mol Na_2SO_4

Por tanto, en 1 l de agua de alimentación habrá:

$$Na_2CO_3 = \frac{0{,}410}{162} \cdot 106 = 0{,}268\ g$$

$$Na_2CO_3 = \frac{0{,}0325}{146} \cdot 106 = 0{,}024\ g$$

Volver al enunciado del problema

$Na_2SO_4 = \frac{0,270}{136} \cdot 142 = 0,282\ g$

$Na_2SO_4 = \frac{0,113}{120} \cdot 142 = 0,134\ g$

TOTAL = 0,708 g de sólidos

Concentración del agua de alimentación:

$$C_A = 0,708\ \frac{g}{\ell} \simeq 0,708\ \frac{g}{kg}$$

Balance de sólidos:

Entrada = $5.000\ [\frac{kg}{h}] \cdot 0,708\ [\frac{g}{kg}] = 3.540\ [\frac{g}{h}]$

Generación = 0 (no hay reacción química)

Salida = 0 (sólo sale vapor de agua)

Acumulación = $\frac{d}{dt}\left(2500\ [\ell] \cdot C\ [\frac{g}{\ell}]\right)\frac{1}{[h]} = \frac{d(2500C)}{dt}\ [\frac{g}{h}]$

Por tanto:

$$3.540 = 2.500\ \frac{dC}{dt}$$

Separando variables:

$$dC = 1,416\ dt$$

Límites de integración:

$t = 0\ [h]$ $\quad C = 0,701\ [g/\ell]$

$t = t\ [h]$ $\quad C = 20\ [g/\ell]$

Volver al enunciado del problema

Integrando:

$$20 - 0{,}701 = 1{,}416\, t$$

De donde:

$$t = 13{,}63\ h$$

Cada 8 h habrá que hacer una purga de los sólidos que entran durante ese tiempo:

$$(5.000)\left[\frac{kg}{h}\right]\cdot(0{,}708)\left[\frac{g}{kg}\right]\cdot(8)[h] = 20\left[\frac{g}{\ell}\right]\cdot x[\ell]$$

De donde:

$x = 1.416\ \ell$ de agua de la caldera que es necesario reemplazar cada 8 horas.

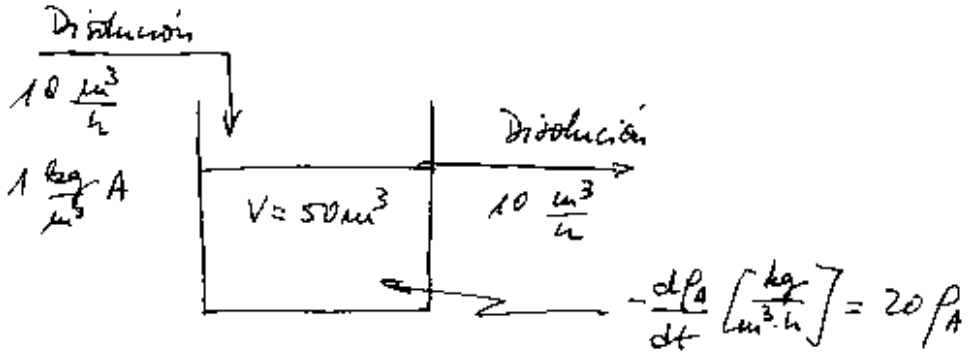
Volver al enunciado del problema

a.) $\rho_A = 0{,}0099 \ \ kg/m^3$

b.) $\rho_A = 0{,}0099\left(1 - e^{-20{,}2t}\right)$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Cuando comienza a extraerse la disolución, el reactor está lleno, su volumen permanecerá constante y el caudal de salida será igual al de entrada. En ese momento se empieza a contar el tiempo.

a.) Cuando el régimen es estacionario:

Balance de A:

$$\text{Entrada} = 10\left[\frac{m^3}{h}\right] 1\left[\frac{kg}{m^3}\right] = 10\left[\frac{kg}{h}\right]$$

$$\text{Generación} = -20\,\rho_A\left[\frac{kg}{m^3 \cdot h}\right] 50\,[m^3] = -1000\,\rho_A\left[\frac{kg}{h}\right]$$

$$\text{Salida} = 10\left[\frac{m^3}{h}\right] \cdot \rho_A\left[\frac{kg}{m^3}\right] = 10\,\rho_A\left[\frac{kg}{h}\right]$$

$$\text{Acumulación} = 0$$

Por tanto:

$$10 - 1000\,\rho_A = 10\,\rho_A$$

De donde:

$$\rho_A = \frac{10}{1.010} = 0{,}0099 \ kg/m^3$$

Volver al enunciado del problema

b.) Desde que el reactor está lleno hasta que se alcanza el estado estacionario, el término de acumulación será:

$$\text{Acumulación} = \frac{d}{dt}\left(50\,[m^3]\cdot \rho_A\left[\frac{kg}{m^3}\right]\right)\frac{1}{[A]} = \frac{d(50\rho_A)}{dt} \quad \left[\frac{kg}{h}\right]$$

Por tanto, el balance de A será ahora:

$$10 - 1.000\,\rho_A = 10\rho_A + 50\,\frac{d\rho_A}{dt}$$

Separando variables:

$$\frac{d\rho_A}{1 - 101\rho_A} = \frac{1}{5}\,dt$$

Como la condición límite es:

$$t = \infty\ [A] \qquad \rho_A = 0{,}0099\ [kg/m^3]$$

se obtendrá el valor de la integral definida mediante constante de integración.

Cálculo de la integral:

$$-\frac{1}{101}\ln(1 - 101\rho_A) = \frac{1}{5}t + C$$

o bien:

$$1 - 101\rho_A = e^{-20{,}2t + C}$$

Volver al enunciado del problema

Haciendo $t = \infty$ se obtiene

$$C = 10^{-4}$$

Por tanto:

$$\rho_A = 0{,}0099\left(1 - e^{-20{,}26}\right)$$

Obsérvese que el tanque tarda en llenarse:

$$10 = \frac{dV}{dt}$$

$$V = 10\,t$$

$$t = \frac{50}{10} = 5\ h$$

por tanto, la ecuación anterior sólo será válida para $t > 5$ h; cuando se comienza a extraer disolución, ésta tendrá una concentración de:

$$\rho_A = 0{,}0099\ \frac{kg}{m^3}$$

es decir, el sistema se encuentra prácticamente en estado estacionario.

Volver al enunciado del problema

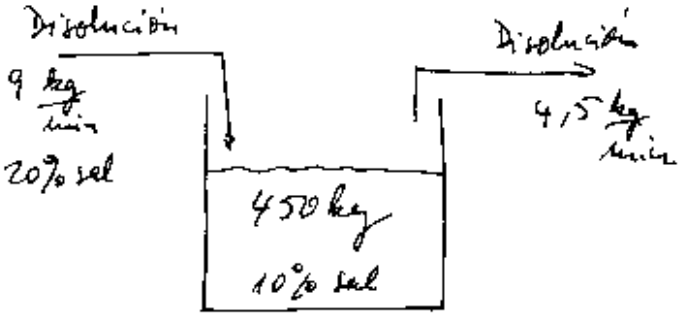
$$m = \frac{180t + 0{,}9t^2 + 4.500}{100 + t}$$

$t = 36{,}6$ min

Disolución = 614,7 kg

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Cantidad de disolución: W [kg]

Cantidad de sal: m [kg]

Balance total:

Entrada = $9 \left[\frac{kg}{min}\right]$

Generación = 0 (no hay reacción química)

Salida = $4,5 \left[\frac{kg}{min}\right]$

Acumulación = $\frac{dW}{dt} \quad \frac{[kg]}{[min]}$

Por tanto:

$$9 = 4,5 + \frac{dW}{dt}$$

Separando variables

$$4,5\, dt = dW$$

Volver al enunciado del problema

Límites de integración:

$t = 0$ [min] $\quad W = 450$ [kg]

$t = t$ [min] $\quad W = W$ [kg]

Integrando:

$$4,5\,t = W - 450$$

De donde:

$$W = 450 + 4,5\,t$$

Balance de sal:

$$\text{Entrada} = 9\left[\frac{kg}{min}\right] 0,2\,[\%] = 1,8\left[\frac{kg\ sal}{min}\right]$$

$$\text{Generación} = 0$$

$$\text{Salida} = 4,5\left[\frac{kg\ totales}{min}\right] \cdot \frac{m}{W}\frac{[kg\ sal]}{[kg\ totales]} = 4,5\,\frac{m}{W}\left[\frac{kg\ sal}{min}\right]$$

$$\text{Acumulación} = \frac{dm}{dt}\ \frac{[kg\ sal]}{[min]}$$

Por tanto:

$$1,8 = 4,5\,\frac{m}{W} + \frac{dm}{dt}$$

Teniendo en cuenta:

$$W = 450 + 4,5\,t$$

se tendrá:

$$1,8 = \frac{m}{100 + t} + \frac{dm}{dt}$$

Volver al enunciado del problema

o, lo que es lo mismo:

$$\frac{dm}{dt} + \frac{m}{100+t} = 1{,}8$$

Ecuación diferencial lineal de la forma:

$$\frac{dm}{dt} + P(t)\cdot m = Q(t)$$

siendo:

$$P(t) = \frac{1}{100+t}$$

$$Q(t) = 1{,}8$$

Cuya solución general es:

$$m = e^{-\int P\,dt}\left[\int Q\, e^{\int P\,dt}\,dt + C\right]$$

Como

$$\int P\,dt = \int \frac{1}{100+t}\,dt = \ln(100+t)$$

se tendrá:

$$m = \frac{1}{100+t}\left[\int (1{,}8)(100+t)\,dt + C\right]$$

es decir:

$$m = \frac{1}{100+t}\left(180t + 0{,}9t^2 + C\right)$$

La constante de integración, C, se obtiene aplicando la condición inicial:

Volver al enunciado del problema

$$t = 0 \ [\text{min}] \qquad m = 45 \ [\text{kg}]$$

Es decir:

$$c = 4.500$$

Por tanto, la variación de la cantidad de sal en el tanque vendrá dada por:

$$m = \frac{180t + 0{,}9t^2 + 4.500}{100 + t}$$

y el tiempo necesario para que la cantidad sea de 90 kg:

$$t^2 + 100t - 5.000 = 0$$

De donde:

$$t = \frac{-100 \pm \sqrt{10.000 + 20.000}}{2} = 36{,}6 \text{ min}$$

Al cabo de ese tiempo existirá en el tanque una cantidad de disolución:

$$W = 450 + (4{,}5)(36{,}6) = 614{,}7 \text{ kg}$$

Volver al enunciado del problema

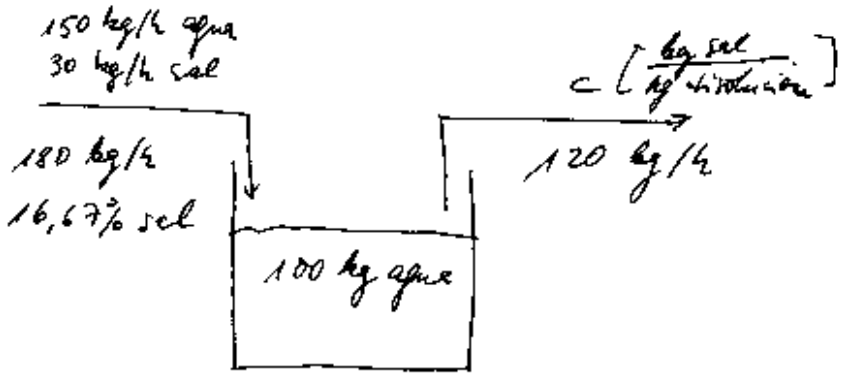
a.) $C = 0{,}126 \ \frac{kg\ sal}{kg\ disolución}$

b.) Disolución = 160 kg

Sal = 20,156 kg

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Cantidad de disolución: W [kg]

Balance total:

Entrada = 180 $\left[\frac{kg}{h}\right]$

Generación = 0 (no hay reacción química)

Salida = 120 $\left[\frac{kg}{h}\right]$

Acumulación = $\frac{dW}{dt}$ $\frac{[kg]}{[h]}$

Por tanto:

$$180 = 120 + \frac{dW}{dt}$$

Separando variables:

$$60\,dt = dW$$

Límites de integración:

$t = 0$ [h] $\quad W = 100$ [kg]

$t = t$ [h] $\quad W = W$ [kg]

Volver al enunciado del problema

Integrando:

$$60\,t = W - 100$$

De donde:

$$W = 100 + 60\,t$$

Balance de sal:

$$\text{Entrada} = 180\left[\frac{kg}{h}\right] \cdot 0{,}1667 = 30\left[\frac{kg}{h}\right]$$

$$\text{Generación} = 0$$

$$\text{Salida} = 120\left[\frac{kg}{h}\right] \cdot C = 120C\left[\frac{kg}{h}\right]$$

$$\text{Acumulación} = \frac{d}{dt}\left(W[kg]\cdot C\right)\frac{1}{[\%]} = \frac{d(W\cdot C)}{dt} \quad \left[\frac{kg}{h}\right]$$

Por tanto:

$$30 = 120\,C + W\frac{dC}{dt} + C\frac{dW}{dt}$$

Teniendo en cuenta:

$$W = 100 + 60t$$

$$\frac{dW}{dt} = 60$$

quedará:

$$30 = 120\,C + (100 + 60t)\frac{dC}{dt} + 60\,C$$

Separando variables:

$$\frac{dC}{3 - 18C} = \frac{dt}{10 + 6t}$$

Volver al enunciado del problema

Límites de integración:

$t = 0$ [h] $\quad C = 0$ [kg/kg]

$t = t$ [h] $\quad C = C$ [kg/kg]

Integrando:

$$-\frac{1}{18}\ln\frac{3-18C}{3} = \frac{1}{6}\ln\frac{10+6t}{10}$$

De donde:

$$C = \frac{1}{6} - \frac{1}{6(1+0{,}6t)^3} \quad \left[\frac{\text{kg sal}}{\text{kg disolución}}\right]$$

a.) Para $t = 1$ h, aplicando esta ecuación:

$$C = \frac{1}{6} - \frac{1}{6[1+(0{,}6)(1)]^3} = 0{,}126 \left[\frac{\text{kg sal}}{\text{kg disolución}}\right]$$

b.) En el interior del tanque, aplicando el balance total para $t = 1$ h:

$$W = 100 + (60)(1) = 160 \text{ kg disolución}$$

Como, por otra parte, la concentración en el interior del tanque es la misma que la de salida:

$$160\ [\text{kg disolución}] \cdot 0{,}126 \left[\frac{\text{kg sal}}{\text{kg disolución}}\right] = 20{,}156 \text{ kg sal}$$

Volver al enunciado del problema

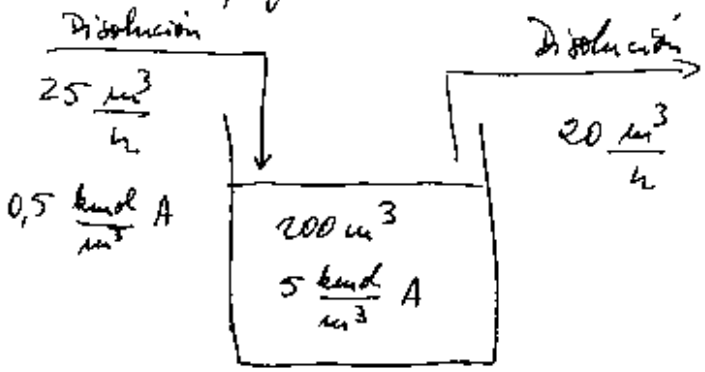
a.) $t = 22\ h$

b.) $V = 310\ m^3$

c.) $t = 30\ h$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Concentración de A: $C\ [kmol/m^3]$
Volumen de líquido: $V\ [m^3]$

Balance total:

Entrada = 25 $\left[\frac{m^3}{h}\right]$

Generación = 0 (no hay reacción química)

Salida = 20 $\left[\frac{m^3}{h}\right]$

Acumulación = $\frac{dV}{dt}\ \frac{[m^3]}{[h]}$

Por tanto:

$$25 = 20 + \frac{dV}{dt}$$

Separando variables:

$$5\,dt = dV$$

Volver al enunciado del problema

Límites de integración:

$t = 0\ [h] \qquad V = 200\ [m^3]$

$t = t\ [h] \qquad V = V\ [m^3]$

Integrando:

$$5t = V - 200$$

De donde:

$$V = 200 + 5t$$

Balance de A:

$$\text{Entrada} = 25\left[\frac{m^3}{h}\right] 0{,}5\left[\frac{kmol}{m^3}\right] = 12{,}5\left[\frac{kmol}{h}\right]$$

$$\text{Generación} = 0$$

$$\text{Salida} = 20\left[\frac{m^3}{h}\right] C\left[\frac{kmol}{m^3}\right] = 20\,C\left[\frac{kmol}{h}\right]$$

$$\text{Acumulación} = \frac{d}{dt}\left(V[m^3]\, C\left[\frac{kmol}{m^3}\right]\right)\frac{1}{[h]} = \frac{d(VC)}{dt}\left[\frac{kmol}{h}\right]$$

Por tanto:

$$12{,}5 = 20\,C + V\frac{dC}{dt} + C\frac{dV}{dt}$$

Teniendo en cuenta:

$$V = 200 + 5t$$

$$\frac{dV}{dt} = 5$$

Quedará:

$$12{,}5 = 20C + (200 + 5t)\frac{dC}{dt} + 5C$$

Volver al enunciado del problema

Separando variables:

$$\frac{dC}{2,5-5C} = \frac{dt}{40+t}$$

a.) Límites de integración:

$t = 0$ [h] $\quad C = 5 \left[\frac{kmol}{m^3}\right]$

$t = t$ [h] $\quad C = 1 \left[\frac{kmol}{m^3}\right]$

Integrando:

$$-\frac{1}{5} \ln \frac{2,5-(5)(1)}{2,5-(5)(5)} = \ln \frac{40+t}{40+0}$$

De donde:

$$t = 22 \text{ h}$$

b.) Aplicando el balance total:

$$V = 280 + (5)(22) = 310 \text{ m}^3$$

c.) Aplicando el balance total para $V = 350 \text{ m}^3$ se tendrá:

$$350 = 280 + 5t$$

De donde:

$$t = 30 \text{ h}$$

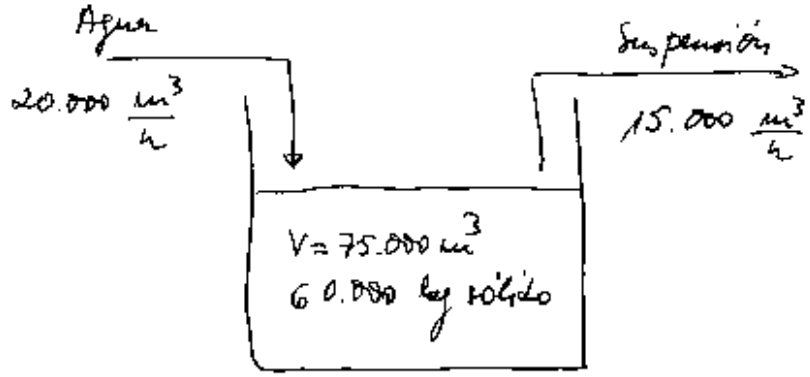
Volver al enunciado del problema

4.) Materia en suspensión = 149.300 kg

5.) $t = 5h$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Cantidad de sólido: m [kg]
Volumen de suspensión: V [m^3]

Balance total:

Entrada = $20.000 \left[\frac{m^3}{h}\right]$

Generación = 0 (no hay reacción química)

Salida = $15.000 \left[\frac{m^3}{h}\right]$

Acumulación = $\frac{dV}{dt}$ $\frac{[m^3]}{[h]}$

Por tanto:

$$20.000 = 15.000 + \frac{dV}{dt}$$

Separando variables:

$$5000\, dt = dV$$

Volver al enunciado del problema

Límites de integración:

$t = 0\ [h] \qquad V = 75.000\ [m^3]$

$t = t\ [h] \qquad V = V\ [m^3]$

Integrando:

$$5.000\,t = V - 75.000$$

De donde:

$$V = 75.000 + 5.000\,t$$

Balance de sólidos:

Entrada = 0

Generación = 0

$$\text{Salida} = 15.000\left[\frac{m^3}{h}\right]\frac{m}{V}\frac{[\text{kg sólido}]}{[m^3]} = 15.000\,\frac{m}{V}\left[\frac{\text{kg sólido}}{h}\right]$$

$$\text{Acumulación} = \frac{dm}{dt}\ \frac{[\text{kg sólido}]}{[h]}$$

Por tanto:

$$0 = 15.000\,\frac{m}{V} + \frac{dm}{dt}$$

Teniendo en cuenta:

$$V = 75.000 + 5.000\,t$$

se tendrá:

$$\frac{15.000\,m}{75.000 + 5.000\,t} + \frac{dm}{dt} = 0$$

Volver al enunciado del problema

o, lo que es lo mismo:

$$\frac{dm}{m} = 5\,\frac{dt}{15+t}$$

a.) Límites de integración:

$t = 0$ [h] $\quad m = 60.000$ [kg]

$t = 3$ [h] $\quad m = m$ [kg]

Integrando:

$$\ln \frac{m}{60.000} = 5 \ln \frac{15+3}{15+0}$$

De donde:

$$m = 149.300 \text{ kg sólidos}$$

b.) Aplicando el balance total al volumen del tanque, $V = 100.000\ m^3$:

$$100.000 = 75.000 + 5.000\,t$$

De donde:

$$t = 5 \text{ h}$$

Volver al enunciado del problema

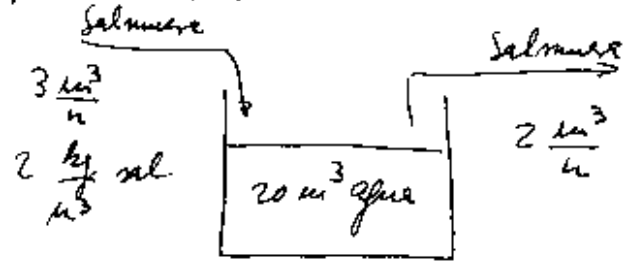
a.) $C = 1,41\ kg/m^3$

b.) $t_{e.e.} = \infty$

$t_{99\%} = 3,38\ h$

Volver al enunciado del problema

a.) Diagrama de flujo:



Concentración de sal: $C\ [kg/m^3]$

Volumen de líquido: $V\ [m^3]$

Balance total:

Entrada = $3\ \left[\frac{m^3}{h}\right]$

Generación = 0 (no hay reacción química)

Salida = $2\ \left[\frac{m^3}{h}\right]$

Acumulación = $\frac{dV}{dt}\ \frac{[m^3]}{[h]}$

Por tanto:

$$3 = 2 + \frac{dV}{dt}$$

Separando variables:

$$dV = dt$$

Límites de integración:

$t = 0\ [h]$ $\quad V = 20\ [m^3]$

$t = t\ [h]$ $\quad V = V\ [m^3]$

Volver al enunciado del problema

Integrando:

$$V - 20 = t$$

De donde, cuando el volumen ha alcanzado $30\ m^3$:

$$t = 30 - 20 = 10\ h$$

Balance de sal:

$$\text{Entrada} = 3\left[\frac{m^3}{h}\right] \cdot 2\left[\frac{kg}{m^3}\right] = 6\left[\frac{kg}{h}\right]$$

$$\text{Generación} = 0$$

$$\text{Salida} = 2\left[\frac{m^3}{h}\right] \cdot C\left[\frac{kg}{m^3}\right] = 2C\left[\frac{kg}{h}\right]$$

$$\text{Acumulación} = \frac{d}{dt}\left(V[m^3] \cdot C\left[\frac{kg}{m^3}\right]\right)\frac{1}{[h]} = \frac{d(VC)}{dt}\left[\frac{kg}{h}\right]$$

Por tanto:

$$6 = 2C + V\frac{dC}{dt} + C\frac{dV}{dt}$$

Teniendo en cuenta:

$$V = 20 + t$$

$$\frac{dV}{dt} = 1$$

Quedará:

$$6 = 2C + (20+t)\frac{dC}{dt} + C$$

Separando variables:

$$\frac{dC}{6 - 3C} = \frac{dt}{20 + t}$$

Volver al enunciado del problema

Límites de integración:

$t = 0\ [h] \quad C = 0\ [kg/m^3]$

$t = 10\ [h] \quad C = C\ [kg/m^3]$

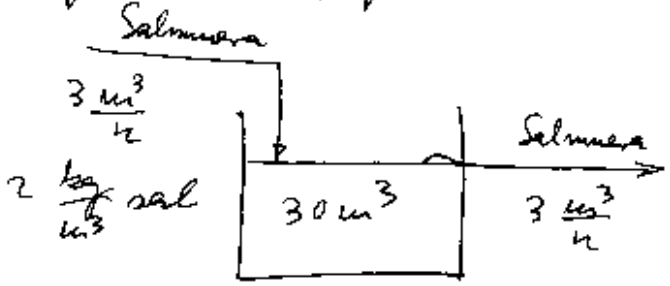
Integrando:

$$-\frac{1}{3} \ln \frac{6-3C}{6-0} = \ln \frac{20+10}{20+0}$$

De donde:

$$C = 1{,}41 \ \frac{kg\ sal}{m^3}$$

b.) Diagrama de flujo:



Balance de sal:

Entrada $= 3\left[\frac{m^3}{h}\right] \cdot 2\left[\frac{kg}{m^3}\right] = 6\left[\frac{kg}{h}\right]$

Generación $= 0$

Salida $= 3\left[\frac{m^3}{h}\right] C\left[\frac{kg}{m^3}\right] = 3C\left[\frac{kg}{h}\right]$

Acumulación $= \frac{d}{dt}\left(30[m^3]\, C\left[\frac{kg}{m^3}\right]\right)\frac{1}{[h]} = \frac{d(30C)}{dt}\left[\frac{kg}{h}\right]$

Volver al enunciado del problema

$[Na_2SO_4] = 26,7\%$

Volver al enunciado del problema

Por tanto:

$$6 = 3C + 30\frac{dC}{dt}$$

Separando variables:

$$\frac{dC}{6-3C} = \frac{1}{30}\,dt$$

Límites de integración:

$t = 0\ [h]$ $\quad C = 1{,}41\ [kg/m^3]$

$t = t\ [h]$ $\quad C = C\ [kg/m^3]$

Integrando:

$$-\frac{1}{3}\ln\frac{6-3C}{6-(3)(1{,}41)} = \frac{1}{3}t$$

De donde:

$$C = 2 - 0{,}59e^{-t}$$

Para que se alcance el régimen estacionario, lo cual, que:

$$C_{salida} = C_{entrada} = 2\ \left[\frac{kg}{m^3}\right]$$

se tendría que $t \to \infty$

Para alcanzar el 99% de la concentración de la alimentación:

$$C = (0{,}99)(2) = 1{,}98\ kg/m^3$$

se tendría:

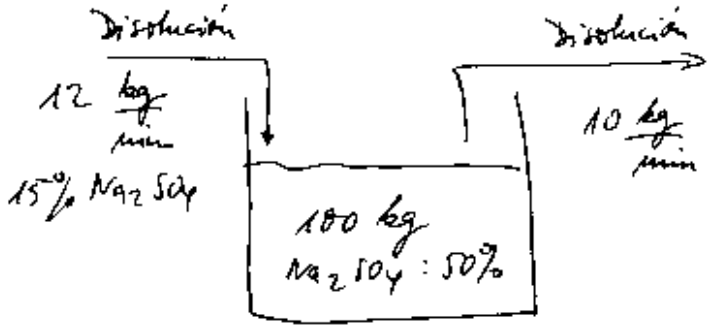
$$1{,}98 = 2 - 0{,}59e^{-t}$$

De donde:

$$t = 3{,}38\ h$$

Volver al enunciado del problema

Diagrama de flujo:



Concentración de Na_2SO_4 : C $\left[\frac{kg\ Na_2SO_4}{kg\ disolución}\right]$

Cantidad en el tanque : W [kg]

Balance total:

Entrada = 12 $\left[\frac{kg}{min}\right]$

Generación = 0 (no hay reacción química)

Salida = 10 $\left[\frac{kg}{min}\right]$

Acumulación = $\frac{dW}{dt}$ $\frac{[kg]}{[min]}$

Por tanto:

$$12 = 10 + \frac{dW}{dt}$$

Separando variables:

$$2\,dt = dW$$

Volver al enunciado del problema

Límites de integración:

$t = 0$ [min] $\quad W = 100$ [kg]

$t = t$ [min] $\quad W = W$ [kg]

Integrando:

$$2t = W - 100$$

De donde:

$$W = 100 + 2t$$

Balance de sal:

$$\text{Entrada} = 12 \left[\frac{kg}{min}\right] \cdot 0{,}15 = 1{,}8 \left[\frac{kg}{min}\right]$$

$$\text{Generación} = 0$$

$$\text{Salida} = 10 \left[\frac{kg}{min}\right] \cdot C = 10C \left[\frac{kg}{min}\right]$$

$$\text{Acumulación} = \frac{d}{dt}\left(W[kg] \cdot C\right)\frac{1}{[min]} = \frac{d(WC)}{dt} \left[\frac{kg}{min}\right]$$

Por tanto:

$$1{,}8 = 10C + W\frac{dC}{dt} + C\frac{dW}{dt}$$

Teniendo en cuenta:

$$W = 100 + 2t$$

$$\frac{dW}{dt} = 2$$

Quedará:

Volver al enunciado del problema

$$1{,}8 = 10C + (100+2t)\frac{dC}{dt} + 2C$$

Separando variables:

$$\frac{dC}{1{,}8 - 12C} = \frac{dt}{100+2t}$$

Límites de integración:

$t = 0$ [min] $\quad C = 0{,}50$ [kg/kg]

$t = 10$ [min] $\quad C = C$ [kg/kg]

Integrando:

$$-\frac{1}{12}\ln\frac{18-12C}{18-(12)(0{,}5)} = \frac{1}{2}\ln\frac{100+(2)(10)}{100+(2)(0)}$$

De donde:

$C = 0{,}267 \longrightarrow 26{,}7\%$ Na_2SO_4 en el mezclador

Volver a:	
Ingeniería Química (Ldo. en Química)	Ampliación de Ingeniería Química (Ldo. en Química)
Ingeniería Química (Ldo. en CyT de Alimentos)	Operaciones Básicas de la I.Q. (Ingeniero Químico)

INGENIERÍA QUIMICA: PROBLEMAS

Tema 04

Problema CIQ04-01	Problema CIQ04-02	Problema CIQ04-03
Problema CIQ04-04	Problema CIQ04-05	Problema CIQ04-06
Problema CIQ04-07	Problema CIQ04-08	Problema CIQ04-09
Problema CIQ04-10	Problema CIQ04-11	Problema CIQ04-12
Problema CIQ04-13	Problema CIQ04-14	Problema CIQ04-15
Problema CIQ04-16	Problema CIQ04-17	Problema CIQ04-18
Problema CIQ04-19	Problema CIQ04-20	Problema CIQ04-21
Problema CIQ04-22	Problema CIQ04-23	Problema CIQ04-24
Problema CIQ04-25	Problema CIQ04-26	Problema CIQ04-27
Problema CIQ04-28	Problema CIQ04-29	Problema CIQ04-30
Problema CIQ04-31	Problema CIQ04-32	Problema CIQ04-33
Problema CIQ04-34	Problema CIQ04-35	Problema CIQ04-36
Problema CIQ04-37	Problema CIQ04-38	Problema CIQ04-39

Volver

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, proceso físico

Una turbina funciona con 500 kg/h de vapor. El vapor entra a la turbina a 44 atm y 450 ºC a una velocidad de 60 m/s y sale en un punto 5 m por debajo de la entrada de la turbina a presión atmosférica y a una velocidad de 360 m/s. La turbina produce trabajo externo a una velocidad de 70 kW, y se estima que la pérdida de calor de la turbina es 104 kcal/h.

Calcular el cambio de entalpía específica asociado con el proceso.

Datos:

1 J = 0,24 cal

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, proceso físico

Desde un recipiente elevado fluye agua a través de un conducto hacia una turbina que se encuentra a un nivel inferior, y sale de la turbina a través de un conducto similar, a la misma velocidad. En un punto a 100 m por encima de la turbina, la presión es de 207 kPa, y en un punto a 3 m por debajo de la turbina, la presión es de 124 kPa.

¿Cuál debe ser el caudal másico del agua si la turbina produce 1 MW de potencia y no existen perdidas por fricción?

Datos:

1 Pa = 1 N/m^2

Densidad del agua = 1.000 kg/m^3

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, proceso físico

Considérese una turbina de vapor que funciona con vapor de agua que incide sobre la misma con una velocidad de 60 m/s, a una presión de 4.000 kN/m^2 y 673 K. El vapor sale de ella con un desnivel de 6 m respecto a la entrada, a presión atmosférica (101,3 kN/m^2) y a una temperatura de 398 K, con una velocidad de 300 m/s.

Sabiendo que la turbina se ha diseñado para producir una potencia teórica de 40 kW con un caudal másico de vapor de 450 kg/h y que las pérdidas totales producidas durante su funcionamiento en régimen estacionario son de 90.000 kJ/h, calcular el rendimiento de la turbina.

Datos:

A partir de las tablas termodinámicas del vapor de agua puede obtenerse:

P [kN/m^2]	T [K]	U [kJ/kg]	r [kg/m^3]
4.000	673	2.920	13,6
101,3	398	2.542	0,55

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, proceso físico

Se está comprimiendo aire de 100 kPa y 255 K (estado en el que tiene una entalpía de 489 kJ/kg) a 1.000 kPa y 278 K (estado en el que tiene una entalpía de 509 kJ/kg). La velocidad de salida del aire del compresor es de 60 m/s, mientras que la de la entrada se considera despreciable.

¿Qué potencia en kW debe tener el compresor si la carga es de 100 kg/h de aire y el sistema es eminentemente adiabático?

Datos:

1 Pa = 1 N/m^2

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, proceso físico

Se desea vaciar gasolina (r = 801 kg/m^3) desde un tanque elevado. La diferencia de altura entre el depósito y la salida es de 76 cm y la operación se realiza mediante una manguera de 0,635 cm de diámetro interno, en cuyo interior se produce una pérdida por fricción de 2,368 J/kg.

Calcular cuánto tiempo llevaría drenar 20 litros, sin tomar en cuenta el cambio en el nivel del líquido durante este proceso, y suponiendo que tanto la superficie del líquido del tanque como la salida de la manguera están a 1 atm.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, proceso físico

Se bombea agua desde el fondo de un pozo de 4,57 m de profundidad a razón de 757 l/h para introducirla en un tanque con respiradero situado 50,3 m por encima del suelo, con objeto de mantener constante el nivel de agua en el tanque. Para evitar que el agua se congele, un pequeño calentador introduce 31,5 MJ/h en el agua durante su transferencia desde el pozo hasta el tanque de almacenamiento. Se pierde calor del sistema a una velocidad constante de 26,25 MJ/h.

Se usa una bomba de 1,5 kW para elevar el agua. Cerca del 55% de la potencia especificado se invierte en el trabajo de bombear, y el resto se disipa como calor hacia la atmósfera. Se considera también que la velocidad del fluido es la misma en toda la conducción.

¿Qué temperatura tiene al agua al entrar en el tanque de almacenamiento, suponiendo que el agua del pozo está a 1,7 ºC?

Datos:

El calor específico del agua puede considerarse constante e igual a 4,2 kJ/(kg·ºC) y su densidad igual a 1.000 kg/m^3.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, proceso físico

Se bombea agua de un pozo, con una profundidad de 200 m, hasta un tanque de almacenamiento situado 30 m por encima del nivel del suelo, con un caudal de 3 kg/s. El agua, que está en reposo en el pozo, llega al tanque con una velocidad de 1 m/s. Asimismo, el agua sale del pozo a 283 K y la temperatura ambiente es de 298 K.

Calcular la potencia teórica de la bomba.

Datos:

Capacidad calorífica del agua: 4,2 kJ/(kg·ºC)

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, proceso físico (entalpía)

Se desea calentar desde 20 ºC hasta 300 ºC un flujo que contiene 10% en volumen de metano y 90% en volumen de aire. Calcular la velocidad de entrada de calor requerida (en kilowatios), si la velocidad de flujo del gas es 2.000 l/min (en CN).

Datos:

Para el intervalo de temperaturas considerado, se pueden tomar los siguientes calores específicos medios:

Gas	C_p [J/(mol·ºC)]
Metano	43,18
Aire	29,38

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, proceso físico (entalpía)

Se tiene un gas cuya composición en volumen es: N_2, 70%; CO_2, 20%, H_2O, 10%. Dicho gas se encuentra a 700 ºC y entra en un cambiador de calor con un caudal de 100 kg/h. ¿Qué cantidad de calor (kcal/h) se deberá eliminar en el cambiador si se desea que salga la corriente gaseosa a 25ºC?

Datos:

En las condiciones indicadas, el vapor de agua pasa al estado líquido.

El calor latente de condensación del vapor de agua a 25 ºC es 10,497 kcal/kmol.

Para el intervalo de temperaturas considerado se pueden tomar los siguientes calores específicos medios:

Gas	C_p [kcal/(kmol·ºC)]
N_2	7,298
CO_2	11,303
H_2O	8,816

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, proceso físico (entalpía)

Se mezcla adiabáticamente una corriente de 100 kmolh de un gas que contiene 20% de CO_2 y 80% de N_2, a una temperatura de 800 ºC, con otra corriente que contiene 50% de CO_2, 50% de N_2 y se encuentra a 100 ºC. La corriente resultante tiene una composición de 30% de CO_2 y 70% de N_2. ¿Cuál será su temperatura?

Datos:

Calores específicos medios:

Gas	C_p [kcal/(kmol·ºC)]
CO_2	12,0
N_2	7,5

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, proceso físico (entalpía)

Se tiene un recinto adiabático en el cual penetra una corriente de gas **A** a 80 ºC, cuya composición es 11% de CO_2, 1% de H_2O y 88% de N_2, y otra **B** a 120 ºC, que contiene los mismos gases, pero cuya composición es desconocida. Si el gas de mezcla contiene 17% de CO_2, 7% de H_2O y 76% de N_2, determinar la composición de **B** y la temperatura del gas de mezcla en el supuesto de que penetren 2 mol de **B** por cada mol de **A**.

Datos:

Calores específicos medios:

Gas	C_p [kcal/(kmol·ºC)]
CO_2	12,0
H_2O	9,4
N_2	7,5

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, proceso físico (entalpía)

Considérese la destilación súbita de una mezcla líquida que se expande hasta la presión atmosférica y 360 K, en una cámara adiabática. El alimento líquido, constituido por una mezcla de benceno y tolueno con un 70% en moles del primero, fruto de la expansión, se desdobla en una corriente de vapor (60%), con una fracción molar de benceno del 76%, y otra corriente líquida (40%) ambas en equilibrio.

Calcúlese la temperatura del alimento.

Datos:

Pesos moleculares (kg/kmol): Benceno, 78; tolueno, 92.

Datos termodinámicos a presión atmosférica:

	T_b [K]	l [kJ/kg]	C_p [kJ/(kg·K]	
			Líquido	Vapor
Benceno	353,1	394,0	1,758	1,298
Tolueno	383,6	363,4	1,842	1,423

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, proceso físico (entalpía)

Para reducir el contenido en agua de una muestra de caseína se utiliza un secadero que consume 4 Nm^3/h de gas natural que tiene un poder calorífico de 800 kJ/mol. La caseína húmeda entra en el secadero a razón de 60 kg/h con un 55 % de humedad y sale del mismo con una humedad del 10%.

Calcular la eficacia térmica del secadero, definida como el calor necesario respecto al calor aportado.

Datos:

El calor latente de vaporización del agua en las condiciones del secadero es de 2.257 kJ/kg.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, proceso físico (entalpía)

Un caudal de 100 mol/h de un gas, que contiene el 60% en mol de metano y 40% en mol de agua a 350 ºC, pasa a través de un cambiador de calor y se enfría a 120 ºC. Asimismo entra n10 mol/h de agua al cambiador de calor como un líquido frío a 25 ºC y salen como vapor saturado a 1 atm

Determinar las pérdidas de calor en el cambiador de calor.

Datos:

La entalpía del agua líquida a 25ºC y 1 atm es de 105 kJ/kg y la del vapor saturado a 1 atm es de 2.676 kJ/kg, ambas respecto al agua líquida a 0ºC.

Para el intervalo de temperaturas considerado se pueden usar los siguientes calores específicos medios:

Gas	C_p [kcal/(kmol·ºC)]
CH_4	11,60
H_2O	8,82

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, proceso físico (entalpía)

De una unidad de síntesis sale vapor de metanol a una temperatura de 427 ºC y pasa a través de una caldera de calor excedente en la que se enfría; en este proceso se genera vapor saturado a 482 kPa. La alimentación de agua a la caldera entra a 21 ºC y 482 kPa. Si el cociente entre la alimentación molar del agua y el metanol es 0,2, y se supone que la caldera opera adiabáticamente, ¿cuál es la temperatura de salida del metanol?

Datos:

La capacidad calorífica media del vapor de metanol en el intervalo de temperaturas considerado es 67,2 kJ/(kmol·ºC)

La entalpía del agua líquida a 21 ºC es 88,5 kJ/kg y la del vapor saturado a 482 kPa es de 2.745 kJ/kg, ambas respecto al agua líquida a 0 ºC.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, proceso físico (entalpía)

Vapor de agua (que sirve para calentar una biomasa) entra en la cámara de calefacción (que está separada de la biomasa) de un reactor a 250 ºC, saturado, y se condensa por completo en dicha cámara. La velocidad de pérdida de calor de la cámara de calefacción hacia el entorno es de 1,5 kJ/s. Los reactivos entran en el reactor a 20 ºC y salen a 100 ºC. Si la carga consiste en 150 kg/h de material con una capacidad calorífica media de 3,26 J/(g·ºC), ¿cuántos kilogramos de vapor de agua se necesitan por kilogramo de carga?

Datos:

La entalpía del vapor de agua saturado a 250 ºC es de 1.701 kJ/kg.

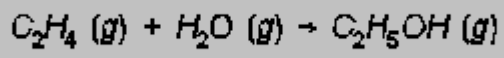
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, reacción química

Se lleva a cabo la hidratación de etileno con vapor de agua para producir etanol en un reactor catalítico adiabático:



Sabiendo que la mezcla gaseosa alimentada está constituida por etileno (60%), agua (30%) y metano (10%), que la conversión en las condiciones de reacción es del 5% y que el gas efluente abandona el reactor a 400 K, calcular la temperatura a la que debe introducirse la mezcla alimento para mantener las condiciones de funcionamiento en régimen estacionario.

Datos:

La entalpía de la reacción es $DH_R(400\ ^oC) = -46.208$ kJ/kmol.

Para el intervalo de temperaturas considerado se pueden usar los siguientes calores específicos medios:

Gas	C_p [kJ/(kmol·ºC)]
C_2H_4	53
H_2O	35
CH_4	40

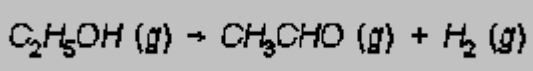
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, reacción química

Se lleva a cabo la deshidrogenación de etanol para formar acetaldehido en un reactor adiabático:



El reactor se alimenta con el vapor de etanol a 300 ºC, y se obtiene una conversión del 30%.

Calcular la temperatura del producto, usando las siguientes capacidades caloríficas constantes [kJ/(kmol·ºC)]: etanol: 110; acetaldehido: 80; hidrógeno: 29. La entalpía de la reacción es DH_r (25 ºC) = +68.950 kJ/kmol.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, reacción química

Un reactor se alimenta con 100 mol/h de amoníaco y 200 mol/h de oxígeno, a 25ºC, y en su interior el amoniaco se consume completamente, según la reacción:

$$4\ NH_3\ (g) + 5\ O_2\ (g) \rightarrow 4\ NO\ (g) + 6\ H_2O\ (g)$$

El flujo de producto sale como un gas a 300 ºC.

Calcular el calor transferido entre el reactor y su entorno, suponiendo que la operación se efectúa, aproximadamente, a 1 atm.

Datos:

La entalpía de reacción estándar a 25ºC y 1 atm para la reacción de oxidación del amoníaco es DH_R = -904,6 kJ/mol.

Para el intervalo de temperaturas considerado se pueden usar los siguientes calores específicos medios:

Gas	C_p [J/(mol·ºC)]
NO	30,74
H_2O	34,8
O_2	30,8

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, reacción química

Se quema completamente monóxido de carbono a 25 ºC y 1 atm con 50% de exceso de aire, que se encuentra a 540 ºC. Los gases de combustión abandonan el horno a 425 ºC.

Calcular el calor eliminado en el horno en kilocalorías por cada kg de monóxido de carbono alimentado.

Datos:

La entalpía de combustión estándar a 25ºC y 1 atm del monóxido de carbono es DH_c = -67.636 kcal/kmol.

Para el intervalo de temperaturas considerado se pueden usar los siguientes calores específicos medios:

Gas	C_p [kcal/(kmol·ºC)]
N_2	7,0
O_2	7,3
CO_2	10,2
CO	6,9

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, reacción química

Una caldera produce 4.536 kg/h de vapor de agua saturado y seco a 20,6 bar (T_s = 214 ºC; l = 450 kcal/kg) a partir de un agua de alimentación que se encuentra a 37,8 ºC. El consumo de combustible es de 499 kg/h a una temperatura de 25 ºC, con un poder calorífico ($-DH_R$) de 32.564 kJ/kg y una composición en peso de 84% de carbono, 4% de oxígeno, 4% de hidrógeno y 8% de cenizas.

La composición volumétrica de los gases de escape es la siguiente: 10% de CO_2; 9,5% de O_2 y 80,5% de N_2. La temperatura de dichos gases es de 288 ºC y el aire entra en la cámara de combustión a 25 ºC.

Tomando como valor medio de la capacidad calorífica para los gases de escape secos el de 0,24, para el agua líquida el de 1, para el vapor de agua el de 0,46 kcal/(kg·K) y tomando como calor latente de vaporización del agua 540 kcal/kg, hágase un balance de energía para la caldera con el fin de evaluar las pérdidas de calor en kW.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, reacción química

Un motor Diesel de un cilindro desarrolló durante un ensayo una potencia de 5,5 kW, consumiendo 0,03 kg/min de combustible cuya composición en peso era de 84% de carbono y 16% de hidrógeno con un poder calorífico ($-DH_R$) de 45.357 kJ/kg.

El análisis de Orsat de los productos secos de combustión dio la siguiente composición volumétrica: 12,5% de CO_2, 2,7% de O_2 y 84,8% de N_2. La temperatura de estos gases fue de 436,5 ºC.

Para evitar el calentamiento del motor, se utiliza una corriente de agua de refrigeración con un caudal de 3,64 kg/min, produciéndose un incremento de temperatura de 22 ºC. Tanto el combustible como el agua de refrigeración y el aire para la combustión entran a 25ºC.

Calcular:

a) El caudal molar y la composición de los gases de escape en base húmeda.

b) Las pérdidas de calor en el sistema en kJ/min.

Datos:

Calor específico del agua líquida:1 kcal/(kg·ºC).

Calor latente de vaporización del agua líquida: 586 kcal/kg.

Calores específicos medios utilizables en el intervalo de temperaturas considerado:

Compuesto	C_p [kcal/(kg·ºC)]
CO_2	0,24
O_2	0,234
N_2	0,25
H_2O (g)	0,46
H_2O (l)	1,00

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, reacción química (formación)

Calcular la temperatura de llama (temperatura de reacción adiabática suponiendo combustión completa) teórica para monóxido de carbono gaseoso quemado a presión constante con 100 % de aire en exceso, si los reactivos entran a 100 ºC y 1 atm.

Datos:

Entalpías de formación a 25 ºC y 1 atm:

Compuesto	DH^o_f [kJ/kmol]
CO	- 110.520
CO_2	- 393.510

Capacidades caloríficas medias en el intervalo de temperaturas considerado:

Compuesto	C_p [kJ/(kmol·ºC)]
CO	28,842
O_2	30,514
CO_2	42,636
N_2	29,260

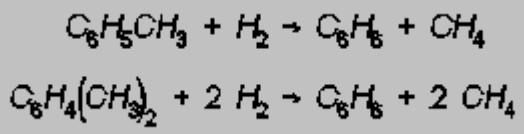
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, reacción química (formación)

En un reactor de hidroalquilación en el que se produce benceno, se trata una mezcla gaseosa de tolueno y xilenos a presión atmosférica con un gas de reformado:



Si la mezcla se alimenta al reactor a 673 K con la siguiente composición: tolueno, 20%; xilenos, 15%; hidrógeno, 55% y metano, 10%, suponiendo que el reactor opera adiabáticamente y se alcanza en las condiciones de reacción una conversión del 70%, calcular la temperatura de la corriente gaseosa efluente.

Datos:

Entalpías de formación a 25 ºC y 1 atm:

Compuesto	DH^o_f [kJ/mol]
Tolueno	+ 50,00
Xilenos	+ 18,06
Benceno	+ 82,93
Metano	- 74,84

Capacidades caloríficas medias en el intervalo de temperaturas considerado:

Compuesto	C_p [J/(mol·ºC)]
Tolueno	235,37
Xilenos	278,80
Benceno	112,86
Hidrógeno	29,66
Metano	40,00

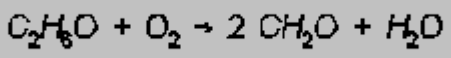
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, reacción química (formación)

En un proceso continuo se produce formaldehído por oxidación de éter dimetílico según la siguiente reacción:



Al reactor, que opera en condiciones isotermas a 753 K con una conversión del 100%, se alimenta una mezcla gaseosa constituida por el éter y un 40% en exceso de aire, que previamente se calienta hasta 374 K. Calcular por cada kilogramo de formaldehído producido:

a) El calor consumido en la precalefacción de la mezcla alimento, que originalmente se encuentra a 298 K.

b) El calor que es necesario eliminar en el reactor para mantener las condiciones isotérmicas.

Datos:

Entalpías de formación a 25 ºC y 1 atm:

Compuesto	DH^o_f [kJ/mol]
Éter dimetílico	- 157,00
Formaldehído	- 115, 89
Agua (v)	- 241,83

Capacidades caloríficas medias en el intervalo de temperaturas considerado:

Compuesto	C_p [J/(mol·ºC)]
Éter dimetílico	34,9
Formaldehído	53,8
Oxígeno	30,8
Nitrógeno	29,3
Agua (v)	35,0

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, reacción química (formación)

Se quema por completo monóxido de carbono a 10 ºC y una presión de 2 atm con 50 % de aire en exceso que está a 538 ºC. Los productos de la combustión salen de la cámara de combustión a 427 ºC.

Calcular el calor generado en la cámara de combustión expresado en kilojulios por kilogramo de CO que entra.

Datos:

Entalpías de formación a 25 ºC y 1 atm:

Compuesto	DH^o_f [kJ/mol]
CO	- 110,52
CO_2	- 393,51

Capacidades caloríficas medias en el intervalo de temperaturas considerado:

Compuesto	C_p [kJ/(kmol·ºC)]
CO	29,64
O_2	30,45
N_2	29,51
CO_2	40,78

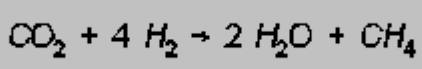
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, reacción química (formación)

En un reactor catalítico se lleva a cabo la reacción:



Si la reacción es completa, los reactivos entran al reactor en proporciones estequiométricas y tanto la corriente de entrada como la de salida se encuentran a 500 ºC, calcular el calor que se pierde a través de las paredes del reactor por cada kilomol de dióxido de carbono convertido.

Datos:

Entalpías de formación a 25 ºC y 1 atm:

Compuesto	DH^o_f [kcal/kmol]
CO_2	- 94.059
H_2O	- 57.798
CH_4	- 17.889

Capacidades caloríficas medias en el intervalo de temperaturas considerado:

Compuesto	C_p [kcal/(kmol·ºC)]
CO_2	10,2
H_2	7,0
H_2O (v)	8,4
CH_4	9,6

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

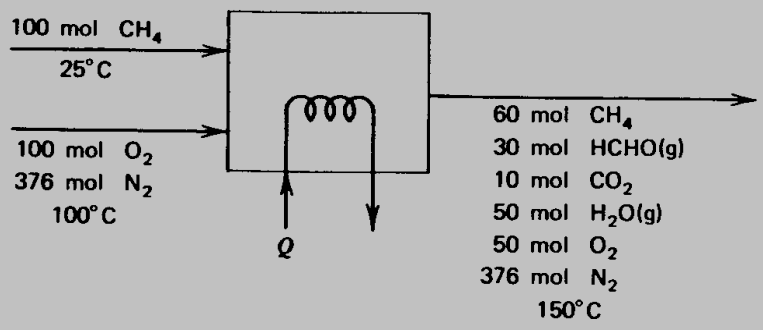
INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, reacción química (formación)

El metano se oxida con aire para producir formaldehído en un reactor continuo. La combustión del metano es una pareja de reacciones competitivas:

$$CH_4\ (g) + O_2\ (g) \rightarrow HCOH\ (g) + H_2O\ (g)$$

$$CH_4\ (g) + 2\ O_2\ (g) \rightarrow CO_2\ (g) + 2\ H_2O\ (g)$$

El diagrama de flujo que se acompaña muestra los datos para una base supuesta de 100 moles de metano de alimentación:



Si la presión es lo suficientemente baja para que se considere que el gas se comporte idealmente, el metano entra al reactor a 25 ºC y el aire entra a 100 ºC, ¿cuánto calor debe extraerse para que el flujo de producto salga a 150 ºC?

Datos:

Entalpías de formación a 25 ºC y 1 atm:

Compuesto	DH^o_f [kJ/mol]
CH_4	- 74,85
HCOH	-115,90
CO_2	- 393,50
H_2O	- 241,83

Capacidades caloríficas medias en el intervalo de temperaturas considerado:

Compuesto	C_p [kJ/(kmol·ºC)]
CH	39,20

CH_4	
O_2	20,06
N_2	29,24
HCOH	38,00
CO_2	39,54
H_2O	34,13

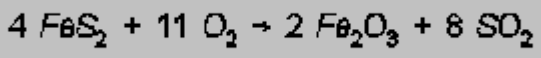
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, reacción química (formación)

Un mineral de hierro (pirita) que contiene 85% de FeS_2 y 15% de ganga (tierra inerte, rocas, etc.), se tuesta con una cantidad de aire equivalente a un 200% de aire en exceso con objeto de producir SO_2 según la reacción:



El producto de desecho sólido (ceniza) representa un 72,5% del mineral cargado y tiene una composición de 4% de FeS_2, 75,35% de Fe_2O_3 y 20,65% de ganga. Determinar la transferencia de calor por kilogramo de mineral para mantener las corrientes de producto a 25 ºC, si las corrientes de entrada están también a 25 ºC.

Datos:

Pesos moleculares

Compuesto	M [kg/kmol]
Fe	56
Fe_2O_3	160
FeS_2	120

Entalpías de formación a 25 ºC y 1 atm:

Compuesto	DH^o_f [kJ/mol]
FeS_2	- 177,9
Fe_2O_3	- 822,2
SO_2	- 296,9

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, reacción química (formación)

En un reactor catalítico se hidrogena, a presión elevada, benceno para obtener ciclohexano y para ello se alimenta una mezcla de benceno e hidrógeno en proporción molar 1:4, con un caudal total de 200 kg/h, a una temperatura de 300 ºC. Los productos de reacción abandonan el lecho a la temperatura media de éste, de 330 ºC.

Si la conversión del benceno alimentado es del 90%, calcular el calor que hay que eliminar del reactor (kcal/h) suponiendo régimen estacionario y que la temperatura del lecho permanece constante.

Datos:

Entalpías de formación a 25 ºC y 1 atm:

Compuesto	DH^o_f [kcal/mol]
C_6H_6	+ 19,82
C_6H_{12}	- 29,43

Capacidades caloríficas medias en el intervalo de temperaturas considerado:

Compuesto	C_p [cal/(mol·ºC)]
C_6H_6	27
C_6H_{12}	40
H_2	7

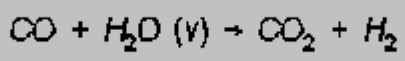
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, reacción química (formación)

En una instalación productora de hidrógeno se obtienen 10 Tm/día de hidrógeno. El proceso de obtención se basa en la reacción:



que se desarrolla haciendo pasar monóxido de carbono y vapor de agua a través de un lecho catalítico a presión próxima a la atmosférica. El reactor está totalmente rodeado de una camisa para la circulación de agua refrigerante. La mezcla reaccionante entra a 150 ºC y los productos abandonan el reactor a 480 ºC. A fin de conseguir la conversión total del monóxido de carbono se utiliza un 50% de exceso de vapor de agua sobre la cantidad estequiométrica.

Calcular el caudal másico de agua refrigerante que se requerirá, si su temperatura no debe incrementarse más de 20 ºC sobre la de entrada.

Datos:

Calor específico del agua líquida: 1 kcal/(kg·ºC).

Calores molares medios entre 25 y 150 ºC:

Compuesto	C_p [kcal/(kmol·ºC)]
CO	7
H_2O	40

Calores molares medios entre 25 y 480 ºC:

Compuesto	C_p [kcal/(kmol·ºC)]
CO_2	10,7
H_2	7
H_2O	8,5

Entalpías de formación a 25 ºC y 1 atm:

Compuesto	DH^o_f [kcal/kmol]

CO_2	- 94.052
CO	- 26.416
H_2O	- 57.798

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen estacionario, sistema abierto, reacción química (combustión)

En el hogar de una caldera se quema un gas combustible, cuya composición en tanto por ciento en volumen es la siguiente:

Gas	% volumen
H_2	35,0
CO	21,2
CH_4	15,8
CO_2	2,5
N_2	25,5

La combustión se realiza con un 20% en exceso de aire sobre el requerido para la combustión total. Tanto el gas combustible como el aire entran en el horno precalentados a 300 ºC y los gases de combustión lo abandonan a 600 ºC.

Suponiendo que la combustión es total, determinar la composición sobre base húmeda de los gases de combustión formados y el calor transmitido a la caldera por cada 100 kmol de gas combustible quemados, suponiendo que no se producen pérdidas al exterior.

Datos:

Capacidades caloríficas medias en el intervalo de temperaturas considerado:

Compuesto	C_p [cal/(mol·ºC)]
H_2	7,00
N_2	7,10
CO	7,20
O_2	7,50
CO_2	10,8
CH_4	11,6
H_2O	8,50

Entalpías de combustión a 25 ºC y 1 atm:

Compuesto	DH^o_c [cal/mol]
CO	- 67.600

H_2	- 58.000
CH_4	- 192.800

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen no estacionario, sistema abierto

Un tanque contiene 2.500 kg de un aceite que inicialmente se encuentra a 25 ºC y se calienta con agitación (mezcla completa) utilizando vapor de agua saturado que condensa en un serpentín sumergido en el aceite, por donde circula el vapor a la presión de 3 kg-f/cm^2. La velocidad de transmisión de calor puede expresarse mediante la ecuación:

$$\frac{dq}{dt}\left[\frac{kcal}{h}\right] = (T_{vapor} - T_{aceite})$$

donde **q** es el calor transferido y **h** el coeficiente de transmisión de calor,

a) Si al mismo tiempo que comienza el calentamiento se comienza la alimentación de 500 kg/h de mismo aceite a 25 ºC y se saca del tanque el mismo caudal, ¿qué tiempo tardará la descarga del tanque en aumentar su temperatura desde 25 ºC a 40 ºC?

b) ¿Cuál es la máxima temperatura que puede lograrse en el tanque?

Datos:

Capacidad calorífica del aceite: 0,5 kcal/(kg·ºC).

Temperatura de condensación del vapor: 133 ºC.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen no estacionario, sistema abierto

A un tanque de 1.000 Iitros de capacidad, que se encuentra inicialmente a 42,5 ºC, entran 100 l/min de ácido sulfúrico al 10% que está a 50 ºC y, por otro conducto, 100 l/min de agua a 35 ºC. Si el tanque está perfectamente agitado y se extraen 85 l/min de disolución, calcular:

a) ¿En cuánto tiempo se llenará?

c) ¿Cuál será la temperatura de la disolución saliente en ese momento?

Datos:

La densidad de la disolución de ácido sulfúrico al 10% es 1,05 g/cm^3. Para el resto de las corrientes tomar el valor de densidad de 1 g/cm^3.

El calor específico medio de la corriente de ácido sulfúrico al 10% y de la disolución que abandona el reactor es de 0,90 kcal/(kg·ºC).

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen no estacionario, sistema abierto

Se desea calentar una botella de leche inyectando vapor de agua en su interior. El vapor de agua condensa y aumenta el volumen del líquido del interior del recipiente. Encontrar la ecuación que relacione la variación de la temperatura y el volumen del líquido con el tiempo.

Si la botella, con una capacidad de 225 cm^3, contiene inicialmente 200 cm^3 de leche a 20 ºC y el vapor de agua usado es de 2 atm, hallar la temperatura de la leche cuando la botella esté llena, suponiendo que no existen pérdidas de calor al exterior.

Datos:

Calor específico de la leche: 4,185 kJ/(kg·ºC)

Densidad de la leche: 10^3 kg/m^3

Entalpía del vapor de agua a 2 atm referida al agua líquida a 0 ºC y 1 atm: 2.700 kJ/kg.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):

Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen no estacionario, sistema abierto

Deben neutralizarse 100 kg de una disolución con un contenido en ácido sulfúrico del 25% en peso. La disolución acuosa se halla en un tanque a 30 ºC de temperatura y se dispone para su neutralización de una corriente de hidróxido sódico al 10% en peso en agua a una temperatura de 20 ºC y con un caudal de 10 kg/min. No habrá ninguna corriente de salida del tanque y podrá considerarse que la reacción es instantánea.

El tanque, que estará bien agitado, dispone también de un serpentín-refrigerante para la eliminación de parte del calor debido a la reacción química. El fluido que circulará por el serpentín se hallará a 15 ºC, siendo el área de refrigeración del serpentín de 0,2 m^2, con un coeficiente global de transmisión de calor U = 0,3488 kJ/(s·m^2·ºC). La capacidad calorífica de todas las disoluciones es constante C_p = 4,185 kJ/(kg·ºC).

Determinar el tiempo para neutralizar todo el ácido sulfúrico y la temperatura que alcanzará el tanque en ese momento.

Datos:

La entalpía estándar (a 25 ºC y 1 atm) para la reacción:

$$H_2SO_4\ (aq) + 2\ NaOH\ (aq) \rightarrow Na_2SO_4\ (aq) + 2\ H_2O$$

es, incluyendo las entalpías de disolución DH_R = -1,38·10^5 kJ/kmol.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen no estacionario, sistema cerrado

En una cámara de combustión de plasma con un volumen de 2 litros se va a calentar gas argón con un calentador de resistencia eléctrica. En un principio el gas, que puede tratarse como gas ideal, está a 1,5 Pa y 300 K. El calentador de 1.000 ohmios extrae corriente a 40 V durante 5 minutos (o sea, el entorno realiza 480 julios de trabajo).

La masa del calentador es de 12 gramos y su capacidad calorífica es de 0,35 J/(g·K). La capacidad calorífica a volumen constante del argón es de 12,47 J/(mol·K).

¿Cuáles son la temperatura y la presión finales del gas en equilibrio?

Datos:

Supóngase que la transferencia de calor del gas a la cámara es insignificante a esta presión tan baja y en un tiempo tan corto.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen no estacionario, sistema cerrado

Un tanque con un pistón móvil contiene un gas; la temperatura inicial del gas es 25 ºC.

a) El tanque se coloca en agua hirviendo con el pistón en una posición fija. El gas absorbe una cantidad de 2 kcal de calor y alcanza el equilibrio a 100 ºC (y una presión mayor).

b) El pistón se libera y el gas realiza 100 J de trabajo para trasladar el pistón a su nueva posición de equilibrio. La temperatura final del gas es 100 ºC.

Resolver los correspondientes balances de energía para obtener en cada caso el término de energía involucrado en el proceso. Considerar que el gas en el tanque es el sistema, despreciar el cambio en la energía potencial del gas cuando el pistón se mueve verticalmente y considerar que el gas se comporta idealmente. Expresar todas las energías en julios.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Balances de energía
Materia	Régimen no estacionario, sistema cerrado

Un extintor, que tiene un volumen de 113 litros, almacena 4,5 kg de CO_2 a temperatura ambiente, de tal forma que la presión en su interior es de $2 \cdot 10^6$ Pa. ¿Cuánto calor se deberá extraer del extintor para que una parte del CO_2 se encuentre en estado líquido y la presión en su interior sea de $9{,}65 \cdot 10^5$ Pa?

Datos:

Las entalpías específicas del CO_2 en las condiciones del sistema son:

P (Pa)	DH [kJ/kg]
$9{,}65 \cdot 10^5$	188,5
$2{,}00 \cdot 10^6$	372,3

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

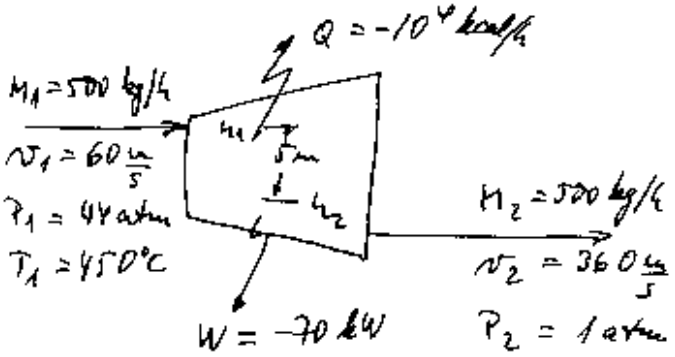
Volver al Índice

Volver al enunciado del problema

$$\Delta H = -649.815 \ J/kg$$

Volver al enunciado del problema

C1Q04-01
1/1



$$M = 500 \frac{kg}{h} = 0{,}139 \frac{kg}{s}$$

Balance de energía:

$$\Delta E_c + \Delta E_p + \Delta H = Q + W \qquad \left[\frac{J}{kg}\right]$$

Se tendrá:

$$\Delta E_c = \frac{1}{2}\left(v_2^2 - v_1^2\right) = \frac{1}{2}\left(360^2 - 60^2\right) = 63.000 \frac{J}{kg}$$

$$\Delta E_p = g\left(h_2 - h_1\right) = (9{,}81)(-5) = -49{,}05 \frac{J}{kg}$$

$$Q = -10^4 \left[\frac{kcal}{h}\right] \frac{1}{0{,}24} \left[\frac{kJ}{kcal}\right] \frac{1}{3600} \left[\frac{h}{s}\right] \cdot 1.000 \left[\frac{J}{kJ}\right] \cdot \frac{1}{0{,}139} \left[\frac{s}{kg}\right] =$$

$$= -83.267 \frac{J}{kg}$$

$$W = -70\ kW = -70.000 \left[\frac{J}{s}\right] \cdot \frac{1}{0{,}139} \left[\frac{s}{kg}\right] = -503.597 \frac{J}{kg}$$

Luego:

$$63.000 - 49{,}05 + \Delta H = -83.267 - 503.597$$

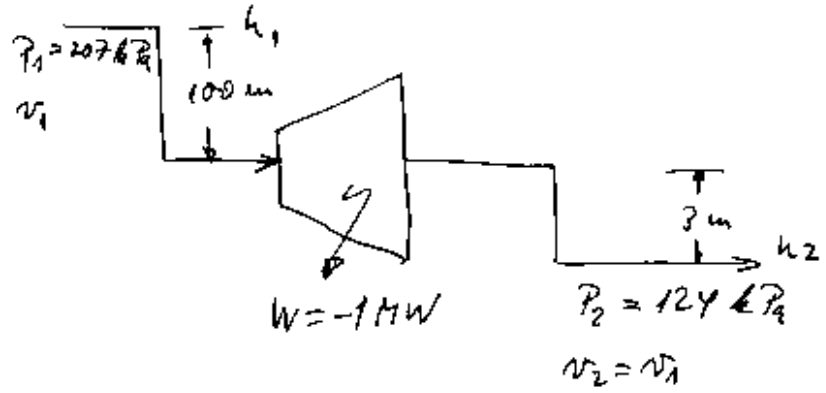
De donde:

$$\Delta H = -649.815 \ J/kg$$

Volver al enunciado del problema

$M = 9{,}15 \ kg/s$

Volver al enunciado del problema



Balance de energía:

$$\Delta E_c + \Delta E_p + \Delta U + \Delta\left(\frac{P}{\rho}\right) = Q + W \qquad \left[\frac{J}{kg}\right]$$

Como las pérdidas de fricción se representan por:

$$\sum F = \Delta U - Q$$

y se consideran nulas, se tendrá:

$$\Delta E_c + \Delta E_p + \Delta\left(\frac{P}{\rho}\right) = W$$

siendo los diferentes términos:

$$\Delta E_c = \frac{1}{2}\left(v_2^2 - v_1^2\right) = 0$$

$$\Delta E_p = g\left(h_2 - h_1\right) = (9{,}81)(0 - 103) = -1.010\ \frac{J}{kg}$$

$$\Delta\left(\frac{P}{\rho}\right) = \frac{P_2 - P_1}{\rho} = \frac{124 \cdot 10^3 - 207 \cdot 10^3}{1.000} = -83\ \frac{J}{kg}$$

$$W = -1 \cdot 10^6\left[\frac{J}{s}\right] \cdot \frac{1}{M}\left[\frac{s}{kg}\right] = -\frac{10^6}{M}\ \frac{J}{kg}$$

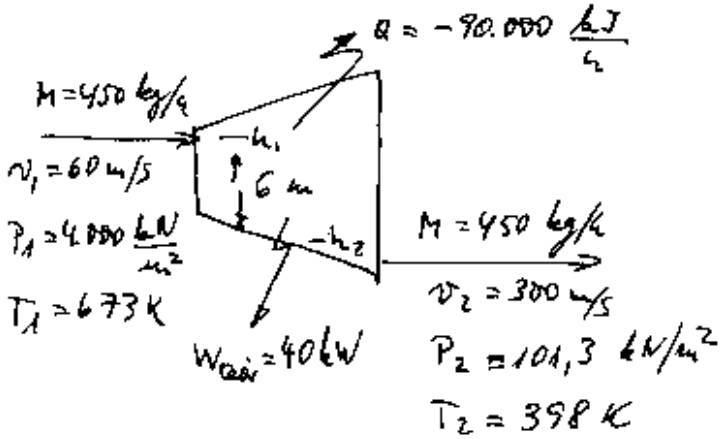
Por tanto:

$$0 - 1010 - 83 = -\frac{10^6}{M}$$

De donde:

$$M = 915\ kg/s$$

Volver al enunciado del problema



$$M = 450 \frac{kg}{h} = 0{,}125 \frac{kg}{s}$$

Balance de energía:

$$\Delta E_c + \Delta E_p + \Delta U + \Delta\left(\frac{P}{\rho}\right) = Q + W \quad \left[\frac{J}{kg}\right]$$

Se tendrá:

$$\Delta E_c = \frac{1}{2}\left(v_2^2 - v_1^2\right) = \frac{1}{2}\left(300^2 - 60^2\right) = 43.200 \frac{J}{kg}$$

$$\Delta E_p = g\left(h_2 - h_1\right) = (9{,}81)(-6) = -58{,}86 \frac{J}{kg}$$

$$\Delta U = U_2 - U_1 = 2.542 \cdot 10^3 - 2920 \cdot 10^3 = -378.000 \frac{J}{kg}$$

$$\Delta\left(\frac{P}{\rho}\right) = \frac{P_2}{\rho_2} - \frac{P_1}{\rho_1} = \frac{101{,}3 \cdot 10^3}{0{,}55} - \frac{4.000 \cdot 10^3}{13{,}6} = -109.936 \frac{J}{kg}$$

$$Q = -90.000 \left[\frac{kJ}{h}\right] \cdot \frac{1}{3600}\left[\frac{h}{s}\right] \cdot \frac{1}{0{,}125}\left[\frac{s}{kg}\right] \cdot 1.000 \left[\frac{J}{kJ}\right] =$$

$$= -200.000 \frac{J}{kg}$$

Volver al enunciado del problema

$\eta = 76,5\%$

Volver al enunciado del problema

Luego:

$$43.200 - 58,86 - 378.000 - 109.936 = -200.000 + W$$

De donde:

$$W = -244.795 \ \frac{J}{kg}$$

o bien:

$$W = -244,795\left[\frac{kJ}{kg}\right] \cdot 0,125\left[\frac{kg}{s}\right] = -30,6 \ kW$$

El rendimiento será, pues:

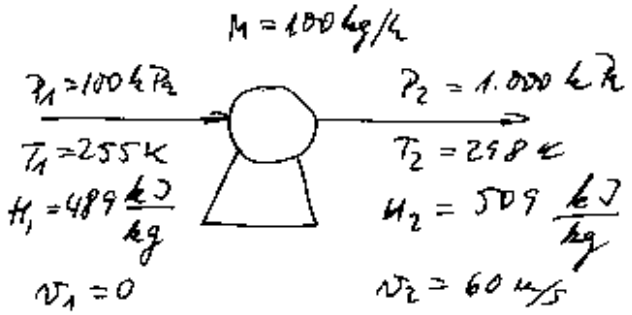
$$\eta = \frac{-30,6}{-40} \cdot 100 = 76,5\%$$

Volver al enunciado del problema

$W = 0{,}61\ kW$

Volver al enunciado del problema

C1004-04
1/1



$$M = 100 \frac{kg}{h} = 0{,}028 \frac{kg}{s}$$

Balance de energía:

$$\Delta E_c + \Delta E_p + \Delta H = Q + W \qquad \left[\frac{J}{kg}\right]$$

Se tendrá:

$$\Delta E_c = \frac{1}{2}\left(v_2^2 - v_1^2\right) = \frac{1}{2}\left(60^2 - 0\right) = 1.800 \frac{J}{kg}$$

$$\Delta E_p = g\left(h_2 - h_1\right) = 0 \quad \text{(no hay diferencia de altura)}$$

$$\Delta H = H_2 - H_1 = 509 \cdot 10^3 - 489 \cdot 10^3 = 20.000 \frac{J}{kg}$$

$$Q = 0$$

Luego:

$$1800 + 0 + 20.000 = 0 + W$$

De donde:

$$W = 21.800 \ J/kg$$

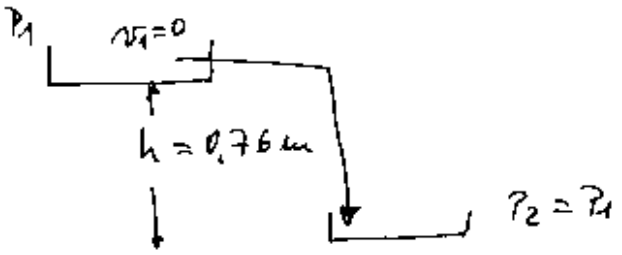
O bien:

$$W = 21.800 \left[\frac{J}{kg}\right] \cdot 0{,}028 \left[\frac{kg}{s}\right] = 610 \frac{J}{s} = 0{,}61 \ kW$$

Volver al enunciado del problema

$t = 3{,}3 \text{ min}$

Volver al enunciado del problema



Balance de energía:

$$\Delta E_c + \Delta E_p + \Delta U + \Delta\left(\frac{P}{\rho}\right) = Q + W \quad \left[\frac{J}{kg}\right]$$

Como las pérdidas por fricción se representan por:

$$\Sigma F = \Delta U - Q$$

quedará:

$$\Delta E_c + \Delta E_p + \Delta\left(\frac{P}{\rho}\right) + \Sigma F = W$$

Como la presión es la misma en ambos puntos y no hay máquina:

$$\Delta\left(\frac{P}{\rho}\right) = 0$$

$$W = 0$$

Los términos restantes tendrán el valor:

$$\Delta E_c = \frac{1}{2}\left(v_2^2 - v_1^2\right) = \frac{1}{2} v_2^2 \quad \frac{J}{kg}$$

$$\Delta E_p = g\left(h_2 - h_1\right) = (9{,}81)(0 - 76) = -7{,}456 \quad \frac{J}{kg}$$

$$\Sigma F = 2{,}368 \ \frac{J}{kg}$$

Volver al enunciado del problema

Por tanto:

$$\frac{1}{2}v_2^2 - 7{,}456 + 2{,}368 = 0$$

De donde:

$$v_2 = 3{,}19 \ \frac{m}{s}$$

El caudal a través del tubo de

$$D_i = 0{,}635 \cdot 10^{-2} \ m$$

será:

$$Q\left[\frac{m^3}{s}\right] = v_2\left[\frac{m}{s}\right] \cdot \frac{\pi}{4} D^2 [m^2] =$$

$$= \frac{(3{,}19)(0{,}635 \cdot 10^{-2})^2 \cdot \pi}{4} = 1{,}01 \cdot 10^{-4} \ m^3/s$$

Así pues, el tiempo que se tardará en vaciar los:

$$V = 20 \ l = 20 \cdot 10^{-3} \ m^3$$

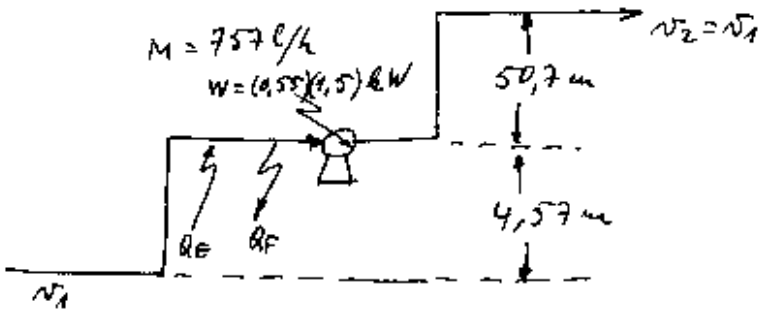
será:

$$t = \frac{V[m^3]}{Q\left[\frac{m^3}{s}\right]} = \frac{20 \cdot 10^{-3}}{1{,}01 \cdot 10^{-4}} = 198 \ s = 3{,}3 \ min$$

Volver al enunciado del problema

$T = 4,16\ ^{\circ}C$

Volver al enunciado del problema



$$M = 757\ \frac{l}{h} = 2{,}1\cdot 10^{-4}\left[\frac{m^3}{s}\right]\cdot 1000\left[\frac{kg}{m^3}\right] = 0{,}21\ \frac{kg}{s}$$

Balance de energía:

$$\Delta E_c + \Delta E_p + \Delta H = Q + W \qquad \left[\frac{J}{kg}\right]$$

Se tendrá:

$$\Delta E_c = \frac{1}{2}\left(v_2^2 - v_1^2\right) = 0 \quad \text{(velocidad constante)}$$

$$\Delta E_p = g\,(h_2 - h_1) = (9{,}81)(50{,}7 + 4{,}57) = 542{,}2\ \frac{J}{kg}$$

$$Q = Q_C - Q_F = (31{,}5 - 26{,}5)\,10^6\left[\frac{J}{h}\right]\cdot\frac{1}{3600}\left[\frac{h}{s}\right]\cdot\frac{1}{0{,}21}\left[\frac{s}{kg}\right] =$$

$$= 6.944\ \frac{J}{kg}$$

$$W = (0{,}55)(1{,}5)(10^3)\left[\frac{J}{s}\right]\frac{1}{0{,}21}\left[\frac{s}{kg}\right] = 3.929\ \frac{J}{kg}$$

Luego:

$$0 + 542{,}2 + \Delta H = 6.944 + 3.929$$

De donde:

$$\Delta H = 10.331\ J/kg$$

Volver al enunciado del problema

Esta diferencia de entalpía es la que ha producido el cambio de temperatura en el agua, es decir:

$$\Delta H \left[\frac{J}{kg}\right] = q_p \, (T_2 - T_1)$$

o bien:

$$10.331 = (4.200)(T_2 - 1{,}7)$$

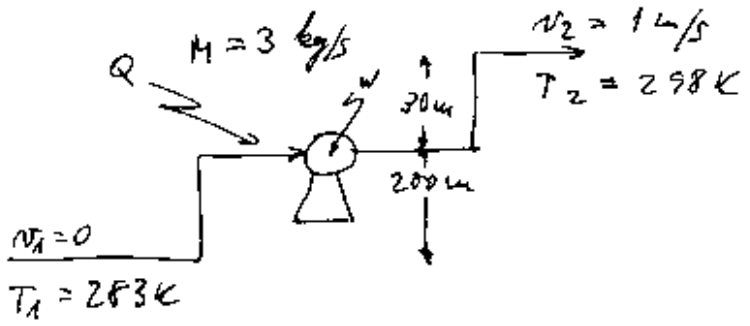
De donde:

$$T_2 = 4{,}16\ ^\circ C$$

Volver al enunciado del problema

$W = 6{,}77\ kW$

Volver al enunciado del problema



Balance de energía:

$$\Delta E_c + \Delta E_p + \Delta H = Q + W$$

Se tendrá:

$$\Delta E_c = \frac{1}{2}\left(v_2^2 - v_1^2\right) = \frac{1}{2}\left(1^2 - 0\right) = 0{,}5 \ \frac{J}{kg}$$

$$\Delta E_p = g\left(h_2 - h_1\right) = (9{,}81)(30+200) = 2256{,}3 \ \frac{J}{kg}$$

$$\Delta H = c_p\left(T_2 - T_1\right) = (4{,}2)(298-283) = 63 \ \frac{J}{kg}$$

$$Q = \Delta H = 63 \ \frac{J}{kg}$$

Obsérvese que el aumento de la entalpía del agua se debe al calor que aporta al sistema el medio circundante.

Luego: $0{,}5 + 2.256{,}3 + 63 = 63 + W$

De donde: $W = 2.256{,}8 \ \frac{J}{kg}$

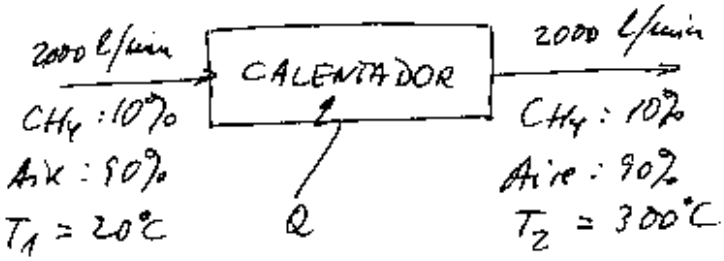
o bien:

$$W = 2.256{,}8\left[\frac{J}{kg}\right] \cdot 3\left[\frac{kg}{s}\right] = 6.770 \ \frac{J}{s} = 6{,}77 \ kW$$

Volver al enunciado del problema

$Q = 12,8\ kW$

Volver al enunciado del problema



Caudal molar:

En condiciones normales ($T = 273\ K$; $P = 1\ atm$)

$$1\ mol = 22{,}4\ l$$

Por tanto:

$$M = 2.000\left[\frac{l}{min}\right]\cdot\frac{1}{22{,}4}\left[\frac{mol}{l}\right]\cdot\frac{1}{60}\left[\frac{min}{s}\right] = 1{,}488\ \frac{mol}{s}$$

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

$$H_2 - H_1 = Q$$

Estado de referencia:

Agregación: Gas

Presión: La del sistema

Temperatura: 20°C

$$H_1 = \left(\Sigma x_i C_{pi}\right)\left(T_1 - T_{ref}\right) = 0$$

$$H_2 = \left(\Sigma x_i C_{pi}\right)\left(T_2 - T_{ref}\right) =$$

$$= \left[(0{,}10)(43{,}18) + (0{,}90)(29{,}38)\right](300 - 20) = 8.613\ \frac{J}{mol}$$

Volver al enunciado del problema

o bien:

$$H_2 = 8.613\left[\frac{J}{mol}\right] \cdot 1,488\left[\frac{mol}{s}\right] = 12.816\ \frac{J}{s} = 12,8\ kW$$

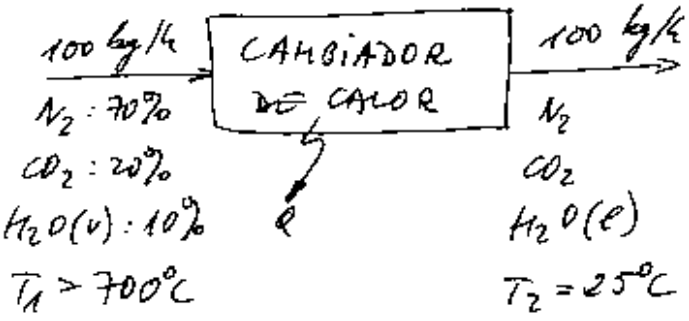
Por tanto:

$$Q = 12,8 - 0 = 12,8\ kW$$

Volver al enunciado del problema

$$Q = -18.400 \text{ kcal/h}$$

Volver al enunciado del problema



Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

$$H_2 - H_1 = Q$$

Estado de referencia:

Agregación: la del compuesto a 25°C
Presión: la del sistema
Temperatura: 25°C

$$H_1 = (\Sigma x_i C_{pi})(T_1 - T_{ref}) =$$

$$= [(0,70)(7,298) + (0,20)(11,303) + (0,10)(8,816)](700 - 25) =$$

$$= 5.569 \ \frac{kcal}{kmol}$$

$$H_2 = (\Sigma x_i C_{pi})(T_2 - T_{ref}) + \lambda_i$$

$$= (\Sigma x_i C_{pi})(25 - 25) + 10,497 = 10,497 \ \frac{kcal}{kmol}$$

Volver al enunciado del problema

Por tanto:

$$10,497 - 5.569 = Q$$

De donde:

$$Q = -5.559 \ \frac{kcal}{kmol}$$

El flujo de calor se obtendrá a partir del caudal másico:

$$M = 100\left[\frac{kg}{h}\right] \frac{1}{(0,70)(28)+(0,20)(44)+(0,10)(18)}\left[\frac{kmol}{kg}\right] = 3,31 \ \frac{kmol}{h}$$

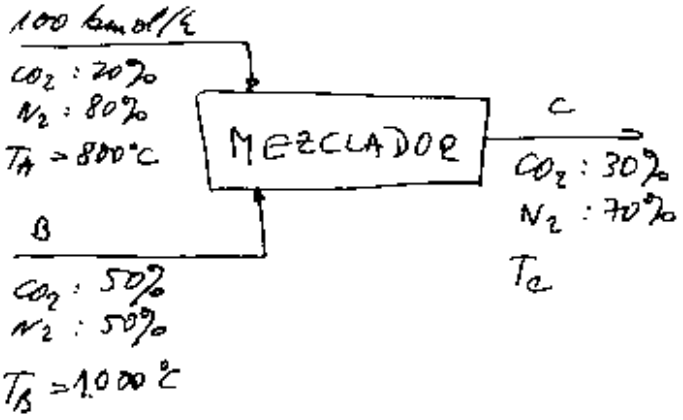
Es decir:

$$Q = -5.559\left[\frac{kcal}{kmol}\right] \cdot 3,31\left[\frac{kmol}{h}\right] = -18.400 \ \frac{kcal}{h}$$

Volver al enunciado del problema

$T = 873{,}45\ ^{\circ}C$

Volver al enunciado del problema



Balance de materia:

Balance de CO_2:

$$(100)(0,20) + B(0,50) = C(0,30)$$

Balance de N_2:

$$(100)(0,80) + B(0,50) = C(0,70)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$20 + 0,5\,B = 0,3\,C$$
$$80 + 0,5\,B = 0,7\,C$$

Se obtiene:

$$B = 50 \text{ kmol/h}$$
$$C = 150 \text{ kmol/h}$$

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

Como el sistema es adiabático, $Q = 0$ y, por tanto:

Volver al enunciado del problema

$$\Delta H = 0$$

$$H_1 = H_2$$

o bien, teniendo en cuenta la relación entre las corrientes:

$$H_A + 0,5\, H_B = 1,5\, H_C \quad [kcal]$$

Estado de referencia:

Agregación: Gas
Presión: la del sistema
Temperatura: 800 °C (corriente A)

$$H_A = (\Sigma x_i C_{pi})(T_A - T_{ref}) = 0$$

$$H_B = (\Sigma x_i C_{pi})(T_B - T_{ref}) =$$

$$= [(0,50)(12) + (0,50)(7,5)](1.000 - 800) = 1.950 \ \frac{kcal}{kmol}$$

$$H_C = (\Sigma x_i C_{pi})(T_C - T_{ref}) =$$

$$= [(0,30)(12) + (0,70)(7,5)](T - 800) = 8,85(T - 800) \ \frac{kcal}{kmol}$$

Por tanto:

$$0 + (0,5)(1950) = (1,5)(8,85)(T - 800)$$

De donde:

$$T = 873,45\ ^\circ C$$

Volver al enunciado del problema

Composición de B (fracción molar):

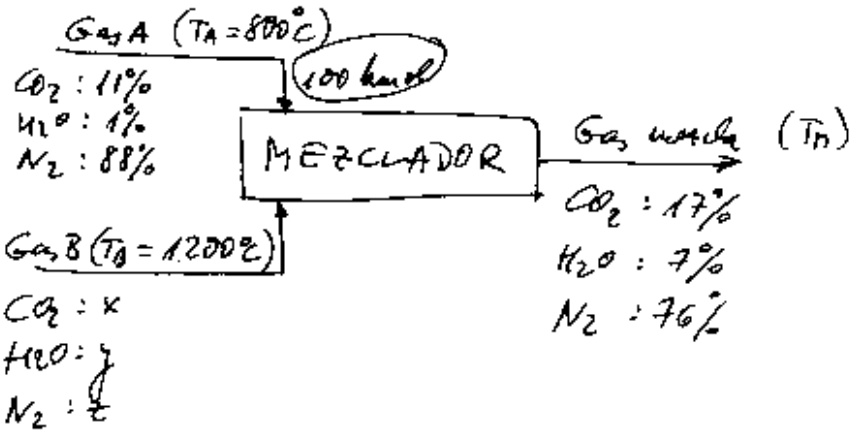
$CO_2 = 0,20$

$H_2O = 0,10$

$N_2 = 0,70$

$T_{mezcla} = 1072,76\ ^\circ C$

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 100 kmol de A

Balance total (A/B = 1/2):

$$100 + 200 = M$$

de donde:

$$M = 300 \text{ kmol}$$

Balance de CO_2:

$$(0,11)(100) + x(200) = (0,17)(300)$$

de donde:

$$x = B_{CO_2} = 0,20$$

Balance de H_2O:

$$(0,01)(100) + y(200) = (0,07)(300)$$

de donde:

$$y = B_{H_2O} = 0,10$$

Balance de N_2:

$$z = B_{N_2} = 1 - (0,20 + 0,10) = 0,70$$

Como se trata de cantidades relativas, no influye la base de cálculo.

Volver al enunciado del problema

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

como el sistema es adiabático, $Q = 0$, por tanto:

$$\Delta H = 0$$

$$H_1 = H_2$$

o bien, teniendo en cuenta la relación entre las corrientes:

$$H_A + 2H_B = 3H_H \qquad [kcal]$$

Estado de referencia:

Agregación: Gas
Presión: la del sistema
Temperatura: 800°C (corriente A)

$$H_A = \left(\sum x_i C_{pi}\right)(T_A - T_{ref}) = 0$$

$$H_B = \left(\sum x_i C_{pi}\right)(T_B - T_{ref}) =$$

$$= \left[(0{,}20)(12) + (0{,}10)(9{,}4) + (0{,}70)(7{,}5)\right](1200 - 800) = 3.436 \ \frac{kcal}{kmol}$$

$$H_H = \left(\sum x_i C_{pi}\right)(T_H - T_{ref}) =$$

$$= \left[(0{,}17)(12) + (0{,}07)(9{,}4) + (0{,}76)(7{,}5)\right](1.200 - 800) =$$

$$= 8{,}398\,(T_H - 800) \ \frac{kcal}{kmol}$$

Volver al enunciado del problema

Por tanto:

$$0 + (2)(3.436) = (3)(8,368)(T_H - 800)$$

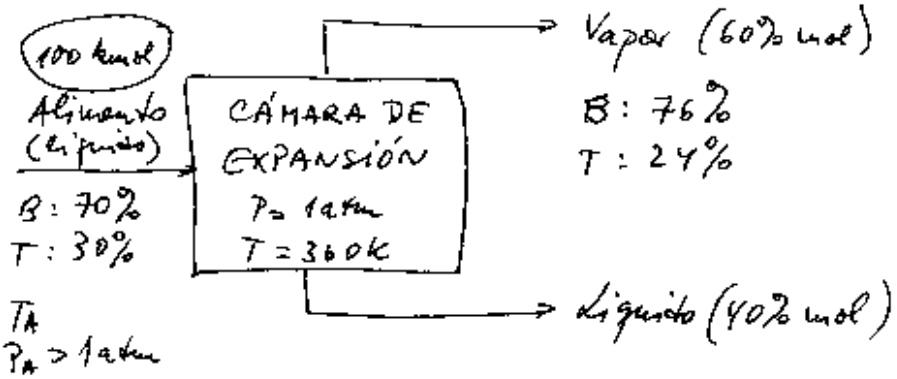
de donde:

$$T_H = 1.072,76\ ^\circ C$$

Volver al enunciado del problema

$T = 488,4\ K$

Volver al enunciado del problema



Balance de benceno (100 kmol de alimento):

$$(0,70)(100) = (0,60)(100)(0,76) + (0,40)(100)x$$

De donde:

$$x = 0,61$$

61% B en el líquido
39% T en el líquido

Balance de energía:

No hay término de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H \simeq Q$$

Como el sistema es adiabático, $Q = 0$ y, por tanto:

$$\Delta H = 0$$
$$H_1 = H_2$$

o bien:

$$H_{ALIMENTO} = 0,6\ H_{VAPOR} + 0,4\ H_{LIQUIDO} \quad [kJ]$$

Estado de referencia:

Volver al enunciado del problema

Agregación: Líquido
Presión: 1 atm
Temperatura: 273 K

$$h_A = (\Sigma x_i M_i C_{pi})(T_A - T_{ref}) =$$
$$= [(0,70)(78)(1,758) + (0,30)(92)(1,842)](T_A - 273) =$$
$$= 146,8\ (T_A - 273) \quad \frac{kJ}{mol}$$

$$H_V = (\Sigma x_i M_i)[C_{piL}(T_b - T_{ref}) + \lambda_i + C_{piV}(T - T_b)] =$$
$$= (0,76)(78)[(1,758)(353,1 - 273) + 394,0 + (1,298)(360 - 353,1)] +$$
$$+ (0,24)(92)[(1,842)(383 - 273) + 363,4 + (1,423)(360 - 383,6)] =$$
$$= 44.014 \quad \frac{kJ}{mol}$$

$$h_L = (\Sigma x_i M_i C_{pi})(T - T_{ref}) =$$
$$= [(0,61)(78)(1,758) + (0,39)(92)(1,842)](360 - 273) =$$
$$= 13.027 \quad \frac{kJ}{mol}$$

Por tanto:

$$146,8\ (T_A - 273) = (0,6)(44.014) + (0,4)(13.027)$$

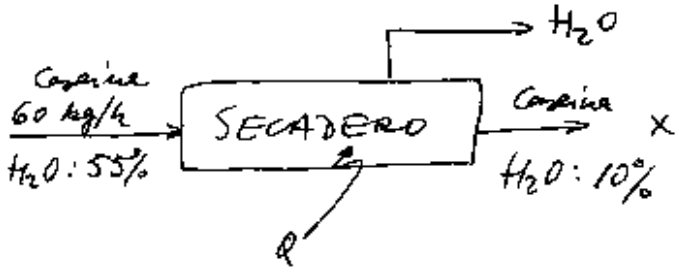
De donde:

$$T_A = 488,4\ K$$

Volver al enunciado del problema

$\eta = 47{,}3\,\%$

Volver al enunciado del problema



Balance de caseína:

$$(60)(1-0,55) = X(1-0,10)$$

De donde:

$$X = 30 \text{ kg/h}$$

Balance total:

$$60 = 30 + [H_2O]$$

De donde:

$$[H_2O] = 30 \frac{kg}{h} = 8,3 \cdot 10^{-3} \frac{kg}{s}$$

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

Tomando como referencia las condiciones de presión y temperatura del secadero (aunque no se especifiquen) el cambio entálpico se limita a un cambio de estado del agua, es decir:

Volver al enunciado del problema

$$\Delta H = 2.257 \ \frac{kJ}{kg}$$

o bien, el calor necesario será:

$$Q_N = \Delta H = 2.257 \left[\frac{kJ}{kg}\right] \cdot 8{,}3 \cdot 10^{-3} \left[\frac{kg}{s}\right] = 18{,}81 \ kW$$

Por otra parte, el calor que aporta el gas natural será, considerándolo como gas ideal:

$$n = \frac{PV}{RT} \qquad \left[R = 0{,}082 \ \frac{atm \cdot m^3}{kmol \cdot K}\right]$$

en las condiciones (normales):

$P = 1$ atm

$T = 273$ K

se tendrá:

$$n = \frac{(1)(4)}{(0{,}082)(273)} = 0{,}179 \ \frac{kmol}{h} = 0{,}05 \ \frac{mol}{s}$$

El calor aportado será, pues:

$$Q_A = 0{,}05 \left[\frac{mol}{s}\right] \cdot 800 \left[\frac{kJ}{mol}\right] = 39{,}78 \ kW$$

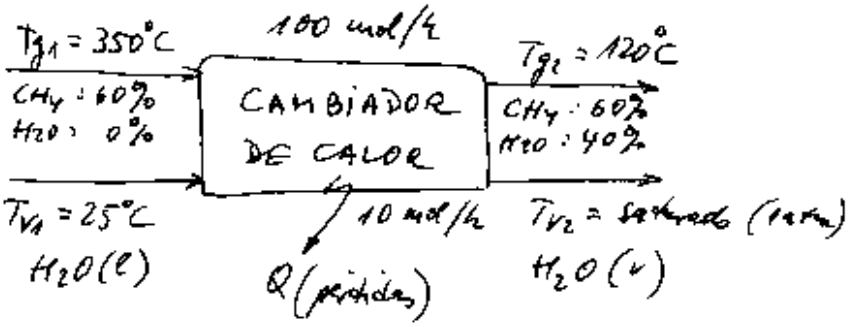
El rendimiento será, así:

$$\eta = \frac{Q_N}{Q_A} \cdot 100 = \frac{18{,}81}{39{,}78} \cdot 100 = 47{,}3\%$$

Volver al enunciado del problema

$Q = 61,67\ W$

Volver al enunciado del problema



Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

$$H_2 - H_1 = Q$$

De la corriente de agua se conocen directamente las entalpías referidas a 0°C. Por tanto, para calcular las entalpías de la corriente de gas se utilizará esta referencia.

$$[H_1]_{gas} = (\Sigma x_i C_{pi})(T_1 - T_{ref}) =$$

$$= [(0{,}60)(11{,}60) + (0{,}40)(8{,}82)](360 - 0) = 3.671 \ \frac{kJ}{kmol}$$

$$[H_1]_{agua} = 105\left[\frac{kJ}{kg}\right] 18\left[\frac{kg}{kmol}\right] = 1.890 \ \frac{kJ}{kmol}$$

o bien:

$$H_1 = (3.671)(100 \cdot 10^{-3}) + (1.890)(10 \cdot 10^{-3}) = 386 \ \frac{kJ}{h}$$

Volver al enunciado del problema

$$[H_2]_{gas} = \left(\sum x_i C_{pi}\right)(T_2 - T_{ref}) =$$

$$= \left[(0{,}60)(11{,}60) + (0{,}40)(8{,}82)\right](120 - 0) = 1.259 \ \frac{kJ}{kmol}$$

$$[H_2]_{agua} = 2.676 \left[\frac{kJ}{kg}\right] \cdot 18 \left[\frac{kg}{kmol}\right] = 48.168 \ \frac{kJ}{kmol}$$

o bien:

$$H_2 = (1.259)(100 \cdot 10^{-3}) + (48.168)(10 \cdot 10^{-3}) = 608 \ \frac{kJ}{h}$$

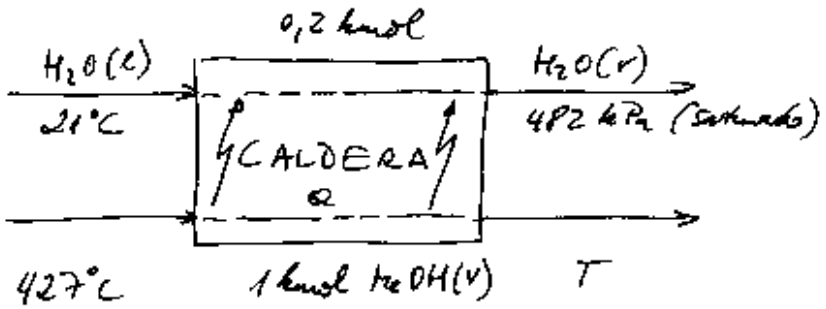
Por tanto, las pérdidas de calor serán:

$$Q = 608 - 386 = 222 \ \frac{kJ}{h} = 61{,}67 \ W$$

Volver al enunciado del problema

$T = 284{,}8\ ^{\circ}C$

Volver al enunciado del problema



Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

$$H_2 - H_1 = Q$$

Aplicando el balance a la corriente de agua, como H_1 y H_2 poseen ambas la misma referencia:

$$Q = H_2 - H_1 = 2745 - 88,5 = 2656,5 \ \frac{kJ}{kg}$$

o bien:

$$Q = 2656,5 \left[\frac{kJ}{kg}\right] \cdot 18 \left[\frac{kg}{kmol}\right] 0,2 \ [kmol] = 9561 \ kJ$$

Este calor se obtiene, como calor sensible, de la corriente de metanol que se enfría:

$$Q_{MeOH} = C_p (427 - T) = 67,24 \ (427 - T) \quad \frac{kJ}{kmol}$$

o bien:

$$Q_{MeOH} = 67,24 (427 - T) \left[\frac{kJ}{kmol}\right] 1 \ [kmol] = 67,24 (427 - T) \ kJ$$

Volver al enunciado del problema

Por tanto:

$$67{,}24\,(427 - T) = 9.561$$

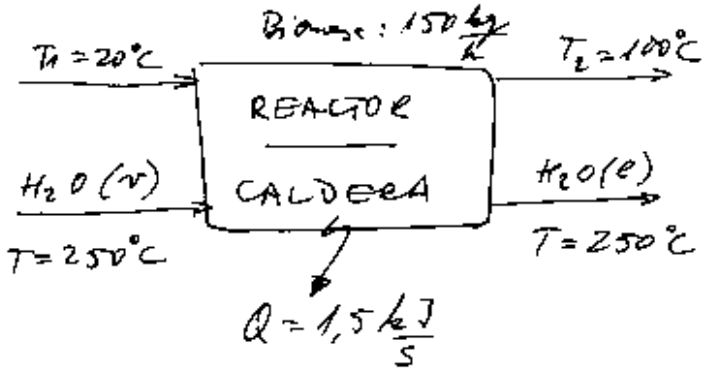
De donde:

$$T = 284{,}8\ ^{\circ}C$$

Volver al enunciado del problema

$$\frac{\text{kg vapor}}{\text{kg carga}} = 0,17$$

Volver al enunciado del problema



Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica en el balance, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

Aplicando el balance entre el reactor y la caldera:

$$H_R = C_p (T_2 - T_1) = (3,26)(100-20) = 260,8 \frac{kJ}{kg}$$

o bien:

$$H_R = 260,8 \left[\frac{kJ}{kg}\right] \cdot 150 \left[\frac{kg}{h}\right] = 39.120 \frac{kJ}{h}$$

$$H_C = 1.701 \frac{kJ}{kg}$$

o bien:

$$H_C = 1.701 \left[\frac{kJ}{kg}\right] \cdot V \left[\frac{kg}{h}\right] = 1.701\, V \frac{kJ}{h}$$

Por tanto:

$$H_C - H_R = Q$$

Volver al enunciado del problema

C1Q04-16
2/2

Siendo:

$$Q = 1{,}5\ \frac{kJ}{s} = 5.400\ \frac{kJ}{h}$$

se deduce:

$$1.701\ V - 39.120 = 5.400$$

De donde:

$$V = 26{,}17\ \frac{kg}{h}\ \text{de vapor}$$

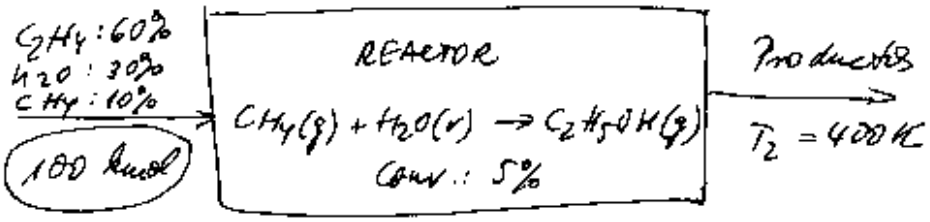
Así pues:

$$\frac{\text{kg vapor}}{\text{kg carga}} = \frac{26{,}17}{150} = 0{,}17$$

Volver al enunciado del problema

$T = 77{,}1\ ^{\circ}C$

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 100 kmol de alimentación

Entrada al reactor:

$C_2H_4 = 60$ kmol

$H_2O = 30$ kmol

$CH_4 = 10$ kmol

Como no se pide la composición de salida, ésta podrá obviarse si en el balance de energía se toma $T = 400K$ como temperatura de referencia

Balance de energía:

No hay término de energía mecánica ni trabajo por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

Como el sistema es adiabático, $Q = 0$ y, por tanto:

$$\Delta H = 0$$

O bien, cuando hay reacción química:

$$\Delta H_{S-E} + \Delta H_R = 0$$

Es decir:

$$H_S - H_E + \Delta H_R = 0 \qquad [kJ]$$

Volver al enunciado del problema

Estado de referencia:

Agregación: Gas

Presión: La del sistema

Temperatura: 400 K

$$H_E = (\Sigma n_i c_{pi})(T_1 - T_{ref}) =$$

$$= [(60)(53) + (30)(35) + (10)(40)](T_1 - 400) = 4.630(T_1 - 400) \text{ kJ}$$

$$H_S = (\Sigma n_i c_{pi})(T_2 - T_{ref}) = (\Sigma n_i c_{pi})(T_{ref} - T_{ref}) = 0$$

$$\Delta H_2 = n \Delta H_c^T = (100)(0,05)(-46.208) = -231.040 \text{ kJ}$$

Por tanto:

$$0 - 4.630(T_1 - 400) - 231.040 = 0$$

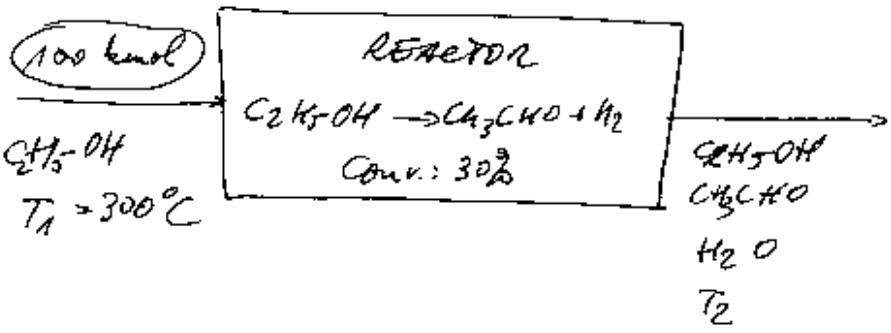
De donde:

$$T_1 = 350,1 \text{ K} = 77,1 \text{ °C}$$

Volver al enunciado del problema

$T = 112{,}15\ ^{\circ}C$

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 100 kmol de alimentación

Balance de materia:

Si la conversión es del 30%, la salida del reactor será:

$C_2H_5OH = 70$ kmol

$CH_3CHO = 30$ kmol

$H_2 = 30$ kmol

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

Como el sistema es adiabático, $Q = 0$ y, por tanto:

$$\Delta H = 0$$

o bien, cuando hay reacción química:

$$\Delta H_{S-E} + \Delta H_R = 0$$

es decir:

$$H_S - H_E + \Delta H_R = 0 \qquad [kJ]$$

Volver al enunciado del problema

Estado de referencia:

Agregación: Gas
Presión: 1 atm
Temperatura: 25 °C

$$H_E = (\Sigma n_i cp_i)(T_1 - T_{ref}) =$$
$$= (100)(110)(300-25) = 3{,}025 \cdot 10^6 \text{ kJ}$$

$$H_S = (\Sigma n_i cp_i)(T_2 - T_{ref}) =$$
$$= [(70)(110)+(30)(80)+(30)(29)](T_2-25) = 10.970(T-25) \text{ kJ}$$

$$\Delta H_R = n\,\Delta H_R^\circ = (100)(0{,}30)(68.950) = 2{,}069 \cdot 10^6 \text{ kJ}$$

Por tanto:

$$10.970(T-25) - 3{,}028 \cdot 10^6 + 2{,}069 \cdot 10^6 = 0$$

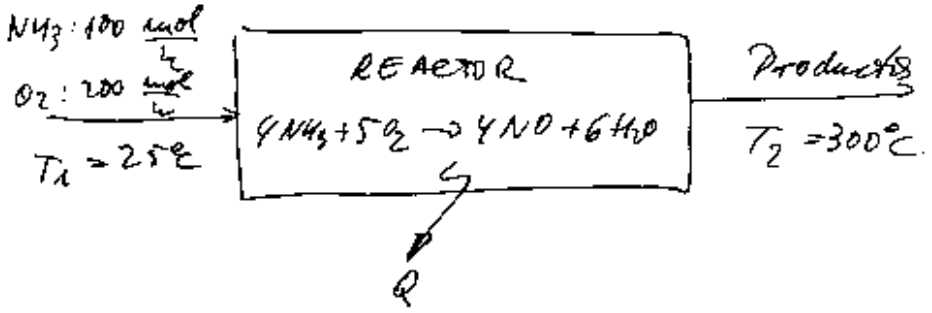
De donde:

$$T = 112{,}15\ ^\circ C$$

Volver al enunciado del problema

$Q = -5{,}47\ kW$

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 1 h

Balance de materia:

Si el NH_3 se consume totalmente, la composición de salida será:

$$NO = 100 \text{ mol}$$

$$H_2O = \left(\frac{6}{4}\right)(100) = 150 \text{ mol}$$

$$O_2 = 200 - \left(\frac{5}{4}\right)(100) = 75 \text{ mol}$$

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

o bien, cuando hay reacción química:

$$\Delta H_{S-E} + \Delta H_R = Q$$

es decir:

$$H_S - H_E + \Delta H_R = Q \qquad [kJ]$$

Volver al enunciado del problema

Obsérvese que, al no disponer de valores de capacidad calorífica del NH_3 y al tener la entalpía de reacción a esa temperatura, es conveniente tomar la corriente de entrada como referencia.

Estado de referencia:

Agregación: Gas
Presión: 1 atm
Temperatura: 25°C

$$H_E = (\Sigma n_i C_{pi})(T_1 - T_{ref}) = (\Sigma n_i C_{pi})(T_{ref} - T_{ref}) = 0$$

$$H_S = (\Sigma n_i C_{pi})(T_2 - T_{ref}) =$$

$$= [(100)(30{,}74) + (150)(34{,}80) + (75)(30{,}80)](300 - 25) = 2{,}916 \cdot 10^6 \text{ J} =$$

$$= 2.916 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_R = n \quad \Delta h_r^\circ = (100)\frac{(-904{,}6)}{4} = -22.615 \text{ kJ}$$

Por tanto:

$$2.916 - 0 - 22.615 = Q$$

Es decir:

$$Q = -19.699 \text{ kJ} \xrightarrow{\text{B.C.}} -19.699 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} =$$

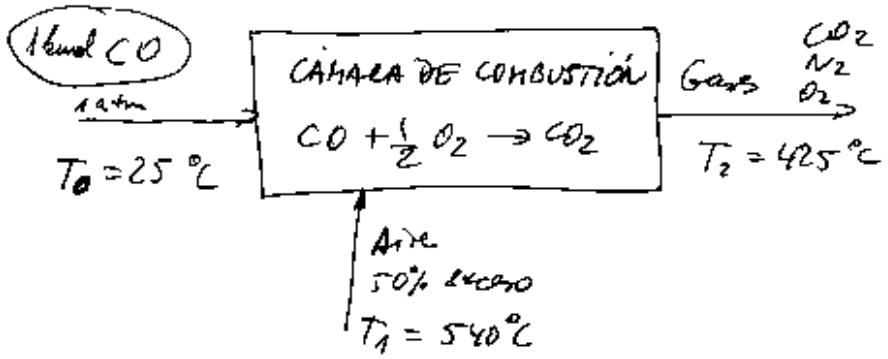
$$= -5{,}47 \text{ kW}$$

Este calor debe SALIR del reactor.

Volver al enunciado del problema

$$Q = -237{,}706 \ \frac{kcal}{kg\ CO}$$

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 1 kmol CO

Balance de materia:

Entrada:

O_2 necesario $= 0{,}5 + (0{,}5)(0{,}5) = 0{,}75$ kmol

N_2 acompañante $= (0{,}75)\left(\frac{79}{21}\right) = 2{,}82$ kmol

Salida:

$CO_2 = 1$ kmol

$N_2 = 2{,}82$ kmol

$O_2 = 0{,}75 - 0{,}5 = 0{,}25$ kmol

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

o bien, cuando hay reacción química:

$$\Delta H_{S-E} + \Delta H_R = Q$$

O sea:

$$H_S - H_E + \Delta H_R = Q \quad [kcal]$$

Volver al enunciado del problema

Estado de referencia:

Agregación: Gas
Presión: 1 atm
Temperatura: 25°C

$$H_e = (\Sigma n_i C_{pi})(T_1 - T_{ref}) =$$
$$= (1)(6,9)(25-25) + [(0,75)(7,3)+(2,82)(7,0)](540-25) =$$
$$= 12.986 \text{ kcal}$$

$$H_s = (\Sigma n_i C_{pi})(T_2 - T_{ref}) =$$
$$= [(1)(10,2) + (2,82)(7,0) + (0,25)(7,3)](425-25) =$$
$$= 12.706 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_R = n \Delta H_R^\circ = (1)(-67.636) = -67.636 \text{ kcal}$$

Por tanto:

$$12.706 - 12.986 - 67.636 = Q$$

es decir:

$$Q = -67.916 \text{ kcal}$$

Transformando la base de cálculo en los valores reales:

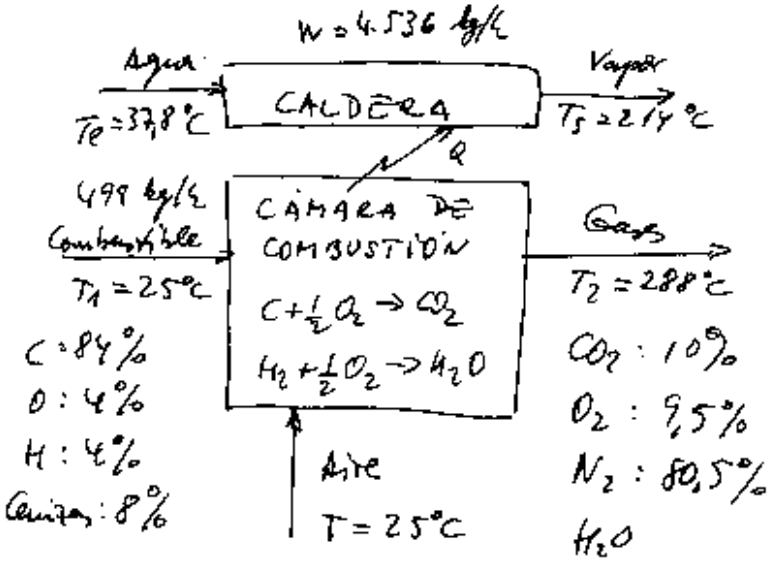
$$Q = -67.916 \left[\frac{\text{kcal}}{\text{kmol CO}}\right] \cdot \frac{1}{28} \left[\frac{\text{kmol CO}}{\text{kg CO}}\right] =$$

$$= -237,706 \frac{\text{kcal}}{\text{kg CO}}$$

Volver al enunciado del problema

$P_{pérdidas} = 2.369$ kW

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 1 h

Balance de materia en la cámara de combustión:

$$[C]_{entrada} = 499[kg]\,0{,}84\left[\frac{kg}{kg}\right]\frac{1}{12}\left[\frac{kmol}{kg}\right] = 34{,}93\ kmol$$

$$[CO_2]_{salida} = [C]_{entrada} = 34{,}93\ kmol$$

$$Gas = \frac{34{,}93}{0{,}10} = 349{,}3\ kmol\ de\ gas\ seco$$

$$[H]_{entrada} = 499\,[kg]\,0{,}04\left[\frac{kg}{kg}\right]\frac{1}{1}\left[\frac{kmol}{kg}\right] = 19{,}96\ kmol$$

$$[H_2O]_{salida} = \frac{[H]_{entrada}}{2} = \frac{19{,}96}{2} = 9{,}98\ kmol$$

Componentes en los gases de salida:

$$CO_2 = (349{,}3)(0{,}10) = 34{,}93\ kmol$$

$$O_2 = (349{,}3)(0{,}095) = 33{,}18\ kmol$$

Volver al enunciado del problema

$N_2 = (349,3)(0,805) = 281,2$ kmol

$H_2O = 9,98$ kmol

Balance de energía en la cámara de combustión.

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

o bien, cuando hay reacción química:

$$\Delta H_{S-E} + \Delta H_R = Q$$

es decir:

$$H_S - H_E + \Delta H_R = Q$$

Estado de referencia:

Agregación: Líquido
Presión: la del sistema
Temperatura: 25°C

En estas condiciones, al utilizar $T_{ref} = 25°C$ se hacen nulos los términos entálpicos de entrada, con lo cual:

$H_E = 0$

$H_S = (\Sigma n_i c_{pi})(T_i - T_{ref}) + \Sigma \lambda_i =$

Gas seco:

$$\left[(34,93)(44) + (33,18)(32) + (281)(28)\right](0,24)(228-25) =$$

$= 510.210$ kcal

Agua:

$$(9,88)(18)\left[(1)(100-25) + 540 + (0,46)(228-100)\right] =$$

$= 120.230$ kcal

Volver al enunciado del problema

Total:

$= 510.210 + 120.230 = 630.440$ kcal

$\Delta U_R = 499[kg](-32.564)\left[\frac{kJ}{kg}\right] = -16,25 \cdot 10^6$ kJ =

$= -3,888 \cdot 10^6$ kcal

Por tanto:

$$630.440 - 0 - 3,888 \cdot 10^6 = Q$$

es decir:

$$Q = -3,26 \cdot 10^{-6} \text{ kcal}$$

se cede la cámara de combustión a la caldera.

Balance de energía en la caldera:

Sistema entálpico sin reacción química:

$$H_S - H_E = Q$$

Se considerará el mismo estado de referencia que para la cámara de combustión. Así:

$H_S = (4.536)[(0,46)(214-25) + 450] = 1,334 \cdot 10^6$ kcal

$H_E = (4.536)[(1)(37,8-25)] = 58.061$ kcal

Por tanto:

$$Q = 1,334 \cdot 10^6 - 58.061 = 1,22 \cdot 10^6 \text{ kcal}$$

Necesita la caldera para producir el vapor en las condiciones indicadas.

Volver al enunciado del problema

Teniendo en cuenta que

$$|Q_{cedido}| > |Q_{ganado}|$$

se tendrá:

$$\text{Pérdidas} = |Q_{cedido}| - |Q_{ganado}| = (3{,}26 - 1{,}22)\,10^6 = 2{,}04 \cdot 10^6 \text{ kcal}$$

Transformando la base de cálculo en las condiciones reales del problema:

$$\text{Pérdidas} = 2{,}04 \cdot 10^6 \left[\frac{\text{kcal}}{\text{h}}\right] \cdot 4{,}18 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kcal}}\right] \cdot \frac{1}{3600} \left[\frac{\text{h}}{\text{s}}\right] =$$

$$= 2.369 \ \frac{\text{kJ}}{\text{s}} = 2.369 \text{ kW}$$

Volver al enunciado del problema

a.) Gas de escape = 0,0192 kmol/min

CO_2 = 10,94 %

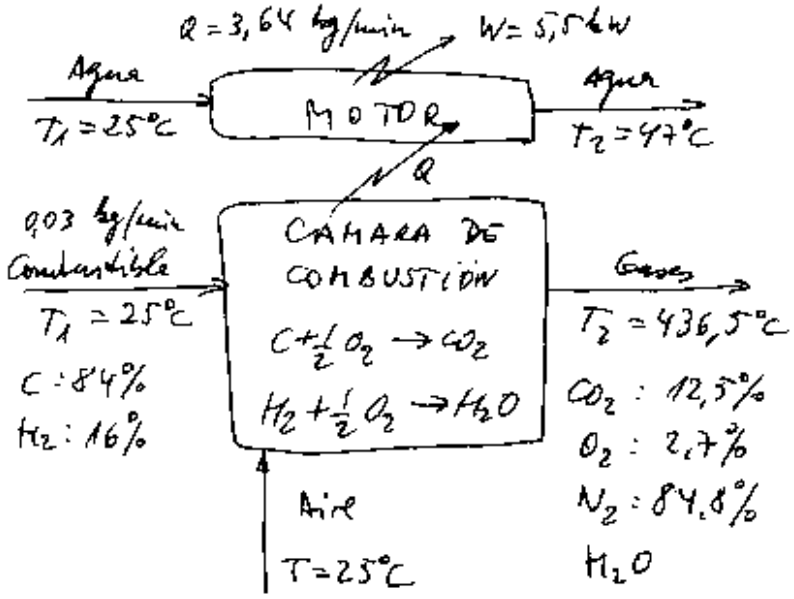
O_2 = 2,36 %

N_2 = 74,20 %

H_2O = 12,50 %

b.) Pérdidas = 336,4 kJ/min

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 1 min

Balance de materia en la cámara de combustión:

$$[C]_{entrada} = 0{,}03\,[kg]\;0{,}84\left[\frac{kg}{kg}\right]\frac{1}{12}\left[\frac{kmol}{kg}\right] = 2{,}1\cdot10^{-3}\ kmol$$

$$[CO_2]_{salida} = [C]_{entrada} = 2{,}1\cdot10^{-3}\ kmol$$

$$Gas = \frac{2{,}1\cdot10^{-3}}{0{,}125} = 0{,}0168\ kmol$$

$$[H]_{entrada} = 0{,}03\,[kg]\;0{,}16\left[\frac{kg}{kg}\right]\frac{1}{1}\left[\frac{kmol}{kg}\right] = 4{,}8\cdot10^{-3}\ kmol$$

$$[H_2O]_{salida} = \frac{[H]_{entrada}}{2} = \frac{4{,}8\cdot10^{-3}}{2} = 2{,}4\cdot10^{-3}\ kmol$$

Componentes de los gases de salida:

$$CO_2 = (0{,}0168)(0{,}125) = 2{,}10^{-3}\ kmol \quad (10{,}94\%\ B.H.)$$

$$O_2 = (0{,}0168)(0{,}027) = 4{,}5\cdot10^{-4}\ kmol \quad (2{,}36\%\ B.H.)$$

Volver al enunciado del problema

$N_2 = (0{,}0168)(0{,}848) = 1{,}4 \cdot 10^{-2}$ kmol (74,20 % B.H.)

$H_2O = 2{,}4 \cdot 10^{-3}$ kmol (12,50 % B.H.)

TOTAL = 0,0192 kmol $\xrightarrow{B.C.}$ 0,0192 $\frac{\text{kmol}}{\text{min}}$

Balance de energía en la cámara de combustión:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

O bien, cuando hay reacción química:

$$\Delta H_{S-E} + \Delta H_R = Q$$

es decir:

$$H_S - H_E + \Delta H_R = Q$$

Estado de referencia:

Agregación: Líquido
Presión: La del sistema
Temperatura: 25°C

En estas condiciones, al utilizar $T_{ref} = 25°C$, se hacen nulas los términos entálpicos de entrada, con lo cual:

$H_E = 0$

$H_S = (\Sigma m_i C_{pi})(T_i - T_{ref}) + \Sigma \lambda_i$

Gas seco:

$[(2{,}1 \cdot 10^{-3})(44)(0{,}24) + (4{,}5 \cdot 10^{-4})(32)(0{,}234) + (11 \cdot 10^{-2})(28)(0{,}25)]$

$(436{,}5 - 25) = 51{,}573$ kcal

Volver al enunciado del problema

Agua:

$(2{,}4\cdot10^{-3})(18)\left[(1)(100-25)+586+(0{,}46)(436{,}5-100)\right]=$

$=35{,}24$ kcal

Total:

$=51{,}573+35{,}24=86{,}813$ kcal

$\Delta H_2 = (0{,}03)[kg](-45.357)\left[\frac{kJ}{kg}\right]=-1361\ kJ=$

$=-326{,}57$ kcal

Por tanto:

$$86{,}813-0-326{,}57=Q$$

es decir:

$$Q=-239{,}76\ kcal$$

Le cede la cámara de combustión al motor.

Balance de energía en el motor:

Sistema entálpico sin reacción química y sin trabajo:

$$\Delta H = Q+W$$

o bien:

$$H_S-H_E=Q+W$$

Se considerará el mismo estado de referencia que para la cámara de combustión:

$H_E=0$

$H_S=(3{,}64)(1)(47-25)=80{,}08$ kcal

Volver al enunciado del problema

$$W = -5{,}5\ kW = -5{,}5\left[\frac{kJ}{s}\right]\cdot 60\left[\frac{s}{min}\right]\cdot 0{,}24\left[\frac{kcal}{kJ}\right]\cdot 1\,(min) =$$

$$= -79{,}2\ kcal$$

Observese que el trabajo se considera negativo porque lo realiza el sistema y se calcula como tal para la base de cálculo elegida (1 min).

Por tanto:

$$80{,}08 - 0 = Q - 79{,}2$$

de donde:

$$Q = 159{,}28\ kcal$$

Absorbe el motor de la cámara de combustión para proporcionar la potencia indicada.

Teniendo en cuenta que

$$|Q_{cedido}| > |Q_{ganado}|$$

se tendrá:

$$Pérdidas = |Q_{cedido}| - |Q_{ganado}| = 239{,}76 - 159{,}28 =$$

$$= 80{,}48\ kcal \xrightarrow{B.C.} 80{,}48\ \frac{kcal}{min}$$

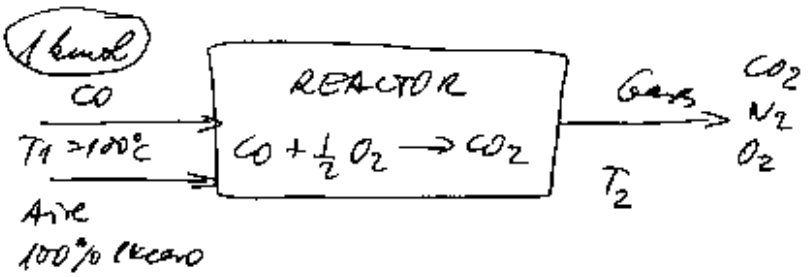
O bien:

$$Pérdidas = 80{,}48\left[\frac{kcal}{min}\right] 4{,}18\left[\frac{kJ}{kcal}\right] = 336{,}4\ \frac{kJ}{min}$$

Volver al enunciado del problema

$T = 1.786\,^{\circ}C$

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 1 kmol de CO

Balance de materia:

Entrada:

O_2 necesario = $0,5 + (1)(0,5) = 1$ kmol

N_2 acompañante = $(1)\left(\frac{79}{21}\right) = 3,76$ kmol

Salida:

$CO_2 = 1$ kmol

$N_2 = 3,76$ kmol

$O_2 = 1 - 0,5 = 0,5$ kmol

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

Como el sistema es adiabático, $Q = 0$ J, por tanto:

$$\Delta H = 0$$

o bien, cuando hay reacción química:

$$\Delta H_{S-E} + \Delta H_R = 0$$

Volver al enunciado del problema

Es decir:

$$H_S - H_E + \Delta H_R = 0 \quad [kJ]$$

Estado de referencia:

Agregación: Gas
Fracción: 1 atm
Temperatura: 25°C

$$H_E = (\Sigma n_i C_{pi})(T_1 - T_{ref}) =$$

$$= [(1)(28,842) + (1)(30,514) + (3,76)(29,260)](100 - 25) =$$

$$= 12.731 \text{ kJ}$$

$$H_S = (\Sigma n_i C_{pi})(T_2 - T_{ref}) =$$

$$= [(1)(42,636) + (3,76)(29,260) + (0,5)(30,514)](T_2 - 25) =$$

$$= 167,911\ (T_2 - 25) \text{ kJ}$$

$$\Delta H_R = n \Sigma \Delta f_P^\circ - n \Sigma \Delta f_R^\circ =$$

$$= (1)(-393.520) - (1)(-110.520) = -282.990 \text{ kJ}$$

Por tanto:

$$167,911\ (T_2 - 25) - 12.731 - 282.990 = 0$$

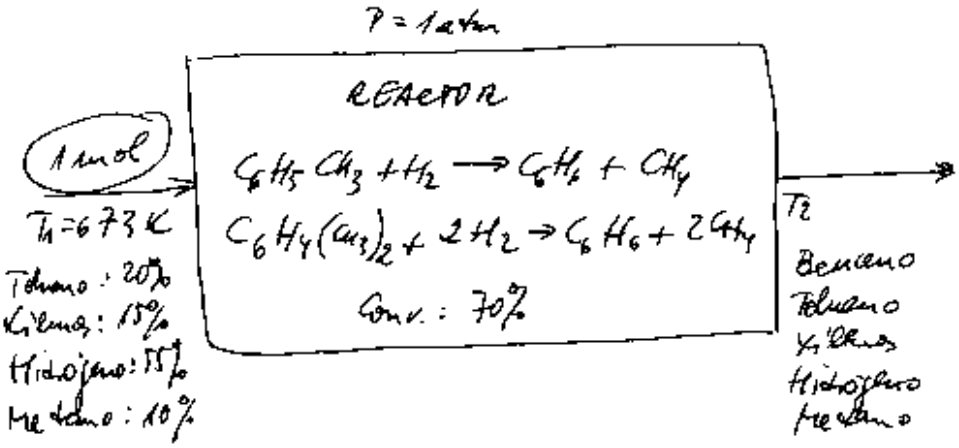
De donde:

$$T_2 = 1.786^\circ C$$

Volver al enunciado del problema

$T = 974{,}7\ K$

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 1 mol de gas de entrada

Balances de materia:

Entrada:

$T = 0{,}20$ mol

$X = 0{,}15$ mol

$H_2 = 0{,}55$ mol

$CH_4 = 0{,}10$ mol

Salida:

$B = (0{,}70)(0{,}20 + 0{,}15) = 0{,}245$ mol

$T = 0{,}20 - (0{,}70)(0{,}20) = 0{,}06$ mol

$X = 0{,}15 - (0{,}70)(0{,}15) = 0{,}045$ mol

$H_2 = 0{,}55 - (0{,}70)[(0{,}20) + (2)(0{,}15)] = 0{,}2$ mol

$CH_4 = 0{,}10 + (0{,}70)[(0{,}20) + (2)(0{,}15)] = 0{,}45$ mol

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

Volver al enunciado del problema

Como el sistema es adiabático, $Q = 0$, por tanto:

$$\Delta H = 0$$

o bien, cuando hay reacción química:

$$\Delta H_{S-E} + \Delta H_R = 0$$

es decir:

$$H_S - H_E + \Delta H_R = 0 \qquad [kJ]$$

Estado de referencia:

Agregación: Gas
Presión: 1 atm
Temperatura: 25 °C = 298 K

$$H_E = (\Sigma n_i \bar{c}_{pi})(T_1 - T_{ref}) =$$

$$= [(0{,}20)(235{,}37) + (0{,}15)(278{,}80) + (0{,}55)(29{,}66) + (0{,}10)(40{,}00)]$$

$$(673 - 298) = 40.953 \text{ J}$$

$$H_S = (\Sigma n_i \bar{c}_{pi})(T_2 - T_{ref}) =$$

$$= [(0{,}245)(117{,}86) + (0{,}06)(235{,}37) + (0{,}06)(278{,}80) + (0{,}2)(29{,}66) + (0{,}45)(40{,}00)]$$

$$(T_2 - 298) = 82{,}4329 (T_2 - 298) \text{ J}$$

$$\Delta H_R = n \Sigma \Delta f_P^\circ - n \Sigma \Delta f_R^\circ =$$

$$= [(0{,}245)(82{,}93) + (0{,}45 - 0{,}10)(-74{,}84)] -$$

$$- [(0{,}20)(0{,}70)(50{,}00) + (0{,}15)(0{,}70)(18{,}06)] =$$

$$= -14{,}829 \text{ kJ} = -14.829 \text{ J}$$

Volver al enunciado del problema

Por tanto:

$$82,4329\,(T_2 - 298) - 40.953 - 14.829 = 0$$

de donde:

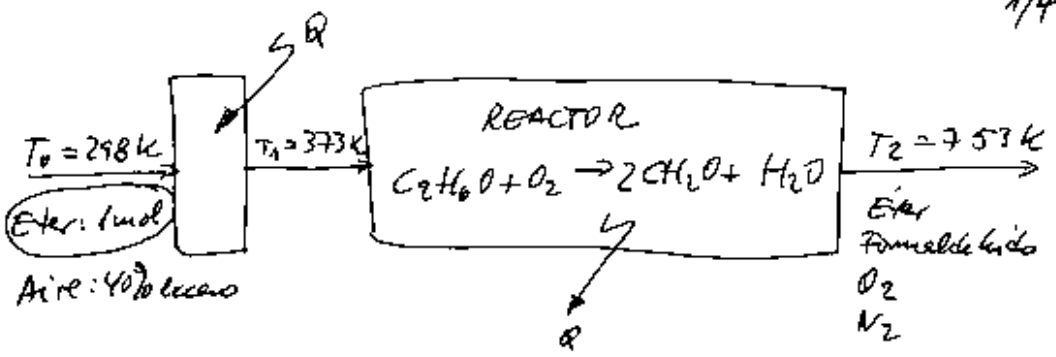
$$T_2 = 974,7\ K$$

Volver al enunciado del problema

a.) $Q = 309,9 \ kJ/kg$

b.) $Q = -3.221 \ kJ/kg$

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 1 mol de éter a la entrada

Balance de materia:

Entrada:

Éter = 1 mol

O_2 necesario = $1 + (1)(0,4) = 1,4$ mol

N_2 acompañante = $(1,4)\left(\frac{79}{21}\right) = 5,27$ mol

Salida:

Formaldehído = 2 mol

H_2O = 1 mol

$O_2 = 1,4 - 1 = 0,4$ mol

$N_2 = 5,27$ mol

a.) Etapa de calentamiento:

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

$$H_1 - H_0 = Q$$

Volver al enunciado del problema

Estado de referencia:

Agregación: Gas
Presión: la del sistema
Temperatura: 25°C = 298 K

$$H_0 = \left(\sum \nu_{pi}\right)(T_0 - T_{ref}) =$$

$$= [(1)(212,0) + (1,4)(30,8) + (5,27)(29,3)](298 - 298) = 0$$

$$H_1 = \left(\sum \nu_i C_{pi}\right)(T_1 - T_{ref}) =$$

$$= [(1)(34,9) + (1,4)(30,8) + (5,27)(29,3)](373 - 298) =$$

$$= 18.594 \text{ J}$$

Por tanto:

$$18.594 - 0 = Q$$

Es decir:

$$Q = 18.594 \text{ J}$$

Transformación de la base de cálculo en las condiciones reales del sistema ($M_{FA} = 30$ kg/kmol):

$$Q = 18.594 \left[\frac{J}{\text{mol éter}}\right] \cdot \frac{1}{2} \left[\frac{\text{mol éter}}{\text{mol FA}}\right] \frac{1}{30} \left[\frac{\text{mol FA}}{\text{g FA}}\right] =$$

$$= 309,9 \frac{J}{\text{g FA}} = 309,9 \frac{kJ}{kg}$$

Volver al enunciado del problema

5.) Etapa de reacción

Balance de energía:

No hay término de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

o bien, cuando hay reacción química:

$$\Delta H_{S-E} + \Delta H_R = Q$$

es decir:

$$H_S - H_E + \Delta H_R = Q \qquad [kJ]$$

Estado de referencia:

Agregación: Gas
Presión: 1 atm
Temperatura: 25°C

$$H_E = \left(\sum_i n_i C_{pi}\right)(T_1 - T_{ref}) =$$

$$= \left[(1)(34,9)+(1,4)(30,8)+(5,27)(29,3)\right](373-298) =$$

$$= 17.432 \text{ J}$$

$$H_S = \left(\sum_i n_i C_{pi}\right)(T_2 - T_{ref}) =$$

$$= \left[(2)(53,8+(1)(35,0)+(0,4)(30,8)+(5,27)(29,3)\right](753-298) =$$

$$= 140.746 \text{ J}$$

$$\Delta H_R = n \sum \Delta f_p^\circ - n \sum \Delta f_R^\circ =$$

$$= \left[(2)(-115,89)+(1)(-241,83)\right] - \left[(1)(-157,0)\right] =$$

$$= -316,574 \text{ kJ} = -316.574 \text{ J}$$

Volver al enunciado del problema

Por tanto:

$$140.746 - 17.432 - 316.574 = Q$$

es decir:

$$Q = -193.260 \text{ J}$$

Transformando la base de cálculo en las condiciones reales del sistema:

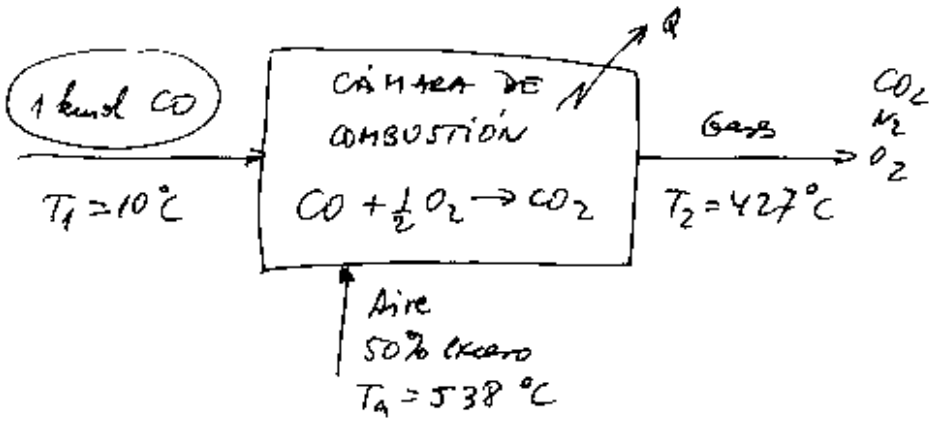
$$Q = -193.260 \left[\frac{J}{\text{mol éter}}\right] \frac{1}{2} \left[\frac{\text{mol éter}}{\text{mol FA}}\right] \cdot \frac{1}{30} \left[\frac{\text{mol FA}}{\text{g FA}}\right] =$$

$$= -3.221 \frac{J}{\text{g FA}} = -3.221 \frac{kJ}{kg}$$

Volver al enunciado del problema

$$Q = -10.144 \frac{kJ}{kg}$$

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 1 kmol CO

Balance de materia

Entrada:

O_2 necesario $= 0,5 + (0,5)(0,5) = 0,75$ kmol

N_2 acompañante $= (0,75)\left(\frac{79}{21}\right) = 2,82$ kmol

Salida:

$CO_2 = 1$ kmol

$N_2 = 2,82$ kmol

$O_2 = 0,75 - 0,5 = 0,25$ kmol

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

o bien, cuando hay reacción química:

$$\Delta H_{S-E} + \Delta H_R = Q$$

Volver al enunciado del problema

Es decir:

$$H_S - H_E + \Delta H_R = Q \quad [kJ]$$

Estado de referencia:

Agregación: Gas
Presión: 2 atm
Temperatura: 25°C

$$H_E = (\Sigma n_i C_{pi})(T_1 - T_{ref}) =$$

$$= (1)(29,64)(10-25) + [(0,75)(30,45) + (2,82)(29,51)](538-25) =$$

$$= -444,6 + 54.407 = 53.962 \text{ kJ}$$

$$H_S = (\Sigma n_i C_{pi})(T_2 - T_{ref}) =$$

$$= [(1)(40,78) + (2,82)(29,51) + (0,25)(30,45)](427 - 25) =$$

$$= 52.908 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_R = n \Sigma \Delta f_P^\circ - n \Sigma \Delta f_R^\circ =$$

$$= (1000)(-393,51) - (1000)(-110,52) = -282.990 \text{ kJ}$$

Por tanto:

$$52.908 - 53.962 - 282.990 = Q$$

Es decir:

$$Q = -284.044 \text{ kJ}$$

Transformando la base de cálculo en los valores reales del sistema:

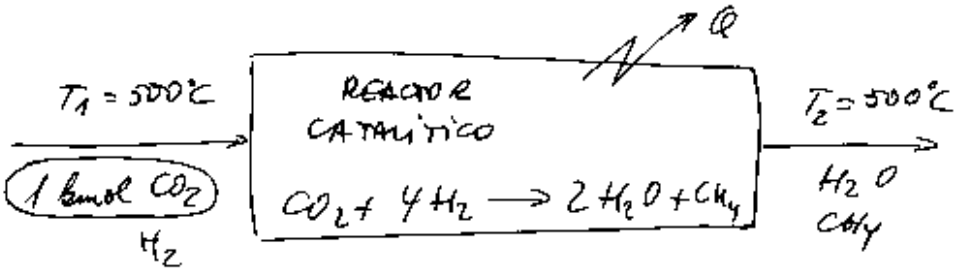
$$Q = -284.044 \left[\frac{kJ}{kmol\ CO}\right] \frac{1}{28} \left[\frac{kg\ CO}{kmol\ CO}\right] = -10.144 \frac{kJ}{kg}$$

Volver al enunciado del problema

$$Q = -45.031 \frac{kcal}{kmol\ CO_2}$$

Volver al enunciado del problema

C1004-27
1/2



Base de cálculo: 1 kmol CO_2

Balance de materia:

Entrada:

$CO_2 = 1$ kmol

$H_2 = 4$ kmol

Salida:

$H_2O = 2$ kmol

$CH_4 = 1$ kmol

Balance de energía en el reactor:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

O bien, cuando hay reacción química:

$$\Delta H_{S-E} + \Delta H_R = Q$$

Es decir:

$$H_S - H_E + \Delta H_R = Q \quad [kcal]$$

Estado de referencia:

Agregación: Gas

Presión: la del sistema

Temperatura: 25°C

Volver al enunciado del problema

$$H_E = (\Sigma n_i C_{pi})(T_1 - T_{ref}) =$$

$$= [(1)(10{,}2) + (4)(7{,}0)](500 - 25) = 18.145 \text{ kcal}$$

$$H_S = (\Sigma n_i C_{pi})(T_2 - T_{ref}) =$$

$$= [(2)(8{,}4) + (1)(9{,}6)](500 - 25) = 12.540 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_R = n \Sigma \Delta f_P^\circ - n \Sigma \Delta f_R^\circ =$$

$$= (2)(-57.798) + (1)(-17.889) - (1)(-94.059) =$$

$$= -39.426 \text{ kcal}$$

Por tanto:

$$12.540 - 18.145 - 39.426 = Q$$

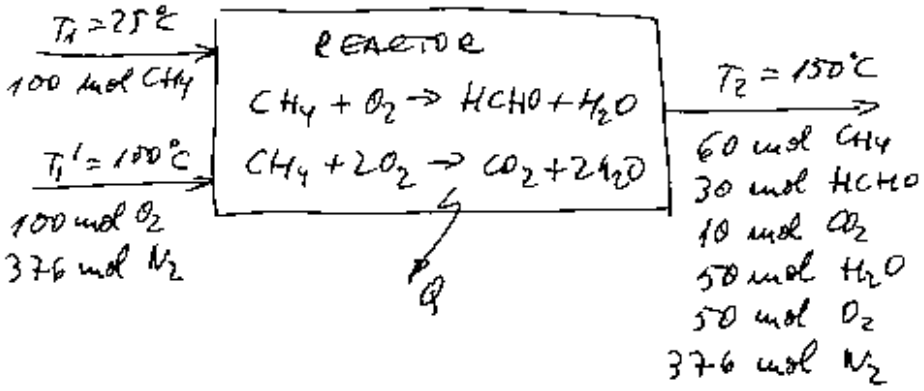
Es decir:

$$Q = -45.031 \text{ kcal} \xrightarrow{\text{B.C.}} -45.031 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol } CO_2}$$

Volver al enunciado del problema

$Q = -15.302\ kJ$

Volver al enunciado del problema



Balance de materia:

Teniendo en cuenta que el HCOH sólo se genera en la primera reacción (30 mol) y el CO_2 sólo se genera en la segunda (10 mol), puede afirmarse que la conversión de la primera reacción es del 30% mientras que la de la segunda es del 10%. En efecto:

CH_4 transformado:

Primera reacción:

HCOH : 30 mol

H_2O : 30 mol

Segunda reacción:

CO_2 : 10 mol

H_2O : 20 mol

→ 50 mol

CH_4 sin transformar: 60 mol

O_2 transformado:

Primera reacción:

30 mol

Segunda reacción:

20 mol

Volver al enunciado del problema

O_2 sin transformar: 50 mol

El N_2 se comporta como inerte.

Así, a efectos del balance de energía se considerarán las conversiones indicadas al calcular las entalpías de reacción.

Base de cálculo: Ninguna

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

o bien, cuando hay una reacción química:

$$\Delta H_{S-E} + \Delta H_R = Q$$

es decir:

$$H_S - H_E + \Delta H_R = Q \qquad [kJ]$$

Estado de referencia:

Agregación: Gas
Presión: La del sistema
Temperatura: 25 °C

$$H_E = (\Sigma n_i C p_i)(T_1 - T_{ref}) =$$

$$= (100)(39{,}2)(25-25) + [(100)(30{,}06) + (376)(29{,}24)](100-25) =$$

$$= 1{,}054 \cdot 10^6 \text{ J} = 1.054 \text{ kJ}$$

Volver al enunciado del problema

$$H_S = (\Sigma n_i C_{pi})(T_2 - T_{ref}) =$$

$$= [(60)(39,2 + (30)(38,00) + (10)(39,54) + (50)(34,13) +$$
$$+ (50)(39,06) + (376)(29,24)](150 - 25) =$$
$$= 2261 \cdot 10^6 \text{ J} = 2.261 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_R = n\Sigma \Delta f_P^\circ - n\Sigma \Delta f_R^\circ =$$

Primera reacción:

$$(30)[(-115,90) + (-241,83) - (-74,85)] = -8.486 \text{ kJ}$$

Segunda reacción:

$$(10)[(-393,50) + (2)(-241,83) - (-74,85)] = -8.023 \text{ kJ}$$

Total:

$$= -8.486 - 8.023 = -16.509 \text{ kJ}$$

Por tanto:

$$2.261 - 1.054 - 16.509 = Q$$

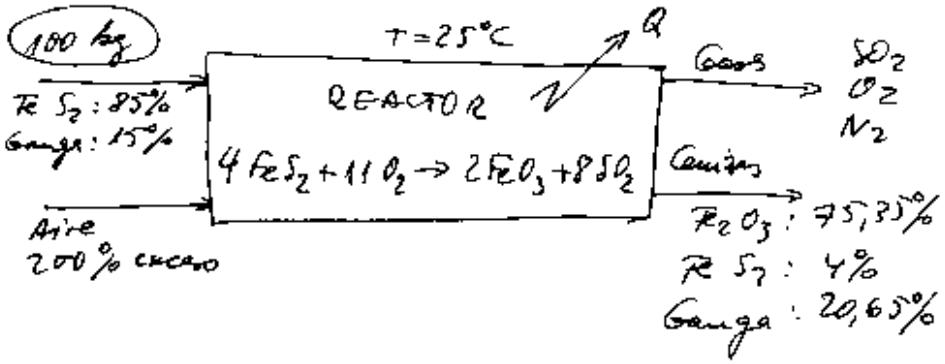
es decir:

$$Q = -15.302 \text{ kJ}$$

Volver al enunciado del problema

$$Q = -5.773 \ \frac{kJ}{kg\ mineral}$$

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 100 kg de mineral

Balance de materia:

Entrada:

$$Fe S_2 = \frac{(0,85)(100)}{120} = 0,708 \text{ kmol}$$

$$O_2 \text{ teórico} = (0,708)\left(\frac{11}{4}\right) = 1,948 \text{ kmol}$$

$$O_2 \text{ exceso} = (2)(1,948) = 3,896 \text{ kmol}$$

$$O_2 \text{ total} = 3,896 + 1,948 = 5,844 \text{ kmol}$$

$$N_2 \text{ acompañante} = (5,844)\left(\frac{79}{21}\right) = 21,985 \text{ kmol}$$

Salida de cenizas:

$$\text{Total} = (0,725)(100) = 72,5 \text{ kg}$$

$$Fe_2O_3 = \frac{(72,5)(0,7535)}{160} = 0,341 \text{ kmol}$$

$$Fe S_2 = \frac{(72,5)(0,04)}{120} = 0,024 \text{ kmol}$$

La ganga se considerará inerte a todos los efectos.

Salida de gases:

Balance de S:

Volver al enunciado del problema

$$(2)(0,708) = [SO_2] + (2)(0,024)$$

De donde:

$$[SO_2] = 1,368 \text{ kmol}$$

Balance de O:

$$(2)(5,844) = 2[O_2] + (2)(1,368) + (3)(0,341)$$

De donde:

$$[O_2] = 3,965 \text{ kmol}$$

Balance de N:

$$[N_2] = 21,985 \text{ kmol}$$

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

o bien, cuando hay reacción química:

$$\Delta H_{S-E} + \Delta H_R = Q$$

es decir:

$$H_S - H_E + \Delta H_R = Q \qquad [kJ]$$

Estado de referencia:

Agregación: El de los compuestos
Presión: 1 atm
Temperatura: 25°C

Volver al enunciado del problema

Como todas las corrientes están a 25°C, las entalpías de reactivos y productos serán nulas, por lo que el balance de energía se simplifica a:

$$\Delta H_R = Q$$

$$\Delta H_R = n\sum \Delta f_p^\circ - n\sum \Delta f_e^\circ =$$
$$= \left[(0{,}341\cdot 10^3)(-822{,}2)+(1{,}368\cdot 10^3)(-296{,}9)\right] -$$
$$-\left[(0{,}708-0{,}024)\,10^3(-177{,}9)\right] = -686{,}59-(-109.231) =$$
$$= -577.298\ kJ$$

Por tanto:

$$Q = -577{,}298\ kJ$$

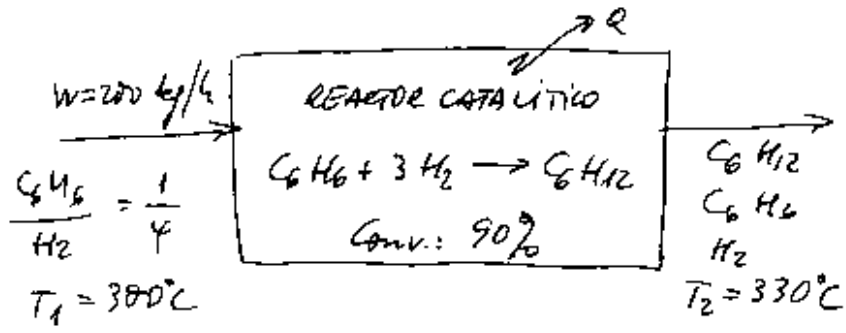
Transformando la base de cálculo en las condiciones reales del sistema:

$$Q = \frac{-577.298\ kJ}{100\ kg\ mineral} = -5.773\ \frac{kJ}{kg\ mineral}$$

Volver al enunciado del problema

$$Q = -108.973 \ \frac{kcal}{h}$$

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 1 h

Balances de materia:

Entrada:

$$200\,[kg] = B\,[kmol]\,78\left[\frac{kg}{kmol}\right] + H\,[kmol]\,2\left[\frac{kg}{kmol}\right]$$

$$\frac{B\,[kmol]}{H\,[kmol]} = \frac{1}{4}$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$200 = 78B + 2H \qquad \frac{B}{H} = \frac{1}{4}$$

Se obtiene $B = 2{,}326$ kmol, $H = 9{,}302$ kmol

Salida:

Benceno = $2{,}326 - (0{,}9)(2{,}326) = 0{,}233$ kmol

Ciclohexano = $(0{,}9)(2{,}326) = 2{,}093$ kmol

Hidrógeno = $9{,}302 - (3)(0{,}9)(2{,}326) = 3{,}022$ kmol

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

Volver al enunciado del problema

o bien, cuando hay reacción química:

$$\Delta H_{S-E} + \Delta H_R = Q$$

es decir:

$$H_S - H_E + \Delta H_R = 0 \quad [kcal]$$

Estado de referencia:

Agregación: Gas
Presión: La del sistema
Temperatura: 25°C

$$H_E = (\Sigma n_i C_{pi})(T_1 - T_{ref}) =$$
$$= [(2{,}326)(27) + (9{,}302)(7)](300 - 25) = 35.177 \text{ kcal}$$

$$H_S = (\Sigma n_i C_{pi})(T_2 - T_{ref}) =$$
$$= [(0{,}233)(27) + (2{,}093)(40) + (3{,}022)(7)](330 - 25) =$$
$$= 33.902 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_R = n \Sigma \Delta f_P^\circ - n \Sigma \Delta f_R^\circ =$$
$$= (2{,}093)(-29{,}43 \cdot 10^3) - (2{,}326)(19{,}82 \cdot 10^3) =$$
$$= -107.698 \text{ kcal}$$

Por tanto:

$$33.902 - 35.177 - 107.698 = Q$$

es decir:

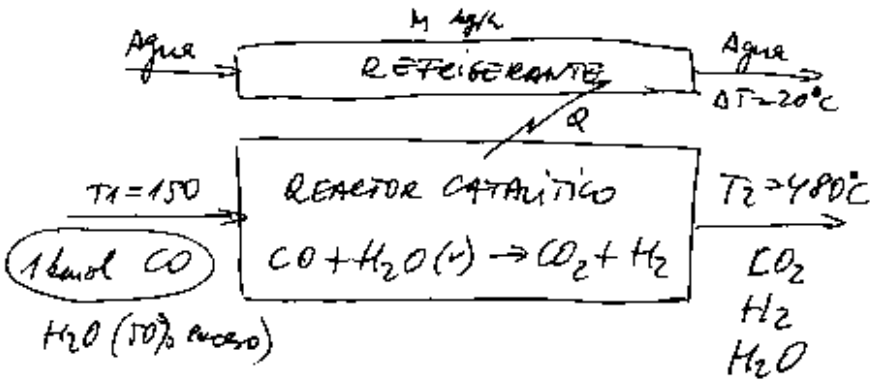
$$Q = -108.973 \text{ kcal} \xrightarrow{B.C.} -108.973 \frac{\text{kcal}}{h}$$

(eliminada)

Volver al enunciado del problema

$$M = 23.500 \frac{kg}{h}$$

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 1 kmol de CO

Balance de materia:

Entrada:

$$CO = 1 \text{ kmol}$$

$$H_2O = 1 + (0{,}5)(1) = 1{,}5 \text{ kmol}$$

Salida:

$$CO_2 = 1 \text{ kmol}$$

$$H_2 = 1 \text{ kmol}$$

$$H_2O = 1{,}5 - 1 = 0{,}5 \text{ kmol}$$

Balance de energía en el reactor:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

o bien, cuando hay reacción química:

$$\Delta H_{S-E} + \Delta H_R = Q$$

es decir:

$$H_S - H_E + \Delta H_R = Q \qquad [\text{kcal}]$$

Volver al enunciado del problema

Estado de referencia:

Agregación: Gas

Presión: la del sistema

Temperatura: 25°C

$$H_E = (\Sigma n_i C p_i)(T_1 - T_{ref}) =$$

$$= [(1)(7) + (1,5)(8,16)](150-25) = 2.405 \text{ kcal}$$

$$H_S = (\Sigma n_i C p_i)(T_2 - T_{ref}) =$$

$$= [(1)(10,7) + (1)(7) + (0,5)(8,5)](480-25) = 9.987 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_R = n \Sigma \Delta f p^\circ - n \Sigma \Delta f e^\circ =$$

$$= (1)(-94.052) - [(1)(-26.416) + (1)(-57.798)] =$$

$$= -9.838 \text{ kcal}$$

Por tanto:

$$9.987 - 2405 - 9.838 = Q$$

es decir:

$$Q = -2.256 \text{ kcal}$$

Transformación de la base de cálculo en los valores reales del sistema:

$$Q = -2.256 \left[\frac{\text{kcal}}{\text{kmol CO}}\right] = -2.256 \left[\frac{\text{kcal}}{\text{kmol H}_2}\right] \cdot \frac{1}{2} \left[\frac{\text{kmol H}_2}{\text{kg H}_2}\right]$$

$$\cdot 10.000 \left[\frac{\text{kg H}_2}{\text{día}}\right] \cdot \frac{1}{24} \left[\frac{\text{día}}{\text{h}}\right] = -470.000 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Volver al enunciado del problema

Este calor lo invertirá el agua del refrigerante en elevar su temperatura:

$$Q = M\, C_p\, \Delta T$$

de donde:

$$M = \frac{Q}{C_p\, \Delta T} = \frac{470.000}{(1)(20)} = 23.500\ \frac{kg}{h}$$

Volver al enunciado del problema

Composición de los gases de combustión (% mol):

$CO_2 = 9,56$

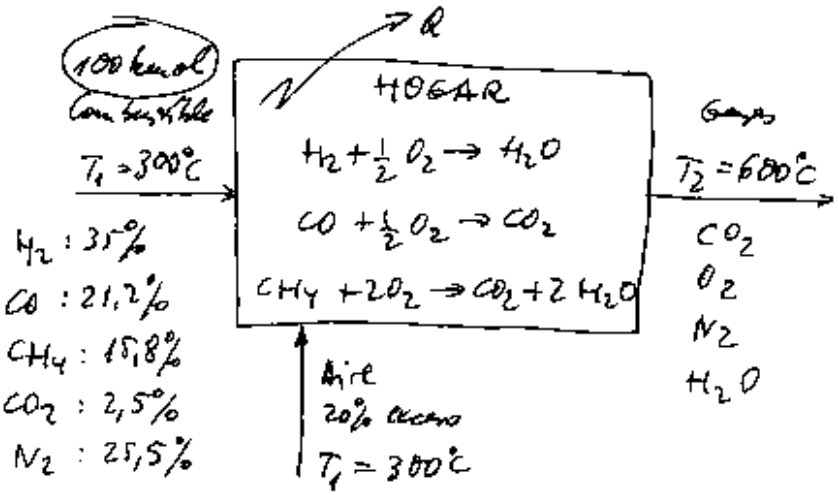
$O_2 = 2,88$

$N_2 = 71,43$

$H_2O = 16,13$

$$Q = -5.951.608 \frac{kcal}{100 kmol\ combustible}$$

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo : 100 kmol de combustible (enunciado)

Balance de materia:

Entradas:

$H_2 = 35$ kmol

$CO = 21,2$ kmol

$CH_4 = 15,8$ kmol

$CO_2 = 2,5$ kmol

$N_2 = 25,5$ kmol

O_2 teórico $= (35)\left(\frac{1}{2}\right) + (21,2)\left(\frac{1}{2}\right) + (15,8)(2) = 59,7$ kmol

O_2 total $= (59,7)(1,2) = 71,64$ kmol

N_2 acompañante $= (71,64)\left(\frac{79}{21}\right) = 269,5$ kmol

Salidas:

$CO_2 = 21,2 + 15,8 + 2,5 = 39,5$ kmol

$O_2 = 71,64 - 59,7 = 11,94$ kmol

$N_2 = 269,5 + 25,5 = 295$ kmol

$H_2O = 35 + (2)(15,8) = 66,6$ kmol

TOTAL $= 39,5 + 11,94 + 295 + 66,6 = 413,04$ kmol

Volver al enunciado del problema

Composición sobre base húmeda:

$$[CO_2] = \frac{39,5}{413,04} \cdot 100 = 9,56\%$$

$$[O_2] = \frac{11,94}{413,04} \cdot 100 = 2,88\%$$

$$[N_2] = \frac{295}{413,04} \cdot 100 = 71,43\%$$

$$[H_2O] = \frac{66,6}{413,04} \cdot 100 = 16,13\%$$

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

o bien, cuando hay reacción química:

$$\Delta H_{S-E} + \Delta H_R = Q$$

o sea:

$$H_S - H_E + \Delta H_R = Q$$

Estado de referencia:

Agregación: Gas

Presión: la del sistema

Temperatura: 25°C

$$H_E = \left(\Sigma n_i C p_i\right)\left(T_1 - T_{ref}\right) =$$

$$= \left[(35)(7) + (21,2)(2,70) + (15,8)(11,6) + (2,5)(10,8) + (25,5)(7,10) + (71,64)(7,50) + (269,5)(7,10)\right](300-25) = 1.268.707 \text{ kcal}$$

Volver al enunciado del problema

$$H_S = (\Sigma n_i C_{pi})(T_f - T_{ref}) =$$

$$= [(39,5)(10,8) + (11,94)(7,50) + (285)(7,10) + (66,6)(6,50)] \cdot (600 - 25) = 1.826.459 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_R = n \Sigma \Delta C_R^{\circ} - n \Sigma \Delta C_P^{\circ} =$$

$$= [(37)(-58.000) + (21,2)(-67.600) + (15,8)(-192.800)] - 0 =$$

$$= -6.509.360 \text{ kcal}$$

Por tanto:

$$1.826.459 - 1.268.707 - 6.509.360 = Q$$

Es decir:

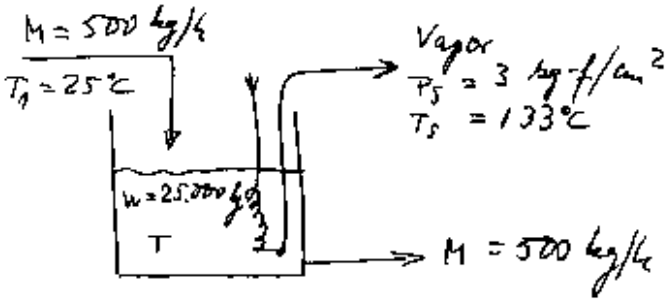
$$Q = -5.951.608 \text{ kcal} \xrightarrow{B.C} -5.951.608 \frac{\text{kcal}}{100 \text{ kmol combustible}}$$

Volver al enunciado del problema

a.) $t = 1{,}89\ h$

b.) $T_{mix} = 60{,}03\ ^{\circ}C$

Volver al enunciado del problema



Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

Como el tanque es adiabático, $Q = 0$ y, por tanto:

$$\Delta H = 0$$

$$H_1 = H_2$$

o bien:

$$H_E + H_G = H_S + H_A$$

Estado de referencia:

Agregación: Líquido
Presión: la del sistema
Temperatura: 25°C

Entrada $= M C_p (T_1 - T_{ref}) + h (T_s - T) =$

$= 0 + (120)(133 - T)$ $\left[\frac{kcal}{h}\right]$

Generación $= 0$ (no hay reacción química)

Salida $= M C_p (T - T_{ref}) = (500)(0,5)(T - 25) =$

$= 250 (T - 25)$ $\left[\frac{kcal}{h}\right]$

Volver al enunciado del problema

$$\text{Acumulación} = \frac{d}{dt}\left(W[kg]\, cp\left[\frac{kcal}{kg\cdot°C}\right](T-T_{ref})[°C]\right)\frac{1}{[h]} =$$

$$= \frac{d}{dt}\left[(2500)(0,5)(T-25)\right] = 1250\,\frac{dT}{dt} \quad \left[\frac{kcal}{h}\right]$$

Por tanto:

$$(120)(133-T) = (250)(T-25) + 1.250\,\frac{dT}{dt}$$

o bien:

$$1.250\,\frac{dT}{dt} = 22.210 - 370\,T$$

Reordenando:

$$dt = 3,38\,\frac{dT}{60-T}$$

a.) Límite de integración:

$t = 0\ [h]$ $\quad T = 25\ [°C]$

$t = t\ [h]$ $\quad T = 40\ [°C]$

Integrando:

$$t = 3,38\,\ln\left(\frac{60-25}{60-40}\right) = 1,89\ h$$

b.) Temperatura máxima:

La temperatura máxima se producirá en régimen estacionario, es decir, cuando $\frac{dT}{dt} = 0$.

Por tanto:

$$0 = 22.210 - 370\,T$$

De donde:

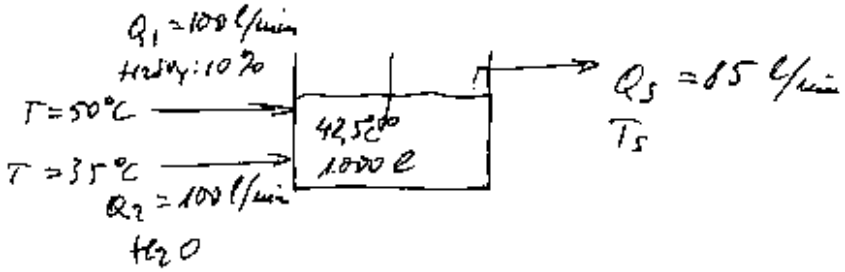
$$T = 60,03\ °C$$

Volver al enunciado del problema

a.) $t = 8,70\ min$

b.) $T_5 = 47,86\ ^\circ C$

Volver al enunciado del problema



a) Balance de materia total:

$$\text{Entrada} = 100 + 100 = 200 \quad \left[\frac{l}{min}\right]$$

$$\text{Generación} = 0 \quad \text{(no hay reacción química)}$$

$$\text{Salida} = 85 \quad \left[\frac{l}{min}\right]$$

$$\text{Acumulación} = \frac{dV}{dt} \quad \frac{[l]}{[min]}$$

Por tanto:

$$200 = 85 + \frac{dV}{dt}$$

Separando variables:

$$dV = 115\,dt$$

Límites de integración:

$$t = 0\ [min] \qquad V = 0\ [l]$$

$$t = t\ [min] \qquad V = 1.000\ [l]$$

Integrando:

$$1.000 = 115\,t$$

de donde:

$$t = 8{,}70\ min$$

Volver al enunciado del problema

b.) Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

Como se considera el tanque adiabático, $Q = 0$ y, por tanto:

$$\Delta H = 0$$

$$H_1 = H_2$$

o bien:

$$H_E + H_G = H_S + H_A$$

Estado de referencia:

Agregación: Líquido
Presión: La del sistema
Temperatura: 35°C

$$\text{Entrada} = M_1 C_{p1} (T_1 - T_{ref}) + M_2 C_{p2} (T_2 - T_{ref}) =$$

$$= Q_1 \rho_1 C_{p1} (T_1 - T_{ref}) + 0 = (100)(1{,}05 \cdot 10^3)(0{,}9)(50-35) =$$

$$= 1{,}4175 \cdot 10^6 \ \frac{cal}{min}$$

Generación = 0 (no hay reacción química)

$$\text{Salida} = M_S C_p (T - T_{ref}) = Q_S \rho C_p (T - T_{ref}) =$$

$$= (85)(1 \cdot 10^3)(0{,}9)(T-35) = 76.500 (T-35) \ \frac{cal}{min}$$

$$\text{Acumulación} = \frac{d}{dt}\left(V[l] \rho \left[\frac{g}{l}\right] C_p \left[\frac{cal}{g \cdot ºC}\right] (T - T_{ref}) [ºC] \right) \frac{1}{[min]} =$$

Volver al enunciado del problema

$$= V\rho C_p \frac{d}{dt}\left[(T-T_{ref})\right] = (1.000)(1\cdot10^3)(1)\frac{d}{dt}\left[(T-35)\right]$$

$$= 10^6 \frac{d}{dt}\left[(T-35)\right] \quad \frac{cal}{min}$$

Por tanto:

$$1{,}4175\cdot10^6 = 76.500\,(T-35) + 10^6 \frac{d}{dt}\left[(T-35)\right]$$

Operando y separando variables:

$$\frac{dT}{53{,}53-T} = 0{,}0765\,dt$$

Límites de integración:

$t = 0$ [min] $\quad T = 42{,}5$ [°C]

$t = 8{,}70$ [min] $\quad T = T_5$ [°C]

Integrando:

$$\ln\left(\frac{53{,}53-42{,}5}{53{,}53-T_5}\right) = (0{,}0765)(8{,}70)$$

De donde:

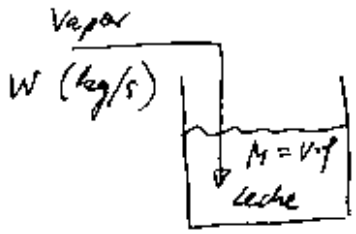
$$T_5 = 47{,}86\ ^\circ C$$

Volver al enunciado del problema

$$T = T_{ref} + \frac{V_0 (T_0 - T_{ref}) + \frac{\Delta H_v W}{C_p \rho} t}{V_0 + \frac{W}{\rho} t}$$

$$T = 89,5\,^{\circ}C$$

Volver al enunciado del problema



Balance de materia total:

$$w\,[\tfrac{kg}{h}] = \frac{d}{dt}\left(M[kg]\right)\frac{1}{[h]}$$

Como

$$M = V \cdot \rho$$

se tendrá:

$$w = \rho \frac{dV}{dt}$$

Condiciones límite:

$$t = 0\ [s] \qquad V = V_0\ [m^3]$$
$$t = t\ [s] \qquad V = V\ [m^3]$$

Integrando:

$$wt = \rho (V - V_0)$$

o bien:

$$V = V_0 + \frac{wt}{\rho}$$

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

Volver al enunciado del problema

Como no existen pérdidas de calor al exterior (el sistema es adiabático), $Q = 0$ y, por tanto:

$$\Delta H = 0$$
$$H_1 = H_2$$

o bien:

$$H_E + H_G = H_S + H_A$$

Estado de referencia:

Agregación: Líquido
Presión: la del sistema
Temperatura: 273 K

$$\text{Entrada} = \Delta H_V \left[\frac{kJ}{kg}\right] \cdot W\left[\frac{kg}{s}\right] = \Delta H_V \cdot W \quad \frac{kJ}{s}$$

Generación = 0 (no hay reacción química)

Salida = 0 (no hay corriente de salida)

$$\text{Acumulación} = \frac{d}{dt}\left[M C_p (T - T_{ref})\right] = C_p \rho \frac{d}{dt}\left[V(T - T_{ref})\right] \quad \frac{kJ}{s}$$

Por tanto:

$$H_V \cdot W = C_p \rho \frac{d\left[V(T - T_{ref})\right]}{dt}$$

Reordenando:

$$d\left[V(T - T_{ref})\right] = \frac{\Delta H_V \cdot W}{C_p \cdot \rho} dt$$

Volver al enunciado del problema

Condiciones límites:

$t = 0$ [s] $\quad V = V_0$ [m^3] $\quad T = T_0$ [K]

$t = t$ [s] $\quad V = V$ [m^3] $\quad T = T$ [K]

Integrando:

$$V(T - T_{ref}) - V_0(T_0 - T_{ref}) = \frac{\Delta H_v \cdot w}{c_p \rho} t$$

De donde:

$$T = T_{ref} + \frac{V_0(T_0 - T_{ref}) + \frac{\Delta H_v w}{c_p \rho} t}{V}$$

Teniendo en cuenta el balance de materia:

$$T = T_{ref} + \frac{V_0(T_0 - T_{ref}) + \frac{\Delta H_v w}{c_p \rho} t}{V_0 + \frac{w}{\rho} t}$$

Ecuación que relaciona la temperatura y el volumen del líquido con el tiempo.

La botella estará llena cuando $V = 0{,}225 \cdot 10^{-3}$ m^3, por lo que en el balance de materia podrá ponerse:

$$0{,}225 \cdot 10^{-3} = 0{,}200 \cdot 10^{-3} + \frac{wt}{103}$$

de donde:

$$wt = 0{,}025 \text{ kg}$$

Volver al enunciado del problema

La temperatura se obtendrá, pues, utilizando la ecuación obtenida para ella:

$$T = 273 + \frac{(0{,}200\cdot10^{-3})(293-273) + \frac{(2.700)(0{,}025)}{(4{,}185)(10^3)}}{0{,}200\cdot10^{-3} + \frac{0{,}025}{10^3}} =$$

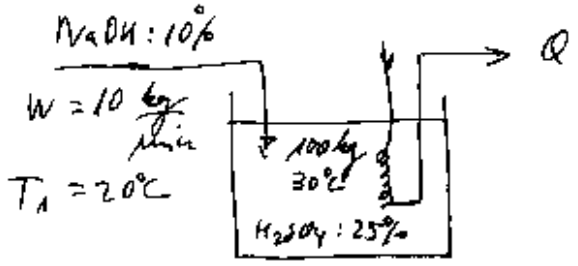
$$= 362{,}5\ K = 89{,}5\ ^\circ C$$

Volver al enunciado del problema

$t = 20{,}4 \text{ min}$

$T = 49{,}43 ^\circ C$

Volver al enunciado del problema



Balance de materia total:

$$W\left[\frac{kg}{s}\right] = \frac{d}{dt}\left(M[kg]\right)\frac{1}{[s]}$$

Separando variables:

$$W\,dt = d\,M$$

Condiciones límite:

$t = 0\ [s]$ $\quad M = 100\ [kg]$

$t = t\ [s]$ $\quad M = M\ [kg]$

Integrando:

$$Wt = M - 100$$

Como

$$W = 10\ \frac{kg}{min} = \frac{1}{6}\ \frac{kg}{s}$$

se tendrá:

$$M = 100 + \frac{1}{6}t$$

Reacción instantánea:

$$H_2SO_4 + 2\,NaOH \rightarrow Na_2SO_4 + 2\,H_2O$$

Volver al enunciado del problema

Balances de componentes:

H_2SO_4 : $\begin{cases} E = 0 \\ S = 0 \end{cases}$ $\qquad G = A$

$$A = -\frac{d}{dt}\left(\frac{x_S\, M\,[kg]}{98\left[\frac{kg}{kmol}\right]}\right)\frac{1}{[S]} = -\frac{1}{98}\frac{d(x_S \cdot M)}{dt} \quad \left[\frac{kmol}{s}\right]$$

$NaOH$: $\begin{cases} S = 0 \\ A = 0 \\ \text{(instantáneas)} \end{cases}$ $\qquad Q = E$

$$E = \frac{x_N\, W\left[\frac{kg}{s}\right]}{40\left[\frac{kg}{kmol}\right]} = \frac{(0,10)}{(40)}\left(\frac{1}{6}\right) = \frac{1}{2.400} \quad \left[\frac{kmol}{s}\right]$$

Como la relación molar es 1 H_2SO_4 / 2 $NaOH$, se tendrá:

$$-\frac{1}{98}\frac{d(x_S \cdot M)}{dt} = \frac{1}{(2.400)(2)}$$

Obsérvese que esta ecuación, o bien:

$$r = \frac{1}{(2.400)(2)} = 2,083 \cdot 10^{-4} \left[\frac{kmol}{s}\right]$$

representa la velocidad de la reacción (que se utilizará en el balance de energía).

Separando variables:

$$d(x_S \cdot M) = -0,0204\, dt$$

Volver al enunciado del problema

Condiciones límites:

$t = 0$ [s] $\quad x_5 \cdot M = (0{,}25)(100) = 25$ [kg]

$t = t$ [s] $\quad x_5 \cdot M = x_5 \cdot M$ [kg]

Integrando:

$$x_5 M - 25 = -0{,}0204\, t$$

Como además:

$$M = 100 + \left(\frac{1}{6}\right) t$$

quedará finalmente:

$$x_5 = \frac{25 - 0{,}0204\, t}{100 + \frac{1}{6} t}$$

Cuando la neutralización es completa, $x_5 = 0$, por lo que:

$$25 - 0{,}0204\, t = 0$$

De donde:

$$t = 1225 \text{ s} = 20{,}4 \text{ min}$$

Balance de energía:

No hay términos de energía mecánica ni trabajo, por lo que se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

o bien:

$$H_E + H_6 = H_5 + H_A + Q$$

Volver al enunciado del problema

Estado de referencia:

Agregación: Líquido

Presión: La del sistema

Temperatura: 258 K

$$H_E = W C_p (T - T_{ref}) = \left(\frac{1}{6}\right)(4{,}185)(273-278) = -3{,}49 \ \frac{kJ}{s}$$

$$H_G = (-r)\Delta H_c = (-2{,}08\cdot 10^{-4})(-1{,}38\cdot 10^{5}) = 28{,}75 \ \frac{kJ}{s}$$

$$H_S = 0 \quad \text{(no hay corriente de salida)}$$

$$H_A = \frac{d}{dt}\left[M C_p (T - T_{ref})\right] = 4{,}185 \frac{d}{dt}\left[M(T-298)\right] \ \frac{kJ}{s}$$

$$Q = -U A (T - T_{fluido}) = (0{,}3488)(0{,}2)(T-288) =$$

$$= -0{,}0697 (T-288) \ \frac{kJ}{s}$$

Por tanto:

$$-3{,}49 + 28{,}75 = 4{,}185 \frac{d}{dt}\left[M(T-298)\right] - 0{,}0697 (T-288)$$

Reordenando:

$$\frac{45{,}33 + 0{,}0697\, T}{4{,}185} = \frac{d}{dt}\left[M(T-298)\right]$$

Recordando que:

$$M = 100 + \left(\frac{1}{6}\right)t$$

$$\frac{dM}{dt} = \frac{1}{6}$$

se tendrá:

Volver al enunciado del problema

$$\left(100+\frac{1}{6}t\right)\frac{dT}{dt}+\left(\frac{1}{6}\right)(T-298)=10,83+0,0166\,T$$

Operando y separando variables:

$$\frac{dT}{60,49-0,183\,T}=\frac{dt}{100+\frac{1}{6}t}$$

Condiciones límite:

$t = 0$ [s] $\quad T = 303$ [K]

$t = 1.225$ [s] $\quad T = T$ [K]

Integrando:

$$-\frac{1}{0,183}\ln\left[\frac{60,49-0,183\,T}{60,49-(0,183)(303)}\right]=6\ln\left[\frac{100+\frac{1225}{6}}{100}\right]$$

o bien:

$$\ln\left[\frac{60,49-0,183\,T}{5,04}\right]=-1,22$$

De donde:

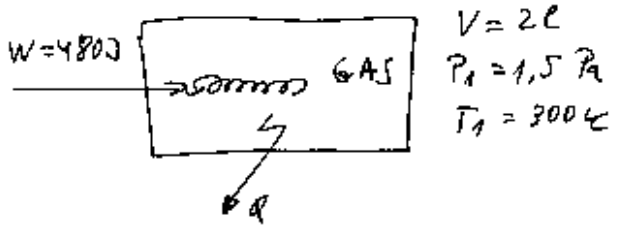
$$T = 322,4\ K = 49,43\ ^\circ C$$

Volver al enunciado del problema

$T = 414,3\ K$

$P = 2,07\ Pa$

Volver al enunciado del problema



Balance de energía (sistema cerrado):

$$\Delta E_C + \Delta E_p + \Delta U = Q + W$$

(Δ: variación en el tiempo)

En estas condiciones:

$\Delta E_c = 0$ (no hay movimiento)

$\Delta E_p = 0$ (no hay variación de nivel)

$Q = 0$ (indicación explícita)

Por tanto:

$$\Delta U = W$$

siendo $W = 480$ J, la variación de energía interna afectará tanto al calentador como al gas, es decir:

$$\Delta U = \Delta U_{calentador} + \Delta U_{gas}$$

$$\Delta U_C = n\, C_p\, \Delta T = (12)(0{,}35)(T - 300) = 4{,}2(T - 300)\ [J]$$

Si se considera el gas como ideal:

$$n = \frac{PV}{RT} \qquad \left[R = 8{,}31 \frac{J}{mol \cdot K} = 8{,}31 \frac{Pa \cdot m^3}{mol \cdot K} \right]$$

siendo:

Volver al enunciado del problema

$P = 1,5\ P_2$

$V = 2\ \ell = 2 \cdot 10^{-3}\ m^3$

$T = 300\ K$

Se tendrá:

$$n = \frac{(1,5)(2 \cdot 10^{-3})}{(8,31)(300)} = 1,2 \cdot 10^{-6}\ mol$$

Por tanto:

$$\Delta U_G = n\, C_V\, \Delta T = (1,2 \cdot 10^{-6})(12,47)(T - 300) = 1,5 \cdot 10^{-5}(T - 300)\ [J]$$

Así pues, el balance de energía quedará:

$$(4,2 + 1,5 \cdot 10^{5})(T - 300) = 480$$

De donde:

$$T = 414,3\ K$$

La presión final se podrá calcular a partir de

$$\frac{P_1}{T_1} = \frac{P_2}{T_2}$$

o sea:

$$\frac{1,5}{300} = \frac{P_2}{414,3}$$

De donde:

$$P_2 = 2,07\ P_2$$

Volver al enunciado del problema

a.) $\Delta U = 8{,}36\ kJ$

b.) $Q = 100\ J$

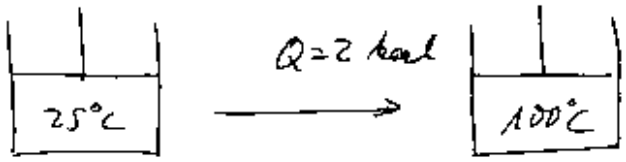
Volver al enunciado del problema

Balance de energía (sistema cerrado):

$$\Delta E_c + \Delta E_p + \Delta U = Q + W$$

(Δ: variación en el tiempo)

a.)



En estas condiciones:

$\Delta E_c = 0$ (tanto en el estado inicial como en el estado final, $v=0$)

$\Delta E_p = 0$ (no hay desplazamiento vertical)

$W = 0$ (las fronteras no se mueven)

Por tanto:

$$\Delta U = Q$$

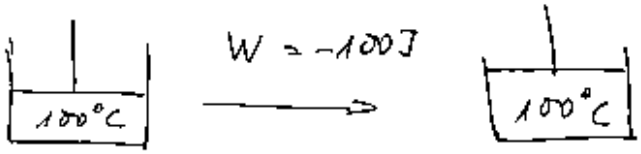
Como:

$$Q = 2\ kcal = 8{,}36\ kJ$$

Se tendrá un aumento de energía interna:

$$\Delta U = 8{,}36\ kJ$$

b.)



En estas condiciones:

$\Delta E_c = 0$ (tanto en el estado inicial como en el estado final, $v=0$)

Volver al enunciado del problema

$\Delta E_p \simeq 0$ (se considera despreciable el desplazamiento vertical)

$\Delta U = 0$ (la energía interna sólo depende de la temperatura, y ésta no cambia)

Por tanto:

$$0 = Q + W$$

Como

$$W = -100\ J \quad \text{(el sistema realiza trabajo)}$$

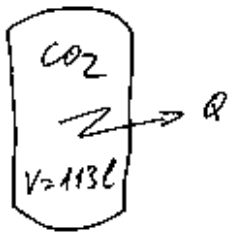
se tendrá una cesión de calor:

$$Q = 100\ J$$

Volver al enunciado del problema

$Q = -706.563\ J$

Volver al enunciado del problema



Balance de energía (sistema cerrado):

$$\Delta E_c + \Delta E_p + \Delta U = Q + W$$

(Δ: variaciones en el tiempo)

En estas condiciones:

$\Delta E_c = 0$ (no hay movimiento)

$\Delta E_p = 0$ (no hay variación de nivel)

$W = 0$ (las fronteras no se mueven)

Por tanto:

$$\Delta U = Q$$

Como se dispone de datos de entalpía:

$$\Delta H = \Delta U + \Delta\left(\frac{p}{\rho}\right)$$

Por tanto:

$$Q = \Delta H - \Delta\left(\frac{p}{\rho}\right)$$

Siendo:

$$\rho = \frac{m}{V} = \frac{4,5}{0,113} = 39,82 \ \frac{kg}{m^3}$$

se tendrá:

$$\Delta H = 188.500 - 372.300 = -183.800 \left[\frac{J}{kg}\right]$$

Volver al enunciado del problema

$$\Delta\left(\frac{p}{\rho}\right) = \frac{9{,}5\cdot 10^5 - 2\cdot 10^5}{3{,}82} = -26.786\left[\frac{J}{kg}\right]$$

Es decir:

$$Q = -183.800 + 26.786 = -157.014\left[\frac{J}{kg}\right]$$

o bien:

$$Q = -157.014\left[\frac{J}{kg}\right] 4{,}5\,[kg] = -706.563\,J$$

Volver a:	
Ingeniería Química (Ldo. en Química)	Ampliación de Ingeniería Química (Ldo. en Química)
Ingeniería Química (Ldo. en CyT de Alimentos)	Operaciones Básicas de la I.Q. (Ingeniero Químico)

INGENIERÍA QUIMICA: PROBLEMAS

Tema 06

Problema CIQ06-01	Problema CIQ06-02	Problema CIQ06-03
Problema CIQ06-04	Problema CIQ06-05	Problema CIQ06-06
Problema CIQ06-07	Problema CIQ06-08	Problema CIQ06-09
Problema CIQ06-10	Problema CIQ06-11	Problema CIQ06-12
Problema CIQ06-13	Problema CIQ06-14	Problema CIQ06-15
Problema CIQ06-16	Problema CIQ06-17	Problema CIQ06-18
Problema CIQ06-19	Problema CIQ06-20	Problema CIQ06-21
Problema CIQ06-22	Problema CIQ06-23	Problema CIQ06-24
Problema CIQ06-25	Problema CIQ06-26	Problema CIQ06-27
Problema CIQ06-28	Problema CIQ06-29	Problema CIQ06-30
Problema CIQ06-31	Problema CIQ06-32	Problema CIQ06-33
Problema CIQ06-34	Problema CIQ06-35	Problema CIQ06-36
Problema CIQ06-37	Problema CIQ06-38	Problema CIQ06-39
Problema CIQ06-40	Problema CIQ06-41	Problema CIQ06-42
Problema CIQ06-43	Problema CIQ06-44	Problema CIQ06-45
Problema CIQ06-46	Problema CIQ06-47	Problema CIQ06-48
Problema CIQ06-49	Problema CIQ06-50	Problema CIQ06-51
Problema CIQ06-52	Problema CIQ06-53	Problema CIQ06-54
Problema CIQ06-55	Problema CIQ06-56	Problema CIQ06-57
Problema CIQ06-58	Problema CIQ06-59	Problema CIQ06-60

Problema CIQ06-61	Problema CIQ06-62	Problema CIQ06-63
Problema CIQ06-64	Problema CIQ06-65	Problema CIQ06-66
Problema CIQ06-67	Problema CIQ06-71	Problema CIQ06-72
Problema CIQ06-73	Problema CIQ06-74	Problema CIQ06-81
Problema CIQ06-82	Problema CIQ06-83	Problema CIQ06-84
Problema CIQ06-85	Problema CIQ06-86	Problema CIQ06-87

Volver

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilación discontinua

Para concentraciones bajas de amoníaco en agua, la relación entre las composiciones del vapor y el líquido en equilibrio viene dada por la expresión:

$$y = 16\,x$$

Una disolución de composición 5% en peso de amoníaco se somete a destilación diferencial hasta que la composición en la caldera se reduzca al 1% en peso de amoníaco. Determínese la cantidad de líquido residual y la composición global del destilado.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilación discontinua

Una determinada mezcla equimolecular de heptano y octano se somete a destilación simple hasta que la composición del líquido residual en la caldera desciende a 0,30 en fracción molar de heptano, operando a la presión atmosférica. Determínese la composición global del vapor destilado, si para esta mezcla el valor medio de la volatilidad relativa es 2,17.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilación discontinua

Se carga en una caldera una mezcla líquida de 60% en moles de benceno y 40% en moles de tolueno, donde se realiza una destilación diferencial a una presión total de 1,2 atm. ¿Qué cantidad de la carga inicial debe evaporarse para obtener una mezcla líquida resultante en la caldera de 80% molar de tolueno? Se puede tomar la volatilidad relativa de la mezcla igual a 2,41.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilación discontinua

Una disolución conteniendo 60% en moles de alcohol etílico y 40% en moles de alcohol n-propílico se somete a destilación a una presión total de 1 atm. La volatilidad relativa puede considerarse constante e igual a 2,0 en el intervalo de temperatura de destilación. Determinar para una destilación diferencial (por cargas) que se termina cuando se ha destilado el 50% de la carga original:

a) La composición del líquido residual.

b) La composición del destilado total recogido.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilación discontinua

Una carga de pentano crudo contiene 15% en moles de n-butano y 85% en moles de n-pentano. Si se utiliza una destilación discontinua sencilla a la presión atmosférica para separar 90% moles de n-butano,

a) ¿Cuál será la composición del líquido que queda?

b) ¿Cuánto n-pentano se separará?

Datos:

El valor medio de la volatilidad relativa es 3,5.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilación discontinua

Una disolución conteniendo 60% en moles de alcohol etílico y 40% en moles de alcohol n-propílico se somete a destilación a una presión total de 1 atm. La volatilidad relativa puede considerarse constante e igual a 2,0 en el intervalo de temperatura de destilación. Determinar para una destilación diferencial que se termina cuando se ha destilado el 50% del alcohol etílico de la carga original:

a) La composición del líquido residual.

b) Los moles de destilado por cada 100 moles de alimentación.

c) La composición del destilado total recogido.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilación discontinua

Una mezcla benceno-tolueno de composición 0,40 en fracción molar se somete a destilación diferencial a la presión atmosférica. Si la destilación se interrumpe cuando ha destilado el 65% de los moles iniciales, calcúlese:

a) La concentración del destilado.

b) La concentración del líquido que queda en la caldera.

c) La cantidad de benceno en el destilado, expresada en porcentaje de benceno contenido en la carga inicial.

Datos:

Para esta mezcla puede suponerse que la volatilidad relativa es constante e igual a 2,5.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilación discontinua

Una mezcla ideal de dos componentes **A** y **B** tiene una volatilidad relativa constante de 2 y una composición inicial del 55% molar de **A**. Si 60 kmol de dicha mezcla se someten a destilación diferencial, calcular la fracción de carga que debe destilarse para obtener un destilado cuya composición media sea 0,65 molar de **A**.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilación discontinua

Se someten a destilación abierta 10 kg de una mezcla agua-etanol de composición 55% en peso hasta que la última gota de vapor condensado tenga igual composición que la mezcla de partida. Obtener la cantidad de destilado y su composición global media.

Datos:

Los datos de equilibrio del sistema a 1 atm, en fracciones másicas de etanol, son:

x	y	x	y
0,010	0,103	0,500	0,652
0,030	0,235	0,550	0,673
0,050	0,325	0,600	0,697
0,100	0,444	0,650	0,723
0,150	0,496	0,700	0,753
0,200	0,529	0,750	0,783
0,250	0,552	0,800	0,818
0,300	0,573	0,850	0,856
0,350	0,592	0,870	0,873
0,400	0,613	0,8943	0,8943
0,450	0,632		

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilación discontinua

En una caldera se cargan 100 kmol de una mezcla equimolar de hexano y benceno. Esta mezcla se somete a una destilación diferencial a una presión de 1 atm. Calcular la cantidad destilada y su composición media, cuando el líquido que queda en la caldera tiene una fracción molar de hexano de 0,10.

Datos:

Los datos de equilibrio del sistema a 1 atm, en fracciones molares de hexano, son:

x	y	x	y
0,00	0,000	0,40	0,480
0,10	0,134	0,50	0,590
0,20	0,255	0,685	0,752
0,30	0,370	0,873	0,908
0,325	0,406	1,00	1,000

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilación discontinua

Una disolución acuosa de ácido acético de composición 0,25 en fracción molar de ácido acético se somete a destilación diferencial a la presión de 760 mmHg, hasta que la composición del líquido residual sea 0,75 en fracción molar de ácido acético.

Determínese la cantidad de producto destilado y su composición global.

Datos:

Los datos de equilibrio para la mezcla agua-ácido acético a la presión de 760 mmHg son:

x	y	x	y
0,05	0,101	0,50	0,649
0,10	0,181	0,55	0,693
0,15	0,255	0,60	0,737
0,20	0,327	0,65	0,778
0,25	0,390	0,70	0,813
0,30	0,448	0,75	0,845
0,35	0,502	0,80	0,875
0,40	0,555	0,85	0,904
0,45	0,603	0,90	0,934

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilación discontinua

Una mezcla de tetracloruro de carbono y tolueno, de composición 0,60 en fracción molar, se somete a la destilación diferencial a la presión atmosférica, interrumpiéndose en la destilación cuando se han separado la mitad de los moles contenidos en la carga inicial. Determínese:

a) La composición del líquido residual.

b) La composición global del destilado.

c) La proporción del tetracloruro de carbono que pasa al destilado, referido al contenido de la carga inicial.

Datos:

Los datos de equilibrio del sistema tetracloruro de carbono-tolueno a 1 atm, en fracciones molares del componente volátil, son:

x	y	x	y
0,00	0,000	0,50	0,708
0,05	0,107	0,55	0,748
0,10	0,202	0,60	0,784
0,15	0,290	0,65	0,817
0,20	0,369	0,70	0,847
0,25	0,442	0,75	0,875
0,30	0,506	0,80	0,900
0,35	0,565	0,85	0,926
0,40	0,618	0,90	0,950
0,45	0,665	1,00	1,000

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilación discontinua

Una mezcla líquida contiene 50% en moles de n-heptano y 50% en moles de n-octano a 30ºC. Se somete a una destilación diferencial a presión atmosférica en la que se destila el 60% de los moles del líquido. Calcular la composición media del destilado y del residuo.

Datos:

Los datos del equilibrio de la mezcla a la presión atmosférica son:

T [ºC]	x	y	T [ºC]	x	y
98,4	1,000	1,000	115	0,312	0,492
105	0,655	0,810	120	0,157	0,279
110	0,487	0,674	126,6	0,000	0,000

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilación discontinua

Se pretende recuperar por destilación diferencial el 80% del etanol que contiene una disolución acuosa cuya composición es el 30% de alcohol en peso. Calcular la cantidad y composición del líquido residual y del destilado, por cada 100 kg de carga.

Datos:

Los datos de equilibrio del sistema a 1 atm, en fracciones másicas de etanol, son:

x	y	x	y
0,010	0,103	0,500	0,652
0,030	0,235	0,550	0,673
0,050	0,325	0,600	0,697
0,100	0,444	0,650	0,723
0,150	0,496	0,700	0,753
0,200	0,529	0,750	0,783
0,250	0,552	0,800	0,818
0,300	0,573	0,850	0,856
0,350	0,592	0,870	0,873
0,400	0,613	0,8943	0,8943
0,450	0,632		

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilación discontinua

Una mezcla ideal de dos componentes **A** y **B**, se somete a una destilación simple diferencial. Si inicialmente se cargan 1.000 kmol de mezcla de una composición de 55% en moles de **A**, responder a las siguientes cuestiones:

a) ¿Cuál es la composición del líquido en la caldera cuando se haya destilado 1/3, 1/2 o 3/4 de la cantidad inicialmente alimentada, respectivamente?

b) ¿Qué cantidad de líquido quedará en la caldera cuando sea su composición sea 0,40 y 0,30 y 0,20 molar, respectivamente?

c) ¿Qué fracción de la carga inicial ha de vaporizarse para obtener un destilado de composición media 0,65 molar?

Datos:

Los datos de equilibrio del sistema, en fracciones molares del componente volátil, **A**, son:

x	y	x	y
0,00	0,000	0,30	0,461
0,05	0,095	0,35	0,518
0,10	0,182	0,40	0,571
0,15	0,261	0,45	0,620
0,20	0,333	0,50	0,666
0,25	0,400	0,55	0,710

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilaciones continuas (convencional)

Una mezcla ideal de dos componentes **A** y **B**, cuya volatilidad relativa se puede considerar constante e igual a 2, se somete a una destilación de equilibrio de forma continua. Si la mezcla alimentada tiene una composición de 55% en moles de **A** y se introduce con un caudal de 60 kmol/h, responder a las siguientes cuestiones:

a) ¿Qué fracción de la mezcla alimentada debe de destilarse para obtener un vapor de 65% en moles de **A**?

b) Si se desea obtener un caudal de vapor de 30 kmol/h, ¿cuál será su composición?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilaciones continuas (convencional)

Una mezcla ideal de dos componentes **A** y **B**, cuya volatilidad relativa se puede considerar constante e igual a 2, se somete a una destilación de equilibrio de forma continua. Si la mezcla alimentada tiene una composición de 45% en moles de **A** y se introduce con un caudal de 100 kmol/h, responder a las siguientes cuestiones:

a) ¿Qué fracción de la mezcla alimentada debe de destilarse para obtener un líquido de 35% en moles de **A**?

b) ¿Qué fracción de la mezcla alimentada debe de destilarse para obtener un líquido de 20% en moles de **A**?

c) Si se desea obtener un caudal de vapor de 50 kmol/h, ¿cuál será su composición?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilaciones continuas (convencional)

Una mezcla líquida de dos componentes **A** y **B**, que contiene el 60% en moles de **A**, se destila continuamente de manera que el destilado y el residuo constituyen el 25% y el 75%, respectivamente, de la misma.

Si la volatilidad relativa vale 2, ¿qué tanto por ciento de componente **A** (el más volátil) que existe inicialmente en la corriente de alimentación se recuperará en las corrientes de destilado y de residuo?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilaciones continuas (convencional)

Una disolución conteniendo 60% en moles de alcohol etílico y 40% en moles de alcohol n-propílico se somete a destilación a una presión total de 1 atm. La volatilidad relativa puede considerarse constante e igual a 2,0 en el intervalo de temperatura de destilación. Determinar para una destilación de equilibrio (continua) en que la composición del destilado (fase vapor) es de 70% en moles de alcohol etílico:

a) La composición del líquido residual.

b) Los moles de destilado por cada 100 moles de alimentación.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilaciones continuas (convencional)

Una corriente de 20 kg/h de una mezcla de benceno y tolueno, cuya composición es de 30% en peso de benceno, se somete a una destilación continua convencional.

Si la mezcla inicial se calienta hasta los 101,4 ºC y se alcanzan las condiciones de equilibrio, determínense los caudales de líquido y vapor que salen de la unidad de destilación, si la presión dentro de ésta se mantiene constante e igual a 1 atm.

Datos:

Los datos de equilibrio del sistema benceno-tolueno a 1 atm, en fracciones molares del componente volátil, son:

T [ºC]	x	y	T [ºC]	x	y
110,4	0,0	0,0	92,2	0,5	0,714
109,6	0,02	0,0455	91,1	0,54	0,747
107,9	0,06	0,132	90,05	0,58	0,7765
106,2	0,1	0,209	89,0	0,62	0,8054
104,6	0,14	0,28	88,0	0,66	0,8305
102,95	0,18	0,344	86,95	0,7	0,8545
101,4	0,22	0,404	86,0	0,74	0,8785
99,9	0,26	0,4585	85,0	0,78	0,9005
98,5	0,30	0,5075	84,1	0,82	0,9215
97,2	0,34	0,5555	83,2	0,86	0,9405
94,6	0,42	0,64	81,45	0,94	0,9765
93,35	0,46	0,679	80,3	1,0	1,0

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilaciones continuas (convencional)

Una mezcla líquida de hexano y benceno que contiene 40% en moles de hexano, se somete a destilación cerrada a la presión atmosférica y temperatura constante hasta que el 40% del líquido inicial pasa a fase vapor.

a) ¿Cuál es la temperatura a la que ha de realizarse la operación?

b) ¿Cuáles son las composiciones del líquido residual y el vapor separado?

Datos:

Los datos de equilibrio del sistema hexano-benceno a 1 atm, en fracciones molares del componente volátil, son:

T [ºC]	x	y	T [ºC]	x	y
80,1	0,00	0,000	70,6	0,55	0,640
78,5	0,05	0,111	70,3	0,60	0,676
77,1	0,10	0,191	69,9	0,65	0,710
76,0	0,15	0,258	69,5	0,70	0,744
75,1	0,20	0,317	69,3	0,75	0,782
74,4	0,25	0,371	69,1	0,80	0,822
73,7	0,30	0,422	68,9	0,85	0,862
72,7	0,35	0,470	68,8	0,90	0,906
72,2	0,40	0,518	68,7	0,95	0,951
71,5	0,45	0,563	68,7	0,97	0,971
71,0	0,50	0,602	68,7	1,00	1,000

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilaciones continuas (convencional)

Una mezcla de benceno-tolueno de composición 55% en moles de benceno entra a 30 ºC en un aparato de destilación y pasa al estado de vapor el 40% de la alimentación.

a) ¿Cuáles son las composiciones del líquido residual y el vapor separados?

b) ¿Cuál es la temperatura a la que se realiza la vaporización?

c) ¿Cuál es la cantidad de calor necesario?

Datos:

Los datos de equilibrio del sistema benceno-tolueno a 1 atm, en fracciones molares del componente volátil, son:

T [ºC]	x	y	T [ºC]	x	y
110,4	0,0	0,0	92,2	0,5	0,714
109,6	0,02	0,0455	91,1	0,54	0,747
107,9	0,06	0,132	90,05	0,58	0,7765
106,2	0,1	0,209	89,0	0,62	0,8054
104,6	0,14	0,28	88,0	0,66	0,8305
102,95	0,18	0,344	86,95	0,7	0,8545
101,4	0,22	0,404	86,0	0,74	0,8785
99,9	0,26	0,4585	85,0	0,78	0,9005
98,5	0,30	0,5075	84,1	0,82	0,9215
97,2	0,34	0,5555	83,2	0,86	0,9405
94,6	0,42	0,64	81,45	0,94	0,9765
93,35	0,46	0,679	80,3	1,0	1,0

Los valores medios de los calores específicos comprendidos entre 30 y 90 ºC son, para el benceno 0,43 kcal/(kg·ºC) y para el tolueno 0,46 kcal/(kg·ºC). Los calores de vaporización de los componentes a 93,3 ºC son, para el benceno 90 kcal/kg y para el tolueno 92 kcal/kg. El calor de mezcla se considera nulo.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilaciones continuas (súbita)

Si una mezcla líquida de **A** y **B**, con una composición en **A** del 40% en moles y presión elevada se expande de una forma brusca hasta una presión final de 1 atm, siendo el proceso adiabático, indicar qué ocurre en cada uno de los casos siguientes en que la entalpía de la mezcla inicial que se somete a expansión es:

a) Igual a 11.000 kcal/kmol.

b) Igual a 5.000 kcal/kmol.

c) Igual a 800 kcal/kmol.

Si en alguno de los casos anteriores se produce flash, determinar las cantidades y composiciones de líquido y vapor.

La volatilidad relativa del sistema A-B, a 1 atm, se puede considerar constante e igual a 1,5. Las entalpías de los compuestos puros, a 1 atm, son:

Componente	H (vapor) [kcal/kmol]	h (líquido) [kcal/kmol]
A	6.000	1.000
B	10.000	2.000

Se puede admitir que las entalpías correspondientes a las mezclas binarias A-B varían linealmente con la composición.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilaciones continuas (súbita)

Una mezcla etanol-agua en estado líquido, a presión elevada, se expande bruscamente hasta una presión final de 1 atm. Utilizando los datos de equilibrio y de entalpía-composición que se acompañan, determinar las fracciones de vapor y de líquido formadas y la composición de ambas fases en el caso de que se produzca flash,

a) Si la mezcla líquida tiene una composición de 40% en peso de etanol y una entalpía de 300 kcal/kg.

b) Si la composición de la mezcla es de 60% en peso de etanol y tiene una entalpía de 150 kcal/kg.

Datos:

Los datos de equilibrio del sistema (fracciones másicas) y sus entalpías correspondientes, son, a 1 atm:

T [ºC]	x	y	h [kcal/kg]	H [kcal/kg]
100,00	0,00	0,000	100,0	637,5
98,90	0,01	0,065	97,0	635,1
96,75	0,03	0,205	95,2	622,0
94,50	0,05	0,380	93,1	619,7
91,45	0,10	0,520	87,8	600,4
88,95	0,15	0,595	83,7	581,2
87,15	0,20	0,648	80,3	652,0
85,75	0,25	0,686	77,4	542,7
84,65	0,30	0,714	75,2	523,5
83,75	0,35	0,733	73,3	504,3
83,10	0,40	0,747	71,7	485,0
82,45	0,45	0,759	69,9	465,5
81,90	0,50	0,771	68,7	446,6
81,00	0,60	0,794	65,5	408,1
80,20	0,70	0,822	62,2	369,6
79,35	0,80	0,859	58,4	331,1
78,50	0,90	0,913	54,1	292,7
78,15	0,95	0,950	51,9	273,4
78,20	0,97	0,969	50,2	260,1

78,30	1,00	1,000	49,6	254,2

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilaciones continuas (súbita)

Una mezcla líquida de etanol-agua con 20% en moles de alcohol, procedente de un proceso que se desarrolla a 18 atm de presión, se somete a una destilación flash, descomprimiéndola hasta una presión de 1 atm. Se pretende que la fase vapor contenga 45% en moles del alcohol. Calcular:

a) La temperatura a la que debe de introducirse la alimentación.

b) Si se aumenta la temperatura de alimentación en 20ºC, determinar las cantidades y composiciones de las fases líquida y vapor obtenidas.

Datos:

Los datos de equilibrio del sistema etanol-agua a 1 atm, en fracciones molares de etanol, son:

T [ºC]	x	y	T [ºC]	x	y
95,5	0,019	0,170	81,5	0,327	0,583
89,0	0,072	0,389	79,8	0,508	0,656
85,3	0,124	0,470	78,4	0,747	0,781
82,7	0,234	0,544	78,1	0,894	0,894

Suponer despreciable el calor de mezcla. El calor latente de vaporización para mezclas etanol-agua es de 9.500 cal/mol. Los calores molares medios son, para el etanol 31,3 cal/(mol·ºC) y para el agua 18 cal/(mol·ºC).

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Destilaciones continuas (súbita)

Una mezcla líquida de etanol-agua con 25% en moles de alcohol, procedente de un proceso que se desarrolla a 15 atm de presión, se somete a una destilación flash, descomprimiéndola hasta una presión de 1 atm. Se pretende que la fase vapor contenga 50% en moles del alcohol. Calcular:

a) La temperatura a la que debe de introducirse la alimentación.

b) Las cantidades y composiciones de las fases líquida y vapor obtenidas.

c) Discutir los efectos y la viabilidad que tendrían las siguientes modificaciones:

I) Aumento del caudal de alimentación en un 100%.

II) Conseguir un vapor con una fracción molar en etanol del 40% y un líquido con una fracción molar de 20%.

III) Aumento de la temperatura de alimentación en 20 ºC.

Datos:

Los datos de equilibrio del sistema etanol-agua a 1 atm, en fracciones molares de etanol, son:

T [ºC]	x	y	T [ºC]	x	y
95,5	0,019	0,170	81,5	0,327	0,583
89,0	0,072	0,389	79,8	0,508	0,656
85,3	0,124	0,470	78,4	0,747	0,781
82,7	0,234	0,544	78,1	0,894	0,894

Suponer despreciable el calor de mezcla. El calor latente de vaporización para mezclas etanol-agua es de 9.500 cal/mol. Los calores molares medios son, para el etanol 31,3 cal/(mol·ºC) y para el agua 18 cal/(mol·ºC).

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (varios)

Se desea diseñar una columna de rectificación continua para separar 15 Tm/h de una mezcla de **A** y **B**, que contiene 40% en peso de **A**, con el fin de obtener un destilado de composición 97% en peso de **A** y un residuo con 98% en peso de **B**. Se utilizará una relación de reflujo, L/D = 3,5. La alimentación entra a 20 ºC, su punto de ebullición es de 95,3 ºC y su calor específico es de 0,44 kcal/(kg·ºC). La columna es adiabática.

Para la calefacción se utilizará vapor de agua a 1,37 kg-f/cm^2 (l_v = 522 kcal/kg). El agua de refrigeración llega al condensador total a una temperatura de 25 ºC y sale a 65 ºC.

Las entalpías del líquido y del vapor saturado de las mezclas **A**-**B** se pueden suponer independientes de la composición, siendo la diferencia H - h = 89,5 kcal/kg.

Determinar:

a) El caudal de destilado.

b) El caudal de residuo.

c) El caudal de vapor de calefacción.

d) El caudal de agua de refrigeración.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (varios)

Una columna de destilación fraccionada, que opera en continuo y régimen estacionario, se alimenta con un caudal de 500 kmol/h de una mezcla que contiene 40% en moles de **A** y 60% en moles de **B**. La corriente de destilado tendrá una composición de 90% en moles de **A** y la corriente de residuo tendrá una composición de 95% en moles de **B**.

Admitir que la columna está constituida por platos teóricos y que los caudales molares de líquido y vapor dentro de la misma se mantienen constantes en cada zona (rectificación y agotamiento). El equilibrio líquido-vapor viene dado por una volatilidad relativa de 3. La columna dispone de un condensador total.

a) Determinar los caudales molares de las corrientes de destilado y de residuo, así como los porcentajes de recuperación de **A** en el destilado y de **B** en el residuo, respecto a las cantidades alimentadas a la columna.

b) Si la relación de reflujo externa es L/D = 0,8, determinar la relación de reflujo interna, L/V, y la composición del líquido que desciende desde el plato 2 al 3 (empezando a contar por la cabeza) y del vapor que asciende desde el plato 3 al 2.

c) Si la relación de reflujo externa es L/D = 8, determinar la relación de reflujo interna, L/V, y la composición del líquido que desciende desde el plato 2 al 3 y del vapor que asciende desde el plato 3 al 2.

d) Analizar y comparar los resultados de los apartados **b)** y **c)** y comentar el efecto de la variación de la relación L/D sobre la separación y la posible influencia en el diseño de la columna y en los costes de operación.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (varios)

Se desea separar mediante rectificación continua en una columna de pisos de burbujeo, una mezcla de 60% en moles de **A** y 40% de **B**, siendo la volatilidad relativa constante e igual a 3.

El producto destilado ha de tener una concentración molar de 90% de **A**, mientras que el porcentaje molar de **A** en el residuo ha de ser de 10%.

La columna consta de un condensador total y de una caldera calentada indirectamente. Si la condición de entrada del alimento es tal que q = 0,5, calcular, sin usar construcciones gráficas:

a) La relación de reflujo $(L/V)_{mín.}$ en la sección de enriquecimiento y la relación $(L'/V')_{máx.}$ que corresponde a aquélla en la sección de agotamiento.

b) La ecuación de la línea de enriquecimiento para $L/V = 2\ (L/V)_{mín.}$ y la ecuación de la línea de agotamiento correspondiente.

c) El número de pisos que se requieren para conseguir la separación deseada, para una relación de reflujo infinita.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (varios)

Se desea separar por rectificación una mezcla **A**-**B** que contiene 30% en moles de **A** (componente más volátil); la volatilidad relativa puede considerarse constante e igual a 6. Para ello se proyecta alimentar una columna de pisos con la mezcla mencionada a razón de 100 kmol/h, como vapor saturado, que se introduce directamente en la caldera, donde se dan las condiciones de mezcla completa.

Determinar, sin realizar construcciones gráficas, el número de pisos teóricos necesario para obtener un destilado que contenga como mínimo el 99% en moles de **A**, utilizando una relación de reflujo igual a 1,5 veces la mínima.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (varios)

Una columna de destilación continua adiabática de platos, que opera en régimen estacionario, se alimenta con 1.000 kmol/h de una mezcla binaria **A-B**, como líquido a su temperatura de ebullición, con 50% en moles de **A**, para obtener un producto destilado, de composición 95% en moles de **A** y un residuo de composición 9,5% en moles de **A**.

La columna opera con una relación de reflujo L/D = 10, dispone de un condensador total en la cabeza y de un calderín rehervidor en el fondo. El condensador utiliza agua de refrigeración que entra a 25 ºC y sale a 50 ºC. Los calores latentes de los dos componentes de la mezcla son iguales, con un valor de 8.000 kcal/kmol. El equilibrio líquido-vapor de la mezcla binaria viene dado por una volatilidad relativa de 3. Determinar:

a) Los caudales de destilado y de residuo, en kmol/h, y el porcentaje de recuperación del componente **A** en la corriente de destilado (% del componente **A** alimentado que sale en el destilado).

b) Los caudales molares de líquido y de vapor en las zonas de rectificación y de agotamiento (L, V, L', V'), en kmol/h.

c) El calor que es necesario aportar en el calderín y el que es necesario eliminar en el condensador, en kcal/h.

d) El caudal másico, kg/h, y el caudal volumétrico, m^3/h, de agua de refrigeración en el condensador.

e) La relación molar de reflujo interna L/V utilizada, la relación L/V mínima y las ecuaciones finales de las dos rectas operativas (ROE y ROA).

f) Indicar sobre el diagrama de equilibrio y-x cuál sería la ROE de L/V mínima y cuáles serían las dos rectas operativas reales. Explicar también sobre el diagrama de equilibrio cuáles serían las composiciones del primero y el segundo platos teóricos, contados desde la cabeza de la columna.

g) Calcular los valores numéricos del caudal y de la composición de cada una de las cuatro corrientes que intervienen en el primer plato teórico.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5
Página 6
Página 7

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (varios)

Una mezcla de dos componentes **A** y **B**, con 55% en moles de **A**, se desea separar por rectificación continua en un producto destilado con 95% en moles de **A** y un producto residuo con 90% en moles de **B**. La volatilidad relativa puede considerarse constante e igual a 2 a la presión de operación de la columna, que será de 1 atm.

El calor latente de la mezcla **A-B** puede considerarse constante e igual a 8.000 kcal/kmol. Las temperaturas de burbuja y rocío del alimento a la presión de 1 atm, son 90ºC y 95ºC, respectivamente. Los calores molares del alimento (mezcla con 55% de **A**) son los siguientes:

Estado líquido: C_p = 40 kcal/(kmol·ºC).

Estado vapor: C_p = 25 kcal/(kmol·ºC).

Trazar la recta **q** y determinar la relación mínima de reflujo para la separación deseada cuando el alimento sea:

a) Líquido a 60 ºC.

b) Líquido saturado (90ºC).

c) Mezcla líquido (1/3) - vapor (2/3).

d) Vapor saturado (95ºC).

e) Vapor recalentado (127ºC).

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (varios)

Se pretende separar una mezcla binaria en una columna que posee cinco etapas de equilibrio de rectificación más un calderín. El alimento es un líquido saturado a la presión de la columna que se introduce en el calderín. Se utiliza un condensador total y el reflujo se devolverá a la columna a su temperatura de saturación. El caudal de reflujo es de 0,5 moles por unidad de tiempo. El caudal de alimentación es de 1 mol por unidad de tiempo y su composición en componente más volátil es del 50%. Se desea obtener un 90% en moles del componente más volátil en el destilado. Se supone que la volatilidad relativa es constante e igual a 2.

Se pide determinar:

a) La fracción molar del componente más volátil en el residuo.

b) El flujo molar de destilado y residuo.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (varios)

Una columna de fraccionamiento continuo ha de diseñarse para separar 350 mol/h de una mezcla de 44% en moles de benceno y 56% en moles de tolueno en un producto de cabeza que contiene 97,4% en moles de benceno y un producto de cola con 97% en moles de tolueno. Se utilizará a relación de reflujo de 3,5 moles por mol de producto. Los calores latentes molares del benceno y del tolueno son 7.360 y 7.960 kcal/kmol, respectivamente. El benceno y el tolueno forman un sistema ideal con una volatilidad relativa del orden de 2,5. La alimentación tiene una temperatura de ebullición de 95 ºC a la presión de 1 atm.

a) Calcúlense los flujos molares (mol/h) de los productos de cabeza y cola.

b) Determínese el número de platos ideales y las posiciones del plato de alimentación:

1) Si la alimentación es un líquido a su temperatura de ebullición.

2) Si la alimentación es un líquido a 20ºC (calor específico: 44 cal/(mol·ºC)).

3) Si la alimentación es una mezcla de dos tercios de vapor y un tercio de líquido a su temperatura de ebullición.

c) Si para calefacción se utiliza vapor de agua a la presión manométrica de 1,5 atm (l = 532 kcal/kg), ¿qué cantidad de vapor se requiere por hora para cada uno de los tres casos anteriores, despreciando las pérdidas de calor y suponiendo que el reflujo es un líquido saturado?

d) Si el agua de refrigeración entra en el condensador a 26,7 ºC y sale a 65,5 ºC, ¿qué cantidad de agua será necesaria en kg/min?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5
Página 6
Página 7

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q = 1)

Una columna de rectificación que opera a una presión total de 1 atm, se alimenta continuamente con una mezcla benceno-tolueno a su punto de ebullición, que contiene 35% en moles de benceno. Si el destilado ha de contener el 95% en moles de benceno y el residuo el 95% de tolueno, calcular:

a) El número de pisos teóricos y la posición del piso de alimentación, para una relación de reflujo igual a 3.

b) Si la eficacia del piso es del 75%, ¿cuál es el número de pisos reales?

Datos:

Los datos de equilibrio del sistema benceno-tolueno a 1 atm, en presiones de vapor como función de la temperatura, son:

T [ºC]	P^o (benceno) [mmHg]	P^o (tolueno) [mmHg]
80,1	760	295
85	877	345
90	1.016	405
95	1.168	475
100	1.344	557
105	1.532	645
110	1.748	743
110,6	1.800	760

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q = 1)

Una mezcla de 40% en moles de **A** y 60% en moles de **B**, en estado líquido a su punto de ebullición, se introduce en un piso intermedio de una columna de rectificación. A la temperatura del piso de alimentación, la presión de vapor de **A** puro es de 1.086 mmHg y la de **B** puro es de 543 mmHg; la relación de las presiones de vapor de los componentes puros no varía prácticamente para el intervalo de temperaturas de la columna. La mezcla de **A** y **B** cumple la ley de Raoult.

Se desea obtener un destilado con fracción molar de **A** de 0,96 y un residuo que no exceda en fracción molar de **A** de 0,05. Calcular mediante el método gráfico de McCabe-Thiele:

a) El mínimo reflujo posible.

b) El número de pisos teóricos requeridos para efectuar la operación deseada, con una relación de reflujo infinita.

c) El número de pisos teóricos requeridos para efectuar la operación deseada, con una relación de reflujo 3 veces superior a la mínima.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q = 1)

Una mezcla equimolecular heptano-octano entra como alimentación en un plato intermedio de una columna de rectificación que trabaja a la presión atmosférica normal. Se desea obtener un producto destilado que contenga 98 % en moles de heptano y un producto de colas que sólo ha de contener 5 % en moles de heptano.

La alimentación entra en la columna a su temperatura normal de ebullición. El vapor procedente del primer piso entra en el condensador de reflujo, que en esta columna es un condensador total; una parte del condensado vuelve a la columna a su temperatura de condensación y otra sale como producto destilado, de tal modo que la relación entre el líquido que retorna y el vapor que llega (relación de reflujo) es L/V = 3/4.

Determínese el número de pisos teóricos necesarios y la posición del plato de alimentación.

Datos:

El valor medio aritmético de la volatilidad relativa para el sistema heptano-octano a presión atmosférica es de 2,17.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q = 1)

Se ha de proyectar una columna para el fraccionamiento continuo de 15.000 kg/h de una mezcla de 40% en peso de benceno y 60% en peso de tolueno, en un producto conteniendo 97% en peso de benceno y un residuo con 98% en peso de tolueno. La alimentación entra en la columna a su temperatura de ebullición y se utilizará una relación de reflujo L/D = 1,5 veces la mínima. Para la calefacción se usará vapor de agua a 2,4 atm (de calor latente 520 cal/g). El agua de refrigeración del condensador entra a 30 ºC y lo abandona a 50 ºC. Determinar:

a) El número de pisos teóricos.

b) El consumo de agua de refrigeración.

c) El consumo de vapor de calefacción.

Datos:

Para el equilibrio líquido-vapor a la presión de trabajo, se puede considerar a = 2,4.

Las entalpías del vapor y del líquido saturado son 130 y 40 kcal/kg, respectivamente, independientes de la composición.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q = 1)

Se han de someter a rectificación 100 kmol/h de una mezcla líquida constituida por las sustancias **A** y **B**, en su punto de ebullición, en una columna de pisos que dispone de un condensador total.

La alimentación contiene un 54% en moles de **A** (componente más volátil) y se desea obtener un destilado con el 95% en moles de **A** y un residuo con un 3,5% en moles de dicho componente. Si se utiliza una relación de reflujo 2,82 veces la mínima y la volatilidad relativa de la mezcla es de 2,61, calcular:

a) El caudal de destilado y de residuo, en kmol/h.

b) El número mínimo de pisos teóricos.

c) El número de pisos teóricos y la posición del piso de alimentación.

d) El caudal de agua de refrigeración (l/h), si entra a 20 ºC, sale a 40 ºC y el calor latente del destilado es de 6.500 kcal/kmol.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):

Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q = 1)

Una columna de destilación que opera de forma continua en régimen estacionario, se alimenta con 100 kmol/h de una mezcla binaria **A-B**, de composición 30% en moles de **A**, para obtener un destilado con una composición de 90% en moles de **A** y un residuo de composición 10% en moles de **A**. La alimentación entra como líquido saturado, se utiliza una relación de reflujo interno, L/V = 0,8 y el equilibrio viene dado por una volatilidad relativa de 3. Determinar:

a) Los caudales de destilado y de residuo.

b) Las ecuaciones de las rectas operativas (ROE y ROA).

c) El punto de intersección de ambas rectas operativas.

d) La relación de reflujo externa, L/D.

e) La relación L/V máxima y mínima.

f) El número de platos teóricos de la columna y el plato de alimentación.

g) El número mínimo de platos teóricos (a reflujo total).

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q = 1)

Para la separación de una mezcla de agua-metanol con 40% en moles de este último se utiliza una columna de rectificación continua de siete etapas teóricas más el calderín. El objetivo es obtener un destilado del 98% en moles de metanol y recuperar el 90% del metanol contenido en la alimentación, que se introduce como líquido saturado a su temperatura de ebullición. Determinar si es posible conseguir la separación deseada utilizando una relación de reflujo dos veces superior a la mínima.

Datos:

La columna opera a presión atmosférica y los datos de equilibrio del sistema metanol-agua a esa presión son:

x	y	x	y
0,02	0,134	0,500	0,780
0,06	0,300	0,600	0,825
0,100	0,420	0,700	0,870
0,155	0,515	0,800	0,915
0,200	0,580	0,920	0,965
0,300	0,665	0,950	0,980
0,400	0,730	1,000	1,000

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q = 1)

Una mezcla que contiene 30% en moles de n-pentano y 70% de n-heptano se destilará de forma continua para producir un producto en la parte superior que contenga 98% de n-pentano. Se va a recuperar el 96% del n-pentano que entra en la columna en la alimentación en el producto de la parte superior. La alimentación entra a la columna como líquido saturado a su temperatura de burbuja. Se pide determinar:

a) El flujo molar de destilado y residuo.

b) El número mínimo de pisos teóricos.

c) El número de pisos teóricos si la relación de reflujo real es 1,5 veces la mínima y dónde se introduce el alimento.

Datos:

Los datos de equilibrio para el sistema a 1 atm son:

x	y	x	y
0,0	0,000	0,5	0,840
0,1	0,333	0,6	0,893
0,2	0,530	0,7	0,920
0,3	0,660	0,8	0,946
0,4	0,766	0,9	0,960

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q = 1)

Se ha de diseñar una columna de rectificación para marcha continua que separe una mezcla cloroformo-benceno, cuya composición alimento es 0,35 en fracción molar de cloroformo, para suministrar un destilado de 20.000 kg/h y composición 0,95 en fracción molar de cloroformo y un residuo de composición 0,95 en fracción molar de benceno. La columna trabajará a la presión atmosférica normal y el alimento entrará como líquido saturado. Supóngase que el condensador es total y que el destilado y el residuo abandonan la columna a las respectivas temperaturas de ebullición. Calcular:

a) Los caudales de alimento, destilado y residuo, en kmol/h.

b) La ecuación de la recta **q**.

c) La relación de reflujo mínima.

d) El número mínimo de pisos teóricos, usando el método de McCabe-Thiele.

e) Las ecuaciones de las rectas operativas si la relación de reflujo es 20% superior al valor mínimo.

f) El número de pisos teóricos y la posición del de alimentación.

g) El consumo horario de agua de refrigeración en el condensador si entra a 16 ºC y sale a 45 ºC.

h) El consumo horario de vapor de calefacción en la caldera si se dispone de vapor saturado que condensa a 110 ºC y abandona la cámara de calefacción a la temperatura de condensación (l = 530 kcal/kg).

i) La ecuación de la recta **q** si la temperatura del alimento fuese de 16 ºC.

Datos:

Los datos de equilibrio a 1 atm, en fracciones molares, son:

T [ºC]	x	y	T [ºC]	x	y
80,6	0,00	0,00	72,9	0,60	0,76
79,5	0,10	0,13	71,0	0,70	0,83
78,3	0,20	0,27	68,8	0,80	0,91
77,1	0,30	0,415	64,1	0,90	0,96
76,8	0,35	0,485	63,0	0,95	0,98
75,9	0,40	0,55	61,4	1,00	1,00
74,7	0,50	0,66			

Los valores medios de los calores específicos y calores latentes de ambas sustancias para el intervalo de temperaturas de trabajo de la columna son:

	C_p	l

Componente	[kcal/(kmol·ºC)]	[kcal/kmol]
Cloroformo	27,462	6.800
Benceno	34,364	7.400

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5
Página 6
Página 7

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q ¹ 1)

Se desea recuperar la acetona que contiene una corriente residual acuosa por destilación continua. La alimentación contiene 33% en moles de acetona y se desea obtener al menos un 94% de pureza en el destilado. El efluente de fondo no debería contener más de 1% de acetona. La alimentación entra a 20 ºC y la torre está a presión atmosférica. Tomar como relación de reflujo real 3 veces la mínima.

Determínese el número de etapas teóricas necesarias para obtener la separación deseada, y dónde debe introducirse la alimentación.

Datos:

El calor latente del agua es 41.360 J/mol y el de la acetona es 28.410 J/mol.

El calor específico medio del agua es 75,3 J/(mol·ºC) y el de la acetona es 128 J/(mol·ºC).

Los datos de equilibrio para el sistema acetona-agua a 1 atm son, en fracciones molares de acetona:

T [ºC]	x	y	T [ºC]	x	y
100	0,00	0,0000	59,95	0,50	0,8387
74,80	0,05	0,6381	59,54	0,55	0,8455
68,53	0,10	0,7301	59,12	0,60	0,8532
65,26	0,15	0,7716	58,71	0,65	0,8615
63,59	0,20	0,7916	58,29	0,70	0,8712
62,60	0,25	0,8034	57,90	0,75	0,8817
61,87	0,30	0,8124	57,49	0,80	0,8950
61,26	0,35	0,8201	57,08	0,85	0,9118
60,75	0,40	0,8269	56,68	0,90	0,9335
60,35	0,45	0,8376	56,30	0,95	0,9627

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q ¹ 1)

En un sistema rectificador continuo, constituido por una caldera sobre la que está acoplada una columna de pisos de campanas, se alimenta una mezcla conteniendo 39,08 % en moles de CS_2 y el resto de CCl_4. Se desea obtener un producto con 90% en moles de S_2C en el condensador y un residuo de 10% en moles de S_2C, que se extraerá continuamente de la caldera. Suponiendo que el alimento está constituido por 2/3 de vapor y 1/3 de líquido en moles, calcular:

a) La relación del reflujo $(L/D)_{min}$.

b) Si la relación de reflujo es 100% mayor que la mínima, ¿cuántos pisos teóricos deben utilizarse?

c) ¿Cuál es el piso de alimentación teórico y la composición del líquido en el mismo?

d) Si el caudal de alimento es 81 kmoles/h, ¿cuál es la producción horaria de destilado y residuo?

Datos:

Los datos de equilibrio del sistema a 760 mmHg son, en fracciones molares de CS_2:

T [ºC]	x	y	T [ºC]	x	y
76,7	0	0	59,3	0,3909	0,6340
74,9	0,0296	0,0823	55,3	0,5318	0,7470
73,1	0,0612	0,1555	52,3	0,6630	0,8290
70,3	0,1106	0,2660	50,4	0,7574	0,8780
68,6	0,1435	0,3325	48,5	0,8604	0,9320
63,8	0,2585	0,4950	46,3	1	1

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q ¹ 1)

Se ha de proyectar una columna de rectificación en marcha continua para separar 1.500 kg/h de una mezcla de sulfuro de carbono-tetracloruro de carbono de composición 0,30 en fracción molar de sulfuro de carbono, en un producto de cabeza de composición 0,97 y un producto de cola de composición 0,05. La alimentación entra en la columna a 20 ºC y la relación de reflujo es 1,5 veces la mínima. Calcúlese:

a) Los kg de producto de cabeza y de cola obtenidos por hora.

b) El número de platos necesarios, si la eficacia de los mismos es del 65%.

Datos:

Los datos de equilibrio para la mezcla S_2C-CCl_4, expresando las composiciones en fracción molar, son los siguientes:

T [ºC]	x	y	T [ºC]	x	y
76,7	0,00	0,000	54,8	0,55	0,755
73,7	0,05	0,120	53,7	0,60	0,787
70,6	0,10	0,227	52,5	0,65	0,817
68,2	0,15	0,325	51,6	0,70	0,846
65,9	0,20	0,412	50,5	0,75	0,873
64,0	0,25	0,489	49,6	0,80	0,898
62,2	0,30	0,550	48,7	0,85	0,924
60,0	0,35	0,599	47,9	0,90	0,950
59,0	0,40	0,642	46,9	0,95	0,975
57,5	0,45	0,682	46,5	0,97	0,985
56,0	0,50	0,720	46,3	1,00	1,000

Los valores medios de los calores específicos y calores latentes de ambas sustancias para el intervalo de temperaturas de trabajo de la columna son:

Componente	C_p [kcal/(kg·ºC)]	l [kcal/kmol]
Sulfuro de carbono	0,24	6.550
Tetracloruro de carbono	0,21	7.400

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):

Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q ¹ 1)

Debe diseñarse una columna de fraccionamiento en continuo, operando a presión atmosférica, para separar 10.000 kg/h de una mezcla conteniendo 15,67% en peso de CS_2 y 84,33% de CCl_4, que alimentará la columna a una temperatura de 290 K (con un calor específico de 1,7 kJ/(kg·ºC) y una temperatura de ebullición de 336 K). El destilado o producto de cabeza debe tener una composición de 95,3 % en moles de CS_2 y el residuo o producto de cola, que se extraerá del calderín, debe tener una composición de 5,3% en moles de CS_2. La columna dispone de un condensador total y la relación de reflujo será L/D = 3,16. La eficacia media de los platos es del 70%. Determinar:

a) El número mínimo de pisos teóricos.

b) El número de pisos reales y el piso real de la alimentación.

c) La relación mínima de reflujo.

d) Los caudales de destilado y de residuo.

Datos:

Los datos de equilibrio en % en moles de CS_2 a 1 atm son los siguientes:

x	y	x	y
0	0	39,00	63,4
2,96	8,23	53,15	74,7
6,15	15,55	66,30	82,9
11,06	26,6	75,75	87,8
14,35	33,2	86,04	93,2
25,85	49,5	100	100

Los calores latentes de ambos compuestos son constantes e iguales a 25.900 kJ/kmol.

Pesos moleculares: CS_2, 76 kg/kmol; CCl_4, 154 kg/kmol.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q ¹ 1)

Se desea separar en una columna de rectificación continua de pisos 5.000 kg/h de una mezcla benceno-tolueno con 60% en moles de benceno en un destilado con 95% en moles de benceno y un residuo con 8% en moles de benceno. El alimento se introduce en la columna mitad líquido, mitad vapor, y se utiliza un condensador total y una relación de reflujo 2 veces la mínima. Si la columna opera a la presión atmosférica, calcular:

a) Los caudales de destilado y residuo, en kg/h.

b) El mínimo número de pisos teóricos requerido para la separación deseada.

c) El número de pisos teóricos requeridos en las condiciones de operación indicadas.

d) El número de pisos reales, si éstos tienen una eficacia global del 60%.

Datos:

Los datos de equilibrio del sistema benceno-tolueno a 1 atm, en fracciones molares de benceno, son los siguientes:

x	y	x	y
0,050	0,125	0,500	0,720
0,150	0,300	0,650	0,825
0,250	0,450	0,825	0,925
0,375	0,600	1,000	1,000

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q ¹ 1)

Se desea tratar 1.000 kg/h de una mezcla binaria de composición 40% en peso de componente volátil y entalpía de 40 kcal/kg en una columna de rectificación adiabática, de funcionamiento continuo, para obtener un producto destilado que contenga el 90% del componente volátil del alimento y un residuo de composición en componente volátil no superior al 8%.

Se usará un condensador total y una relación de reflujo, L/D, 2 veces la mínima. Las entalpías medias del vapor y del líquido saturados son 475 y 110 kcal/kg, respectivamente, independientes de la concentración, mientras que la volatilidad relativa puede considerarse constante e igual a 2. Calcular:

a) La producción de destilado y residuo.

b) El número mínimo de pisos teóricos.

c) El número de pisos teóricos y reales si la eficacia global media es del 60%.

d) La posición correcta del piso de alimentación.

e) El calor eliminado en el condensador y el suministrado a la caldera, por cada kg de alimentación.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5
Página 6

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q ¹ 1)

Se proyecta una columna de rectificación en continuo para separar 216 kmol/h de una mezcla cloroformo-benceno cuya composición es 0,35 en fracción molar de cloroformo, para suministrar un producto de cabeza de composición 0,97 en fracción molar de cloroformo y un producto de cola de composición 0,97 en fracción molar de benceno. La columna ha de trabajar a la presión atmosférica normal, y la alimentación entrará a 16 ºC. La cabeza de la columna va provista de un condensador total, y tanto el reflujo como el producto destilado salen del condensador a la temperatura de condensación. Calcúlese:

a) Los caudales de producto de cabeza y de cola, en kmol/h.

b) La ecuación de la recta **q**.

c) La relación de reflujo mínima.

d) El número mínimo de platos teóricos.

e) Las ecuaciones de las rectas superior e inferior de operación, si la relación de reflujo es el 20 % superior a la mínima.

f) El número de platos teóricos y la posición del plato de alimentación.

g) El consumo horario del agua de refrigeración en el condensador si entra a 16 ºC y sale a 45 ºC.

h) El consumo horario de vapor de calefacción en la caldera si se dispone de vapor saturado a 1,5 atm de presión absoluta (l = 532 kcal/kg) y abandona la cámara de calefacción a la temperatura de condensación.

Datos:

La temperatura de ebullición de la mezcla correspondiente a la composición de la alimentación es 76,8 ºC.

La volatilidad relativa de la mezcla puede tomarse como 1,70.

Los valores medios de los calores específicos y calores latentes de ambas sustancias para el intervalo de temperaturas de trabajo de la columna son:

Componente	C_p [kcal/(kmol·ºC)]	l [kcal/kmol]
Cloroformo	27,462	6.800
Benceno	34,364	7.400

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Página 5
Página 6
Página 7

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Simple efecto

En un evaporador de tubos cortos verticales de simple efecto se va a concentrar un jarabe desde un 10% hasta un 40% de sólidos totales, alimentándose la disolución diluida, que está a 15 ºC, a razón de 100 kg/h. La evaporación se produce a una presión reducida de 47,4 kPa (80 ºC) y como agente calefactor se utiliza vapor saturado a 169 kPa (115 ºC).

Suponiendo que el punto de ebullición permanece constante y que no existen pérdidas de calor, calcular:

a) La cantidad de vapor que se consume por hora.

b) El número de tubos que debe contener el evaporador, si cada uno de ellos tiene 1,55 m de longitud y 2,5 cm de diámetro interno.

Datos:

Calor específico del jarabe: 3,960 kJ/kg·K

Calor latente de vaporización de jarabe: 2.309 kJ/kg

Calor latente del vapor vivo a 155 ºC: 2.217 kJ/kg

Coeficiente global de transmisión de calor: 2.600 $W/m^2 \cdot K$

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Simple efecto

Se quiere concentrar 1.000 kg/h de un jugo de tomate en un evaporador de convección forzada desde el 10% al 30% en peso de sólidos. En la zona de evaporación se tiene una presión tal que la temperatura de ebullición es de 56 ºC. Para calentar el sistema se utiliza vapor de agua saturado a 2 atm absolutas (120 ºC), estimándose un coeficiente global de transmisión de calor de 3.000 kcal/h·m^2·ºC. Si la alimentación entra a 15 ºC y no se produce aumento ebulloscópico, calcular:

a) La superficie de calefacción necesaria.

b) La cantidad de vapor vivo necesaria (kg/h), si no hay pérdidas de calor.

c) La cantidad de vapor vivo necesaria si se admite que las pérdidas de calor al ambiente constituyen el 5% del "calor útil".

Datos:

C_p (Jugo) = 0,95 kcal/kg·ºC

$l_{56ºC}$ = 567 kcal/kg

$l_{120ºC}$ = 527 kcal/kg

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Simple efecto

Una disolución de sustancias orgánicas en agua ha de concentrarse del 10 al 50% de sólidos, en un evaporador de simple efecto. Se dispone de vapor de agua saturado a la temperatura de 120 ºC. En la cámara de evaporación se mantendrá una presión absoluta de 100 mmHg (que corresponde a una temperatura de ebullición del agua de 51,5 ºC). La velocidad de alimentación del evaporador es de 25.000 kg/h; el coeficiente global de transmisión de calor se puede tomar igual a 2.400 kcal/h·m^2·ºC. Tanto la elevación del punto de ebullición, como el calor de disolución, como las pérdidas de calor por radiación pueden considerarse despreciables.

Calcular el consumo y la economía del vapor (vapor producido respecto al vapor utilizado), así como la superficie de calefacción necesaria si la temperatura de alimentación es:

a) De 51, 5 ºC.

b) De 21 ºC.

c) De 93 ºC.

Datos:

Calor específico de la alimentación: 0,9 kcal/kg·ºC

El calor latente vaporización de la disolución puede tomarse igual al del agua pura y calcularse mediante la ecuación de Regnault.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Simple efecto

Se desea concentrar hasta el 60% un jugo de frutas que contiene un 8% en peso de sólidos, en un evaporador de simple efecto y se dispone, como agente de calefacción, de vapor de agua saturado a 2,29 atm. En la cámara de evaporación se mantiene una presión absoluta de 92,7 mmHg. Al evaporador se alimentan 25.000 kg/h de jugo, el coeficiente global de transmisión de calor se estima en unos 2.400 kcal/h·m^2·ºC y se puede ignorar la elevación del punto de ebullición.

Calcular el consumo de vapor, la economía del vapor (vapor producido respecto al vapor producido) y la superficie de calefacción necesaria si la temperatura de alimentación es:

a) De 50 ºC.

b) De 90 ºC.

Datos:

Calor específico del jugo: 0,90 kcal/kg·ºC

Utilícense las ecuaciones de Antoine y Regnault para el cálculo del equilibrio P-T y de los calores latentes, respectivamente.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Simple efecto

Se concentra zumo de manzana en un evaporador de simple efecto que funciona en estado estacionario. El zumo diluido se alimenta a razón de 0,67 kg/s, concentrándose desde un 11% de contenido en sólidos totales hasta alcanzar una concentración del 75%. El calor específico del zumo de manzana es de unos 3,1 kJ/kg·ºC y su calor latente en las condiciones del sistema es de 2.354 kJ/kg. La presión del valor de calefacción es de 304,42 kPa (134 ºC) y la temperatura de entrada de la alimentación es de 43,3 ºC. La ebullición se produce dentro del evaporador a 62,2 ºC, siendo el coeficiente global de transmisión de calor de 943 $W/m^2 \cdot ºC$.

Suponiendo despreciable el aumento del punto de ebullición, calcular:

a) El caudal de producto concentrado (kg/s).

b) El caudal de vapor de calefacción necesario (kg/s).

c) La economía del sistema (vapor generado respecto a vapor consumido).

d) El área de transmisión de calor (m^2).

Datos:

El tablas de vapor saturado se puede encontrar:

H_w = 2.725,90 kJ/kg

h_w = 563,41 kJ/kg

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Simple efecto

Se desea concentrar una disolución salina desde el 1% hasta el 1,5% en peso. La disolución inicial tiene un caudal de 10.000 kg/h y se encuentra a 40 ºC. Para realizar esta operación se piensa utilizar un evaporador de un solo efecto, empleando vapor de agua saturado a 143 kPa. La presión en la cámara de ebullición es la atmosférica (l = 2.257 kJ/kg) y se estima que el coeficiente global de transmisión de calor es de 1.700 $W/m^2 \cdot ºC$. Calcular el área de transmisión de calor necesaria en el evaporador, así como los caudales másicos de disolución concentrada y de vapor producido. El calor específico de la disolución puede tomarse como 4,0 $kJ/kg \cdot ºC$.

Datos:

A 143 kPa se pueden obtener los valores:

T_s = 110 ºC

l = 2.230 kJ/kg

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Simple efecto, aumento ebulloscópico

Un evaporador de simple efecto se emplea para concentrar 12.000 kg/h de una disolución de NaBr desde el 7,5% al 50% en peso. La presión en la zona de evaporación se mantiene constante a 150 mmHg mediante un sistema condensador-bomba de vacío. Puede suponerse que el condensado abandona el evaporador a su temperatura de ebullición y que la disolución diluida entra a la temperatura de ebullición en la cámara de evaporación. En las condiciones de funcionamiento, el coeficiente global de transmisión de calor puede considerarse constante e igual a 1.950 kcal /h·m^2·ºC. Asimismo es necesario tener en cuenta que el aumento ebulloscópico de la disolución del 50% de NaBr es del 21% en las condiciones del sistema.

Determinar:

a) El área mínima requerida, si el gradiente máximo de temperatura que se alcanza en el evaporador es de 50 ºC.

b) La presión que deberá tener el vapor de calefacción.

c) El caudal de vapor de calefacción (kg/h).

Datos:

Utilícense las ecuaciones de Antoine y Regnault para el cálculo del equilibrio P-T y de los calores latentes, respectivamente.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Simple efecto, aumento ebulloscópico

Un evaporador simple con una superficie de transmisión de calor de 30 m^2 y un coeficiente global de transmisión de calor de 2,8 $kW/m^2 \cdot K$, se utiliza para obtener NaOH al 50% a partir de disolución del 20% a 35ºC. Como medio de calefacción se utiliza vapor saturado y seco a 1,7 bares, el cual condesa completamente y sale como agua a su punto de ebullición. La presión del lado de la disolución es de 0,16 bares. Puede considerarse que el aumento ebulloscópico de la disolución del 50% de NaOH es del 73% en las condiciones del sistema y que su calor específico es de 1 kcal/kgºC.

Calcular el caudal de disolución concentrada (kg/s) y el caudal de vapor consumido (kg/s).

Datos:

1 atm = 1,013 bar

1 J = 0,24 cal

Utilícense las ecuaciones de Antoine y Regnault para el cálculo del equilibrio P-T y de los calores latentes, respectivamente.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Simple efecto, aumento ebulloscópico

Un evaporador de simple efecto ha de concentrar 9.070 kg/h de una disolución de hidróxido sódico al 20% hasta un 50% de sólidos. La presión del vapor de agua en la cámara de calefacción será 1,37 atm y la presión en el espacio de vapor 100 mmHg. El coeficiente global de transmisión de calor se estima que será 1.400 $W/m^2ºC$; la temperatura de la alimentación es 37,8 ºC y su capacidad calorífica de 4,2 kJ/kg·ºC. Puede considerarse que el aumento ebulloscópico de la disolución del 50% de NaOH es del 77% en las condiciones del sistema.

Calcúlese la cantidad de vapor de agua consumido, la economía (vapor producido respecto al vapor alimentado) y la superficie de calefacción que se requiere.

Datos:

Utilícense las ecuaciones de Antoine y Regnault para el cálculo del equilibrio P-T y de los calores latentes, respectivamente.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Simple efecto, aumento ebulloscópico

Se desea concentrar una disolución acuosa de hidróxido sódico con un concentración inicial del 20% (alimentada a 30ºC) hasta el 50%. Para ello se utilizará un evaporador de 25 m^2 con un vapor de agua de calefacción que condensa a 172,4 kPa.

La presión en la cámara de evaporación es de 11,7 kPa, puede suponerse que el coeficiente global de transmisión de calor es de 1.560 $W/m^2ºC$; puede considerarse que se produce un aumento ebulloscópico en la disolución del 75% en las condiciones del sistema y que el calor específico de la disolución es de 4,2 kJ/kg/ºC.

Calcular:

a) El caudal másico de vapor de calefacción necesario.

b) Los kg de vapor generado en la concentración por cada kg de vapor de calefacción consumido.

Datos:

1 atm = 101,3 kPa

Utilícense las ecuaciones de Antoine y Regnault para el cálculo del equilibrio P-T y de los calores latentes, respectivamente.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Simple efecto, aumento ebulloscópico

Se desea concentrar 25.000 kg/h de una disolución acuosa de NaBr a 93ºC desde el 2% al 40% en peso. Para ello se dispone de vapor de calefacción a 2 kg/cm^2 (T = 120,1 ºC). El coeficiente global de transmisión de calor es de 2.600 kcal/h·m^{2}ºC y la elevación del punto de ebullición de 10 ºC.

Calcular el área necesaria para conseguir la capacidad deseada, el consumo de vapor de calefacción y los kg de vapor producidos por cada kg de vapor de calefacción si se realiza la concentración en un solo evaporador, manteniendo la presión a 100 mmHg (T = 51,5 ºC) en la zona de vaporización.

Datos:

Tómese como calor específico de las disoluciones el del agua: 1 kcal/kg·ºC.

El calor latente de vaporización del agua puede obtenerse aplicando la ecuación de Regnault.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Doble efecto, aumento ebulloscópico, circulación independiente

Se desea concentrar 25.000 kg/h de una disolución acuosa de NaBr a 93ºC desde el 2% al 40% en peso. Para ello se dispone de vapor de calefacción a 2 kg/cm^2 (T = 120,1 ºC). Como los coeficientes globales de transmisión de calor dependen de la temperatura de funcionamiento, puede admitirse que son de 2.600 kcal/h·m^2·ºC para el primer efecto y de 1.500 kcal/h·m^2·ºC para el segundo. La elevación del punto de ebullición es de 10 ºC en cada uno de los efectos.

Calcular el área necesaria para conseguir la capacidad deseada, el consumo de vapor de calefacción y los kg de vapor producidos por cada kg de vapor de calefacción si se dispone de dos evaporadores, en la zona de evaporación del último efecto se mantiene la presión a 100 mmHg (T = 51,5 ºC) y la alimentación se realiza independientemente en cada efecto.

Datos:

Tómese como calor específico de las disoluciones el del agua: 1 kcal/kg·ºC.

El calor latente de vaporización del agua puede obtenerse aplicando la ecuación de Regnault.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Doble efecto, aumento ebulloscópico, circulación independiente

Se desea concentrar 20.000 kg/h de una disolución acuosa de sal desde el 5% hasta el 30% en peso utilizando un evaporador de doble efecto en el que la alimentación se realiza de forma independiente en cada efecto. Se dispone para ello de vapor de calefacción que condensa a 120ºC y el vacío que se realiza en el condensador determina que la temperatura de condensación del agua en el segundo efecto sea de 40 ºC.

La elevación del punto de ebullición correspondiente a una disolución al 30% en peso de sal es de 10 ºC y los coeficientes globales de transmisión de calor se estiman en 1.500 y 1.000 kcal/h·m^2·ºC para el primero y el segundo efecto, respectivamente. En principio puede aceptarse que en cada efecto se intercambia la misma cantidad de calor. La disolución entra en los dos efectos a 50 ºC y su calor específico puede considerarse numéricamente igual al de su fracción másica de agua, es decir, de 0,95 kcal/kg·ºC.

Si los dos efectos tienen igual área de transmisión de calor, calcular:

a) El área de transmisión de calor.

b) El caudal de alimentación que ha de introducirse en cada efecto.

c) La relación entre el vapor total producido y el vapor vivo utilizado.

Datos:

El calor latente de vaporización del agua puede obtenerse aplicando la ecuación de Regnault.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Doble efecto, aumento ebulloscópico, circulación paralela

Se desea concentrar 25.000 kg/h de una disolución acuosa de NaBr a 93ºC desde el 2% al 40% en peso. Para ello se dispone de vapor de calefacción a 2 kg/cm^2 (T = 120,1 ºC). Como los coeficientes globales de transmisión de calor dependen de la temperatura de funcionamiento, puede admitirse que son de 2.600 kcal/h·m^2·ºC para el primer efecto y de 1.500 kcal/h·m^2·ºC para el segundo. La elevación del punto de ebullición es de 6 ºC en el primer efecto y 10 ºC en el segundo.

Calcular el área necesaria para conseguir la capacidad deseada, el consumo de vapor de calefacción y los kg de vapor producidos por cada kg de vapor de calefacción si se dispone de dos evaporadores, en la zona de evaporación del último efecto se mantiene la presión a 100 mmHg (T = 51,5 ºC) y la alimentación se realiza en paralelo de la disolución a concentrar y el vapor de calefacción.

Datos:

Tómese como calor específico de las disoluciones el del agua: 1 kcal/kg·ºC.

El calor latente de vaporización del agua puede obtenerse aplicando la ecuación de Regnault.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Doble efecto, circulación paralela

Ha de proyectarse un sistema de evaporación de doble efecto con circulación paralela de líquido y vapor para concentrar continuamente 10.000 kg/h de una disolución de una sustancia coloidal desde el 5% hasta el 25% de concentración. La temperatura de la disolución original es de 77ºC y el vapor de agua saturado de que se dispone para la calefacción del primer efecto condensa a 104 ºC. El vacío que puede alcanzarse en el segundo efecto es tal que la disolución hervirá a 49 ºC. El condensado de las cámaras de calefacción de cada efecto se extrae directamente del sistema a la temperatura de condensación.

Las superficies de calefacción son iguales en ambos efectos y son despreciables las pérdidas de calor hacia los alrededores. Asimismo se considera despreciable la elevación del punto de ebullición en cada efecto y que los coeficientes globales de transmisión de calor son 1.952 y 976 kcal/h·m^2·ºC en el primero y el segundo efectos, respectivamente. El calor específico de las disoluciones puede considerarse igual a 0,95 kcal/kg·ºC.

Calcular:

a) El caudal de vapor de calefacción consumido (kg/h).

b) La temperatura de ebullición de la disolución en el primer efecto.

c) La superficie de calefacción en cada efecto (m^2).

d) El caudal de agua evaporada en el primer efecto (kg/h).

Datos:

El calor latente de vaporización del agua puede obtenerse aplicando la ecuación de Regnault.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Doble efecto, aumento ebulloscópico, circulación contracorriente

Se desea concentrar 25.000 kg/h de una disolución acuosa de NaBr a 93ºC desde el 2% al 40% en peso. Para ello se dispone de vapor de calefacción a 2 kg/cm^2 (T = 120,1 ºC). Como los coeficientes globales de transmisión de calor dependen de la temperatura de funcionamiento, puede admitirse que son de 2.600 kcal/h·m^2·ºC para el primer efecto y de 1.500 kcal/h·m^2·ºC para el segundo. La elevación del punto de ebullición es de 10 ºC en el primer efecto y 6 ºC en el segundo.

Calcular el área necesaria para conseguir la capacidad deseada, el consumo de vapor de calefacción y los kg de vapor producidos por cada kg de vapor de calefacción si se dispone de dos evaporadores, en la zona de evaporación del último efecto se mantiene la presión a 100 mmHg (T = 51,5 ºC) y la alimentación se realiza en contracorriente de la disolución a concentrar y el vapor de calefacción.

Datos:

Tómese como calor específico de las disoluciones el del agua: 1 kcal/kg·ºC.

El calor latente de vaporización del agua puede obtenerse aplicando la ecuación de Regnault.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Evaporación
Materia	Doble efecto, aumento ebulloscópico, circulación contracorriente

Se desea proyectar un sistema evaporador de doble efecto para concentrar una disolución de NaCl del 10% en peso hasta el 25% en peso, para lo cual se ha pensado disponer la circulación en contracorriente. La producción de disolución concentrada requerida es de 5.000 kg/h. Se dispone de vapor de calefacción que condensa a 115 ºC y se estima que se podrá conseguir un vacío tal, que la temperatura de condensación del vapor formado en el segundo efecto sea de 38 ºC. Los coeficientes globales de transmisión de calor se estiman en 1.800 y 1.500 kcal/h·m^2·ºC para el primero y el segundo efecto, respectivamente.

La disolución se alimenta al segundo efecto a la temperatura de ebullición de éste; la elevación del punto de ebullición puede considerarse de 12 ºC en el primer efecto y de 8 ºC en el segundo. Los condensados abandonan los efectos a su temperatura de condensación. El calor específico de las disoluciones a todas las concentraciones puede considerarse como 1 kcal/kg·ºC. Se impone como condición de diseño que las áreas de calefacción de ambos efectos sean iguales. Calcúlense dichas áreas.

Datos:

El calor latente de vaporización del agua puede obtenerse aplicando la ecuación de Regnault.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q ¹ 1)

Se desea rectificar 1.800 kmol/h de una mezcla binaria de **A** y **B**, con 40% en moles de **A**, para obtener un destilado con 90% en moles de **A**, en el que se recupera el 80% del componente **A** contenido en la alimentación. La columna de destilación estará equipada con un condensador total y trabajará con una relación de reflujo, L/D, 1,8 veces la mínima. El alimento se introduce en la columna con una entalpía de 1.500 kcal/kmol. Para la calefacción en la caldera se empleará vapor de agua a 2 kg-f/cm^2 (calor latente de 520 kcal/kg). En el condensador se emplea agua de refrigeración que entra a 15 ºC y se desea que su temperatura no aumente por encima de 40 ºC. La eficacia total de los pisos se estima en el 70%. Calcular:

a) El número mínimo de pisos teóricos necesarios para la separación propuesta.

b) El número de pisos reales necesario.

c) El piso real en el que debe introducirse la alimentación.

d) El caudal mínimo de agua de refrigeración necesario en el condensador.

e) El caudal de vapor necesario en la caldera.

Datos:

Los datos de equilibrio para este sistema a la presión total de trabajo son, en fracciones molares:

x	y	x	y
0,0	0,000	0,5	0,643
0,1	0,167	0,6	0,730
0,2	0,310	0,7	0,807
0,3	0,435	0,8	0,878
0,4	0,545	0,9	0,941

La entalpía del vapor saturado para cualquier composición es 8.000 kcal/kmol.

La entalpía del líquido saturado para cualquier composición es de 200 kcal/kmol.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5
Página 6

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q ¹ 1)

Ha de diseñarse una columna de rectificación continua, adiabática, para separar 10.000 kg/h de una mezcla con 30% en peso de NH_3 y 70% en peso de H_2O, a la presión de 10 atm, en un destilado de composición 97% en peso de NH_3 y un residuo de composición 2% en peso de NH_3.

La alimentación entra en la columna con una entalpía de 30 kcal/kg y se usará una relación de reflujo, L/D = 2,5. El condensador es total. Determinar:

a) La producción horaria de destilado y residuo.

b) El número mínimo de pisos teóricos.

c) La relación de reflujo mínima.

d) El número de pisos teóricos necesarios y la posición del piso de alimentación.

e) El número de pisos reales si la eficacia global de piso es del 60%.

f) El calor que hay que suministrar a la caldera y eliminar en el condensador.

Datos:

A 10 atm, las entalpías medias del vapor y el líquido saturados son 527 y 123 kcal/kg, respectivamente, independientes de la concentración.

Los datos de equilibrio, en fracciones másicas de NH_3, son los siguientes:

x	0,0	0,1	0,2	0,3	0,4
y	0,0	0,46	0,73	0,875	0,94

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q ¹ 1)

Una mezcla binaria de 100 kmol/h ha de someterse a rectificación continua en una columna de pisos. La alimentación contiene un 54% en moles del componente más volátil y una entalpía de 8.000 kcal/kmol. Se desea separar un destilado de 95% en moles del componente más volátil y un residuo con 4% en moles de ese componente. Se usará una relación de reflujo, L/D, de 2,7 veces la mínima.

Para la calefacción de la caldera se usará un vapor de agua con un calor latente de 525 kcal/kg. Se utilizara un condensador total que proporciona un reflujo y un destilado como líquidos a su temperatura de ebullición. Este condensador usará agua como líquido refrigerante, entrando a 20 ºC y saliendo a 40 ºC. Se pide determinar:

a) El flujo molar de destilado y residuo en kmol/h.

b) El número mínimo de pisos teóricos.

c) El número de pisos reales (eficacia global el 70%) y dónde se introduce el alimento.

d) El caudal de líquido refrigerante necesario en el condensador.

e) El caudal de vapor usado para calentar la caldera.

Datos:

Las entalpías del vapor y el líquido saturados son 22.800 y 6.100 kcal/kmol, respectivamente, independientes de la concentración.

Los datos de equilibrio para el sistema a 1 atm son, en fracciones molares del componente volátil:

x	y	x	y
0,0	0,00	0,5	0,75
0,1	0,24	0,6	0,81
0,2	0,41	0,7	0,87
0,3	0,56	0,8	0,92
0,4	0,67	0,9	0,96

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5
Página 6

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Destilación
Materia	Rectificación (q ¹ 1)

Se ha de proyectar una columna de rectificación en marcha continua para separar 2.000 kg/h de una mezcla acetona-agua, de composición 30% en peso de acetona, en un producto de cabeza de composición 95% en peso de acetona y un producto de cola de composición inferior al 4% en peso de acetona. La alimentación entra en un plato intermedio de la columna como mezcla de líquido y vapor en proporción de 3 a 1. Determínese:

a) La relación de reflujo mínima.

b) El número de platos necesario para efectuar la separación, si tienen una eficacia media del 69% y se emplea una relación de reflujo 42% superior a la mínima.

c) La cantidad de calor separado en el condensador.

d) La cantidad de calor suministrado a la caldera.

Datos:

Las entalpías del vapor y el líquido saturados son 9.500 y 1.000 kcal/kmol, respectivamente, independientes de la concentración.

Los datos de equilibrio a 1 atm, en fracciones molares de acetona, son:

x	y	x	y
0,01	0,335	0,61	0,850
0,04	0,585	0,66	0,860
0,12	0,755	0,79	0,900
0,30	0,810	0,85	0,920
0,54	0,840	1,00	1,000

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5
Página 6

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Sedimentación
Materia	Balance de materia

Un tanque de sedimentación que se utiliza para separar sólidos en suspensión contenidos en aguas residuales recibe un caudal de 10 l/s de estas aguas, con una concentración de sólidos en suspensión de 200 mg/l.

Si la eficacia de separación de los sólidos en suspensión en el interior del tanque es del 60%, calcular:

a) La concentración de sólidos en suspensión a la salida.

b) La cantidad de sólidos que pasan a engrosar diariamente la zona de sedimentos (fondo del depósito).

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Sedimentación
Materia	Datos de laboratorio v-C

Un líquido conteniendo 5 kg de suspensión por kg de sólidos debe espesarse hasta formar un lodo que contenga 1,5 l de suspensión por kg de sólidos en una operación en continuo. Se han realizado pruebas de laboratorio utilizando cinco concentraciones distintas de líquido, obteniéndose los siguientes resultados:

C [kg suspensión/kg sólido]	5,0	4,2	3,7	3,1	2,5
v [mm/s]	0,17	0,10	0,08	0,06	0,042

Considerando que la densidad de la suspensión es de 1.000 kg/m^3, calcular el área que debe tener un espesador para efectuar la separación de 0,6 kg/s de sólidos.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Sedimentación
Materia	Datos de laboratorio h-t

Una pasta de carbonato cálcico al 3% en peso se somete a una prueba de sedimentación intermitente. La densidad de los sólidos en la pasta era 2,63 g/cm^3 y la del líquido de 1,0 g/cm^3. Los resultados de la prueba de sedimentación fueron los siguientes:

t [min]	0	20	40	60	80	100	120	140
h [cm]	176	100	74	57	42	34	26	22

Determinar el área y la profundidad de un sedimentador continuo que maneja 100 Tm de sólidos secos por día. La concentración inicial de sólidos en la alimentación es del 3% en peso y la concentración final deberá ser del 20% en peso de sólidos.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5
Página 6
Página 7

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Sedimentación
Materia	Datos de laboratorio h-t

En un espesador se van a concentrar 40 Tm/h de una pulpa por sedimentación, desde 186 g/l hasta 1.200 g/l. Los datos del sedimentador intermitente de laboratorio del material de alimentación dan la siguiente información (la densidad de los sólidos secos es de 4,44 g/cm^3:

t [min]	0	6	15	30	45	60	120	240
h [cm]	91,44	60,96	42,67	27,43	20,73	14,63	7,62	3,05

¿Qué profundidad y diámetro requerirá el espesador para llevar a cabo la operación especificada?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5
Página 6
Página 7

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Sedimentación
Materia	Datos de laboratorio h-t

Se desea realizar el diseño de un sedimentador para alimentar continuamente una suspensión de cal en agua con un caudal equivalente a 50 Tm/h de sólidos secos. La concentración inicial es de 236 (g de cal / l de suspensión) y la final de 550 g/l. La densidad de los sólidos secos es de 2,09 g/cm^3.

La prueba de sedimentación intermitente en probeta dio los resultados indicados en la siguiente tabla:

t [min]	0	15	30	60	105	180	285	720	1.200
h [cm]	36,0	32,4	28,6	21,0	14,7	12,3	11,6	9,8	8,8

A partir de estos datos, obtener:

a) La relación gráfica entre la velocidad y la concentración.

b) El área límite del sedimentador.

c) La altura del sedimentador.

d) La capacidad del sedimentador (kg sólidos / h·m^2).

e) El caudal de agua que sale por el rebosadero.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5
Página 6
Página 7

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Sedimentación
Materia	Datos de laboratorio h-t

Se desea clarificar por medio de sedimentación continua el agua procedente de una depuradora de aguas negras que contiene sólidos en suspensión. La alimentación al sedimentador es de 4.000 m^3/día, conteniendo 1,2% en peso de sólidos y se desea que el flujo inferior de la unidad tenga una concentración del 8% en peso de sólidos.

Una prueba de sedimentación intermitente hecha con material de alimentación proporciona la siguiente información:

Densidad de los sólidos:	2,00 g/cm^3
Densidad de la suspensión:	1,00 g/cm^3
Concentración de los sólidos en la prueba:	1,2%

t [min]	0	5	10	20	40	60	180	240	¥
h [cm]	31	21	10	3,2	2,2	2,1	2,0	1,96	1,94

Calcular el diámetro y la altura del sedimentador.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5
Página 6
Página 7

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Operaciones de separación escogidas: Sedimentación
Materia	Datos de laboratorio h-t

Una compañía desea tratar 2.000 l/min de un agua que contiene 400 g/l de sólidos. La prueba de laboratorio dio los resultados indicados en la siguiente tabla:

t [min]	0	2	4	6	8	10	12	14	16
h [cm]	50,0	40,0	30,0	23,0	18,0	14,4	12,0	10,4	9,96

Determinar el área necesaria del decantador suponiendo que el líquido que rebosa es completamente limpio y que los lodos tienen una concentración:

a) De 1.000 g/l.

b) De 1.250 g/l.

c) De 1.540 g/l.

d) De 2.250 g/l.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

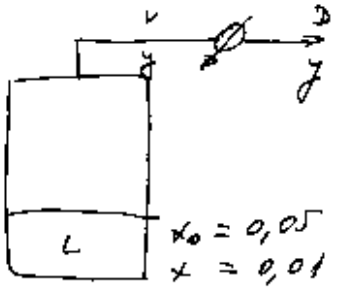
Volver al Índice

Volver al enunciado del problema

$$L = 0{,}898 \ \frac{\text{kg líquido residual}}{\text{kg carga}}$$

$$y_m = 0{,}402$$

Volver al enunciado del problema



Los balances de materia conducen a la ecuación de Rayleigh:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{y-x}$$

Como la relación de equilibrio es:

$$y = a\,x$$

se puede obtener:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \frac{1}{a-1} \ln \frac{x}{x_0}$$

Por tanto:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \frac{1}{16-1} \ln \frac{0,01}{0,05}$$

de donde:

$$\frac{L}{L_0} = 0,898 \quad \frac{\text{kg líquido residual}}{\text{kg carga}}$$

Balance de materia total al final de la operación:

$$D = L_0 - L$$

de donde $\frac{D}{L_0} = 1 - \frac{L}{L_0} = 1 - 0,898 = 0,102$ $\frac{\text{kg de extracto}}{\text{kg de carga}}$

Volver al enunciado del problema

balance de componente volátil al final de la operación:

$$D y_m = L_0 x_0 - L x$$

de donde, la composición del destilado será:

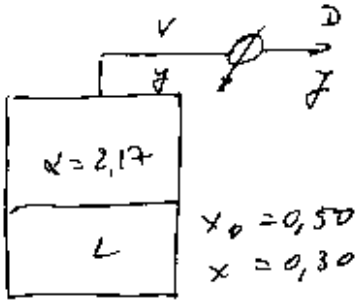
$$y_m = \frac{L_0 x_0 - L x}{D} = \frac{x_0 - L/L_0 \, x}{D/L_0} =$$

$$= \frac{0{,}05 - (0{,}898)(0{,}01)}{0{,}102} = 0{,}402$$

Volver al enunciado del problema

$y_m = 0,606$

Volver al enunciado del problema



Los balances de materia conducen a la ecuación de Rayleigh:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{y-x}$$

Como la relación de equilibrio viene dada por la volatilidad relativa, α, x puede obtenerse:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \frac{1}{\alpha-1}\left[\ln \frac{x}{x_0} + \alpha \ln \frac{1-x_0}{1-x}\right]$$

Por tanto:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \frac{1}{2,17-1}\left[\ln \frac{0,30}{0,50} + 2,17 \ln \frac{(1-0,50)}{(1-0,30)}\right]$$

de donde:

$$\frac{L}{L_0} = 0,346 \quad \frac{\text{kmol de líquido residual}}{\text{kmol de carga}}$$

Balance de materia total al final de la operación:

$$D = L_0 - L$$

de donde:

$$\frac{D}{L_0} = 1 - \frac{L}{L_0} = 1 - 0,346 = 0,654 \quad \frac{\text{kmol de destilado}}{\text{kmol de carga}}$$

Volver al enunciado del problema

Balance de componente volátil al final de la operación:

$$D y_m = L_0 x_0 - L x$$

de donde, la composición del destilado será:

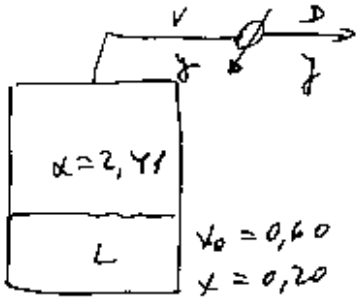
$$y_m = \frac{L_0 x_0 - L x}{D} = \frac{x_0 - \frac{L_0}{D} x}{D/L_0} =$$

$$= \frac{0{,}50 - (0{,}346)(0{,}30)}{0{,}654} = 0{,}606$$

Volver al enunciado del problema

$$\frac{D}{L_0} = 0,860 \quad \frac{\text{kmol de destilado}}{\text{kmol de carga}}$$

Volver al enunciado del problema



Los balances de materia conducen a la ecuación de Rayleigh:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{y - x}$$

Como la relación de equilibrio viene dada por la volatilidad relativa, α, x puede obtenerse:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \frac{1}{\alpha - 1}\left[\ln \frac{x}{x_0} + \alpha \ln \frac{1 - x_0}{1 - x}\right]$$

Por tanto:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \frac{1}{2{,}41 - 1}\left[\ln \frac{0{,}20}{0{,}60} + 2{,}41 \ln \frac{(1 - 0{,}60)}{(1 - 0{,}20)}\right]$$

de donde:

$$\frac{L}{L_0} = 0{,}140 \quad \frac{\text{kmol de líquido residual}}{\text{kmol de carga}}$$

Balance de materia total al final de la operación:

$$D = L_0 - L$$

de donde:

Volver al enunciado del problema

$$\frac{D}{L_0} = 1 - \frac{L}{L_0} = 1 - 0{,}140 = 0{,}860 \quad \frac{\text{kmol de destilado}}{\text{kmol de carga}}$$

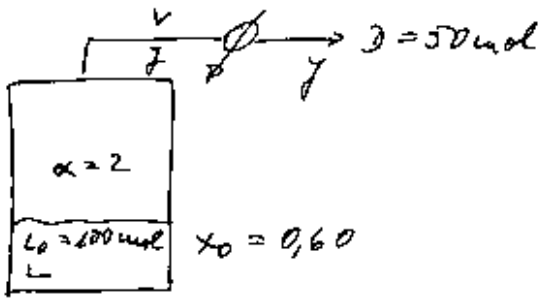
Es decir, debe evaporarse el 86 % de la carga inicial.

Volver al enunciado del problema

a.) $x = 0,49$

b.) $y_m = 0,71$

Volver al enunciado del problema



a) Balance de materia total al final de la operación:

$$D = L_0 - L$$

de donde:

$$L = L_0 - D = 100 - 50 = 50 \text{ mol}$$

Los balances de materia conducen a la ecuación de Rayleigh:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{y - x}$$

Como la relación de equilibrio viene dada por la volatilidad relativa, α, se puede obtener:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \frac{1}{\alpha - 1} \ln \frac{x}{x_0} + \alpha \ln \frac{1 - x_0}{1 - x}$$

por tanto:

$$\ln \frac{50}{100} = \frac{1}{2 - 1} \ln \frac{x}{0,60} + 2 \ln \frac{(1 - 0,60)}{(1 - x)}$$

o bien, operando:

$$x^2 - 2,53x + 1 = 0$$

Volver al enunciado del problema

De donde:

$$x = 0,49$$

b.) Balance del componente volátil al final de la operación:

$$D y_m = L_0 x_0 - L x$$

de donde, la composición del destilado será:

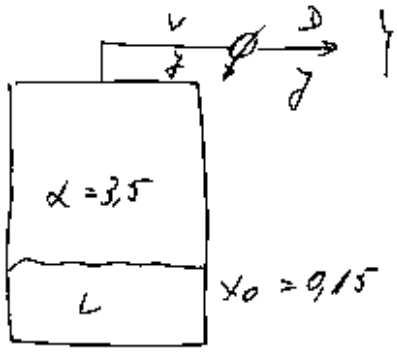
$$y_m = \frac{L_0 x_0 - L x}{D} = \frac{(100)(0,60) - (50)(0,49)}{50} = 0,71$$

Volver al enunciado del problema

a.) $X = 0{,}033$

b.) $0{,}41 \ \frac{\text{kmol n-pentano}}{\text{kmol carga}}$

Volver al enunciado del problema



Los balances de materia conducen a la ecuación de Rayleigh:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{y - x}$$

Como la relación de equilibrio viene dada por la volatilidad relativa, α, se puede obtener:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \frac{1}{\alpha - 1}\left[\ln \frac{x}{x_0} + \alpha \ln \frac{1 - x_0}{1 - x}\right]$$

Por tanto:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \frac{1}{3,5 - 1}\left[\ln \frac{x}{0,15} + 3,5 \ln \frac{(1 - 0,15)}{(1 - x)}\right]$$

o bien:

$$\ln \frac{L}{L_0} = 0,4 \ln \frac{x}{0,15} + 1,4 \ln \left(\frac{0,85}{1 - x}\right)$$

Por otro lado, el balance de componente volátil al final de la operación es:

$$\Delta y_m = L_0 x_0 - L x$$

Volver al enunciado del problema

y como: $D_{y_m} = 0,9\,(L_o x_o)$

se tendrá: $L x = 0,015\, L_o$

o bien: $\frac{L}{L_o} = \frac{0,015}{x}$

a.) Sustituyendo en la ecuación de Rayleigh integrada, puede llegarse a la ecuación implícita:

$$0,4 \ln \frac{x}{0,15} + 1,4 \ln \frac{0,85}{1-x} - \ln \frac{0,015}{x} = 0$$

que puede resolverse por tanteo (iteración directa) para obtener:

$$x = 0,033$$

La fracción de residuo será, pues:

$$\frac{L}{L_o} = \frac{0,015}{0,033} = 0,455 \quad \frac{\text{kmol de residuo}}{\text{kmol de carga}}$$

y, por tanto, del balance de materia total:

$$D = L_o - L$$

de donde:

$$\frac{D}{L_o} = 1 - \frac{L}{L_o} = 1 - 0,455 = 0,545 \quad \frac{\text{kmol de destilado}}{\text{kmol de carga}}$$

Volver al enunciado del problema

La composición media del destilado será, pues:

$$y_m = (0,9)\frac{L_o}{D}x_o = (0,9)\left(\frac{1}{0,545}\right)(0,15) =$$

$$= 0,247$$

Por tanto, la cantidad de n-pentano separada será:

$$[n\text{-pentano}] = (1-0,247)(0,545) = 0,41 \ \frac{\text{kmol n-pentano}}{\text{kmol carga}}$$

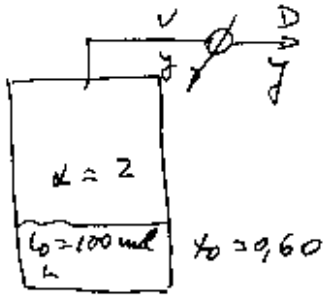
Volver al enunciado del problema

a.) $x = 0{,}487$

b.) $D = 38{,}38\ mol$

c.) $y_m = 0{,}782$

Volver al enunciado del problema



$\Rightarrow D y_m = 0{,}5(L_0 x_0)$

a.) Los balances de materia conducen a la ecuación de Rayleigh:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{y - x}$$

Como la relación de equilibrio viene dada por la volatilidad relativa, α, se puede poner:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \frac{1}{\alpha - 1} \ln \frac{x}{x_0} + \alpha \ln \frac{1 - x_0}{1 - x}$$

Por tanto:

$$\ln \frac{L}{100} = \frac{1}{2 - 1} \ln \frac{x}{0{,}60} + 2 \ln \frac{(1 - 0{,}60)}{(1 - x)}$$

o bien:

$$\ln \frac{L}{100} = \ln \frac{x}{0{,}60} + 2 \ln \frac{0{,}40}{1 - x}$$

Por otro lado, el balance de componente volátil al final de la operación es:

$$D y_m = L_0 x_0 - L x$$

y como: $D y_m = 0{,}5 (L_0 x_0) = (0{,}5)(100)(0{,}60) = 30$

Volver al enunciado del problema

se tendrá: $Lx = (100)(0,60) - 30 = 30$

o bien: $L = \frac{30}{x}$

Sustituyendo en la ecuación de Rayleigh integrada se obtiene:

$$\ln \frac{30}{100x} = \ln \frac{x}{960} + 2 \ln \frac{0,40}{1-x}$$

o bien, operando:

$$x^2 + 18x - 9 = 0$$

de donde:

$$x = 0,487$$

b.) El residuo será, pues:

$$L = \frac{30}{0,487} = 61,62 \text{ mol}$$

y, por tanto, del balance de materia total:

$$D = L_0 - L = 100 - 61,62 = 38,38 \text{ mol}$$

c.) La composición del destilado total recogido será, pues:

$$y_m = \frac{30}{D} = \frac{30}{38,38} = 0,782$$

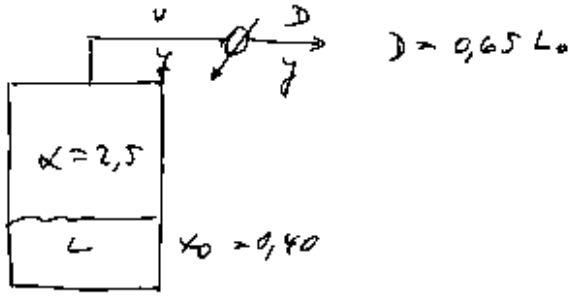
Volver al enunciado del problema

a.) $y_m = 0,518$

b.) $x = 0,181$

c.) 84,16% de benceno destilado

Volver al enunciado del problema



b.) Balance de materia total al final de la operación:

$$D = L_0 - L$$

o bien:

$$\frac{L}{L_0} = 1 - \frac{D}{L_0} = 1 - 0{,}65 = 0{,}35$$

Los balances de materia conducen a la ecuación de Rayleigh:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{y - x}$$

Como la relación de equilibrio viene dada por la volatilidad relativa, α, se puede poner:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \frac{1}{\alpha - 1}\left[\ln \frac{x}{x_0} + \alpha \ln \frac{1 - x_0}{1 - x}\right]$$

Por tanto:

$$\ln 0{,}35 = \frac{1}{2{,}5 - 1}\left[\ln \frac{x}{0{,}40} + 2{,}5 \ln \frac{(1 - 0{,}40)}{(1 - x)}\right]$$

o bien:

$$\ln 0{,}35 = 0{,}667\left[\ln \frac{x}{0{,}40} + 2{,}5 \ln \frac{0{,}60}{1 - x}\right]$$

Volver al enunciado del problema

Es decir:

$$\ln \frac{x}{0,40} + 2,5 \ln \frac{0,60}{1-x} - \frac{\ln 0,35}{0,667} = 0$$

Ecuación implícita que puede resolverse por tanteo (iteración directa) para obtener:

$$x = 0,181$$

que es la concentración del líquido en la caldera.

4.) Balance del componente volátil al final de la operación:

$$D y_m = L_0 x_0 - L x$$

de donde, la composición del destilado será:

$$y_m = \frac{L_0 x_0 - L x}{D} = \frac{x_0 - L/L_0 \, x}{D/L_0} =$$

$$= \frac{0,40 - (0,35)(0,181)}{0,65} = 0,518$$

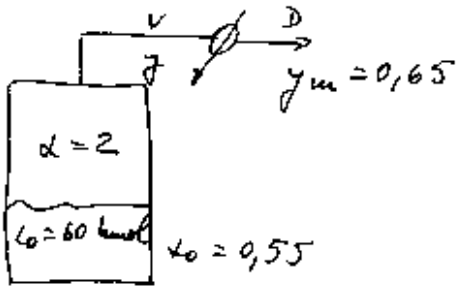
c.) Porcentaje de benceno en el destilado:

$$\%\,\text{Benceno} = \frac{D \cdot y_m}{L_0 x_0} \cdot 100 = (0,65)\frac{(0,518)}{(0,40)} 100 = 84,16\,\%$$

Volver al enunciado del problema

$$\frac{D}{L_0} = 0{,}6153 \ \frac{\text{kmol de destilado}}{\text{kmol de carga}}$$

Volver al enunciado del problema



Los balances de materia conducen a la ecuación de Rayleigh:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{y - x}$$

Como la relación de equilibrio viene dada por la volatilidad relativa, α, se puede poner:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \frac{1}{\alpha - 1} \ln \frac{x}{x_0} + \alpha \ln \frac{1 - x_0}{1 - x}$$

Por tanto:

$$\ln \frac{L}{60} = \frac{1}{2-1} \ln \frac{x}{0,55} + 2 \ln \frac{(1 - 0,55)}{(1 - x)}$$

o bien:

$$\ln \frac{L}{60} = \ln \frac{x}{0,55} + 2 \ln \frac{0,45}{1 - x}$$

y, de forma más simplificada:

$$L = \frac{22,1\, x}{(1 - x)^2}$$

Volver al enunciado del problema

Por otro lado, el balance de componente volátil al final de la operación es:

$$D y_m = L_0 x_0 - L x$$

y como:

$$D = L_0 - L$$

se tendrá:

$$y_m = \frac{L_0 x_0 - L x}{L_0 - L}$$

o sea:

$$0{,}65 = \frac{(60)(0{,}55) - Lx}{60 - L}$$

o bien:

$$L = \frac{6}{0{,}65 - x}$$

Igualando las dos expresiones obtenidas para L:

$$\frac{22{,}1\,x}{(1-x)^2} = \frac{6}{0{,}65 - x}$$

o bien:

$$\frac{22{,}1\,x}{(1-x)^2} - \frac{6}{0{,}65 - x} = 0$$

que puede resolverse por tanteo (iteración directa) para obtener:

$$x = 0{,}39$$

fracción molar del residuo que permite obtener.

Volver al enunciado del problema

$$L = \frac{6}{0,65 - x} = \frac{6}{0,65 - 039} = 23,08 \text{ kmol}$$

y, por tanto:

$$D = L_0 - L = 60 - 23,08 = 36,92 \text{ kmol}$$

La fracción de carga que debe destilarse será:

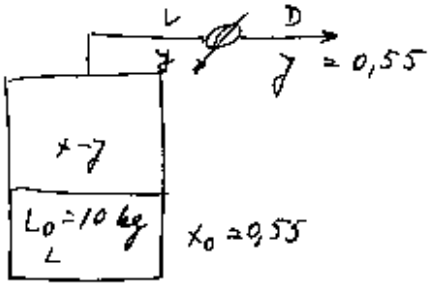
$$\frac{D}{L_0} \cdot 100 = \frac{36,92}{60} \cdot 100 = 61,53\%$$

Volver al enunciado del problema

$D = 7{,}8\ kg$

$\gamma_m = 0{,}635$

Volver al enunciado del problema



Los balances de materia conducen a la ecuación de Rayleigh:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{y-x}$$

Como la relación de equilibrio está gráfica, será necesario resolver la integral mediante un método numérico o gráfico, en este caso, el método de las trapecios.

$$I = \int_a^b f(x)dx \approx h\left[\frac{1}{2}y_1 + y_2 + \dots + y_{n-1} + \frac{1}{2}y_n\right]$$

Como se trata de una destilación de equilibrio, si la última gota de vapor condensado tiene la misma composición que la mezcla de partida, se tendrá que si

$$y = 0{,}55$$

este vapor estará en equilibrio con un líquido de composición

$$x = 0{,}250$$

como puede observarse en la tabla de datos de equilibrio.

Volver al enunciado del problema

Así pues, la ecuación de Rayleigh quedará de la forma:

$$\ln \frac{L}{10} = \int_{0,55}^{0,25} \left(\frac{1}{y-x}\right) dx$$

La integral se resolverá construyendo la siguiente tabla:

x	y	$\frac{1}{y-x}$		y_i
0,25	0,552	3,311	$\xrightarrow{\cdot 2}$	1,656
0,30	0,573	3,663		
0,35	0,592	4,132		
0,40	0,613	4,695	Σ	24,564
0,45	0,632	5,495		
0,50	0,652	6,579		
0,55	0,673	8,130	$\xrightarrow{\cdot 2}$	4,065

$$I = (0,05)(1,656 + 24,564 + 4,05) = 1,514$$

Por tanto y como $x < x_0$, se tendrá:

$$\ln \frac{L}{10} = -1,514$$

de donde:

$$L = 2,2 \text{ kg}$$

Balance de materia total al final de la operación:

$$D = L_0 - L = 10 - 2,2 = 7,8 \text{ kg}.$$

Volver al enunciado del problema

Balance de componente volátil al final de la operación:

$$D\,y_m = L_0 x_0 - L x$$

de donde, la composición del destilado será:

$$y_m = \frac{L_0 x_0 - L x}{D} = \frac{(10)(0{,}55) - (2{,}2)(0{,}25)}{7{,}8} =$$

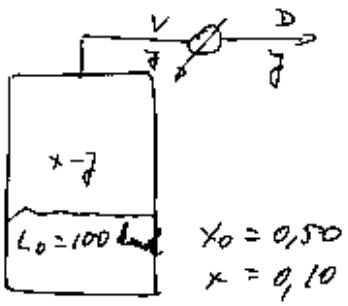
$$= 0{,}635$$

Volver al enunciado del problema

$D = 99{,}853 \ kmol$

$y_m = 0{,}501$

Volver al enunciado del problema



Los balances de materia conducen a la ecuación de Rayleigh:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{y-x}$$

Como la relación de equilibrio se grafica, será necesario resolver la integral mediante un método numérico o gráfico, en este caso, el método de los trapecios:

$$I = \int_a^b f(x)dx \simeq h\left[\frac{1}{2}y_1 + y_2 + \dots + y_{n-1} + \frac{1}{2}y_n\right]$$

La ecuación de Rayleigh queda de la forma:

$$\ln \frac{L}{100} = \int_{0,50}^{0,10} \left(\frac{1}{y-x}\right) dx$$

La integral se resolverá construyendo la siguiente tabla:

x	y	$\frac{1}{y-x}$		y_i
0,10	0,134	29,412	$\xrightarrow{/2}$	14,706
0,20	0,255	16,182		
0,30	0,370	14,286	Σ	44,968
0,40	0,480	12,500		
0,50	0,590	11,111	$\xrightarrow{/2}$	5,556

$$I = (0,10)(14,706 + 44,968 + 5,556)$$
$$= 6,523$$

Volver al enunciado del problema

Por tanto, y como $x < x_0$, se tendrá:

$$\ln \frac{L}{100} = -6,523$$

de donde:

$$L = 0,147 \text{ kmol}$$

Balance de materia total al final de la operación:

$$D = L_0 - L = 100 - 0,147 = 99,853 \text{ kmol}$$

Balance de componente volátil al final de la operación:

$$D y_m = L_0 x_0 - L x$$

de donde, la composición del destilado será:

$$y_m = \frac{L_0 x_0 - L x}{D} = \frac{(100)(0,50) - (0,147)(0,10)}{99,853} =$$

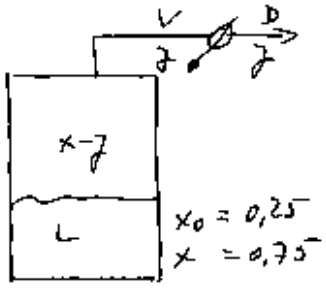
$$= 0,501$$

Volver al enunciado del problema

$$\frac{D}{L_0} = 0{,}974$$

$$y_m = 0{,}237$$

Volver al enunciado del problema



Los balances de materia conducen a la ecuación de Rayleigh:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{y-x}$$

Como la relación de equilibrio está gráfica, será necesario resolver la integral mediante un método numérico o gráfico, en este caso, el método de las trapecios:

$$I = \int_a^b f(x)\,dx \simeq h\left[\frac{1}{2}y_1 + y_2 + \cdots + y_{n-1} + \frac{1}{2}y_n\right]$$

La ecuación de Rayleigh queda de la forma:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{0,75}^{0,25} \left(\frac{1}{y-x}\right) dx$$

La integral se resolverá construyendo la siguiente tabla:

x	y	$\frac{1}{y-x}$		y_i
0,25	0,390	7,143	$\times \frac{1}{2}$ →	3,571
0,30	0,448	6,757		
0,35	0,502	6,579		
0,40	0,555	6,452		
0,45	0,603	6,536		
0,50	0,649	6,711		
0,55	0,693	6,993		
0,60	0,737	7,299		
0,65	0,778	7,813		

$\sum$ 63,987

$$I = (0,05)(3,571 + 63,987 + 5,263)$$
$$= 3,641$$

→ SIGUE

Volver al enunciado del problema

CIQ06 - 11
2/2

x	y	$\frac{1}{y-x}$		y_i
continua →			Σ	
0,70	0,813	8,850		
0,75	0,845	10,526	/2 →	5,263

Por tanto, y como $x < x_0$, se deduce:

$$\ln \frac{L}{L_0} = -3,641$$

de donde:

$$\frac{L}{L_0} = 0,026$$

Balance de materia total al final de la operación:

$$D = L_0 - L$$

o bien:

$$\frac{D}{L_0} = 1 - \frac{L}{L_0} = 1 - 0,026 = 0,974$$

Balance de componente volátil al final de la operación:

$$D y_m = L_0 x_0 - L x$$

de donde, la composición del destilado será:

$$y_m = \frac{x_0 - L/L_0\, x}{D/L_0} = \frac{(0,25) - (0,026)(0,75)}{0,974} =$$

$$= 0,237$$

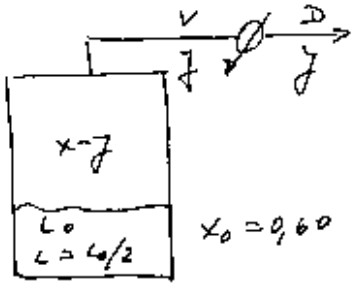
Volver al enunciado del problema

a.) $x = 0,46$

b.) $y_m = 0,74$

c.) $[\%\ CH_4C]_{destilado} = 61,67\%$

Volver al enunciado del problema



a.) Los balances de materia conducen a la ecuación de Rayleigh:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{y - x}$$

Como la relación de equilibrio es gráfica, será necesario resolver la integral mediante un método numérico o gráfico, en este caso, el método de los trapecios:

$$I = \int_a^b f(x)\,dx \simeq h\left[\frac{1}{2}y_1 + y_2 + \cdots + y_{n-1} + \frac{1}{2}y_n\right]$$

La ecuación de Rayleigh queda de la forma:

$$\ln \frac{L_0/2}{L_0} = \int_{0,60}^{x} \left(\frac{1}{y - x}\right) dx$$

Obsérvese que en este caso la incógnita es el límite superior de la integral, por lo que habrá que aplicar el método numérico hasta obtener un valor del área de

$$I = \ln \frac{1}{2} = -0,693$$

Volver al enunciado del problema

Si se comienza por el valor mayor de $x = 0,6$ y se va disminuyendo la composición, el intervalo será negativo ($h = -0,05$), por lo que la integral obtenida será asimismo negativa.

La aproximación al valor del área se hará construyendo la siguiente tabla:

x	y	$\frac{1}{y-x}$	$y_i(-h)$	$y_i(-h)/2$	Σ
0,60	0,784	5,434	0,272	(0,136)	0,136
0,55	0,748	5,051	0,253	0,127	0,389
0,50	0,708	4,808	0,240	0,120	0,629
0,45	0,665	4,651	0,233	(0,117)	0,746
0,40	0,618	4,587	0,229	0,115	

Puede observarse que para $x = 0,45$, el valor de la integral ya es algo superior al necesario, por lo que puede aproximarse el valor de la concentración del residuo a:

$$x = 0,46$$

b) Balance de componente volátil al final de la operación:

$$D y_m = L_0 x_0 - L x$$

de donde, la composición del destilado será:

Volver al enunciado del problema

$$y_m = \frac{L_0 x_0 - L x}{D} = \frac{L_0 x_0 - \frac{L_0}{2} x}{\frac{L_0}{2}} =$$

$$= \frac{(0,60) - (0,50)(0,46)}{0,50} = 0,74$$

c.) Porcentaje de tetracloruro de carbono en el destilado:

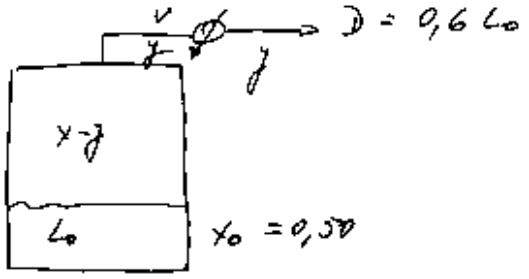
$$\% CCl_4 C: \frac{\frac{L_0}{2}(0,74)}{L_0(0,60)} \cdot 100 = 61,67\%$$

Volver al enunciado del problema

$\gamma_m = 0,613$

$x = 0,33$

Volver al enunciado del problema



los balances de materia conducen a la ecuación de Rayleigh:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{y-x}$$

Como la relación de equilibrio x grafica, será necesario resolver la integral mediante un método numérico o gráfico, en este caso, el método de las trapecios:

$$I = \int_a^b f(x)dx \simeq h\left[\frac{1}{2}y_1 + y_2 + \dots + y_{n-1} + \frac{1}{2}y_n\right]$$

Teniendo en cuenta el balance de materia total al final de la operación:

$$D = L_0 - L$$

de donde:

$$\frac{L}{L_0} = 1 - \frac{D}{L_0} = 1 - 0,6 = 0,4$$

la ecuación de Rayleigh queda de la forma:

$$\ln 0,4 = \int_{0,5}^{x} \left(\frac{1}{y-x}\right)dx$$

Volver al enunciado del problema

Obsérvese que en este caso la incógnita es el límite superior de la integral, por lo que habrá que aplicar el método numérico hasta obtener un valor del área de:

$$I = \ln 0{,}4 = -0{,}916$$

Si se comienza por el valor mayor de $x = 0{,}5$ y se va disminuyendo la composición, el intervalo será negativo ($h = -0{,}05$), por lo que la integral obtenida será asimismo negativa.

Como no se dispone de los datos a intervalos regulares será necesario una representación gráfica, leyéndose en el diagrama x-y adjunto los valores de y correspondientes a los de x tomados en intervalos regulares de 0,05 unidades.

La aproximación al valor del área se hará construyendo la siguiente tabla:

x	y	$\frac{1}{y-x}$	$y_i(-h)$	$y_i(-h)/2$	Σ
0,50	0,690	5,263	0,263	(0,132)	0,132
0,45	0,645	5,128	0,256	0,128	0,388
0,40	0,595	5,128	0,256	0,128	0,644
0,35	0,540	5,263	0,263	0,132	0,907
0,30	0,485	5,405	0,270	(0,135)	1,042
0,25	0,420	5,882	0,294	0,147	

Volver al enunciado del problema

Puede observarse que para $X = 0{,}30$, el valor de la integral ya es algo superior al necesario, por lo que puede aproximarse el valor de la concentración de residuo a:

$$x = 0{,}33$$

Balance de componente volátil al final de la operación:

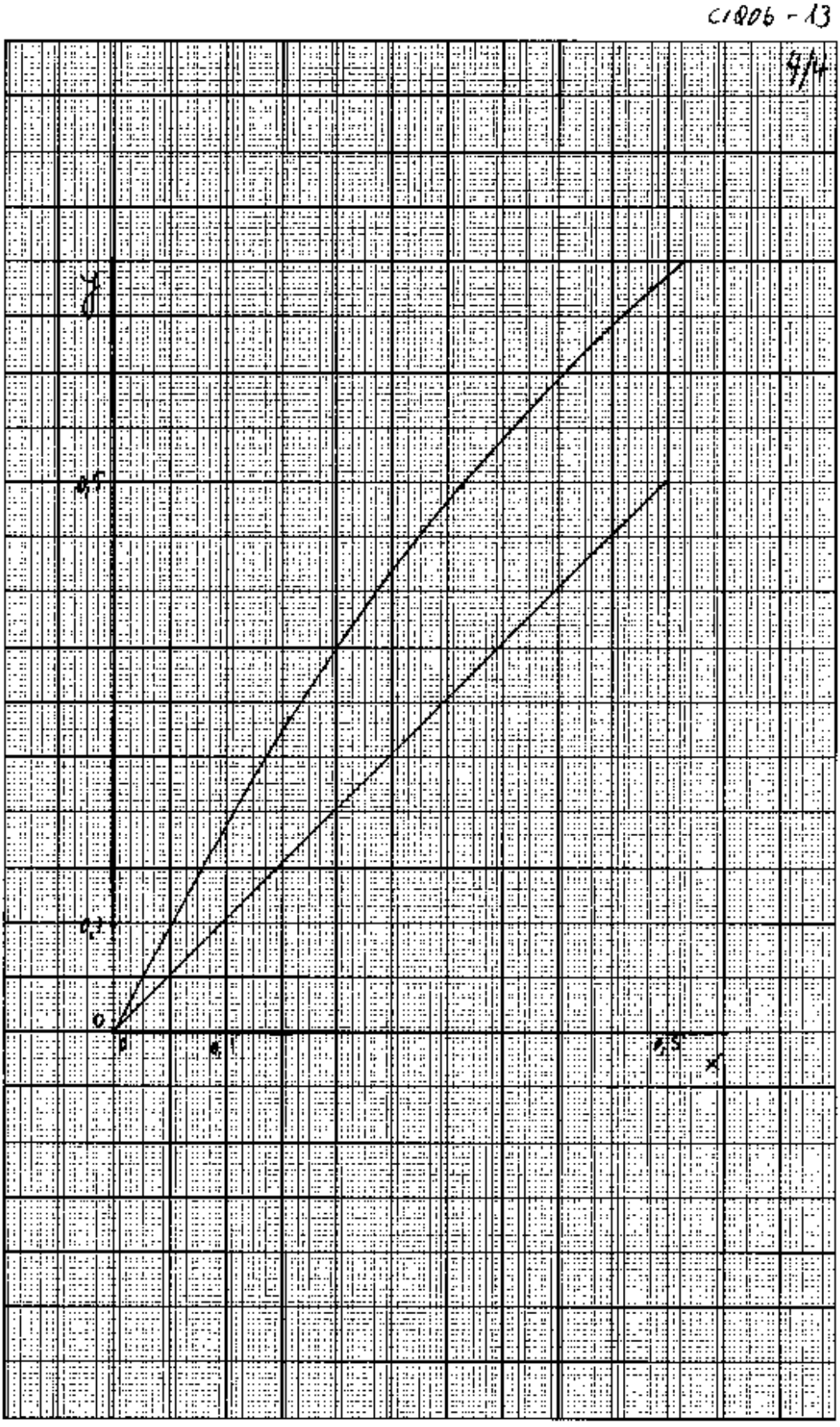
$$D y_m = L_0 x_0 - L x$$

de donde, la composición del destilado será:

$$y_m = \frac{L_0 x_0 - L x}{D} = \frac{x_0 - \frac{L_0}{L_0} x}{D/L_0} =$$

$$= \frac{(0{,}5) - (0{,}4)(0{,}33)}{0{,}6} = 0{,}613$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

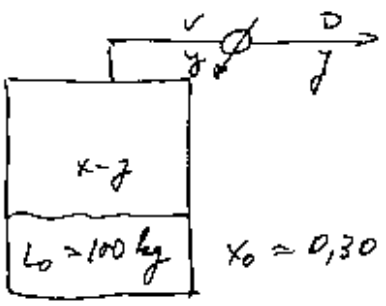
$L = 54,5\ kg$

$x = 0,11$

$D = 45,5\ kg$

$y_m = 0,527$

Volver al enunciado del problema



$$D y_n = 0,8\,(L_0 x_0)$$

Los balances de materia conducen a la ecuación de Rayleigh:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{y - x}$$

Como la relación de equilibrio es gráfica, será necesario resolver la integral mediante un método numérico o gráfico, en este caso, el método de los trapecios:

$$I = \int_a^b f(x)\,dx \simeq h\left[\frac{1}{2} y_1 + y_2 + \cdots + y_{n-1} + \frac{1}{2} y_n\right]$$

Obsérvese que la incógnita está en el límite superior de la integral, por lo que habrá que aplicar el método numérico hasta obtener un valor del área de

$$I = \ln \frac{L}{L_0} = \int_{0,50}^{x} \left(\frac{1}{y - x}\right) dx$$

que, en principio, se desconoce.

Por otra parte, el balance de componente volátil al final de la operación es:

Volver al enunciado del problema

$$Dy_m = L_o x_o - L x$$

y como: $Dy_m = 0{,}8\,(L_o x_o)$

se tendrá: $L x = 0{,}06\, L_o$

o bien: $\frac{L}{L_o} = \frac{0{,}06}{x}$

Si se intercambian los límites de la integral (la composición va disminuyendo), podrá ponerse:

$$\frac{L}{L_o} = e^{-I}$$

que junto con $\frac{L}{L_o} = \frac{0{,}06}{x}$

permitirá realizar un procedimiento de tanteo:

1.) Suponer $x < 0{,}3$
2.) Calcular la integral para ese intervalo
3.) Obtener L/L_o
4.) Calcular L/L_o de la otra ecuación con el valor supuesto de x.
5.) Comparar ambos valores de L/L_o: si coinciden, el valor de x supuesto (y también el obtenido para L/L_o) serán correctos; si no, proceder a un nuevo tanteo.

Volver al enunciado del problema

La aproximación al valor del área correspondiente a la integral se hará construyendo la siguiente tabla:

x	y	$\frac{1}{y-x}$	$y(-4)$	$y(-4)/2$	I
0,30	0,573	3,636	0,183	0,092	–
0,25	0,552	3,311	0,166	0,083	0,175
0,20	0,529	3,040	0,152	0,076	0,334
0,15	0,496	2,890	0,144	0,072	0,482
0,10	0,444	2,907	0,145	0,073	0,627
0,05	0,325	3,636	0,182	0,090	0,789

Así pues, comparando los resultados de ambas ecuaciones:

x	$(4/6)_1$	$(4/6)_2$
0,25	0,839	0,24
0,20	0,716	0,30
0,15	0,618	0,40
0,10	0,534	0,60
0,05	0,454	1,20

Puede observarse que para $x = 0,10$ ambos valores se han cruzado, por lo que podría aproximarse el valor de la concentración de residuo a:

$$x = 0,11$$

y, por tanto:

$$L = \frac{0,06}{0,11} \cdot 100 = 54,5 \text{ kg residuo}$$

Volver al enunciado del problema

y, mediante el balance total al final de la operación:

$$D = L_0 - L = 100 - 54,5 = 45,5 \text{ kg destilado}$$

y su composición:

$$y_m = \frac{(0,8)(100)(0,3)}{45,5} = 0,527$$

Volver al enunciado del problema

a.) $[x]_{1/3} = 0,485$

$[x]_{1/2} = 0,430$

$[x]_{3/4} = 0,320$

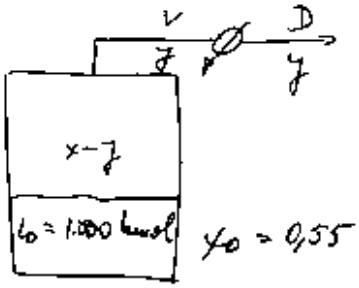
b.) $[L]_{0,40} = 408\ kmol$

$[L]_{0,30} = 224\ kmol$

$[L]_{0,20} = 114\ kmol$

c.) $\frac{D}{L_0} = 59,2\%$

Volver al enunciado del problema



a.) Los balances de materia conducen a la ecuación de Rayleigh:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^{x} \frac{dx}{y-x}$$

Como la relación de equilibrio es gráfica, será necesario resolver la integral mediante un método numérico o gráfico, en este caso, el método de los trapecios.

$$I = \int_a^b f(x)\,dx \simeq h\left[\frac{1}{2}y_1 + y_2 + \cdots + y_{n-1} + \frac{1}{2}y_n\right]$$

Obsérvese que la incógnita está en el límite superior de la integral, por lo que habrá que aplicar el método numérico hasta obtener el valor de L/L_0 deseado.

Si se intercambian los límites de la integral (la composición va disminuyendo), podrá ponerse:

$$\ln \frac{L}{L_0} = -\int_{x}^{0,55} \left(\frac{1}{y-x}\right) dx$$

por tanto:

$$\frac{L}{L_0} = e^{-I}$$

Volver al enunciado del problema

La aproximación al valor del área correspondiente a la integral se hará construyendo la siguiente tabla:

x	y	$\frac{1}{y-x}$	$\bar{y}\cdot(-\Delta x)$	$y(-\Delta x)/2$	I	L/L₀
0,55	0,710	6,250	0,313	0,156	—	—
0,50	0,666	6,024	0,301	0,151	0,307	0,736
0,45	0,620	5,882	0,294	0,147	0,604	0,547
0,40	0,571	5,848	0,292	0,146	0,897	0,408
0,35	0,518	5,952	0,298	0,149	1,193	0,303
0,30	0,461	6,211	0,311	0,155	1,497	0,224
0,25	0,400	6,667	0,333	0,167	1,819	0,162
0,20	0,333	7,519	0,376	0,188	2,173	0,114
0,15	0,261	9,009	0,450	0,225	2,587	0,075
0,10	0,182	12,195	0,610	0,305	3,117	0,044
0,05	0,095	22,222	1,111	0,556	3,977	0,019

Para obtener los valores de la composición de la caldera para las fracciones destiladas que se indican, es conveniente representar gráficamente $L/L_0 - x$ para facilitar los cálculos.

Balance total al final de la operación:

$$D = L_0 - L$$

o bien:

$$\frac{L}{L_0} = 1 - \frac{D}{L_0}$$

Volver al enunciado del problema

Por tanto, con ayuda de la gráfica adjunta se obtiene:

D/Lo	L/Lo	x
1/3	0,667	0,485
1/2	0,500	0,430
3/4	0,250	0,320

b.) Para obtener la cantidad de líquido residual se utilizará la gráfica y/Lo - x, elevando por abscisas:

x	y/Lo	L [kmol]
0,40	0,408	408
0,30	0.224	224
0,20	0,114	114

c.) Balance de componente volátil al final de la operación:

$$D y_m = L_o x_o - L x$$

y como:

$$D = L_o - L$$

se tendrá:

$$y_m = \frac{L_o x_o - L x}{L_o - L} = \frac{x_o - \frac{L}{L_o} x}{1 - \frac{L}{L_o}}$$

y despejando:

$$0,65 = \frac{0,55 - \frac{L}{L_o} x}{1 - \frac{L}{L_o}}$$

Volver al enunciado del problema

Como no se conocen ni L/L_0 ni X, habrá que realizar un tanteo con ayuda de la gráfica para obtener una pareja de valores que cumpla con la ecuación.

Dicha pareja de valores resulta ser:

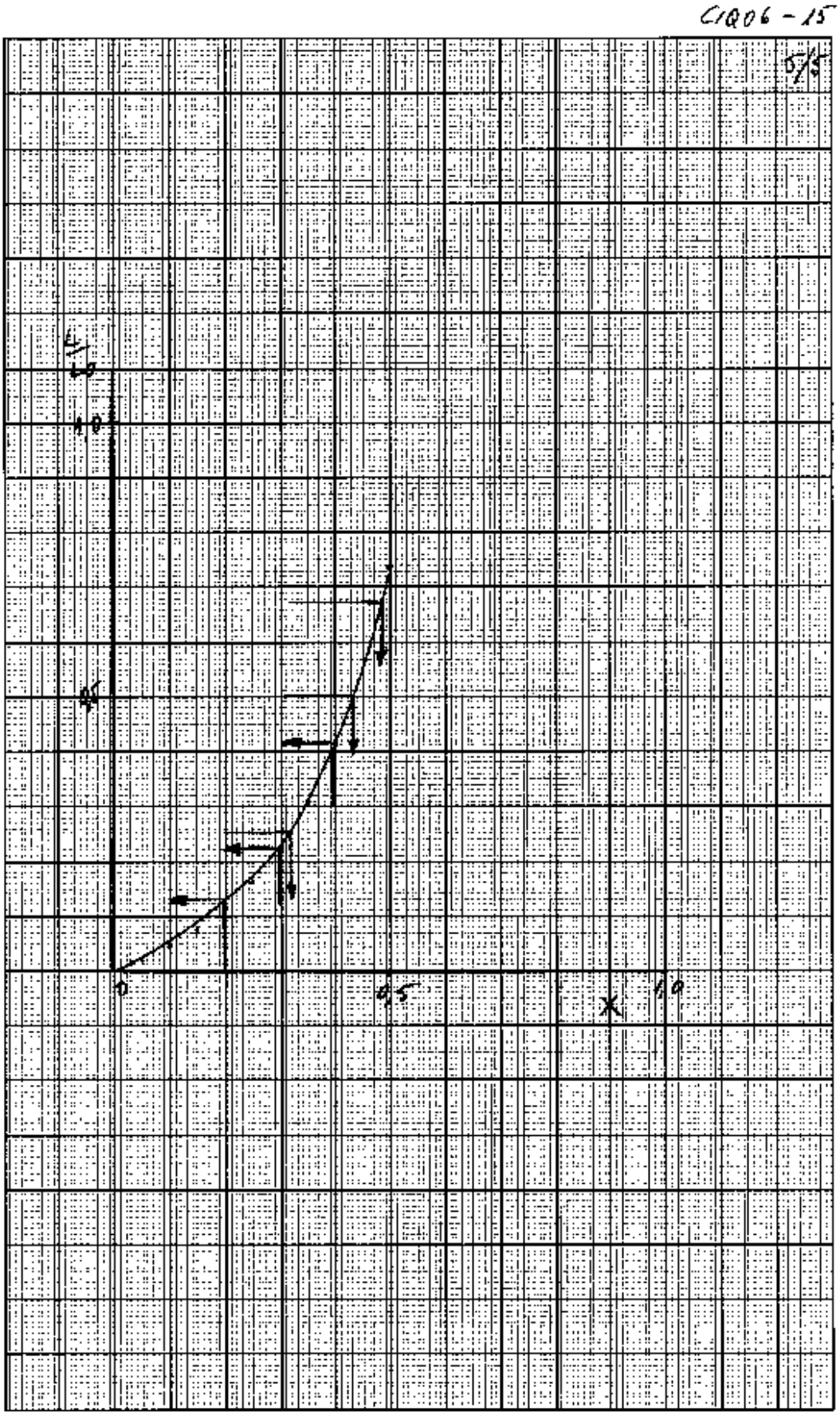
$$\left.\begin{array}{l} X = 0,4 \\ \dfrac{L}{L_0} = 0,408 \end{array}\right\} \quad J_m = 0,653$$

Es decir, habrá que vaporizar:

$$\frac{D}{L_0} = 1 - \frac{L}{L_0} = 1 - 0,408 = 0,592$$

el 59,2% de la carga inicial.

Volver al enunciado del problema



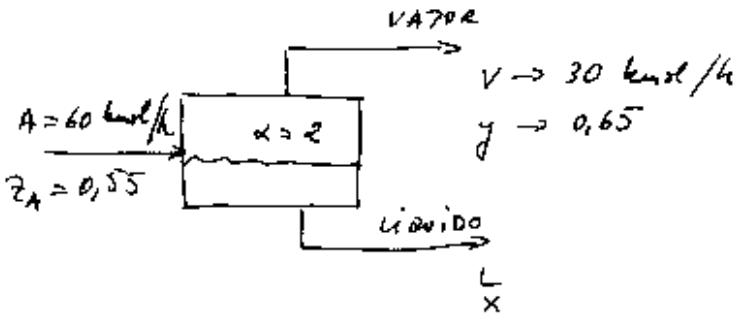
Volver al enunciado del problema

a.) $\frac{V}{A} = 0,406$

b.) $y = 0,635$

Volver al enunciado del problema

C1006-16
1/2



Balance total:

$$A = V + L$$

Balance de volátil:

$$Az_A = Vy + Lx$$

$$\left.\begin{array}{l} \text{Balance total: } A = V + L \\ \text{Balance de volátil: } Az_A = Vy + Lx \end{array}\right\} \quad \frac{V}{A} = \frac{z_A - x}{y - x}$$

Relación de equilibrio:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \xrightarrow{\alpha = 2} y = \frac{2x}{1 + x}$$

a.) Si se tiene para el vapor $y = 0,65$, se tendrá:

$$0,65 = \frac{2x}{1+x}$$

de donde:

$$x = 0,4815$$

y, por tanto, la fracción destilada será:

$$\frac{V}{A} = \frac{0,55 - 0,4815}{0,65 - 0,4815} = 0,406$$

Volver al enunciado del problema

b.) Si el caudal de vapor es $V = 30$ kmol/h, se tendrá:

$$\frac{30}{60} = \frac{0,55 - x}{y - x}$$

Considerando asimismo la relación de equilibrio:

$$y = \frac{2x}{1+x}$$

se tendrá, resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$x^2 + 1,1x - 1,1 = 0$$

de donde:

$$x = 0,465$$

y, por tanto:

$$y = 0,635$$

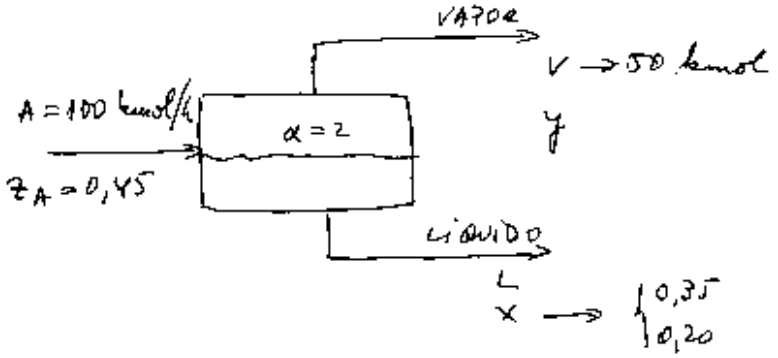
Volver al enunciado del problema

a.) $\frac{V}{A} = 0{,}593$

b.) $\frac{V}{A} = 1{,}875$ (¿?)

c.) $\gamma = 0{,}535$

Volver al enunciado del problema



Balance total:

$$A = V + L$$

Balance de volátil:

$$Az_A = Vy + Lx$$

$$\left.\begin{array}{l} \\ \end{array}\right\} \quad \frac{V}{A} = \frac{z_A - x}{y - x}$$

Relación de equilibrio:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \xrightarrow{\alpha = 2} y = \frac{2x}{1 + x}$$

a.) Si x tiene para el líquido $x = 0,35$, y vendrá:

$$y = \frac{(2)(0,35)}{1 + 0,35} = 0,5185$$

y, por tanto, la fracción destilada será:

$$\frac{V}{A} = \frac{0,45 - 0,35}{0,5185 - 0,35} = 0,593$$

Volver al enunciado del problema

b.) Si se tiene para el líquido $x = 0,20$, se tendrá:

$$y = \frac{(2)(0,20)}{1+0,20} = 0,3333$$

y, por tanto, la fracción destilada será:

$$\frac{V}{A} = \frac{0,45-0,20}{0,3333-0,20} = 1,875$$

Obsérvese que el resultado no tiene sentido, ya que se obtiene más destilado que alimento. Ello es debido a que no se puede obtener una composición del líquido como la indicada ($x = 0,20$). Al ser una destilación de equilibrio, la composición mínima del líquido sería aquella en equilibrio con el punto de rocío, es decir, para $y = z_A = 0,45$, es decir:

$$0,45 = \frac{2x}{1+x}$$

de donde

$$[x]_{min} = 0,273$$

c.) Si el caudal de vapor es $V = 50$ kmol/h, se tendrá:

$$\frac{50}{100} = \frac{0,45-x}{y-x}$$

Considerando asimismo la relación de equilibrio:

$$y = \frac{2x}{1+x}$$

Volver al enunciado del problema

Se tendrá resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$x^2 + 2,10\,x - 0,90 = 0$$

de donde:

$$x = 0,365$$

y, por tanto:

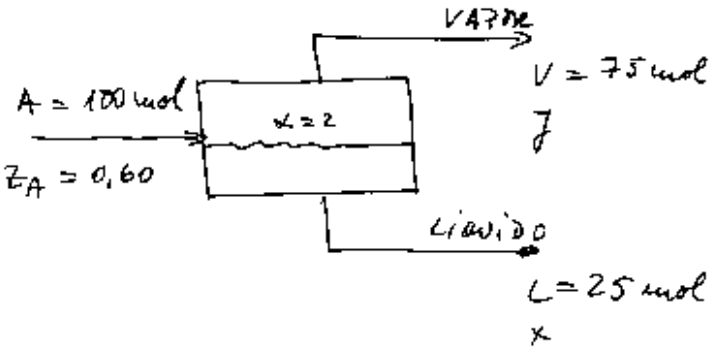
$$y = 0,535$$

Volver al enunciado del problema

$[A]_V = 80\%$

$[A]_L = 20\%$

Volver al enunciado del problema



Balance total: $A = V + L$

Balance de volátil: $A z_A = V y + L x$

$$\left.\begin{array}{l} \text{Balance total: } A = V + L \\ \text{Balance de volátil: } A z_A = V y + L x \end{array}\right\} \quad \frac{V}{A} = \frac{z_A - x}{y - x}$$

Relación de equilibrio:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \xrightarrow{\alpha = 2} y = \frac{2x}{1 + x}$$

Es decir, resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$\frac{75}{100} = \frac{0{,}60 - x}{y - x}$$

$$y = \frac{2x}{1 + x}$$

Se obtiene:

$$x^2 + 4{,}4x - 2{,}4 = 0$$

de donde:

$$x = 0{,}4907$$

y, por tanto:

$$y = 0{,}6584$$

Volver al enunciado del problema

Fracción de componente volátil que existe en las corrientes de salida:

$[A] = (100)(0,60) = 60 \text{ mol}$

$[V] = (75)(0,6584) = 49,38 \text{ mol} \quad (80\%)$

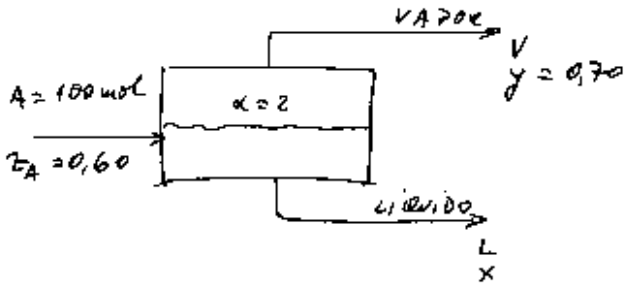
$[L] = (25)(0,4907) = 12,27 \text{ mol} \quad (20\%)$

Volver al enunciado del problema

a.) $x = 0,5385$

b.) $V = 38,08\ mol$

Volver al enunciado del problema



Balance total:

$$A = V + L$$

Balance de volátil

$$A z_A = V y + L x$$

$$\left.\begin{array}{l} A = V + L \\ A z_A = V y + L x \end{array}\right\} \quad \frac{V}{A} = \frac{z_A - x}{y - x}$$

Relación de equilibrio:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \xrightarrow{\alpha = 2} y = \frac{2x}{1 + x}$$

a.) Como para el vapor $y = 0{,}70$, se tendrá:

$$0{,}70 = \frac{2x}{1+x}$$

de donde:

$$x = 0{,}5385$$

b.) Destilado recogido:

$$\frac{V}{100} = \frac{0{,}60 - 0{,}5385}{0{,}70 - 0{,}5385}$$

de donde:

$$V = 38{,}08 \text{ mol}$$

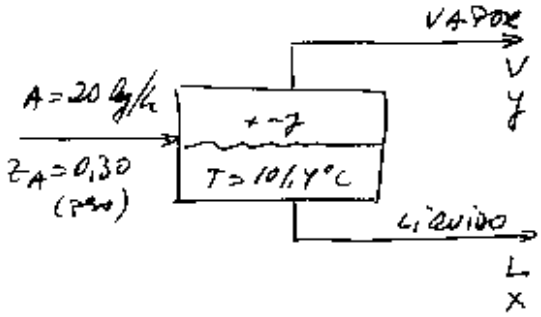
Volver al enunciado del problema

$L = 7,56 \ kg/h$

$V = 12,43 \ kg/h$

Volver al enunciado del problema

C1006-20
1/2



Pesos moleculares (kg/kmol):

Benceno (C_6H_6): 78

Tolueno (C_7H_8): 92

$$A = \frac{(20)(0,30)}{78} + \frac{(20)(0,70)}{92} = 0,229 \ \frac{kmol}{h}$$

$$z_A = \frac{\frac{(20)(0,30)}{78}}{0,229} = 0,3358$$

Como se dispone de los datos de equilibrio, a 101,4°C las composiciones son, leídas de la tabla:

$$x = 0,22$$

$$y = 0,404$$

Balance total:

$$A = V + L$$

Balance de volátil:

$$Az_A = Vy + Lx$$

$$\left.\begin{array}{l} \text{Balance total: } A = V + L \\ \text{Balance de volátil: } Az_A = Vy + Lx \end{array}\right\} \quad \frac{V}{A} = \frac{z_A - x}{y - x}$$

Sustituyendo los datos en esta ecuación:

$$\frac{V}{0,229} = \frac{0,3358 - 0,22}{0,404 - 0,22}$$

Volver al enunciado del problema

se obtiene:

$$V = 0,144 \text{ kmol/h}$$

y, del balance total:

$$L = 0,229 - 0,144 = 0,085 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Transformando estas corrientes a unidades másicas:

$$V = (0,144)(0,404)(78) + (0,144)(0,596)(92) = 12,43 \text{ kg/h}$$

$$L = (0,085)(0,22)(78) + (0,085)(0,78)(92) = 7,56 \text{ kg/h}$$

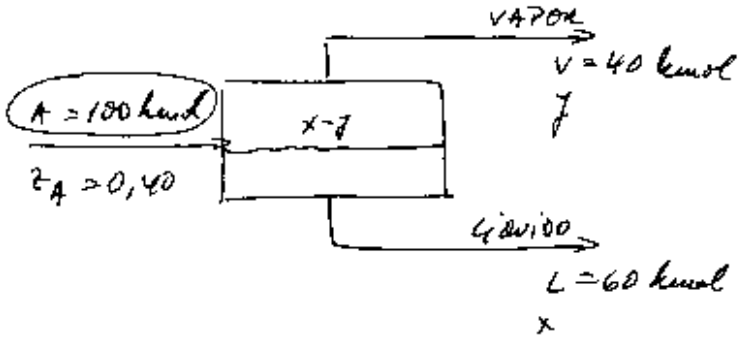
Volver al enunciado del problema

a.) $T = 72,7\ ^\circ C$

b.) $x = 0,35$

$y = 0,47$

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 100 kmol alimento

Evidentemente, si el 40% del líquido inicial pasa a fase vapor, se tendrá:

$$V = 40 \text{ kmol}$$
$$L = 60 \text{ kmol}$$

y, por tanto:

$$\frac{L}{V} = 1{,}5$$

Como son cantidades relativas, no influye la base de cálculo

Balance total:

$$A = V + L$$

Balance de soluto:

$$Az_A = Vy + Lx$$

$$\left.\begin{array}{l} \\ \\ \end{array}\right\} \frac{L}{V} = \frac{y - z_A}{z_A - x}$$

Como la relación de equilibrio se grafica, se resolverá sobre el diagrama x-y, en el que la ecuación anterior puede transformarse en una recta:

$$y = -\frac{L}{V}x + \left(1 + \frac{L}{V}\right) z_A$$

Volver al enunciado del problema

de pendiente $(-4/4)$, que pasa por el punto (z_A, z_A), y cuya abscisa en el origen $(y=0)$, que facilitará el trazado, es:

$$[x]_{y=0} = z_A\left(1+\frac{V}{L}\right)$$

Así pues, trazando una recta por los puntos:

$$(z_A ; z_A) = (0,4 ; 0,4)$$

$$[x]_{y=0} = (0,4)\left(1+\frac{1}{1,5}\right) = 0,667$$

puede observarse que dicha recta corta a la curva de equilibrio en el punto:

$$x = 0,35$$
$$y = 0,47$$

que en la tabla de datos corresponde a una temperatura de:

$$T = 72,7\,^\circ C$$

Así pues:

a.) Temperatura de operación:

$$T = 72,7\,^\circ C$$

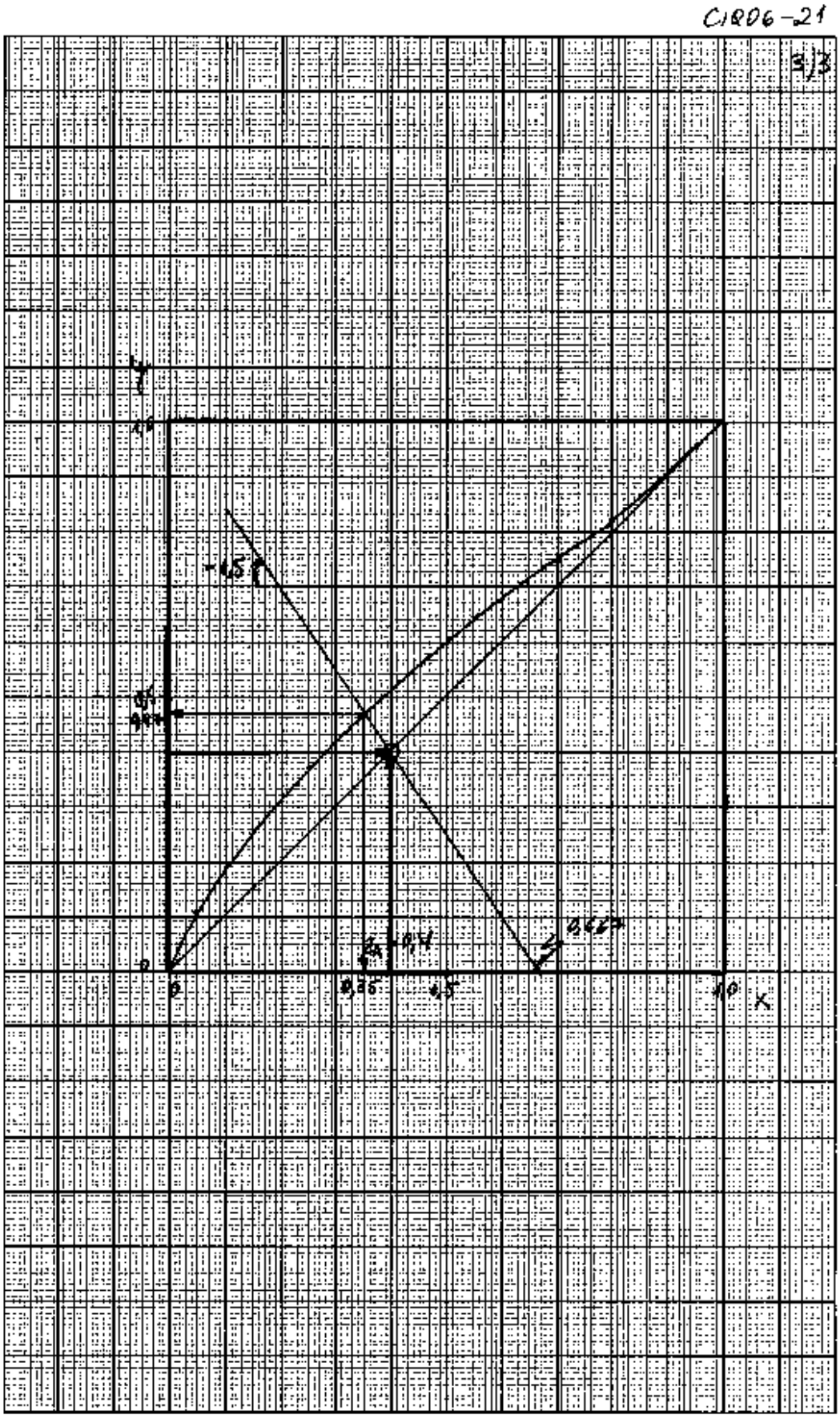
b.) Composición del líquido separado:

$$x = 0,35$$

Composición del vapor separado:

$$y = 0,47$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

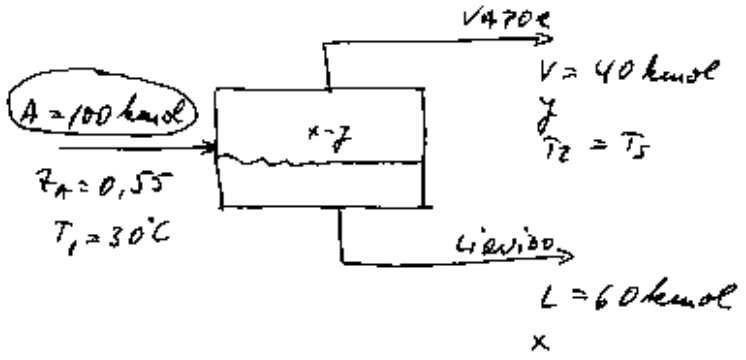
a.) $x = 0,46$

$y = 0,675$

b.) $T = 93,35\ ^\circ C$

c.) $Q = 5.373$ kcal/kmol

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 100 kmol

Evidentemente, si el 40% de la alimentación pasa al estado de vapor, se tendrá:

$$V = 40 \text{ kmol}$$
$$L = 60 \text{ kmol}$$

y, por tanto:

$$\frac{L}{V} = 1,5$$

Como son cantidades relativas, no influye la base de cálculo.

Balance total:
$$A = V + L$$

Balance de volátil:
$$A z_A = V y + L x$$

$$\left.\begin{array}{l} \text{Balance total:} \\ A = V + L \\ \text{Balance de volátil:} \\ A z_A = V y + L x \end{array}\right\} \quad \frac{L}{V} = \frac{y - z_A}{z_A - x}$$

Como la relación de equilibrio se grafica, se obtendrá sobre el diagrama x-y, en el que la ecuación anterior se puede transformar en una recta:

$$y = -\frac{L}{V} x + \left(1 + \frac{L}{V}\right) z_A$$

Volver al enunciado del problema

de pendiente $(-L/V)$, que pasa por el punto (z_A, z_A) y cuya abscisa en el origen $(y=0)$, que facilitará su trazado, es:

$$[x]_{y=0} = z_A\left(1+\frac{V}{L}\right)$$

Así pues, trazando la recta por los puntos:

$$(z_A, z_A) = (0{,}55;\ 0{,}55)$$

$$[x]_{y=0} = (0{,}55)\left(1+\frac{1}{1{,}5}\right) = 0{,}917$$

a.) Puede observarse que dicha recta corta a la curva de equilibrio en el punto:

$$x = 0{,}46$$
$$y = 0{,}675$$

b) Estas composiciones de equilibrio en la tabla de datos corresponde a una temperatura de:

$$T = 93{,}35\,^{\circ}C$$

c.) El calor necesario se obtendrá mediante un balance de energía. Como no hay términos de energía mecánica ni trabajo, se simplifica a un balance de entalpía:

$$\Delta H = Q$$

o bien:

$$H_S - H_E = Q$$

Estado de referencia:

Estado de agregación: Líquido
Presión: 1 atm
Temperatura: 30 °C

Volver al enunciado del problema

En estas condiciones se tendrá:

$$H_E = 0$$

$$H_S = 0{,}40\, H_V + 0{,}60\, h_L$$

Por tanto:

$$Q = 0{,}40\, H_V + 0{,}60\, h_L$$

Calculando las entalpías con los datos:

Benceno: $M = 78$ kg/kmol; $x_{líquido} = 0{,}46$; $x_{vapor} = 0{,}675$

Tolueno: $M = 92$ kg/kmol; $x_{líquido} = 0{,}54$; $x_{vapor} = 0{,}325$

se tendrá:

$$h_L = \left(\sum x_i M_i c_{pi}\right)(T - T_{ref}) =$$

$$= \left[(0{,}46)(0{,}43)(78) + (0{,}54)(0{,}46)(92)\right](93{,}35 - 30) =$$

$$= 2.425 \text{ kcal/kmol}$$

$$H_V = \left(\sum x_i M_i c_{pi}\right)\left[c_{pL}(T_b - T_{ref}) + \lambda_i\right] =$$

$$= (0{,}675)(78)\left[(0{,}43)(93{,}35 - 30) + 90\right] +$$

$$+ (0{,}325)(92)\left[(0{,}46)(93{,}35 - 30) + 92\right] =$$

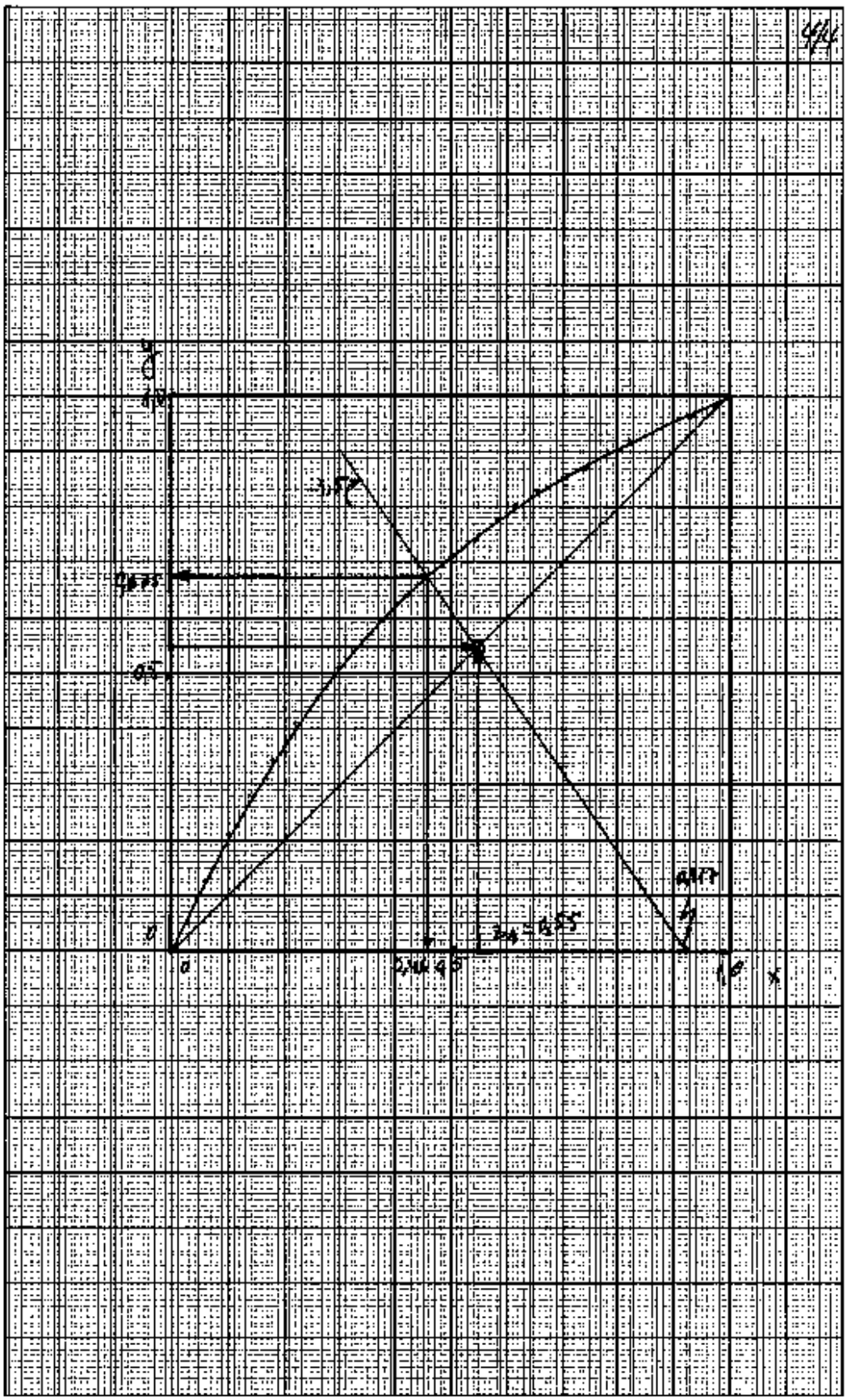
$$= 9.795 \text{ kcal/kmol}$$

Por tanto:

$$Q = (0{,}40)(9.795) + (0{,}60)(2425) = 5.373 \ \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$$

[Volver al enunciado del problema](#)

C/806-22



Volver al enunciado del problema

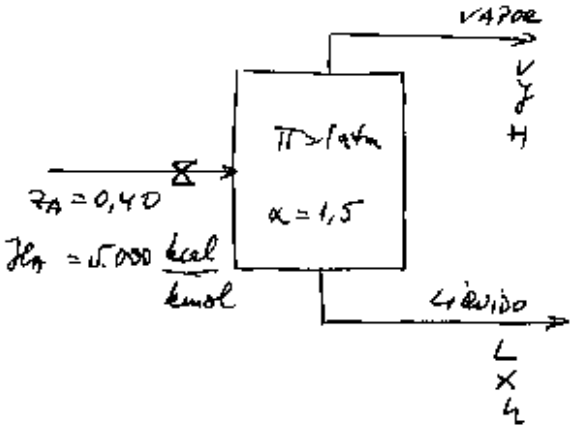
a.) Alimento entra como vapor; no hay separación.

b.) $\frac{V}{A} = 0,51 \qquad y = 0,45$

$\frac{L}{A} = 0,49 \qquad x = 0,35$

c.) Alimento entra como líquido; no hay separación.

Volver al enunciado del problema



a.) Si la entalpía de la mezcla inicial es de 11.000 kcal/kmol, al ser este valor superior a la entalpías del vapor de ambos componentes puros a 1 atm, a esta presión toda la alimentación está como vapor sobrecalentado, es decir, no se produce separación en dos fases.

c.) Si la entalpía de la mezcla inicial es de 800 kcal/kmol, al ser este valor inferior a las entalpías del líquido de ambos componentes puros a 1 atm, a esta presión toda la alimentación está como líquido subenfriado, es decir, no se produce separación en dos fases.

b.) Balance total:
$$A = V + L$$
Balance de volátil:
$$Az_A = Vy + Lx$$
Balance de entalpía:
$$Ah_A = VH + Lh$$

$$\frac{V}{A} = \frac{z_A - x}{y - x} = \frac{h_A - h}{H - h}$$

$$\frac{L}{A} = \frac{y - z_A}{y - x} = \frac{H - h_A}{H - h}$$

Volver al enunciado del problema

Relación de equilibrio:

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} \xrightarrow{\alpha = 1,5} y = \frac{1,5x}{1+0,5x}$$

Relación entalpía – composición:

Lineal (por tanto, expresable de forma analítica)

Obsérvese que, aunque se dispone de todas las relaciones analíticas entre las variables, será necesario proceder a un tanteo, ya que no existe ningún valor de referencia. Así, será necesario suponer un valor de x, calcular y en equilibrio y comprobar que la alimentación produce ese equilibrio, según las entalpías correspondientes. Es recomendable realizar este tanteo de forma gráfica utilizando el diagrama entalpía-composición y el diagrama de equilibrio. La construcción del primero se obvia, representando las entalpías de los componentes puros y considerando que la variación es lineal con la composición. La construcción del segundo se hace utilizando la relación de equilibrio, que permite obtener la siguiente tabla:

x	0	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,9	1
y	0	0,14	0,27	0,39	0,50	0,60	0,69	0,78	0,86	0,93	1

Volver al enunciado del problema

Una vez construidos ambos diagramas, se supone un valor de x, y se obtiene el valor de equilibrio, y, con ayuda de la diagonal del diagrama de equilibrio y con estos dos valores x obtienen las respectivas entalpías de equilibrio en el diagrama entalpía-composición. Si la unión de estos dos puntos mediante una recta comprende el punto de la alimentación ritmado sobre este diagrama, todos los valores serán correctos y podrán usarse para calcular los caudales. En caso contrario, habrá que suponer otro valor de x hasta conseguir una recta de equilibrio entalpía-composición que comprenda a la alimentación.

En la gráfica adjunta se muestra el valor de x que da lugar a los valores definitivos de las demás variables, cuyos valores son:

$x = 0,35$ $\quad h = 1.650$ kcal/kmol

$y = 0,45$ $\quad H = 8.200$ kcal/kmol

y, por tanto:

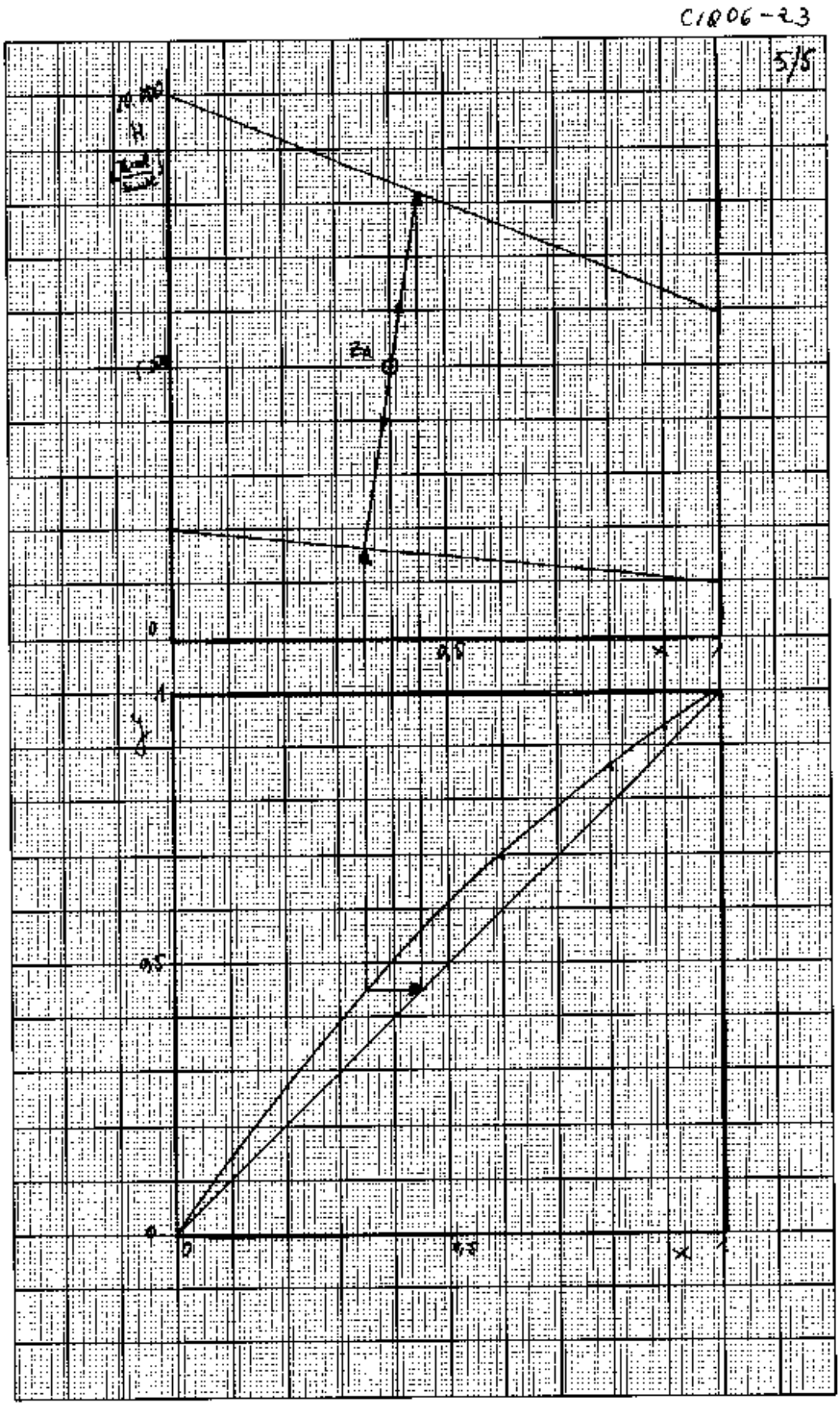
$$\frac{V}{A} = \frac{0,40-0,35}{0,45-0,35} = 0,5 \quad \text{ó} \quad \frac{V}{A} = \frac{5.000-1.650}{8.200-1.650} = 0,51$$

$$\frac{L}{A} = \frac{0,45-0,40}{0,45-0,35} = 0,5 \quad \text{ó} \quad \frac{V}{A} = \frac{8.200-5.000}{8.200-1.650} = 0,49$$

Volver al enunciado del problema

Es decir, el 50% del alimento sale en forma de vapor (de composición $y = 0,45$) y el 50% sale en forma de líquido (de composición $x = 0,35$).

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

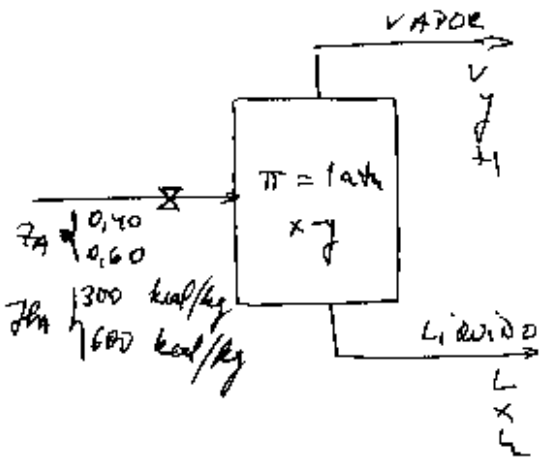
a.) $\frac{V}{A} = 0,64$ $\quad y = 0,56$

$\frac{L}{A} = 0,36$ $\quad x = 0,12$

b.) $\frac{V}{A} = 0,28$ $\quad y = 0,78$

$\frac{L}{A} = 0,72$ $\quad x = 0,53$

Volver al enunciado del problema



Puede comprobarse por lectura en la tabla de datos que ambas alimentaciones producirán dos fases, ya que sus valores z_A, h_A se encuentran en dicha zona en el diagrama entalpía-composición.

Balance total:
$$A = V + L$$
Balance de volátil:
$$Az_A = Vy + Lx$$
Balance de entalpía:
$$Ah_A = VH + Lh_L$$

$$\frac{V}{A} = \frac{z_A - x}{y - x} = \frac{h_A - h_L}{H - h_L}$$

$$\frac{L}{A} = \frac{y - z_A}{y - x} = \frac{H - h_A}{H - h_L}$$

Relación de equilibrio: gráfica
Relación entalpía-composición: gráfica.

Observese que es necesario proceder a un tanteo, ya que no existe ningún valor de referencia. Como, por otro lado, las relaciones de entalpías y composiciones son gráficas, el tanteo habrá de ser gráfico, suponiendo un valor de x, calculando y en equilibrio,

Volver al enunciado del problema

y comprobando que la alimentación produce ese equilibrio.

Una vez construidos los diagramas, se supone un valor de x, se obtiene el valor de equilibrio, y, con ayuda de la diagonal del diagrama de equilibrio y con estos valores se obtienen las correspondientes entalpías de equilibrio en el diagrama entalpía-composición. Si la unión de ésta con punto mediante una recta comprende el punto de la alimentación situado sobre este diagrama, todos los valores serán correctos y podrán usarse para calcular los caudales. En caso contrario habré que suponer otro valor de x hasta conseguir una recta de equilibrio entalpía-composición que comprenda a la alimentación.

En la gráfica adjunta se muestran los valores de x que dan lugar a los valores definitivos de las demás variables.

a) $z_A = 0,40$ $\quad H_A = 300$ kcal/kg

$x = 0,12$ $\quad h = 85$ kcal/kg

$y = 0,56$ $\quad H = 423$ kcal/kg

Se tendrá, por tanto:

$$\frac{V}{A} = \frac{0,40-0,12}{0,56-0,12} = 0,64 \quad \text{o} \quad \frac{V}{A} = \frac{300-85}{423-85} = 0,64$$

Volver al enunciado del problema

$$\frac{L}{A} = \frac{0,56-0,40}{0,56-0,12} = 0,36 \quad \text{ó} \quad \frac{L}{A} = \frac{423-300}{423-85} = 0,36$$

Es decir, el 64% del alimento sale en forma de vapor (con el 56% de etanol) y el 36% del alimento sale en forma de líquido (con el 12% de etanol).

b.)

$z_A = 0,60$ $\quad$ $H_A = 150$ kcal/kg

$x = 0,53$ $\quad$ $h = 76$ kcal/kg

$y = 0,78$ $\quad$ $H = 337$ kcal/kg

Se tendrá, por tanto:

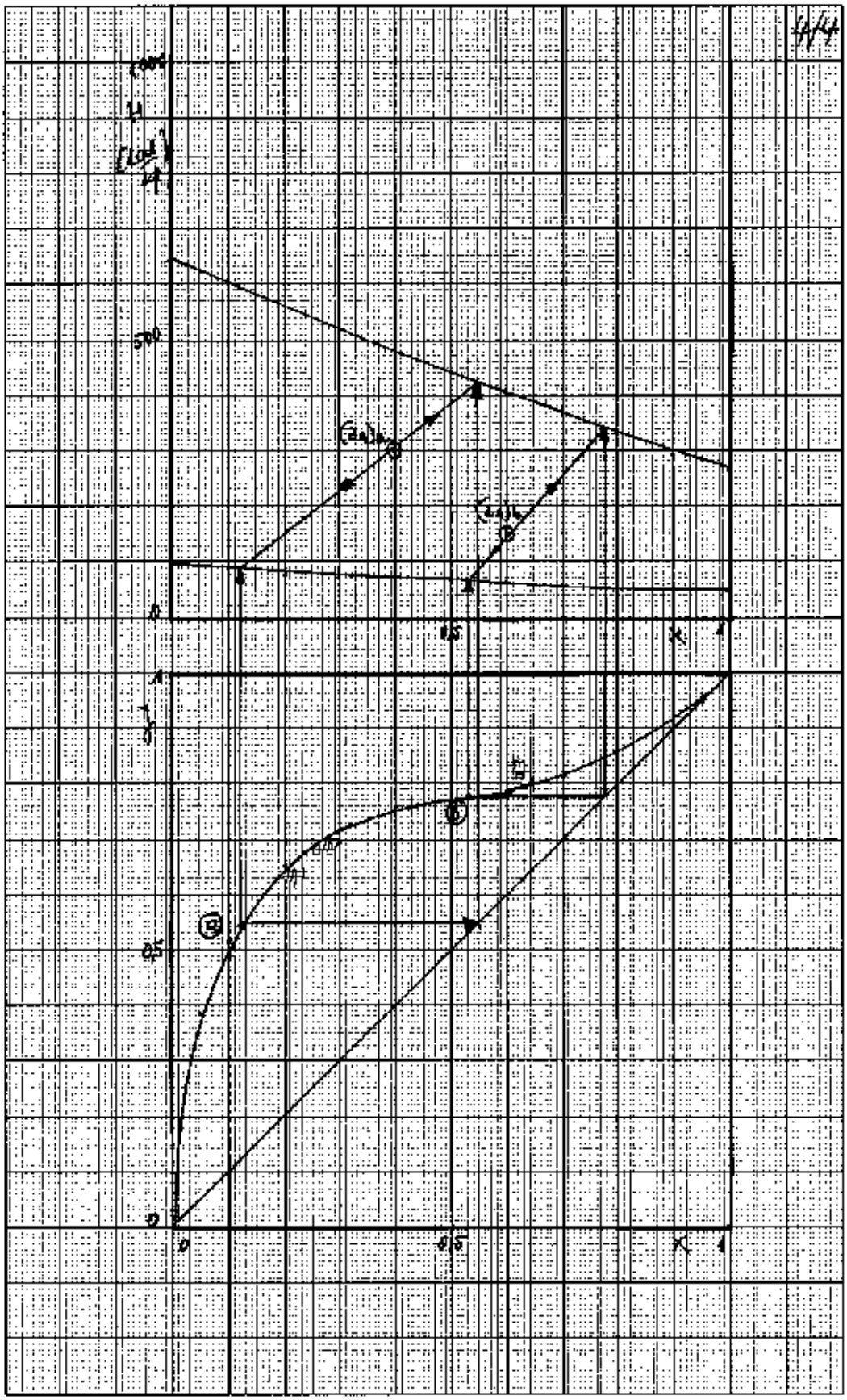
$$\frac{V}{A} = \frac{0,60-0,53}{0,78-0,53} = 0,28 \quad \text{ó} \quad \frac{V}{A} = \frac{150-76}{337-76} = 0,28$$

$$\frac{L}{A} = \frac{0,78-0,60}{0,78-0,53} = 0,72 \quad \text{ó} \quad \frac{L}{A} = \frac{337-150}{337-76} = 0,72$$

Es decir, el 28% del alimento sale en forma de vapor (con el 78% de etanol) y el 72% del alimento sale en forma de líquido (con el 53% de etanol).

Volver al enunciado del problema

C1806-24



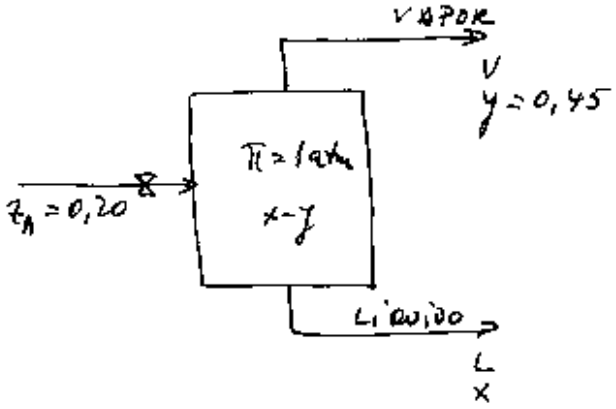
Volver al enunciado del problema

a.) $T_A = 208\ °C$

b.) $\frac{V}{A} = 0,278 \quad y = 0,447$

$\frac{L}{A} = 0,722 \quad x = 0,105$

Volver al enunciado del problema



Balance total:
$$A = V + L$$
Balance de volátil
$$Az_A = Vy + Lx$$

$$\frac{V}{A} = \frac{z_A - x}{y - x}$$

$$\frac{L}{A} = \frac{y - z_A}{y - x}$$

Relación de equilibrio:

Gráfica $T - x, y$

Relación entalpía – composición:

Calores molares medios para los componentes puros.

Calor latente de vaporización para la mezcla.

Se suponen referidos a 0°C (líquido, 1 atm).

a.) Será necesario construir el diagrama $T - x, y$ a partir de los datos de la tabla. Dicho diagrama permite obtener a partir de

$$y = 0,45$$

los valores:

$$x = 0,11$$

$$T_F = 86,1°C$$

Volver al enunciado del problema

Sustituyendo en las ecuaciones de balance:

$$\frac{V}{A} = \frac{0,20 - 0,11}{0,45 - 0,11} = 0,265$$

$$\frac{L}{A} = \frac{0,45 - 0,20}{0,45 - 0,11} = 0,735$$

Balance de entalpía:

$$A\,\mathcal{H}_A = V H + L h$$

o bien:

$$\mathcal{H}_A = \frac{V}{A} H + \frac{L}{A} h$$

Las entalpías podrán calcularse de la forma:

$$\mathcal{H}_A = \left(\Sigma c_{pi}\, z_i\right)\left(T_A - T_{ref}\right) =$$

$$= \left[(0,20)(31,3) + (0,80)(18)\right](T_A - 0) = 20,66\, T_A \quad \text{kcal/kmol}$$

$$H = \left(\Sigma c_{pi}\, y_i\right)\left(T_F - T_{ref}\right) + \lambda =$$

$$= \left[(0,45)(31,3) + (0,55)(18)\right](86,1 - 0) + 9.500 = 11.565 \quad \text{kcal/kmol}$$

$$h = \left(\Sigma c_{pi}\, x_i\right)\left(T_F - T_{ref}\right) =$$

$$= \left[(0,11)(31,3) + (0,89)(18)\right](86,1 - 0) = 1.676 \quad \text{kcal/kmol}$$

Por tanto:

$$20,66\, T_A = (0,265)(11.565) + (0,735)(1.676)$$

De donde:

$$T_A = 208\ ^\circ C$$

Volver al enunciado del problema

5.) Si se aumenta la temperatura de alimentación en 20°C se tendrá:

$$T_A = 208 + 20 = 228°C$$

Por tanto, su entalpía será:

$$H_A = (20,66)(228) = 4.710 \text{ kcal/kmol}$$

Al entrar el alimento con diferente entalpía, cambiarán todas las condiciones del flash, si se considera que éste se sigue produciendo a 1 atm.

Para calcular estas nuevas condiciones se hace necesario proceder a un tanteo, cuyo organigrama de cálculo se indica a continuación:

1.) Suponer una temperatura $T_F > 86,1°C$.
2.) Leer en la gráfica T-x, y los valores de composición x_i y correspondiente a esta temperatura T_F.
3.) A partir de los balances de materia, calcular las fracciones vapor y líquido:

$$\frac{V}{A} = \frac{z_A - x}{y - x}$$

$$\frac{L}{A} = \frac{y - z_A}{y - x}$$

4.) Calcular las entalpías a partir de los datos de equilibrio obtenidos y de los calores molares y latentes:

Volver al enunciado del problema

$$H_A = (\Sigma C_{pi} z_i)(T_A - T_{ref})$$
$$H = (\Sigma C_{pi} y_i)(T_F - T_{ref}) + \lambda$$
$$h = (\Sigma C_{pi} x_i)(T_F - T_{ref})$$

5.) Aplicar a los valores obtenidos el balance de energía:

$$H_A = \frac{V}{A} H + \frac{L}{A} h$$

6.) Si se cumple el balance de energía, la temperatura supuesta T_F, por tanto, todos los demás valores, son correctos; si no se cumple, será necesario tantear con otro valor de la temperatura T_F.

El tanteo para la entalpía de alimentación a la temperatura requerida ($T_A = 228°C$):

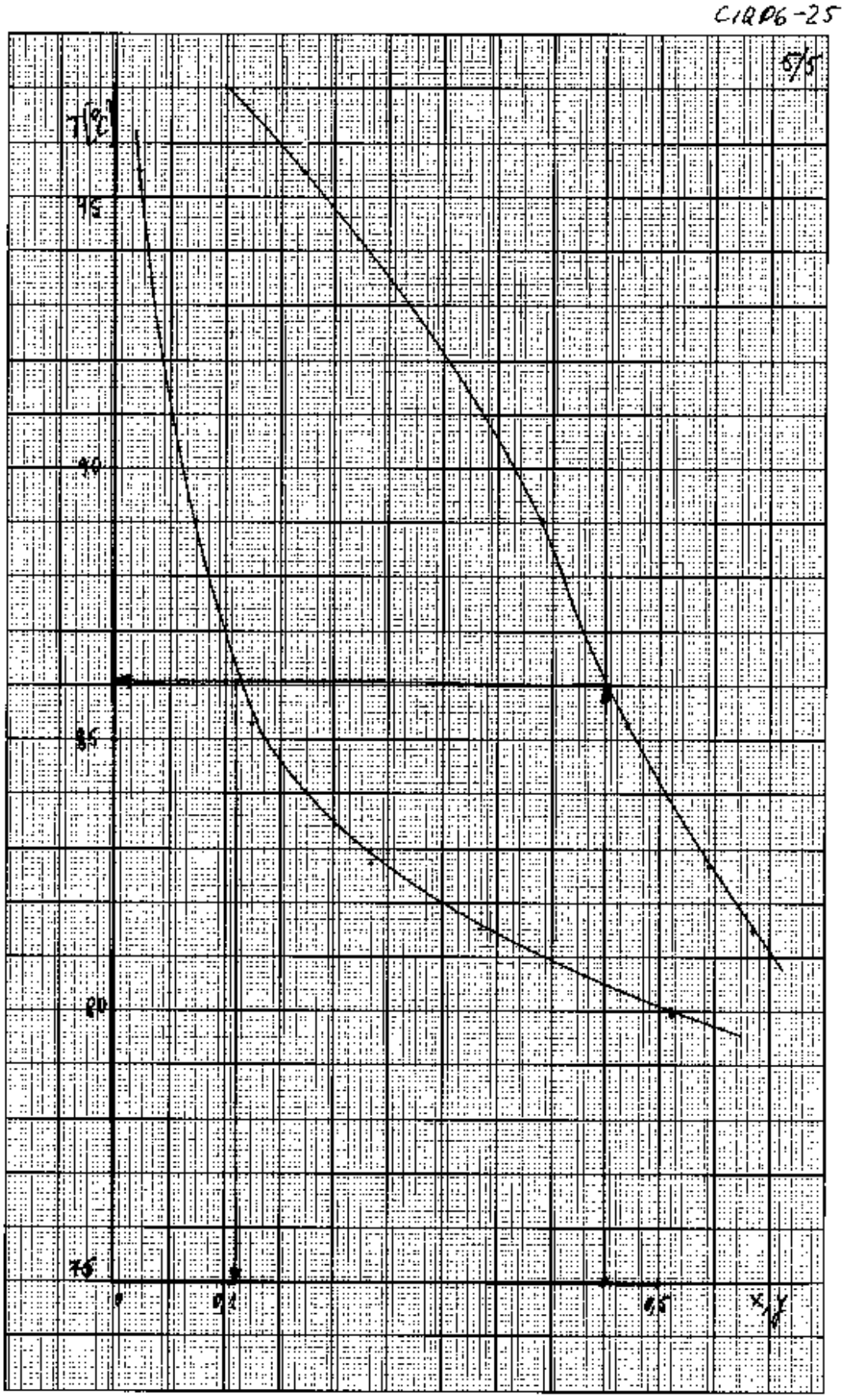
$$H_A = 4.710 \text{ kcal/kmol}$$

permite obtener:

$$T_F = 86,4 \text{ °C}$$
$$x = 0,105$$
$$y = 0,447$$
$$V/A = 0,278$$
$$L/A = 0,722$$

que no se muestran en la gráfica, ya que prácticamente se superponen con los datos del apartado a).

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

a.) $T_A = 203\,^{\circ}C$

b.) $\frac{V}{A} = 0,265 \qquad y = 0,50$

$\frac{L}{A} = 0,735 \qquad x = 0,16$

c.) I) Aumento de caudales de salida

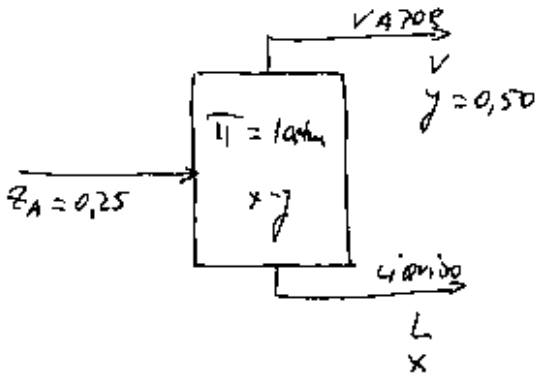
II) No están en equilibrio: cambiar presión

III) Nuevo flash:

$\frac{V}{A} = 0,309 \qquad y = 0,493$

$\frac{L}{A} = 0,691 \qquad x = 0,141$

Volver al enunciado del problema



Balance total:

$$A = V + L$$

Balance de volátil:

$$A z_A = V y + L x$$

$$\frac{V}{A} = \frac{z_A - x}{y - x}$$

$$\frac{L}{A} = \frac{y - z_A}{y - x}$$

Relación de equilibrio:

Gráfica $T - x, y$

Relación entalpía - composición:

Calores molares medios para los componentes puros.
Calor latente de vaporización para la mezcla.
Se suponen referidos a 0°C (líquido, 1 atm).

a.) b.) Será necesario construir el diagrama $T - x, y$ a partir de los datos de la tabla. Dicho diagrama permite obtener a partir de:

$$y = 0,50$$

los valores:

$$x = 0,16$$

$$T_P = 84\,^\circ C$$

Volver al enunciado del problema

Sustituyendo en las ecuaciones de balance:

$$\frac{V}{A} = \frac{0,25-0,16}{0,50-0,16} = 0,265$$

$$\frac{L}{A} = \frac{0,50-0,25}{0,50-0,16} = 0,735$$

Balance de entalpía:

$$A\,\mathcal{H}_A = V\cdot H + L\cdot h$$

o bien:

$$\mathcal{H}_A = \frac{V}{A}\cdot H + \frac{L}{A}\cdot h$$

Las entalpías podrán calcularse de la forma:

$$\mathcal{H}_A = (\Sigma c_{pi} z_i)(T_A - T_{ref}) =$$
$$= [(0,25)(31,3) + (0,75)(18)](T_A - 0) = 21,33\,T_A \quad \text{kcal/kmol}$$

$$H = (\Sigma c_{pi} z_i)(T_F - T_{ref}) + \lambda =$$
$$= [(0,50)(31,3) + (0,50)(18)](84-0) + 9.680 = 11.666 \quad \text{kcal/kmol}$$

$$h = (\Sigma c_{pi} z_i)(T_F - T_{ref}) =$$
$$= [(0,16)(31,3) + (0,84)(18)](84-0) = 1.688 \quad \text{kcal/kmol}$$

Por tanto:

$$21,33\,T_A = (0,265)(11.666) + (0,735)(1.688)$$

De donde:

$$T_A = 203\,^{\circ}C$$

Volver al enunciado del problema

c.) Modificaciones:

I) Si aumenta el caudal de alimentación, sólo provocará un aumento en los caudales de líquido y vapor, pero no en su equilibrio.

II) las composiciones $y = 0,40$; $x = 0,20$ no están en equilibrio a 1 atm ya que, según el diagrama T, x-y:

$$y = 0,40 \longrightarrow x = 0,075 \quad (T = 88,5\,^{\circ}C)$$

o bien: $$x = 0,20 \longrightarrow y = 0,55 \quad (T = 83,3\,^{\circ}C)$$

Por tanto, si se desean obtener las composiciones mencionadas sería necesario realizar la expansión a otra presión distinta a 1 atm.

III) Si se aumenta la temperatura de alimentación en 20°C se tendrá:

$$T_A = 203 + 20 = 223\,^{\circ}C$$

Por tanto, su entalpía será:

$$H_A = (21,33)(223) = 4.757 \text{ kcal/kmol}$$

Al entrar el alimento con diferente entalpía, cambiarán todas las condiciones del flash, si se considera que este se sigue produciendo a 1 atm.

Si se desea calcular estas nuevas condiciones, es necesario proceder a un tanteo, cuyo organigrama de cálculo se indica a continuación:

Volver al enunciado del problema

1.) Suponer una temperatura $T_F > 84\,^{\circ}C$.

2.) Leer en la gráfica T-x,y los valores de composición x, y correspondientes a la temperatura T_F.

3.) A partir de los balance de materia, calcular las fracciones vapor y líquida:

$$\frac{V}{A} = \frac{z_A - x}{y - x}$$

$$\frac{L}{A} = \frac{y - z_A}{y - x}$$

4.) Calcular las entalpías a partir de los datos de equilibrio obtenidos y de los calores molares y latente:

$$H_A = (\Sigma C_{pi} z_i)(T_A - T_{ref})$$

$$H = (\Sigma C_{pi} y_i)(T_F - T_{ref}) + \lambda$$

$$h = (\Sigma C_{pi} x_i)(T_F - T_{ref})$$

5.) Aplicar a los valores obtenidos el balance de energía:

$$H_A = \frac{V}{A} H + \frac{L}{A} h$$

6.) Si se cumple el balance de energía, la temperatura supuesta y, por tanto, todos los demás valores, son correctos; si no se cumple, será necesario tantear con otro valor de la temperatura T_F.

Volver al enunciado del problema

El dato para la entalpía de alimentación a la temperatura requerida ($T_A = 223°C$):

$$H_A = 4.757 \text{ kcal/kmol}$$

Puede obtener:

$T_F = 84.3°C$

$x = 0,141$

$y = 0,493$

$\frac{V}{A} = 0,309$

$\frac{L}{A} = 0,691$

Que no se muestran en la gráfica, ya que prácticamente se superponen con los datos del apartado a).

Volver al enunciado del problema

a.) $D = 6.000\ kg/h$

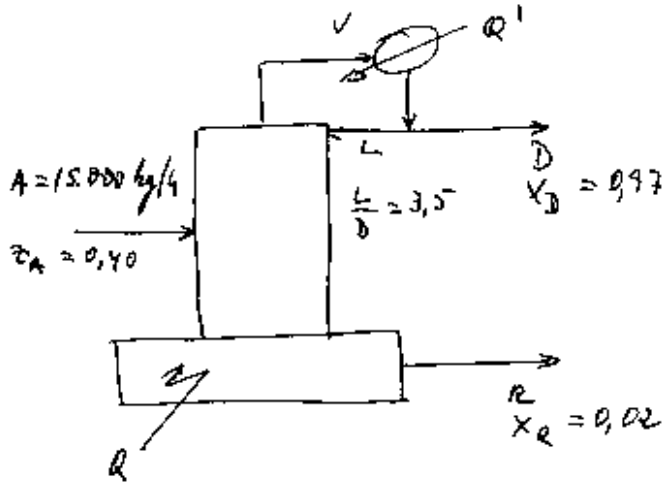
b.) $R = 9.000\ kg/h$

c.) $m = 5.581{,}4\ kg/h$

d.) $m' = 60.412{,}5\ kg/h$

Volver al enunciado del problema

C1006 -27
1/3



a.) b.)

Balance de materia total:

$$A = D + R$$

es decir:

$$15.000 = D + R$$

Balance de componente volátil:

$$Az_A = Dx_D + Rx_R$$

es decir:

$$(15.000)(0,40) = D(0,97) + R(0,02)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$15.000 = D + R$$
$$6.000 = 0,97D + 0,02R$$

se obtiene:

$$D = 6.000 \text{ kg/h}$$
$$R = 9.000 \text{ kg/h}$$

Volver al enunciado del problema

c.) d.)

Balance de energía en el condensador:

$$V H = Q' + (L+D) h$$

como $V = L + D$

se tendrá:

$$(L+D)(H-h) = Q'$$

o bien:

$$D\left(\frac{L}{D}+1\right)(H-h) = Q'$$

de donde:

$$Q' = (6000)(3,5+1)(89,5) = 2.416.500 \text{ kcal/h}$$

El caudal de refrigeración del agua podrá calcularse a partir de:

$$Q' = m' C_p (t_S - t_E)$$

De donde, considerando $C_p = 1 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$:

$$m' = \frac{Q'}{C_p (t_S - t_E)} = \frac{2.416.500}{(1)(65-25)} = 60.412,5 \text{ kg/h}$$

Balance de energía total:

$$A H_A + Q = Q' + (D+R) h$$

como $A = D + R$

se tendrá:

$$A (H_A - h) = Q' - Q$$

Volver al enunciado del problema

Como, por otro lado, el primer miembro de esta ecuación representa el calor sensible de la alimentación que hay que comunicarle para llevarla a ebullición:

$$A\,(h_A - h) = A\,C_p\,(T_A - T_{E6}) = (15.000)(0,44)(20-95,3) =$$
$$= -496.980 \text{ kcal/h}$$

se tendrá:

$$Q = Q' - A\,(h_A - h) = 2.416.500 + 496.980 =$$
$$= 2.913.480 \ \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

El caudal de vapor de calefacción podrá calcularse a partir de:

$$Q = m \cdot \lambda_v$$

De donde:

$$m = \frac{Q}{\lambda_v} = \frac{2.913.480}{522} = 5.581,4 \text{ kg/h}$$

Volver al enunciado del problema

a.) $D = 205,88$ kmol/h

$R = 254,12$ kmol/h

$[A]_D = 92,6\%$

$[B]_R = 93,1\%$

b.) $\frac{L}{V} = 0,44$

$x_2 = 0,60$

$y_3 = 0,76$

c.) $\frac{L}{V} = 0,89$

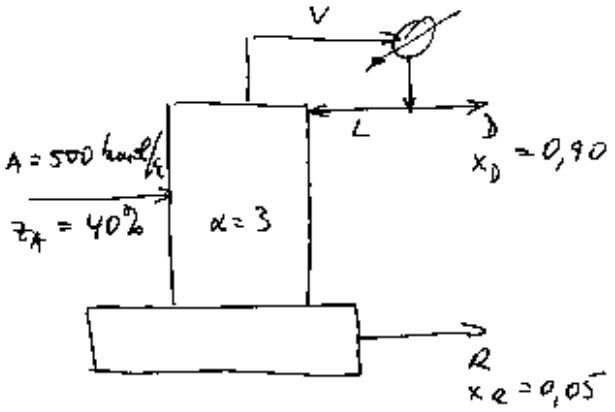
$x_2 = 0,53$

$y_3 = 0,58$

d.) Al aumentar y_3 aumenta la separación, pero también el caudal de vapor (mayor diámetro, mayor coste).

Volver al enunciado del problema

C1006-28
1/4



a) Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde: $500 = D + R$

Balance de componente volátil:

$$Az_A = Dx_D + Rx_R$$

de donde:

$$(500)(0,40) = D(0,90) + R(0,05)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$500 = D + R$$

$$200 = 0,90\,D + 0,05\,R$$

se obtiene:

$$D = 205,88 \text{ kmol/h}$$

$$R = 294,12 \text{ kmol/h}$$

Recuperación de componentes:

$$[A]_{destilado} = \frac{(0,90)(205,88)}{(0,40)(500)} \cdot 100 = 92,6\%$$

$$[B]_{residuo} = \frac{(0,95)(294,12)}{(0,60)(500)} \cdot 100 = 93,1\%$$

Volver al enunciado del problema

5.) Si $L/D = 0,8$

Como $V = L + D$

$$\frac{L}{V} = \frac{1}{1 + \frac{1}{L/D}} = \frac{1}{1 + \frac{1}{0,8}} = 0,44$$

y el valor de las corrientes será:

$$\frac{L}{205,88} = 0,8$$

de donde:

$$L = 164,70 \text{ kmol/h}$$

$$V = 164,70 + 205,88 = 370,58 \text{ kmol/h}$$

Por tanto, la ecuación de la ROE será:

$$y = \frac{L}{V} x + \frac{D}{V} x_D$$

o sea: $$y = \frac{164,70}{370,58} x + \frac{205,88}{370,58} (0,90)$$

de donde:

$$y = 0,43 x + 0,50$$

Por tanto, las composiciones de las platos podrían determinarse de la forma, teniendo en cuenta que la relación de equilibrio también puede ponerse como:

$$x = \frac{y}{3 - 2y}$$

$$y_1 = x_D = 0,90$$

$$x_1 = \frac{0,90}{3 - (2)(0,90)} = 0,75$$

Volver al enunciado del problema

$y_2 = (0,43)(0,75) + 0,50 = 0,82$

$x_2 = \frac{0,82}{3-(2)(0,82)} = 0,60$ (líquido que desciende entre el plato 2 y el 3)

$y_3 = (0,43)(0,60) + 0,50 = 0,76$ (vapor que asciende desde el plato 3 al 2)

c.) Si $L/D = 8$

$$\frac{L}{V} = \frac{1}{1+\frac{1}{8}} = 0,89$$

y el valor de la corriente sera:

$$\frac{L}{205,88} = 8$$

de donde: $L = 1.647$ kmol/h

$V = 1.647 + 205,88 = 1853$ kmol/h

Por tanto, la ecuación de la ZOE sera:

$$y = \frac{1.647}{1.853}x + \frac{205,88}{1.853}(0,90)$$

de donde:

$$y = 0,89x + 0,10$$

Por tanto, las composiciones de la pisa podrían determinarse de la forma:

$y_1 = x_D = 0,90$

$x_1 = \frac{0,90}{3-(2)(0,90)} = 0,75$

Volver al enunciado del problema

$y_2 = (0,85)(0,75) + 0,10 = 0,77$

$x_2 = \frac{0,77}{3-(2)(0,77)} = 0,53$ (líquido que asciende entre el plato 2 y el 3)

$y_3 = (0,85)(0,53) + 0,10 = 0,58$ (vapor que asciende del plato 3 al 2)

d.) Como queda patente, al aumentar la relación de reflujo, la separación es mayor, debido a que proporciona un mayor contacto entre ambas fases. No obstante, al ser mayores las cantidades de líquido y vapor circulantes y el vapor generado en la caldera, el diámetro de la columna deberá ser mayor y los costes de operación, también.

Volver al enunciado del problema

a.) $(L/V)_{min} = 0,402$

$(L'/V')_{máx} = 1,688$

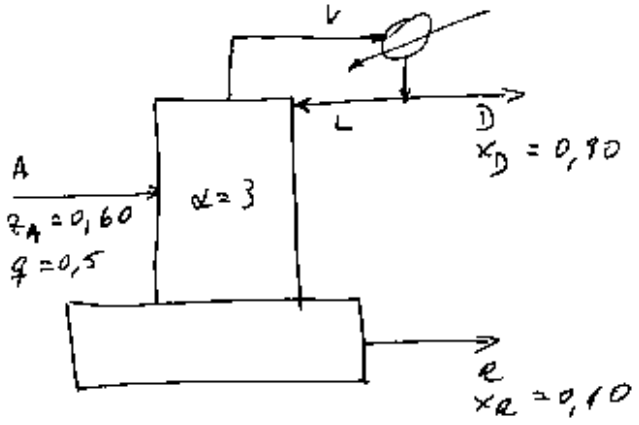
b.)

$y = 0,804x + 0,176$ (ROE)

$y = 1,139x - 0,014$ (ROA)

c.) $(NPT)_{min} = 4$

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 100 kmol/h de alimento

Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde:

$$100 = D + R$$

Balance de componente volátil:

$$Az_A = Dx_D + Rx_R$$

de donde:

$$(100)(0,60) = D(0,90) + R(0,10)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$100 = D + R$$

$$60 = 0,90D + 0,10R$$

se obtiene:

$$D = 62,5 \text{ kmol/h}$$

$$R = 37,5 \text{ kmol/h}$$

Volver al enunciado del problema

Teniendo en cuenta que $q = 0,5$, la ecuación de la recta q será:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{1}{q-1} z_A$$

es decir:

$$y = -x + 1,2$$

a.) El corte de la recta q con la curva de equilibrio, que en este caso será:

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} = \frac{3x}{1+2x}$$

será el punto por el que pasa la ZOE de $(L/V)_{min}$, cuya ecuación será:

$$y = \left(\frac{L}{V}\right)_{min} x + \frac{D}{V} x_D$$

La resolución del sistema de ecuaciones:

$$y = -x + 1,2$$
$$y = \frac{3x}{1+2x}$$

permite obtener:

$$x = 0,472$$
$$y = 0,728$$

Como punto de corte entre la recta q, la curva de equilibrio y, por tanto, de la ZOE con $(L/V)_{min}$.

Volver al enunciado del problema

Por tanto, como la ROE pasa también por (x_D, x_D):

$$0,90 = \left(\frac{L}{V}\right)_{min}(0,90) + \frac{D}{V}x_D$$

$$0,728 = \left(\frac{L}{V}\right)_{min}(0,472) + \frac{D}{V}x_D$$

de donde:

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \frac{0,90 - 0,728}{0,90 - 0,472} = 0,402$$

Como la ROA tiene la ecuación

$$y = \left(\frac{L'}{V'}\right)_{max}x + \frac{R}{V'}x_R$$

para $(L/V)_{min}$, y pasa por el mismo punto que todas las rectas anteriores consideradas, y también por (x_R, x_R):

$$0,10 = \left(\frac{L'}{V'}\right)_{max}(0,10) + \frac{R}{V'}x_R$$

$$0,728 = \left(\frac{L'}{V'}\right)_{max}(0,472) + \frac{R}{V'}x_R$$

De donde:

$$\left(\frac{L'}{V'}\right)_{max} = \frac{0,10 - 0,728}{0,10 - 0,472} = 1,688$$

b.) La ecuación de la ROE será para

$$\frac{L}{V} = 2\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = (2)(0,402) = 0,804$$

$$y = 0,804\,x + \frac{D}{V}x_D$$

Volver al enunciado del problema

A partir del balance de materia en el condensador:

$$V = L + D$$

puede obtenerse:

$$V = \frac{D}{1 - \frac{L}{V}}$$

y, por tanto:

$$V = \frac{62,5}{1 - 9804} = 318,878 \text{ kmol/h}$$

$$L = 318,878 - 62,5 = 256,378 \text{ kmol/h}$$

En definitiva, la ecuación de la ZOE será:

$$y = 0,804\,x + 0,176$$

La ecuación de la ZOA será:

$$y = \frac{L'}{V'}\,x - \frac{R}{V'}\,x_R$$

Utilizando la definición de q:

$$q = \frac{L' - L}{A}$$

se obtiene:

$$L' = L + qA = 256,378 + (0,5)(100) =$$

$$= 306,378 \text{ kmol/h}$$

Asimismo:

$$1 - q = \frac{V - V'}{A}$$

de donde:

$$V' = V - (1-q)A = 318,878 - (1-0,5)(100) =$$

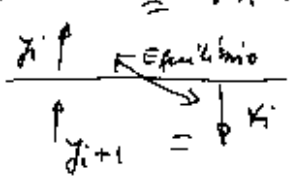
$$= 268,878 \text{ kmol/h}$$

Volver al enunciado del problema

Por tanto, la ecuación de la ROA será:

$$y = 1{,}139\,x - 0{,}014$$

c.) Si el reflujo es total, las corrientes que se cruzan entre dos pisos han de tener la misma composición, mientras que las que abandonan un plato están en equilibrio.



Por tanto, si se comienza el cálculo por x_D y se tiene en cuenta que la relación de equilibrio también puede expresarse de la forma:

$$x = \frac{y}{3-2y}$$

Se tendrá:

$y_1 = x_D = 0{,}90$ $\qquad x_1 = \dfrac{0{,}90}{3-(2)(0{,}90)} = 0{,}75$

$y_2 = x_1 = 0{,}75$ $\qquad x_2 = \dfrac{0{,}75}{3-(2)(0{,}75)} = 0{,}50$

$y_3 = x_2 = 0{,}50$ $\qquad x_3 = \dfrac{0{,}50}{3-(2)(0{,}50)} = 0{,}25$

$y_4 = x_3 = 0{,}25$ $\qquad x_4 = \dfrac{0{,}25}{3-(2)(0{,}25)} = 0{,}10 = x_B$

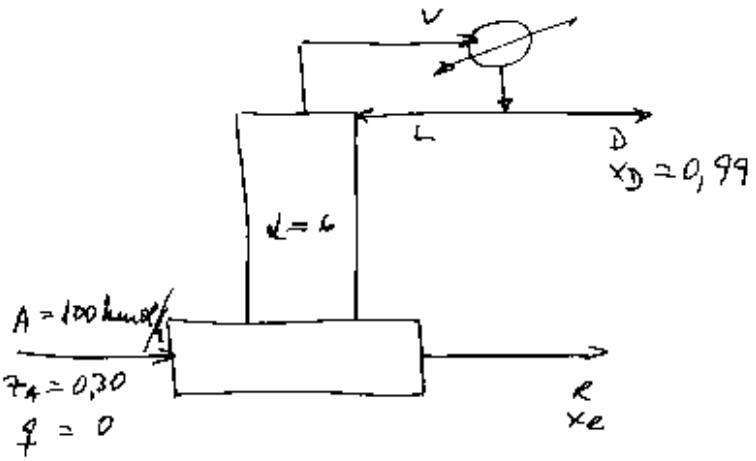
Por tanto:

$$(NPT)_{min} = 4$$

Volver al enunciado del problema

$NPT = 3,97$

Volver al enunciado del problema



Como la alimentación entra en la caldera como vapor saturado, el residuo que sale de la caldera debe ser el líquido que esté en equilibrio con dicho vapor. Así pues, si la relación de equilibrio viene dada por:

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} = \frac{6x}{1+5x}$$

o bien

$$x = \frac{y}{6-5y}$$

Por tanto, para $z_A = y = 0,30$:

$$x_B = \frac{0,30}{6-(5)(0,30)} = 0,067$$

Si $q = 0$, la ecuación de la recta q será:

$$y = z_A = 0,30$$

Por tanto, la relación de reflujo mínima que se obtiene a partir del corte de la ZOE con la recta q en la curva de equilibrio, será:

Volver al enunciado del problema

$$y_e = \frac{L/D}{\frac{L}{D}+1} x_e + \frac{1}{\frac{L}{D}+1} x_D$$

de donde:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{x_D - y_e}{y_e - x_e}$$

El corte de la recta q con la curva de equilibrio será:

$$y_e = z_A = 0{,}30$$

$$x_e = \frac{0{,}30}{6-(5)(0{,}30)} = 0{,}067$$

Por lo tanto:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0{,}99 - 0{,}30}{0{,}30 - 0{,}067} = 2{,}96$$

y, consecuentemente:

$$\frac{L}{D} = 1{,}5\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = (1{,}5)(2{,}96) = 4{,}44$$

La ROE será:

$$y = \frac{4{,}44}{4{,}44+1} x + \frac{1}{4{,}44+1}(0{,}99)$$

o sea:

$$y = 0{,}816\, x + 0{,}182$$

Así pues, puede calcularse la composición de los pisos de la forma:

Volver al enunciado del problema

$y_1 = x_D = 0,99$ $\qquad x_1 = \dfrac{0,99}{6-(5)(0,99)} = 0,943$

$y_2 = (0,816)(0,943)+0,182 = 0,951$ $\qquad x_2 = \dfrac{0,951}{6-(5)(0,951)} = 0,764$

$y_3 = (0,816)(0,764)+0,182 = 0,805$ $\qquad x_3 = \dfrac{0,805}{6-(5)(0,805)} = 0,408$

$y_4 = (0,816)(0,408)+0,182 = 0,258$ $\qquad x_4 = \dfrac{0,258}{6-(5)(0,258)} = 0,055$

Como $x_4 < x_e$, hacía una fracción de piso que se calculará:

$$NPT = 3 + \frac{0,408-0,067}{0,408-0,052} = 3,97$$

Volver al enunciado del problema

a.) $D = 473,7$ kmol/h
$R = 526,3$ kmol/h

$[A]_D = 90\%$

b.) $L = 4.737$ kmol/h $\quad V = 5.210,7$ kmol/h
$L' = 5.737$ kmol/h $\quad V' = 5.210,7$ kmol/h

c.) $Q' = 41.685.600$ kcal/h
$Q = 41.685.600$ kcal/h

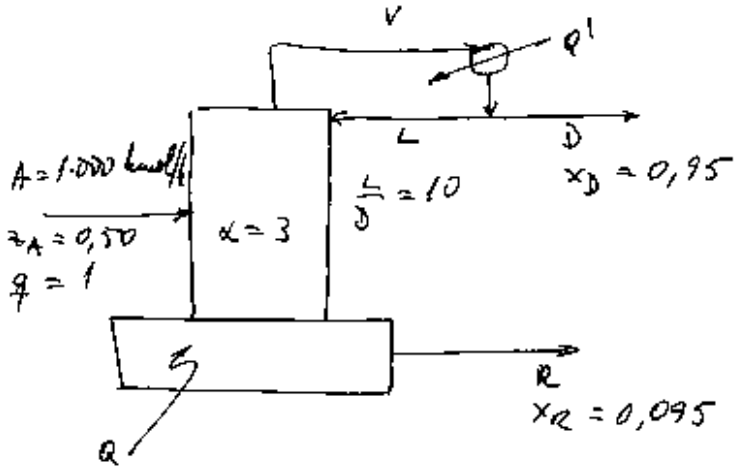
d.) $m' = 1.667.474$ kg/h
$\dot{m}' = 1.667,5$ m³/h

e.) $L/V = 0,91$
$(L/V)_{min} = 0,44$

f.) Diagrama de equilibrio
$y_1 = 0,95$ $\quad y_2 = 0,85$
$x_1 = 0,85$ $\quad x_2 = 0,66$

g.) $V = 5.210,7$ kmol/h
$L = 4.737$ kmol/h

Volver al enunciado del problema



Datos para la construcción del diagrama de equilibrio.

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{3x}{1 + 2x}$$

x	0	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1
y	0	0,25	0,43	0,56	0,67	0,75	0,82	0,88	0,92	0,96	1

9.) Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde: $1.000 = D + R$

Balance de componente volátil:

$$Az_A = Dx_D + Rx_R$$

de donde:

$$(1.000)(0,50) = D(0,95) + R(0,095)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$1.000 = D + R$$

$$500 = 0,95D + 0,095R$$

Volver al enunciado del problema

se obtiene: $D = 473,7$ kmol/h

$R = 526,3$ kmol/h

Recuperación de A en la corriente de destilado:

$$[A]_{destilado} = \frac{D x_D}{A z_A} \cdot 100 = \frac{(473,7)(0,95)}{(1000)(0,50)} \cdot 100 = 90\%$$

6.) En la zona de enriquecimiento:

$$\frac{L}{D} = 10$$

es decir:

$$\frac{L}{473,7} = 10$$

de donde:

$$L = 4.737 \text{ kmol/h}$$

Además:

$$V = L + D$$

es decir: $V = 4.737 + 473,7 = 5.210,7$ kmol/h

En la zona de agotamiento:

Como la alimentación entra como líquido a su temperatura de ebullición:

$$q = 1$$

y, por tanto:

$$q = \frac{L' - L}{A}$$

Volver al enunciado del problema

de donde:

$$L' = Aq + L = (1.000)(1) + (4.737) = 5737 \text{ kmol/h}$$

Por otro lado:

$$1 - q = \frac{V - V'}{A}$$

de donde:

$$V' = V - (1-q)A = V = 5.210,7 \text{ kmol/h}$$

c.) Balance de entalpía en el calderín:

$$Q = V' \cdot \lambda = (5.210,7)(8.000) = 41.868.600 \text{ kcal/h}$$

Balance de entalpía en el condensador:

$$Q' = V \cdot \lambda = (5.210,7)(8.000) = 41.868.600 \text{ kcal/h}$$

d.) Balance de entalpía en el condensador:

$$Q' = m' \, c_p \, (t_s - t_E)$$

& tendrá, como para el agua $c_p = 1 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$

$$m' = \frac{Q'}{c_p (t_s - t_E)} = \frac{41.685.600}{(1)(50-25)} = 1.667.474 \text{ kg/h}$$

como para el agua puede considerarse $\rho = 1.000 \text{ kg/m}^3$:

$$\dot{m}' = \frac{1.667.474}{1.000} = 1.667,5 \text{ m}^3/\text{h}$$

Volver al enunciado del problema

e.) Como $V = L + D$

y $\frac{L}{D} = 10$

se tendrá:

$$\frac{L}{V} = \frac{1}{1 + \frac{1}{10}} = \frac{1}{1 + \frac{1}{10}} = 0{,}91$$

El corte de la recta y (vertical por 74) con la curva de equilibrio se produce en:

$$x_e = 0{,}5$$

$$y_e = \frac{(3)(0{,}5)}{1 + (2)(0{,}5)} = 0{,}75$$

y será el punto por el que pasa la ROE de $(L/V)_{min}$, cuya ecuación será:

$$y = \left(\frac{L}{V}\right)_{min} x + \frac{D}{V} x_D$$

Como también pasa por (x_D, x_D):

$$0{,}95 = \left(\frac{L}{V}\right)_{min} (0{,}95) + \frac{D}{V} x_D$$

$$0{,}75 = \left(\frac{L}{V}\right)_{min} (0{,}50) + \frac{D}{V} x_D$$

se tendrá:

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \frac{0{,}95 - 0{,}75}{0{,}95 - 0{,}50} = 0{,}44$$

Las ecuaciones de las rectas operativas serán:

Volver al enunciado del problema

ROE:

$$y = \frac{L}{V} x + \frac{D}{V} x_D$$

es decir:

$$y = \frac{4.737}{5.210,7} x + \frac{473,7}{5.210,7} (0,95)$$

de donde:

$$y = 0,91 x + 0,08$$

ROA:

$$y = \frac{L'}{V'} x - \frac{R}{V'} x_R$$

es decir:

$$y = \frac{5.737}{5.210,7} x - \frac{526,3}{5.210,7} (0,095)$$

de donde

$$y = 1,10 x - 0,0096$$

f.) En el grafico adjunto se indica la ROE de $(L/V)_{min}$ y las rectas operativas reales.

Las composiciones del primer piso teorico serán:

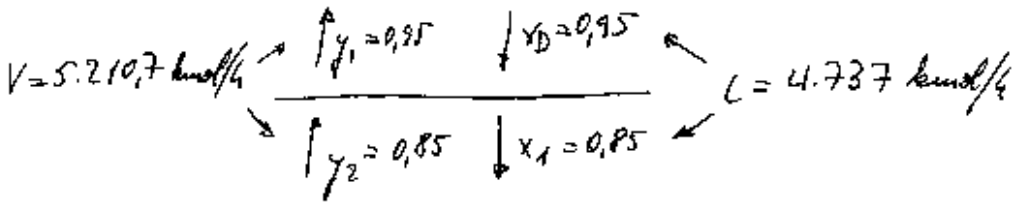
$$y_1 = x_D = 0,95$$
$$x_1 = 0,85$$

Las composiciones del segundo piso teorico serán:

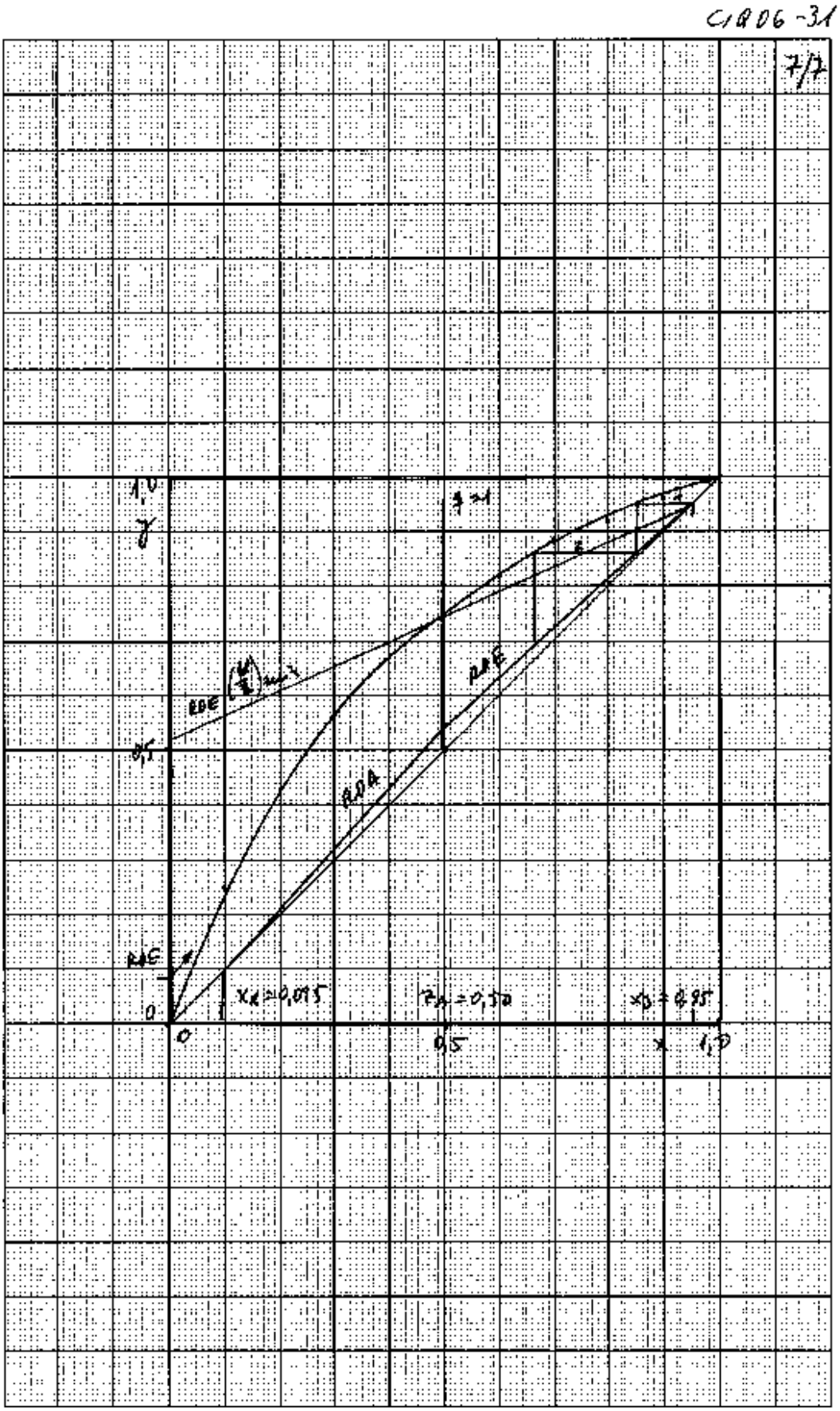
$$y_2 = x_1 = 0,85$$
$$x_2 = 0,66$$

Volver al enunciado del problema

g.) En el primer piso:



Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

a.) $[x_0]_q = 0,48$

$(L/D)_{min} = 1,435$

b.) $[x_0]_q = 0,55$

$(L/D)_{min} = 1,500$

c.) $[y_0]_q = 0,825$

$(L/D)_{min} = 1,879$

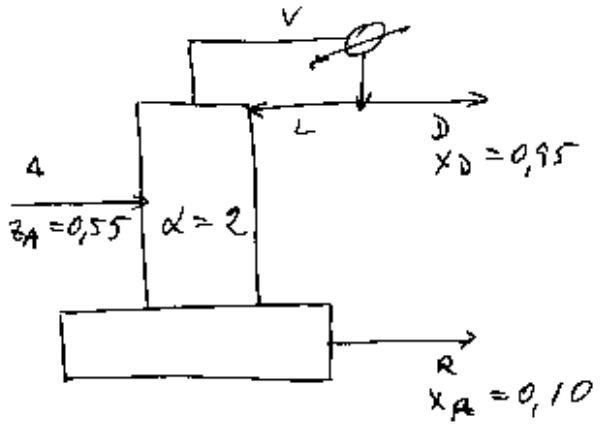
d.) $[y_0]_q = 0,55$

$(L/D)_{min} = 2,393$

e.) $[y_0]_q = 0,500$

$(L/D)_{min} = 2,519$

Volver al enunciado del problema



Datos para la construcción del diagrama de equilibrio:

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} = \frac{2x}{1+x}$$

x	0	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1
y	0	0,18	0,33	0,46	0,57	0,67	0,75	0,82	0,89	0,95	1

Obtención de la recta q:

$$q = \frac{H - z_A}{H - L} = \frac{L' - L}{A}$$

Ecuación de la recta:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{z_A}{q-1}$$

Puntos de corte:

$$z_A = z_A$$

$$y_0 = \frac{z_A}{q-1}$$

$$x_0 = \frac{z_A}{q}$$

Volver al enunciado del problema

La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la ZOE que corta a la recta q en la curva de equilibrio:

$$[0.0] = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min}+1}$$

a.) Líquido a 60°C

En este caso:

$$H - h_A = (h - h_A) + (H - h) = c_{pL}(T_{eb} - T_A) + \lambda =$$
$$= (40)(90-60) + 8.000 = 9.200 \text{ kcal/mol}$$

y, por tanto:

$$q = \frac{9.200}{8.000} = 1,15$$

Puntos de corte de la recta q:

$$(0,55;\ 0,55)$$

$$x_0 = \frac{0,55}{1,15} = 0,48$$

Relación de reflujo mínima:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0,95}{0,39} - 1 = 1,435$$

b.) Líquido saturado (90°C)

$$q = \frac{H-h}{H-h} = 1$$

Volver al enunciado del problema

Puntos de corte de la recta q:

$(0{,}55;\ 0{,}55)$

$x_0 = \frac{0{,}55}{1} = 0{,}55$ } Vertical por z_A

Relación de reflujo mínima:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0{,}95}{0{,}38} - 1 = 1{,}500$$

c.) Mezcla líquido (1/3) – vapor (2/3)

$$q = \frac{L'-L}{A} = \frac{1}{3} \quad \text{(fracción que entra como líquido)}$$

Puntos de corte de la recta q:

$(0{,}55;\ 0{,}55)$

$$y_0 = \frac{0{,}55}{1-1/3} = 0{,}825$$

Relación de reflujo mínima:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0{,}95}{0{,}33} - 1 = 1{,}879$$

d.) Vapor saturado a 95°C

$$q = \frac{L'-L}{A} = 0 \quad \text{(no entra líquido)}$$

Puntos de corte de la recta q:

$(0{,}55;\ 0{,}55)$

$y_0 = \frac{0{,}55}{1-0} = 0{,}55$ } Horizontal por z_A

Volver al enunciado del problema

Relación de reflujo mínima:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0,95}{0,28} - 1 = 2,393$$

e.) Vapor recalentado a 127°C

En este caso:

$$H - H_A = C_{pv}(T_{ES} - T_A) = (25)(95-127) =$$
$$= -800 \text{ kcal/mol}$$

y, por tanto:

$$q = \frac{-800}{8.000} = -0,10$$

Punto de corte de la recta q:

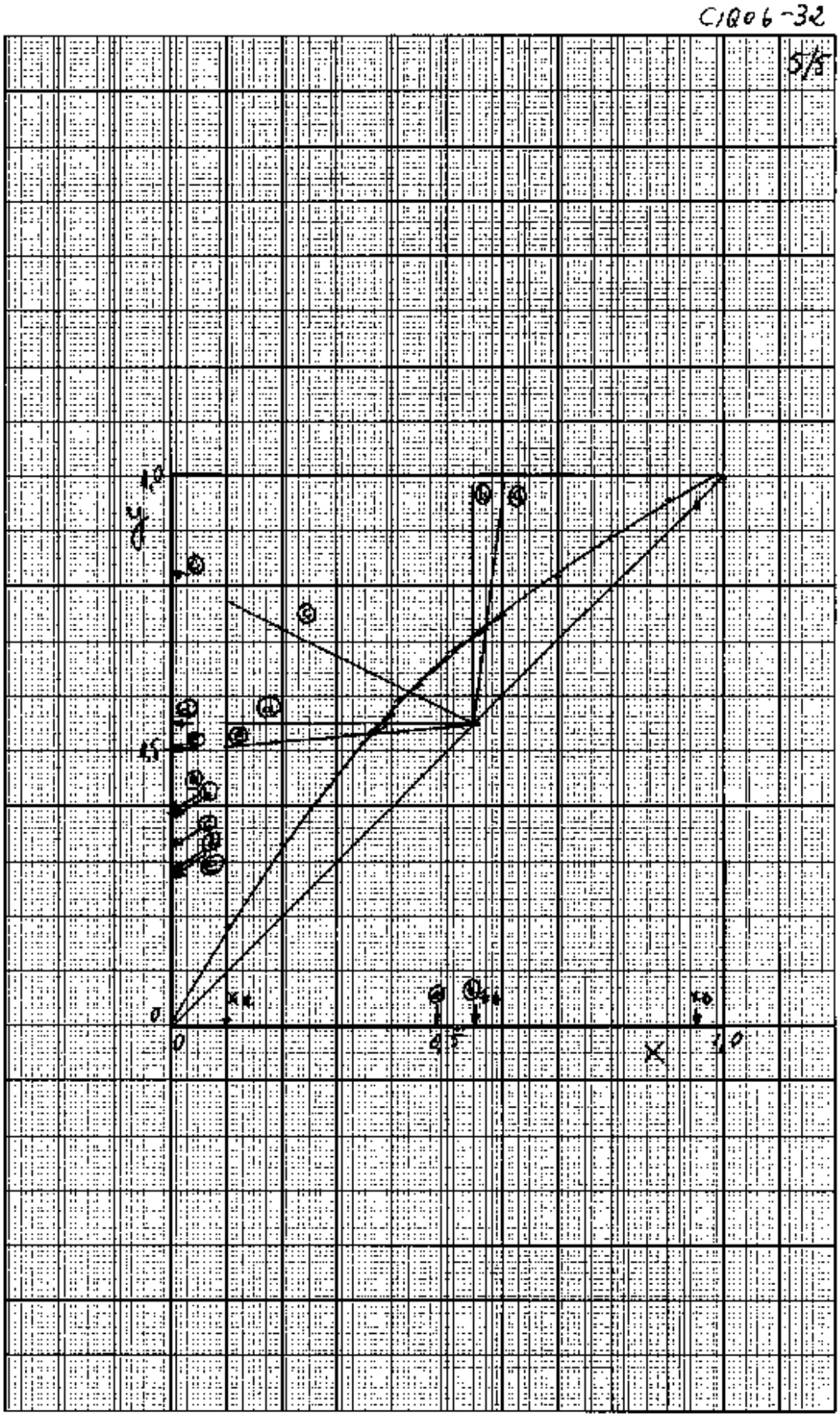
$$(0,55;\ 0,55)$$

$$f_0 = \frac{0,55}{1+0,10} = 0,50$$

Relación de reflujo mínima:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0,95}{0,27} - 1 = 2,519$$

Volver al enunciado del problema



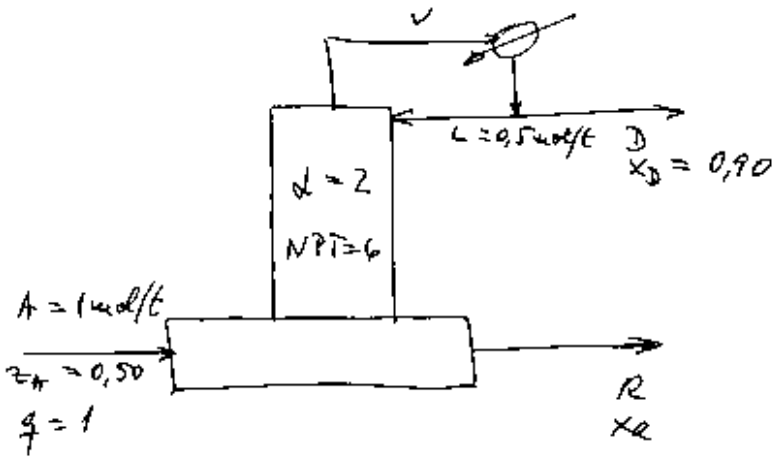
Volver al enunciado del problema

a.) $x_R = 0,409$

b.) $D = 0,186 \text{ mol/t}$

$R = 0,814 \text{ mol/t}$

Volver al enunciado del problema



Con los datos disponibles, será necesario resolver el problema mediante un tanteo:

- Suponer D
- Calcular x_R mediante los balances de materia
- Obtener la ROE
- Realizar el trazado gráfico de McCabe–Thiele
- Si se obtiene el NPT indicado, la suposición será correcta y, por tanto, todos los valores calculados. En caso contrario será necesario suponer otro valor de D.

Para $D = 0,186$ mol/t

se tendrá:

Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde

$$1 = 0,186 + R$$

Volver al enunciado del problema

y, por tanto: $R = 0{,}814$ mol/t

Balance de componente volátil:

$$A z_A = D x_D + R x_R$$

de donde:

$$(1)(0{,}50) = (0{,}186)(0{,}90) + (0{,}814) x_R$$

y, por tanto: $x_R = 0{,}409$

Datos para la construcción del diagrama de equilibrio:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1) x} = \frac{2x}{1 + x}$$

x	0	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1
y	0	0,18	0,33	0,46	0,57	0,66	0,75	0,82	0,88	0,95	1

Como

$$\frac{L}{D} = \frac{0{,}5}{0{,}186} = 2{,}688$$

la ordenada en el origen de la ROE será:

$$y_0 = \frac{x_D}{\frac{L}{D} + 1} = \frac{0{,}90}{2{,}688 + 1} = 0{,}244$$

Como ya se ha establecido la recta q (vertical por z_A), podrá trazarse también la ROA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del

Volver al enunciado del problema

punto (x_D, x_D), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa, hasta alcanzar la composición igual o mayor a x_R.

En la gráfica adjunta se obtiene:

$$NPT = 5 + \frac{4,5}{17} = 5,26$$

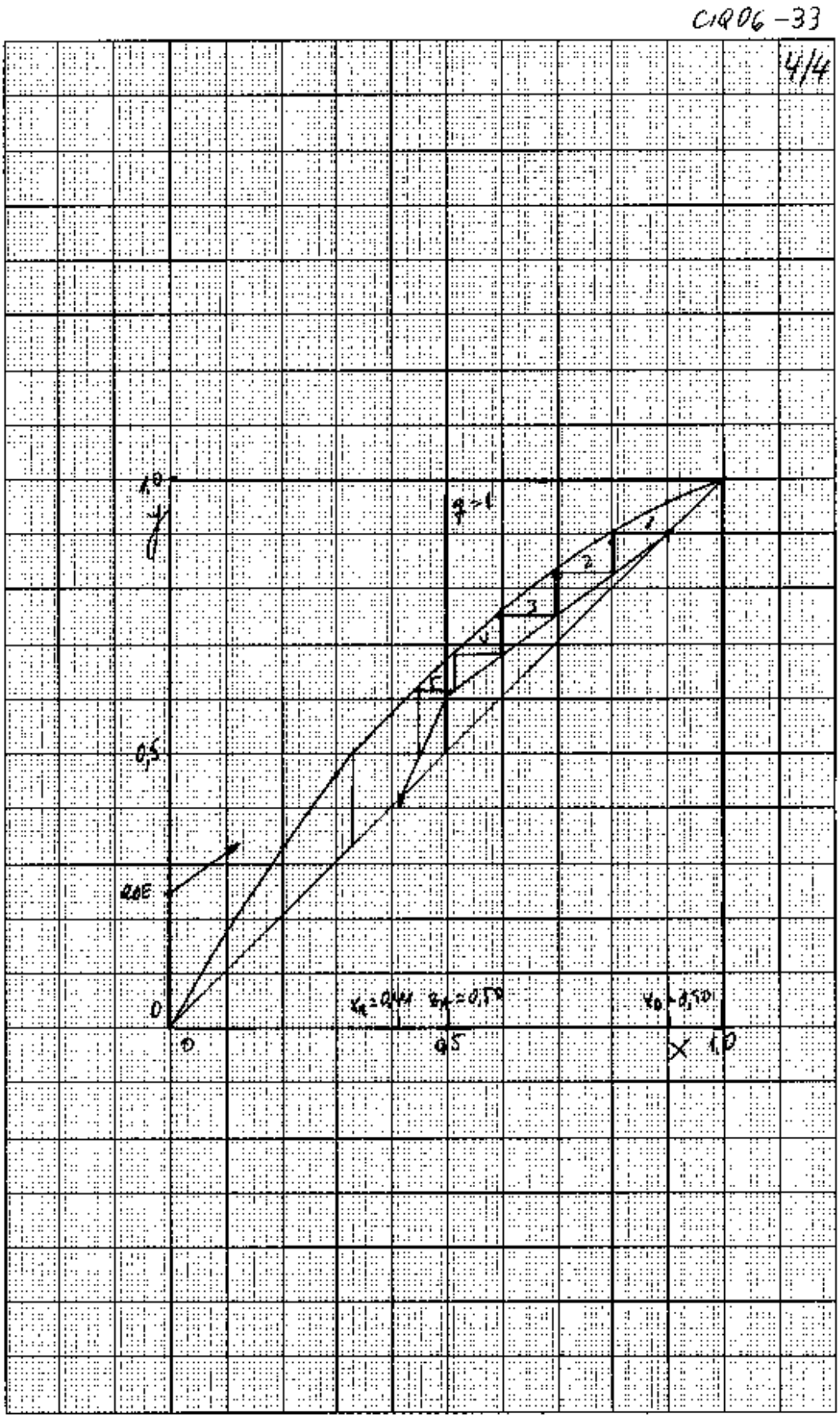
Por tanto el valor supuesto debería ser algo menor, pero debido a los errores de trazado, se considerará como bueno el valor obtenido, siendo, por tanto, el resultado:

a.) $x_R = 0,409$

b.) $D = 0,186$ mol/t

$R = 0,814$ mol/t

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

a.) $D = 152 \ kmol/h$

$R = 198 \ kmol/h$

b.) $(NPT)_1 = 11,33 \quad [A = 6°]$

$(NPT)_2 = 10,66 \quad [A = 5°]$

$(NPT)_3 = 11,50 \quad [A = 7°]$

c.) $m_1 = 9.895 \ kg/h$

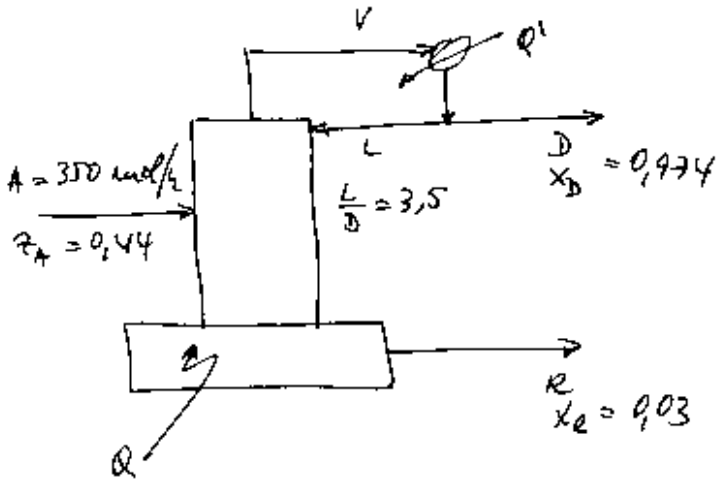
$m_2 = 12.072 \ kg/h$

$m_3 = 6.519 \ kg/h$

d.) $m' = 135.672 \ kg/h$

Volver al enunciado del problema

C1006-34
1/7



Datos para la construcción del diagrama de equilibrio:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{2,5x}{1 + 1,5x}$$

x	0	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1
y	0	0,22	0,38	0,52	0,63	0,71	0,79	0,85	0,91	0,96	1

a) Balance de materia total:

$$A = D + R$$

o sea: $350 = D + R$

Balance de componente volátil:

$$Az_A = Dx_D + Rx_R$$

o sea: $(350)(0,44) = D(0,974) + R(0,03)$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$154 = 0,974D + 0,03R$$
$$350 = D + R$$

Volver al enunciado del problema

Se obtiene: $D = 152$ kmol/h
$R = 198$ kmol/h

5.) Como $\frac{L}{D} = 3,5$

la ordenada en el origen de la ROE será:

$$y_0 = \frac{x_D}{\frac{L}{D}+1} = \frac{0,974}{3,5+1} = 0,216$$

La ecuación de la recta q es:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{1}{q-1} z_A$$

siendo:

$$q = \frac{H - h_A}{H - h}$$

según los diferentes valores de la alimentación.

1.) Líquido a su temperatura de ebullición:

$$q = \frac{H-h}{H-h} = 1$$

y, por tanto:

$$x = z_A$$

es decir, la vertical que pasa por $z_A = 0,44$

Volver al enunciado del problema

2.) Líquido a 20 °C:

En este caso:

$$H - h_A = (h - h_A) + (H - h) = c_{p_L}(T_{ES} - T_A) + \lambda =$$
$$= (44)(95 - 20) + [(0{,}44)(7.360) + (0{,}56)(7960)] =$$
$$= 10.996 \text{ kcal/kmol}$$

$$H - h = \lambda = (0{,}44)(7.360) + (0{,}56)(7960) = 7.696 \text{ kcal/kmol}$$

y, por tanto:

$$q = \frac{10.996}{7.696} = 1{,}43$$

La recta q será:

$$y = 3{,}33x - 1{,}02$$

siendo x abscisa en el origen:

$$x_0 = \frac{z_A}{q} = 0{,}31$$

3.) Alimentación con 1/3 de líquido:

$$q = \frac{L' - L}{A} = \frac{1}{3} \quad \text{(fracción que entra como líquido)}$$

La recta q será:

$$y = -0{,}5x + 0{,}66$$

siendo y ordenada en el origen:

$$y_0 = 0{,}66$$

Volver al enunciado del problema

Podrán trazarse ahora, en los tres casos, las correspondientes ROA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o mayor a x_R.

Las gráficas adjuntas muestran esta construcción, que permite obtener:

$$(NPT)_1 = 11 + \frac{1}{3} = 11{,}33 \quad (\text{Alimentación} = 6)$$

$$(NPT)_2 = 10 + \frac{2}{3} = 10{,}66 \quad (\text{Alimentación} = 5)$$

$$(NPT)_3 = 11 + \frac{1{,}5}{3} = 11{,}50 \quad (\text{Alimentación} = 7)$$

c) Balance de entalpía en la caldera:

$$V'\lambda' = m\,\lambda_{H_2O}$$

siendo:

$$1 - q = \frac{V - V'}{A}$$

$$V = L + D = D\left(1 + \frac{L}{D}\right)$$

se tendrá:

$$V' = D\left(1 + \frac{L}{D}\right) - (1 - q)A = (152)(1 + 3{,}5) - (350)(1 - q) =$$

$$= 684 - (350)(1 - q) \quad \text{mol/h}$$

$$\lambda' = H - h = 7.696 \ \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

Volver al enunciado del problema

y, por tanto:

$$m = \frac{[684 - (350)(1-q)](7.696)}{532} \quad [kg/h]$$

Según los diferentes valores de la alimentación:

1.) $q = 1$

$m = 9.895$ kg/h

2.) $q = 1{,}43$

$m = 12.072$ kg/h

3.) $q = 0{,}333$

$m = 6.519$ kg/h

d.) Balance de entalpía en el condensador:

$$V \cdot \lambda = m' c_p (t_s - t_e)$$

siendo:

$$V = L + D = D\left(1 + \frac{L}{D}\right) = (152)(1+3{,}5) =$$

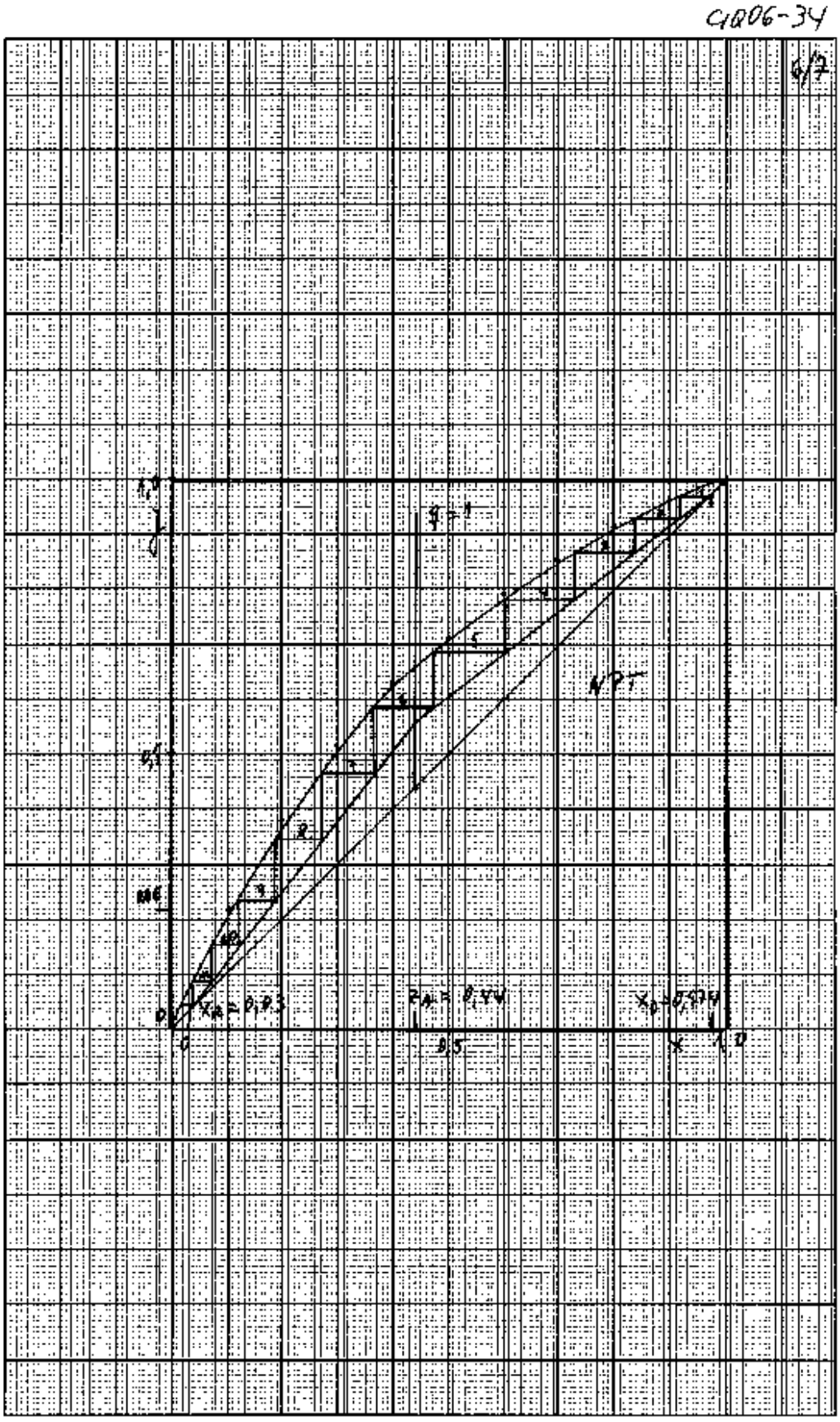
$$= 684 \text{ mol/h}$$

$$\lambda = H - \quad = 7.696 \ \frac{cal}{mol}$$

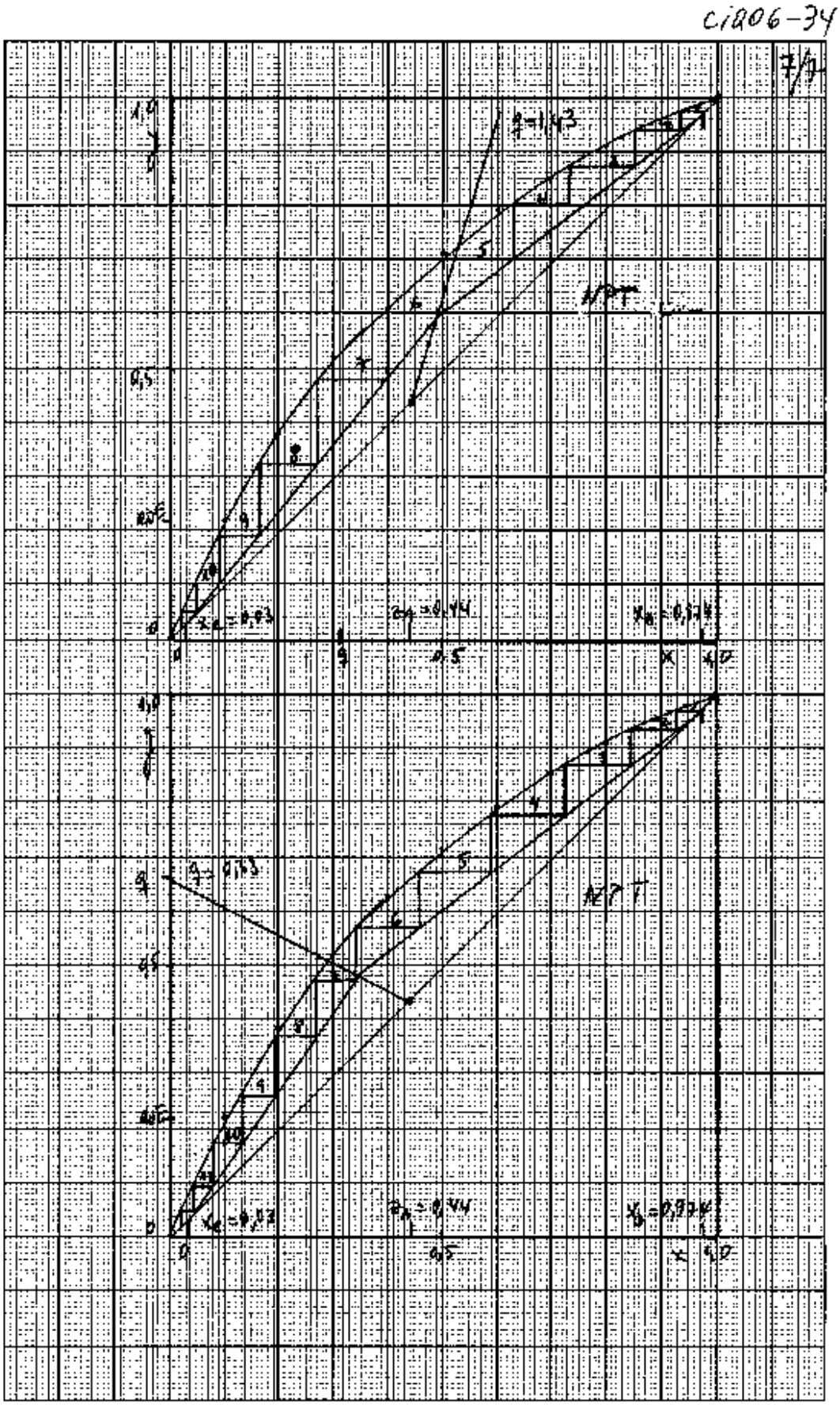
se tendrá, siendo para el agua $c_p = 1 \ \frac{kcal}{kg \cdot ºC}$:

$$m' = \frac{(684)(7696)}{(1)(65{,}5 - 26{,}7)} = 135.672 \text{ kg/h}$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema



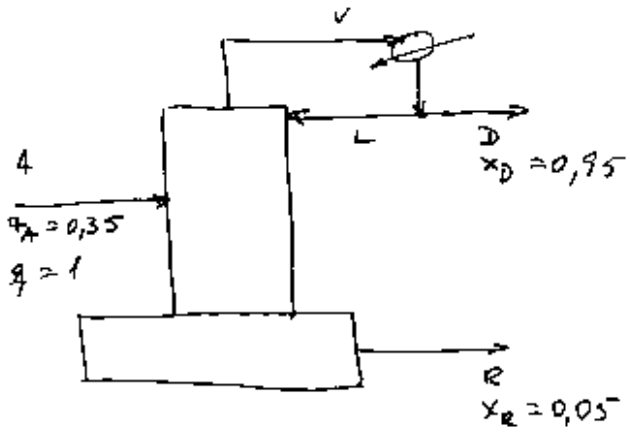
Volver al enunciado del problema

a.) NPT = 11,33

Alimentación = 6°

b.) NPR = 16

Volver al enunciado del problema



Datos para la construcción del diagrama de equilibrio:

$$x = \frac{P - P_2^\circ}{P_1^\circ - P_2^\circ} \qquad y = \frac{\gamma_1^\circ}{\gamma} x$$

x	1	0,78	0,58	0,41	0,26	0,13	0,02	0
y	1	0,90	0,78	0,63	0,46	0,26	0,04	0

a.) El número de pisos teóricos se obtendrá a partir de la recta q y de la relación de reflujo.

Como la alimentación entra en la columna a su temperatura de ebullición:

$$q = \frac{H - h_A}{H - h} = \frac{H - h}{H - h} = 1$$

q, por tanto,

$$x = z_A$$

es decir, la recta q será la vertical que pasa por $z_A = 0,35$.

Volver al enunciado del problema

Para $L/D = 3$, la ordenada en el origen de la ZOE será:

$$y_0 = \frac{x_D}{\frac{L}{D}+1} = \frac{0,95}{3+1} = 0,24$$

Como ya se han establecido ambas rectas, también podrá trazarse la ZOA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o mayor a x_R.

La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

$$NPT = 11 + \frac{1}{3} = 11,33$$

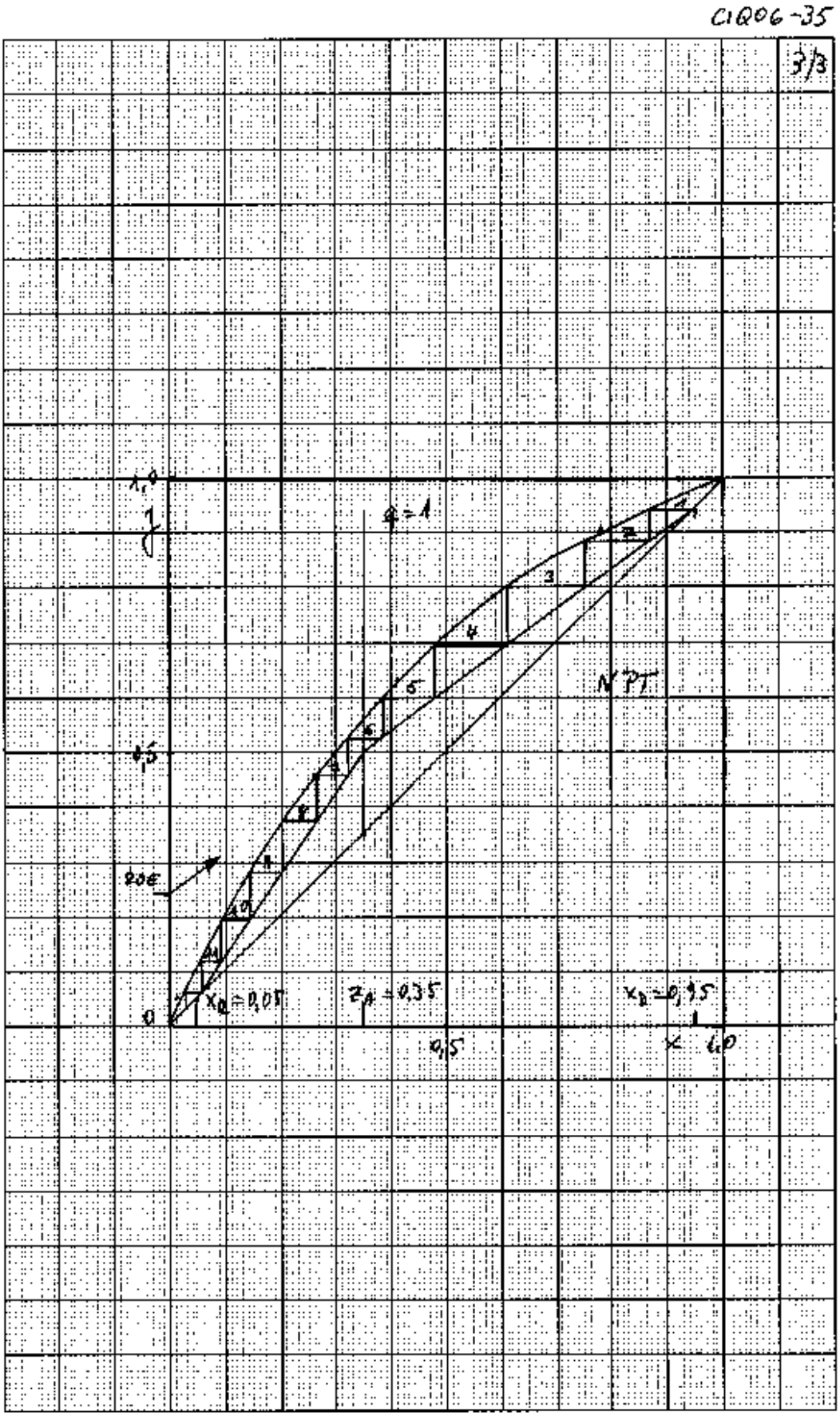
siendo el piso de alimentación aquél que es atravesado por la recta 3:

$$\text{Alimentación} = 6^\circ$$

b.) Como la eficacia es del 75%, el número de pisos reales será:

$$NPR = \frac{11,33}{0,75} = 15,11 \simeq 16$$

Volver al enunciado del problema



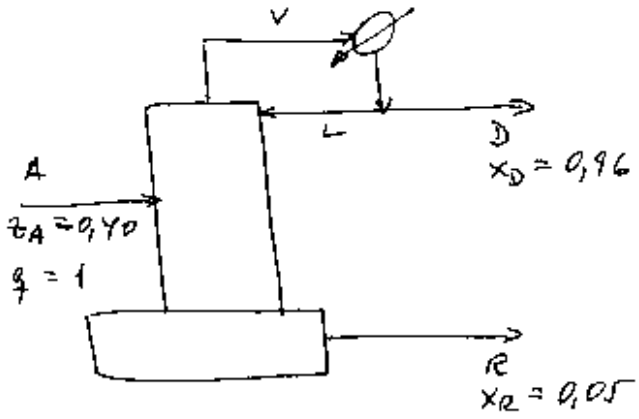
Volver al enunciado del problema

a.) $\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = 2,2$

b.) $(NPT)_{min} = 8,75$

c.) $NPT = 11,5$

Volver al enunciado del problema



Si la relación entre las presiones de vapor es constante y la mezcla cumple la ley de Raoult, por definición:

$$\alpha = \frac{P_A^\circ}{P_B^\circ} = \frac{1.086}{543} = 2$$

y, por tanto, podrá construirse el diagrama de equilibrio mediante la ecuación:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{2x}{1 + 2x}$$

x	0	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1
y	0	0,18	0,33	0,46	0,57	0,67	0,75	0,82	0,89	0,95	1

a.) La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la ROE que corta a la recta q en la curva de equilibrio.

$$[0.0] = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min} + 1}$$

Volver al enunciado del problema

Como $q = 1$, la recta q será una vertical por $x_A = 0,40$.
Por tanto:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0,96}{0,30} - 1 = 2,2$$

b.) El número de pisos teóricos con una relación de reflujo infinita se obtiene gráficamente realizando la construcción de McCabe-Thiele entre las composiciones x_D y x_R utilizando como recta operativa la diagonal del diagrama x-y, para ambas zonas de la columna, y resulta ser:

$$(NPT)_{min} = 8 + \frac{3}{4} = 8,75$$

c.) $\frac{L}{D} = 3\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = (3)(2,2) = 6,6$

La ordenada en el origen de la ROE será:

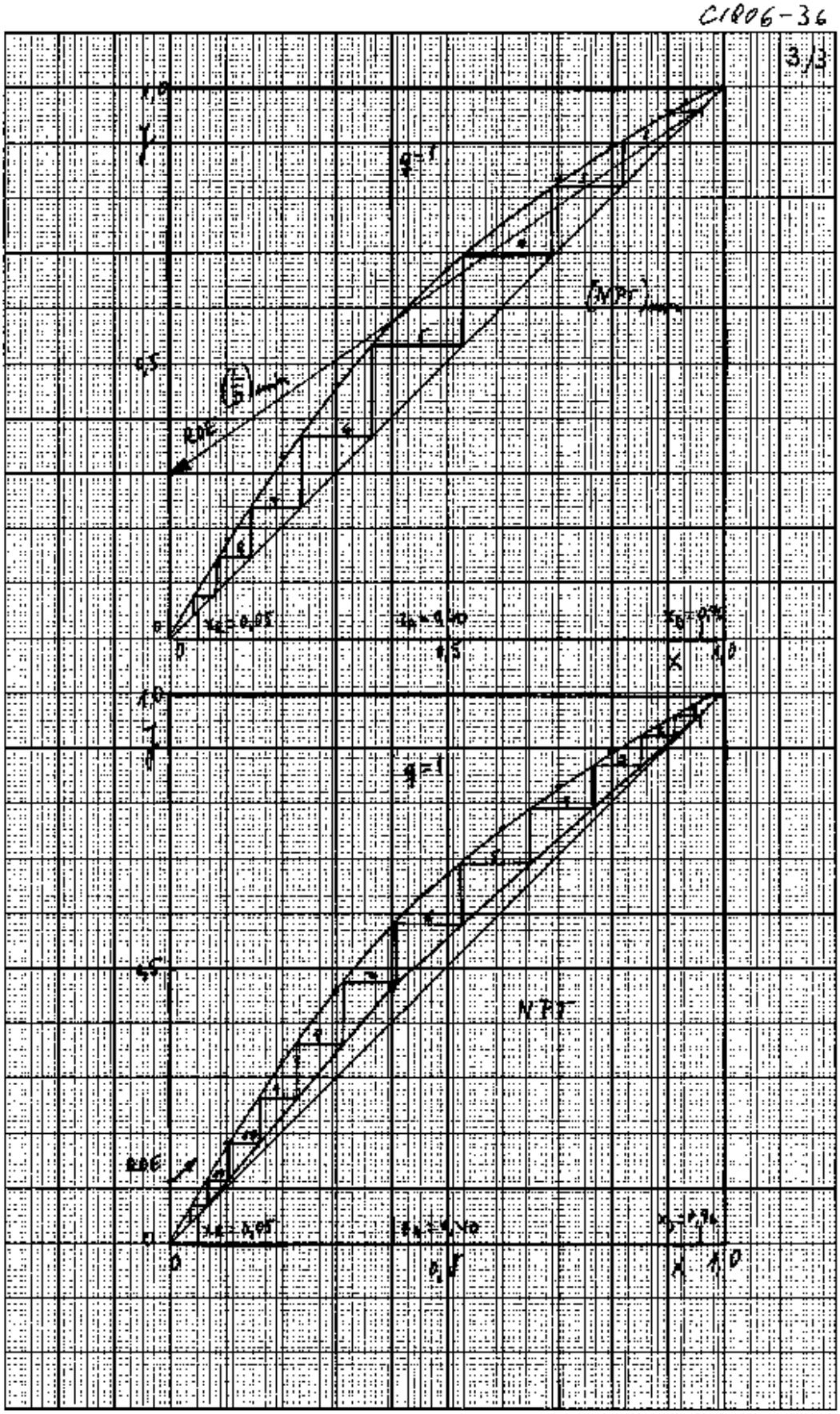
$$y_o = \frac{x_D}{\frac{L}{D}+1} = \frac{0,96}{6,6+1} = 0,126$$

Como ya se ha establecido la recta q, podrá trazarse también la ROA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones que apoyarán necesariamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o menor a x_R.

La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

$$NPT = 11 + \frac{3}{1,5} = 11,5$$

Volver al enunciado del problema

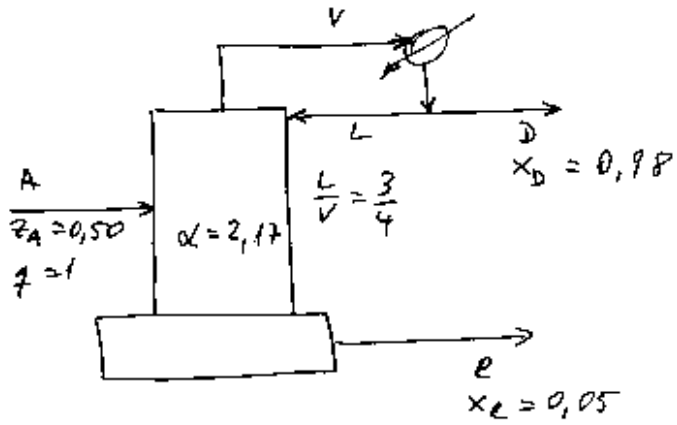


Volver al enunciado del problema

NPT = 13

Alimentación = 7°

Volver al enunciado del problema



Datos para la construcción del diagrama de equilibrio:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{2,17\,x}{1 + 1,17x}$$

x	0	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1
y	0	0,19	0,35	0,48	0,59	0,68	0,76	0,84	0,90	0,95	1

El balance de materia total alrededor del condensador:

$$V = L + D$$

permite establecer la relación:

$$\frac{L}{D} = \frac{1}{1 - \frac{L}{V}} - 1 = \frac{1}{1 - \frac{3}{4}} - 1 = 3$$

La ordenada en el origen de la ROE será:

$$y_0 = \frac{x_D}{\frac{L}{D} + 1} = \frac{0,98}{3 + 1} = 0,245$$

Como $q = 1$, la recta q será una vertical por $z_A = 0,50$.

Volver al enunciado del problema

Establecidas la ZOE y la recta q podrá trazarse la ZOA. El número de pisos teóricos x obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o mayor a x_E.

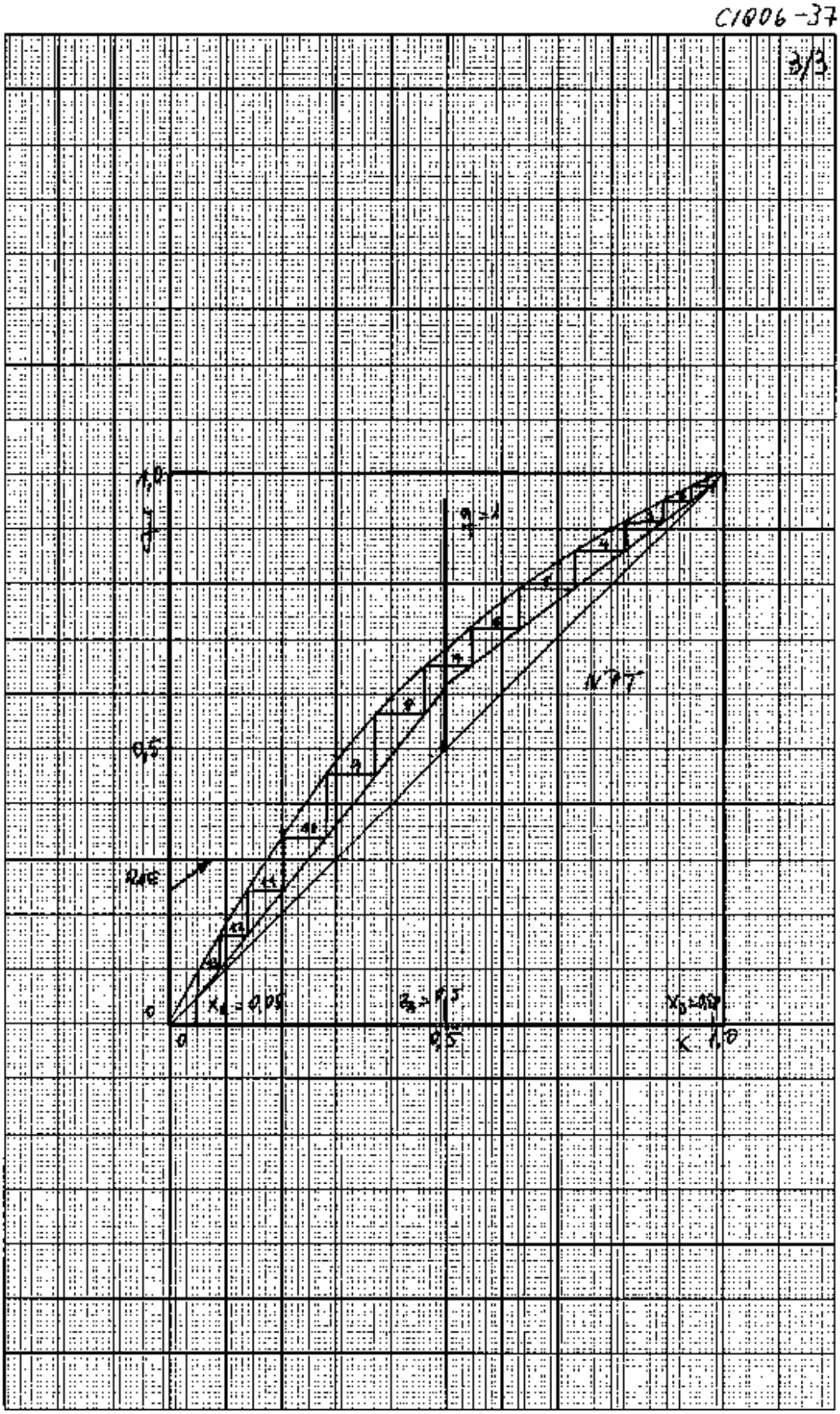
La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

$$NPT = 13$$

Por su parte, el piso de alimentación será aquel que está atravesado por la recta q, es decir:

Piso de alimentación = 7°

Volver al enunciado del problema



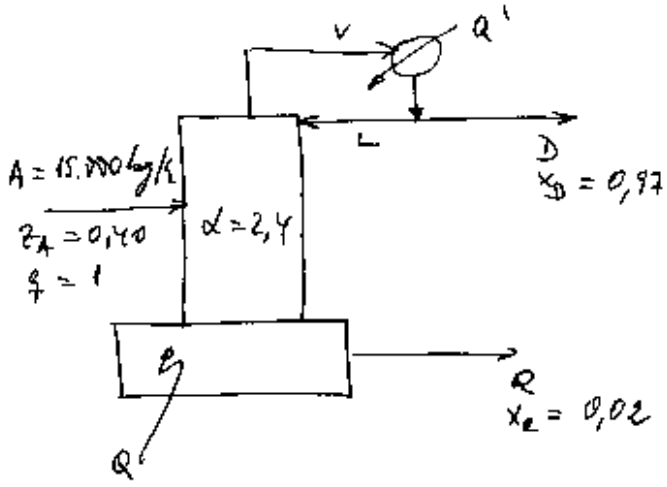
Volver al enunciado del problema

a.) $NPT = 14,5$

b.) $m' = 87.210\ kg/h$

c.) $m = 3.354\ kg/h$

Volver al enunciado del problema



Datos para la construcción del diagrama de equilibrio:

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} = \frac{2,4x}{1+1,4x}$$

x	0	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1
y	0	0,21	0,38	0,51	0,62	0,71	0,78	0,85	0,91	0,96	1

El número de pisos teóricos se obtendrá a partir del conocimiento de la recta q y de la relación de reflujo mínima.

Como la alimentación entra en la columna a su temperatura de ebullición:

$$q = \frac{H - h_A}{H - h} = \frac{H-h}{H-h} = 1$$

y, por tanto,

$$x = z_A$$

es decir, la recta q será la vertical que pasa por $z_A = 0,40$.

Volver al enunciado del problema

La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la ROE y el corte de la recta q en la curva de equilibrio:

$$\overline{O.O.} = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min}+1}$$

Por tanto:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0,97}{0,39} - 1 = 1,49$$

Para

$$\frac{L}{D} = 1,5\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = (1,5)(1,49) = 2,23$$

La ordenada en el origen de la ROE será:

$$y_0 = \frac{x_D}{\frac{L}{D}+1} = \frac{0,97}{2,23+1} = 0,30$$

Como ya se ha establecido la recta q, podrá trazarse también la ROA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_B, x_B), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o inferior a x_F.

La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

$$NPT = 14 + \frac{1}{2} = 14,5$$

Volver al enunciado del problema

6.) Balance de componente volátil

$$A z_A = D x_D + R x_R$$

o sea:

$$(15.000)(0,40) = D(0,97) + R(0,02)$$

Balance de materia total:

$$A = D + R$$

o sea:

$$15.000 = D + R$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$6.000 = 0,97\ D + 0,02\ R$$
$$15.000 = D + R$$

se obtiene:

$$D = 6.000 \text{ kg/h}$$
$$R = 9.000 \text{ kg/h}$$

Balance de entalpía en el condensador:

$$V \cdot \lambda = m' C_p (t_s - t_E)$$

siendo:

$$V = L + D = D\left(1 + \frac{L}{D}\right) = (6.000)(1 + 2,23) = 19.380 \text{ kg/h}$$

$$\lambda = H - h = 130 - 40 = 90 \text{ kcal/kg}$$

Se tendrá, como para el agua $C_p = 1 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$:

$$m' = \frac{V \cdot \lambda}{C_p (t_s - t_E)} = \frac{(19.380)(90)}{(1)(50-30)} = 87.210 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Volver al enunciado del problema

c.) Balance de entalpía en la caldera:

$$V'\lambda' = m_v \lambda_{vap}$$

siendo:

$$1 - q = \frac{V - V'}{V}$$

como $q = 1$

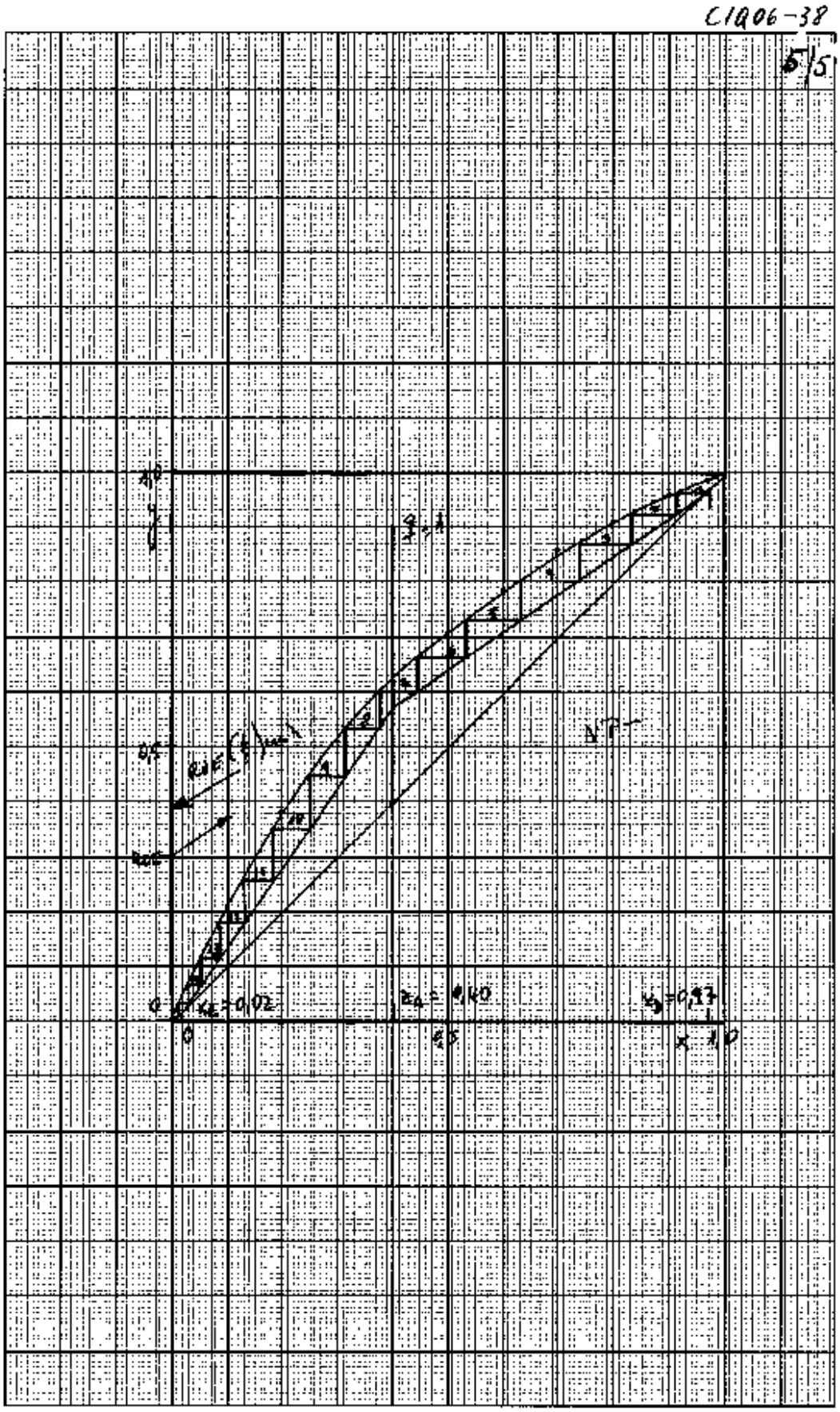
$$V \simeq V = 19.380 \text{ kg/h}$$

y $\lambda' = H - h = 90 \text{ kcal/kg}$

se tendrá:

$$m_v = \frac{V'\lambda'}{\lambda_{vap}} = \frac{(19.380)(90)}{520} = 3.354 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

a.) $D = 55{,}2$ kmol/h

$R = 44{,}8$ kmol/h

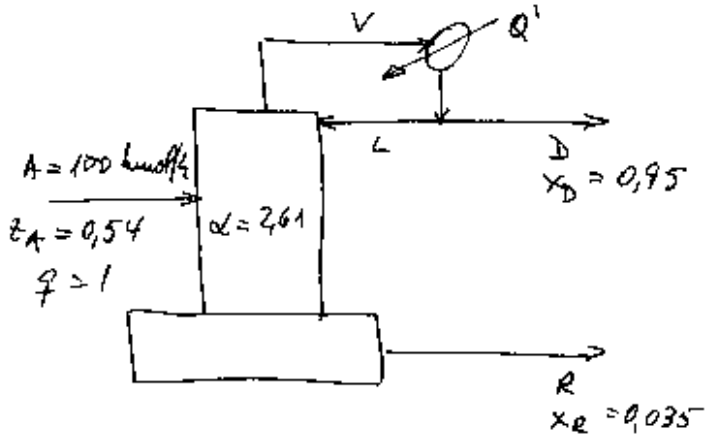
b.) $(NPT)_{min} = 8$

c.) $NPT = 9{,}75$

Alimentación = 4°

d.) $\dot{m}' = 59.920$ l/h

Volver al enunciado del problema



Datos para la construcción del diagrama de equilibrio:

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} = \frac{2,61\,x}{1+1,61x}$$

x	0	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1
y	0	0,22	0,39	0,53	0,64	0,72	0,80	0,86	0,91	0,96	1

4.) Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde:

$$100 = D + R$$

Balance de componente volátil:

$$A z_A = D x_D + R x_R$$

de donde:

$$(100)(0,54) = D(0,95) + R(0,035)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$100 = D + R$$
$$54 = 0,95\,D + 0,035\,R$$

Volver al enunciado del problema

se obtiene:

$$D = 55{,}2 \text{ kmol/h}$$
$$R = 44{,}8 \text{ kmol/h}$$

b.) El número mínimo de pisos teóricos se obtiene gráficamente realizando la construcción de McCabe-Thiele entre las composiciones x_D y x_R, utilizando como recta operativa la diagonal del diagrama x-y, para ambas zonas de la columna, y resulta ser:

$$(NPT)_{mín} = 8$$

c.) El número de pisos teóricos se obtendrá a partir del conocimiento de la recta q y de la relación de reflujo mínima.

Como la alimentación entra en la columna a su punto de ebullición:

$$q = \frac{H - H_A}{H - h} = \frac{H - h}{H - h} = 1$$

y, por tanto:

$$x = z_A$$

es decir, la recta q será la vertical que pasa por $z_A = 0{,}54$.

La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la ROE y el corte de la recta q en la curva de equilibrio:

Volver al enunciado del problema

$$[o.o.] = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min} + 1}$$

Por tanto:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0,97}{0,53} - 1 = 0,83$$

Para

$$\frac{L}{D} = 2,82 \left(\frac{L}{D}\right)_{min} = (2,82)(0,83) = 2,34$$

la ordenada en el origen de la ZOE será:

$$j_0 = \frac{x_D}{\frac{L}{D} + 1} = \frac{0,95}{2,34 + 1} = 0,28$$

Como ya se ha establecido la recta q, podrá trazarse también la ZOA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o mayor a x_B.

La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

$$NPT = 9 + \frac{1,5}{2} = 9,75$$

Por su parte, el piso de alimentación será aquel que esté atravesado por la recta q, es decir:

Piso de alimentación = 4º

Volver al enunciado del problema

d.) Balance de entalpía en el condensador:

$$V \cdot \lambda = m' c_p (t_s - t_E)$$

de donde, como para el agua $c_p = 1 \ \frac{kcal}{kg \cdot ^\circ C}$:

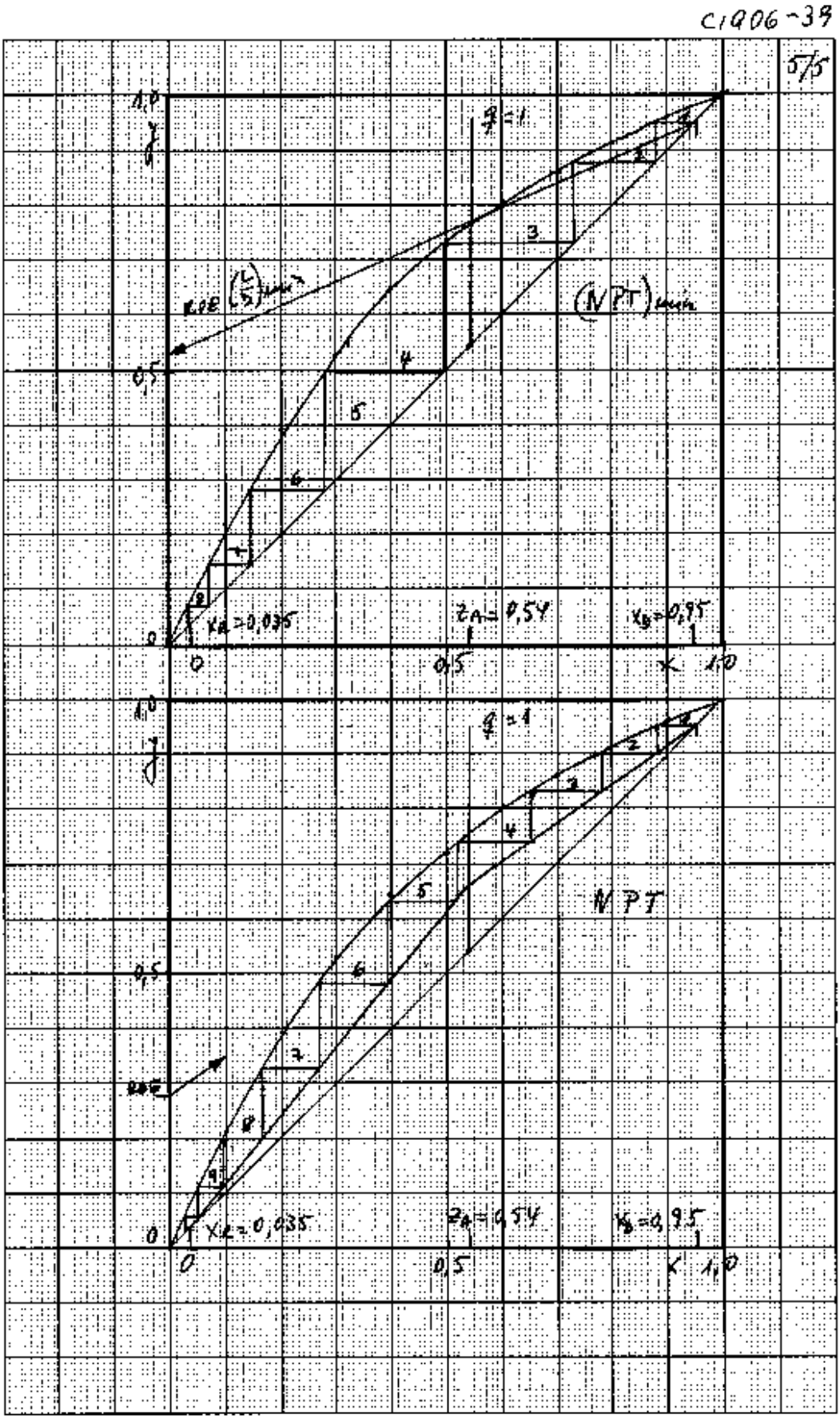
$$m' = \frac{V \cdot \lambda}{c_p (t_s - t_E)} = \frac{D\left(1 + \frac{L}{D}\right)\lambda}{c_p (t_s - t_E)} = \frac{(55{,}2)(1 + 2{,}34)(6.500)}{(1)(40-20)} =$$

$$= 59.920 \ kg/h$$

y si $\rho = 1 \ kg/l$:

$$\dot{m}' = 59.920 \ l/h$$

[Volver al enunciado del problema](#)



Volver al enunciado del problema

a.) $D = 25\ kmol/h$

$R = 75\ kmol/h$

b.) $y = 0,8x + 0,18$ (ROE)

$y = 1,6x - 0,06$ (ROA)

c.) $x = 0,30$

$y = 0,42$

d.) $\frac{L}{D} = 4$

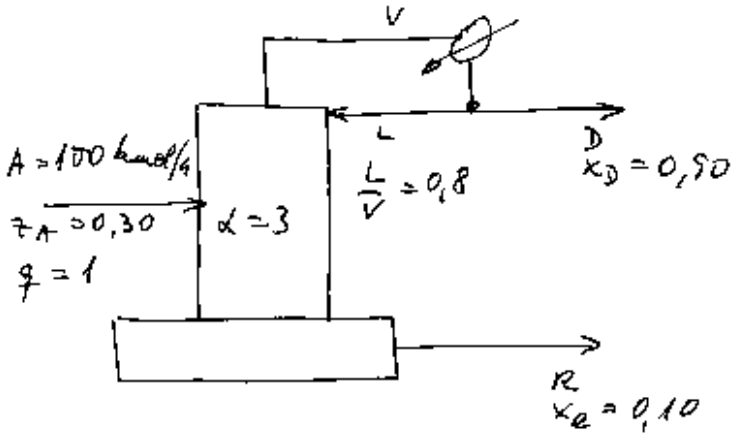
e.) $\left(\frac{L}{V}\right)_{max} = 1$ $\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = 0,57$

f.) $NPT = 5,43$

Alimentación = 4°

g) $(NPT)_{min} = 4$

Volver al enunciado del problema



Datos para la construcción del diagrama de equilibrio:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{3x}{1 + 2x}$$

x	0	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1
y	0	0,25	0,43	0,56	0,67	0,75	0,82	0,88	0,92	0,96	1

a) Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde:

$$100 = D + R$$

Balance de componente volátil:

$$A z_A = D x_D + R x_R$$

de donde:

$$(100)(0,30) = D(0,90) + R(0,10)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$100 = D + R$$
$$30 = 0,90 D + 0,10 R$$

Volver al enunciado del problema

se obtiene: $D = 25$ kmol/h
$L = 75$ kmol/h

b.) Las ecuaciones de las rectas operativas son:

ROE: $y = \frac{L}{V} x + \frac{D}{V} x_D$

ROA: $y = \frac{L'}{V'} x - \frac{R}{V'} x_R$

Para la ROE:

$$\left.\begin{array}{l} \frac{L}{V} = 0,8 \\ V = L + D \end{array}\right\} \quad \begin{array}{l} L = 100 \text{ kmol/h} \\ V = 125 \text{ kmol/h} \end{array}$$

de donde:

$$\frac{D}{V} = 1 - \frac{L}{V} = 1 - 0,8 = 0,2$$

Por tanto:

$$y = 0,8\,x + 0,18 \qquad [ROE]$$

Para la ROA:

Como la alimentación entra como líquido saturado:

$$q = 1$$

y por tanto:

$$q = \frac{L' - L}{A}$$

de donde:

$$L' = Aq + L = (100)(1) + 100 = 200 \text{ kmol/h}$$

Volver al enunciado del problema

], por otro lado:

$$1-q = \frac{V-V'}{A}$$

de donde:

$$V' = V-(1-q)A = V = 125 \text{ kmol/h}$$

Por tanto:

$$y = 1{,}6x - 0{,}06 \quad [\text{ROA}]$$

c.) El punto de corte de ambas rectas operativas se obtiene resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$\begin{cases} y = 0{,}8\,x + 0{,}18 \\ y = 1{,}6\,x - 0{,}06 \end{cases}$$

lo que da como resultado:

$$x = 0{,}30$$

$$y = 0{,}42$$

d.) Como

$$\frac{L}{V} = 0{,}8 \qquad V = L + D$$

se tendrá:

$$\frac{L}{D} = \frac{1}{\frac{V}{L}-1} = \frac{1}{\frac{1}{0{,}8}-1} = 4$$

e.) ΔV será máxima cuando $L = V$ $(D=0)$, ya que nunca podrá ser $L > V$. Es decir, la columna opera a reflujo total y el valor máximo de la relación será:

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{máx} = 1$$

Volver al enunciado del problema

L/V será mínima cuando L=0 (D=V), es decir, no existe enriquecimiento. Sin embargo, el valor mínimo se alcanza mucho antes, cuando la ROE corta a la curva de equilibrio en el mismo punto que la recta q, es decir:

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \frac{y_D - y_e}{x_D - x_e} = \frac{0,90 - 0,56}{0,90 - 0,30} = 0,57$$

f.) Conocidas las rectas operativas, el número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán inicialmente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o mayor a x_R.

La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

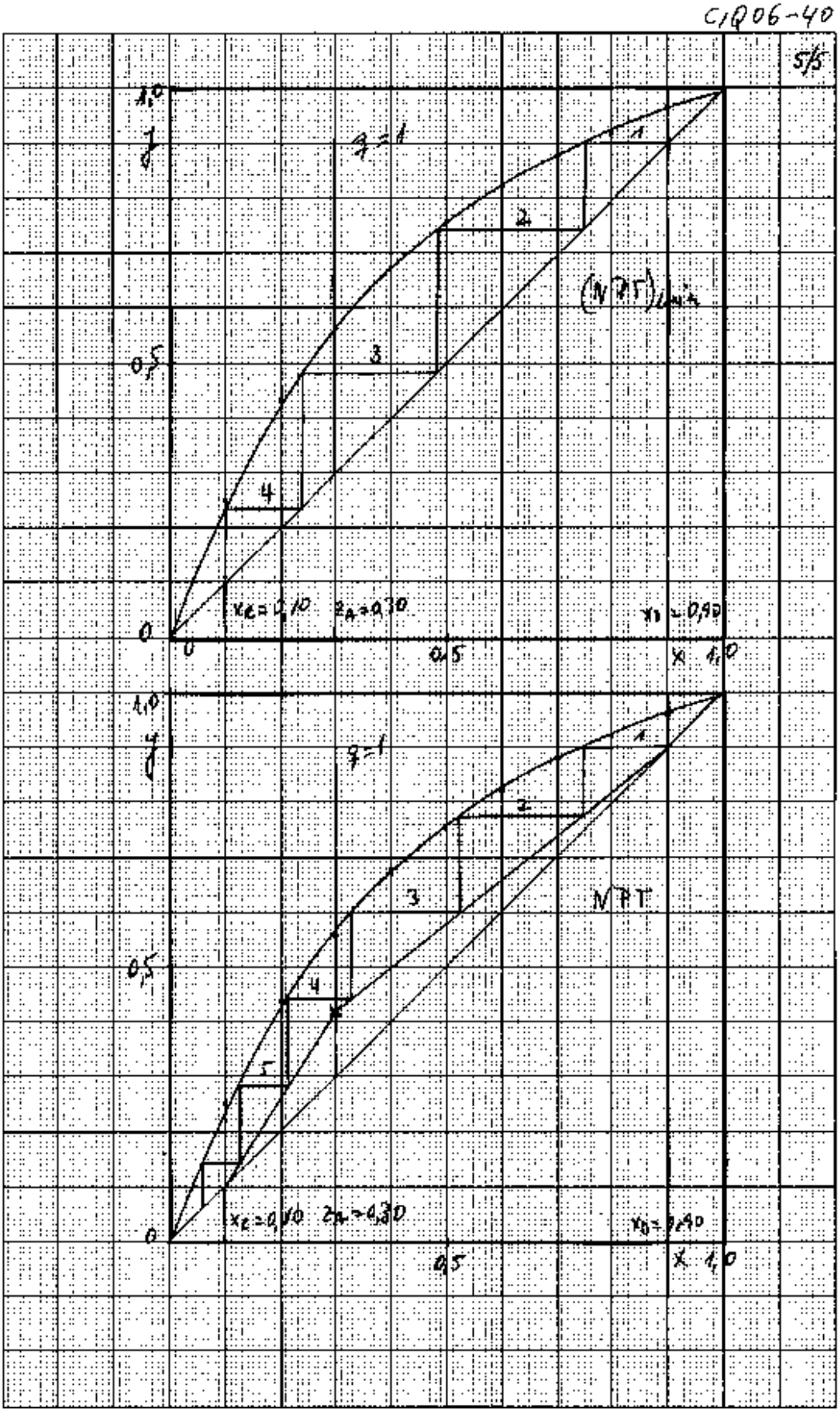
$$NPT = 5 + \frac{3}{7} = 5,43$$

El piso de alimentación es aquél en el que se cortan las rectas operativas, es decir:

$$\text{Alimentación} = 4^{\circ}$$

g.) El número mínimo de pisos teóricos se obtiene gráficamente realizando la construcción de McCabe-Thiele entre las composiciones x_D y x_R, utilizando como recta operativa la diagonal del diagrama x-y, para ambas zonas de la columna, y resulta ser: $(NPT)_{min} = 4$

[Volver al enunciado del problema](#)

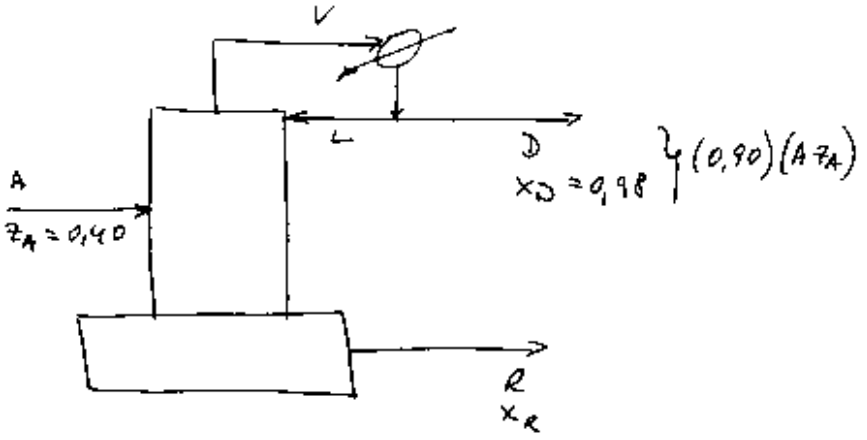


Volver al enunciado del problema

NO es posible conseguir la separación deseada, ya que $NPT > 8$.

Volver al enunciado del problema

C1Q06-41
1/4



a.) Base de cálculo: 100 kmol/h de alimento

Metanol en la alimentación: (100)(0,40) = 40 kmol/h

Debe recuperarse en el destilado: (0,90)(40) = 36 kmol/h

Por tanto:

$$D x_D = 36$$

de donde:

$$D = \frac{36}{x_D} = \frac{36}{0,98} = 36,735 \text{ kmol/h}$$

Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde:

$$R = A - D = 100 - 36,735 = 63,235 \text{ kmol/h}$$

Balance de metanol

$$A z_A = D x_D + R x_R$$

de donde:

$$x_R = \frac{A z_A - D x_D}{R} = \frac{(100)(0,40) - (36,735)(0,98)}{63,265} =$$

$$= 0,063$$

Volver al enunciado del problema

La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la ZOE que corta a la recta q en la curva de equilibrio:

$$[o.o.] = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min}+1}$$

Como $q=1$, la recta q será una vertical por $x_A=0{,}40$

Por tanto:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0{,}98}{0{,}55} - 1 = 0{,}78$$

Para

$$\frac{L}{D} = 2\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = (2)(0{,}78) = 1{,}56$$

La ordenada en el origen de la ZOE será:

$$y_o = \frac{x_D}{\frac{L}{D}+1} = \frac{0{,}98}{1{,}56+1} = 0{,}38$$

Como ya se ha establecido la recta q, podrá trazarse también la ZOA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o mayor a x_E.

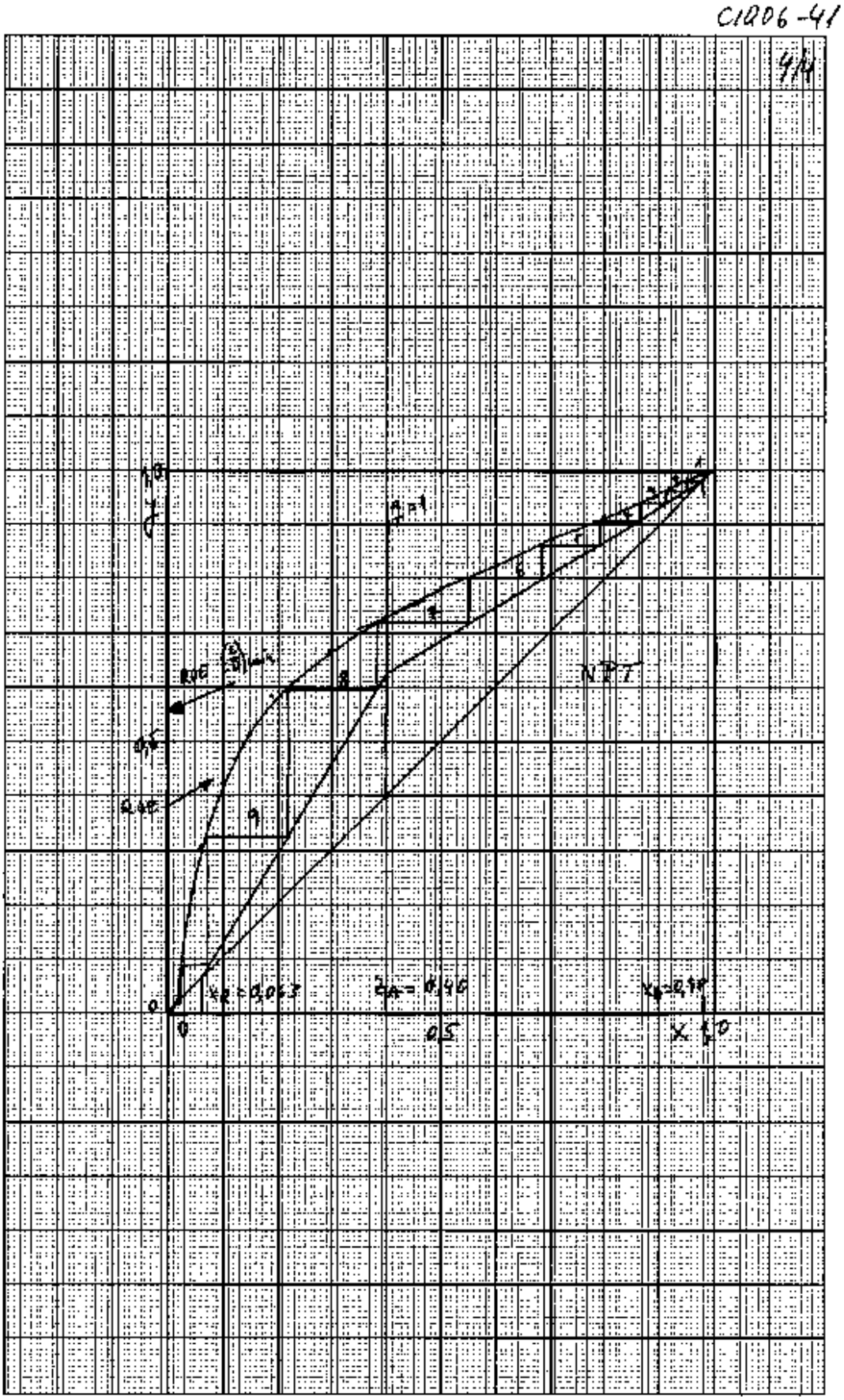
La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

$$NPT = 9 + \frac{1}{5} = 9{,}2$$

Volver al enunciado del problema

Observe que este número es superior al disponible (7), por lo que no es posible conseguir la separación deseada.

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

a.) $D = 0{,}294 \ \frac{\text{kmol destilado}}{\text{kmol alimento}}$

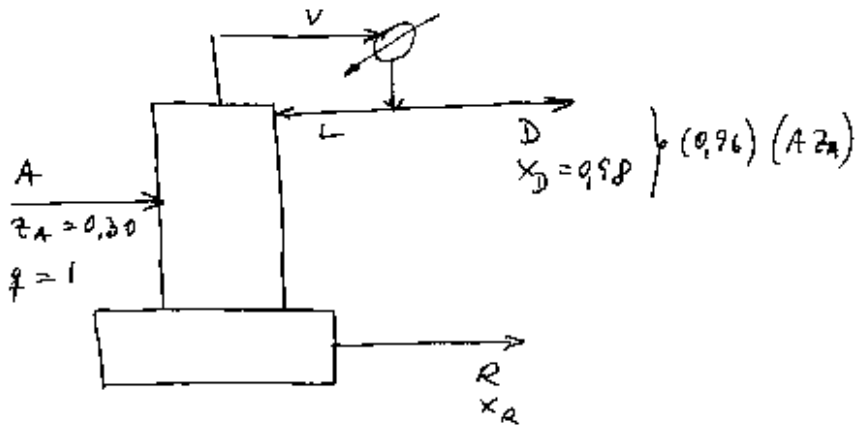
$R = 0{,}706 \ \frac{\text{kmol residuo}}{\text{kmol alimento}}$

b.) $(NPT)_{min} = 5$

c.) $NPT = 10$

Alimentación = 5°

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 100 kmol/h de alimentación

Pentano en la alimentación: (100)(0,30) = 30 kmol/h

Debe recuperarse en el destilado: (0,96)(30) = 28,8 kmol/h

Por tanto:

$$D x_D = 28,8$$

de donde:

$$D = \frac{28,8}{x_D} = \frac{28,8}{0,98} = 29,388 \text{ kmol/h}$$

Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde:

$$R = A - D = 100 - 29,388 = 70,612 \text{ kmol/h}$$

Balance de pentano:

$$A z_A = D x_D + R x_R$$

de donde:

$$x_R = \frac{A z_A - D x_D}{R} = \frac{(100)(0,30) - (29,388)(0,98)}{70,612} =$$

$$= 0,017$$

Volver al enunciado del problema

Como no se da el flujo de alimentación, será necesario referir destilado y residuo a la base de cálculo. Por tanto:

$$D = 0{,}294 \quad \frac{\text{kmol destilado}}{\text{kmol alimento}}$$

$$R = 0{,}706 \quad \frac{\text{kmol residuo}}{\text{kmol alimento}}$$

b.) El número mínimo de pisos teóricos se obtiene gráficamente realizando la construcción de McCabe-Thiele entre las composiciones x_D y x_R, utilizando como recta operativa la diagonal del diagrama x-y, para ambas zonas de la columna, y resulta ser:

$$(NPT)_{min} = 5$$

c.) La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la ZOE que corta a la recta q en la curva de equilibrio:

$$[o.o.] = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min} + 1}$$

Como $q = 1$, la recta q será una vertical por $z_A = 0{,}30$.

Por tanto:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0{,}98}{0{,}52} - 1 = 0{,}88$$

Volver al enunciado del problema

Para $\frac{L}{D} = 1{,}5\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = (1{,}5)(0{,}88) = 1{,}33$

la ordenada en el origen de la ZOE será:

$$y_0 = \frac{x_D}{\frac{L}{D}+1} = \frac{0{,}98}{1{,}33+1} = 0{,}42$$

Como ya se ha establecido la recta q, podrá trazarse también la ZOA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o mayor a x_R.

La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

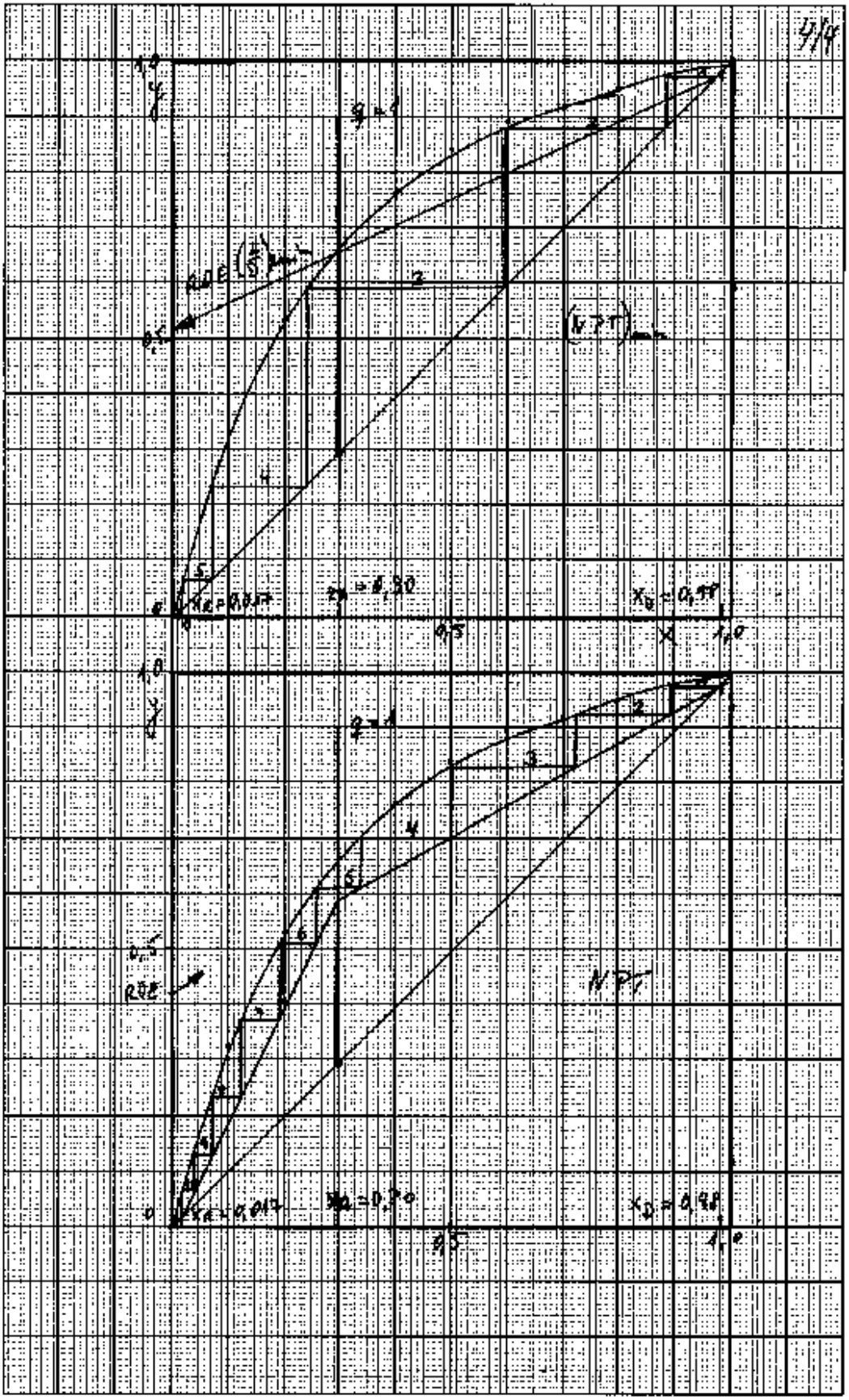
$$NPT = 10$$

Por su parte, el piso de alimentación será aquél que está atravesado por la recta q, es decir:

$$\text{Alimentación} = 5^{\circ}$$

Volver al enunciado del problema

C1006-42



Volver al enunciado del problema

a.) $A = 510{,}98$ kmol/h

$D = 170{,}32$ kmol/h

$R = 340{,}66$ kmol/h

b.) $X = 0{,}35$

c.) $\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = 3{,}52$

d.) $(NPT)_{min} = 12$

e.) $y = 0{,}81x + 0{,}182$ (ROE)

$y = 1{,}38x - 0{,}019$ (ROA)

f.) $NPT = 32$

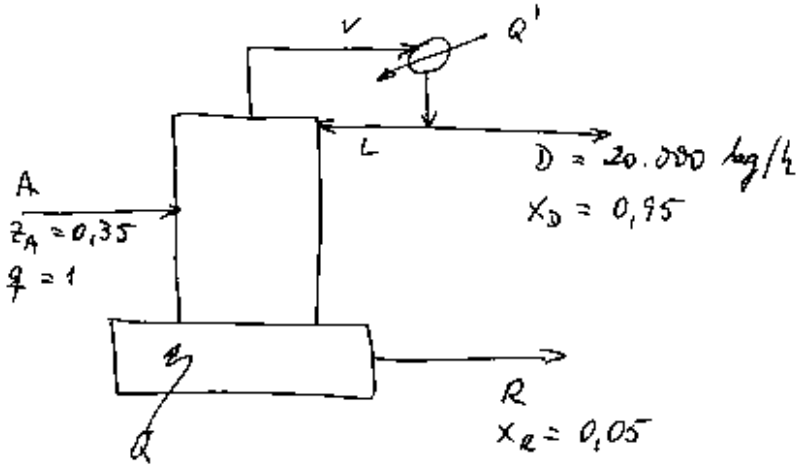
Alimentación = 10°

g.) $m' = 209.793$ kg/h

h.) $m = 12.387$ kg/h

i.) $y = 4{,}70x - 1{,}30$

Volver al enunciado del problema



a.) $M_{CHCl_3} = 119,5 \frac{kg}{kmol}$ $M_{C_6H_6} = 78 \frac{kg}{kmol}$

$$D = \frac{20.000}{(0,95)(119,5)+(0,05)(78)} = 170,32 \text{ kmol/h}$$

Balance de componente volátil:

$$A z_A = D x_D + R x_R$$

o sea:

$$A(0,35) = (170,32)(0,95) + R(0,05)$$

Balance de materia total:

$$A = D + R$$

o sea:

$$A = 170,32 + R$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$0,35\ A = 161,81 + 0,05\ R$$
$$A = 170,32 + R$$

Volver al enunciado del problema

se obtiene:

$$P = 340,66 \text{ kmol/h}$$

$$A = 510,98 \text{ kmol/h}$$

5.) Gráficamente, la ecuación de la recta q es:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{1}{q-1} z_A$$

Como el alimento es líquido saturado:

$$q = \frac{H - h_A}{H - h} = \frac{H - h}{H - h} = 1$$

y, por tanto

$$x = z_A$$

es decir, la vertical que pasa por $z_A = 0,35$

6.) La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la RDE que corta a la recta q en la curva de equilibrio:

$$[0.0] = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min} + 1}$$

Por tanto:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0,95}{0,21} - 1 = 3,52$$

7.) El número mínimo de pisos teóricos se obtiene gráficamente realizando la construcción de McCabe-Thiele

Volver al enunciado del problema

entre las composiciones x_D y x_R, utilizando como recta operativa la diagonal del diagrama x-y, para ambas zonas de la columna, y resulta ser:

$$(NPT)_{min} = 12$$

e.) Ecuaciones de las rectas operativas con la relación de reflujo:

$$\frac{L}{D} = 1{,}20 \left(\frac{L}{D}\right)_{min} = (1{,}20)(3{,}52) = 4{,}23$$

ROE:

$$y = \frac{\frac{L}{D}}{\frac{L}{D}+1} x + \frac{1}{\frac{L}{D}+1} x_D$$

Es decir:

$$y = 0{,}81\, x + 0{,}182$$

ROA:

$$y = \frac{L'}{V'} x - \frac{R}{V'} x_R$$

Como:

$$q = \frac{L'-L}{A} = 1$$

se tendrá:

$$L' = A + L = A + D\left(\frac{L}{D}\right) = 510{,}98 + (170{,}32)(4{,}23) =$$
$$= 1.231{,}43 \text{ kmol/h}$$

Como:

$$1 - q = \frac{V - V'}{A} = 0$$

se tendrá:

$$V' = V = D + L = D\left(1 + \frac{L}{D}\right) = (170{,}32)(1+4{,}23) =$$
$$= 890{,}77 \text{ kmol/h}$$

Volver al enunciado del problema

Por tanto:

$$y = 1{,}38x - 0{,}019$$

f) Como ya se ha establecido la recta q y la ordenada en el origen de la ZOE es 0,182, podrá trazarse también la ZOA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o mayor a x_F.

La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener 10 pisos en la zona de enriquecimiento. La escala no tiene resolución para trazar los pisos de la zona de agotamiento, pero si se amplía aquella, se obtendrían unos 22 pisos, lo que daría un total de:

$$NPT = 32$$

Por su parte, el piso de alimentación será aquél que está atravesado por la recta q, es decir:

$$\text{Piso de alimentación} = 10^{\circ}$$

Volver al enunciado del problema

g.) Balance de entalpía en el condensador:

$$V \cdot \lambda = m' C_p (t_s - t_E)$$

de donde, como para el agua $C_p = 1 \frac{kcal}{kg \cdot °C}$:

$$m' = \frac{V \cdot \lambda}{C_p (t_s - t_E)} = \frac{D\left(1 + \frac{L}{D}\right)\lambda}{C_p (t_s - t_E)} =$$

$$= \frac{(170{,}32)(1 + 4{,}23)\left[(6.800)(0{,}95) + (7.400)(0{,}05)\right]}{(1)(45 - 16)} =$$

$$= 209.793 \ kg/h$$

h.) Balance de entalpía en la caldera:

$$V' \lambda' = m \lambda_{H_2O}$$

de donde:

$$m = \frac{V' \lambda'}{\lambda_{H_2O}} = \frac{(890{,}77)\left[(6.800)(0{,}05) + (7.400)(0{,}95)\right]}{530} =$$

$$= 12.387 \ kg/h$$

i.) Si el alimento entra a 16 °C, como se trata de un líquido frío, cuya temperatura de ebullición es de 76,8 °C, según los datos de equilibrio, se tendrá:

$$H - H_A = \left(h - H_A\right) + \left(H - h\right) = C_{pL}\left(T_{ES} - T_A\right) + \lambda =$$

Volver al enunciado del problema

$$= [(0,35)(27,462) + (0,65)(34,364)](76,8 - 16) +$$
$$+ [(0,35)(6.800) + (0,65)(7.400)] =$$
$$= (31,948)(60,8) + (7.190) = 9.132 \text{ kcal/kmol}$$

$$H - h = \lambda = 7.190 \text{ kcal/kmol}$$

Por tanto:

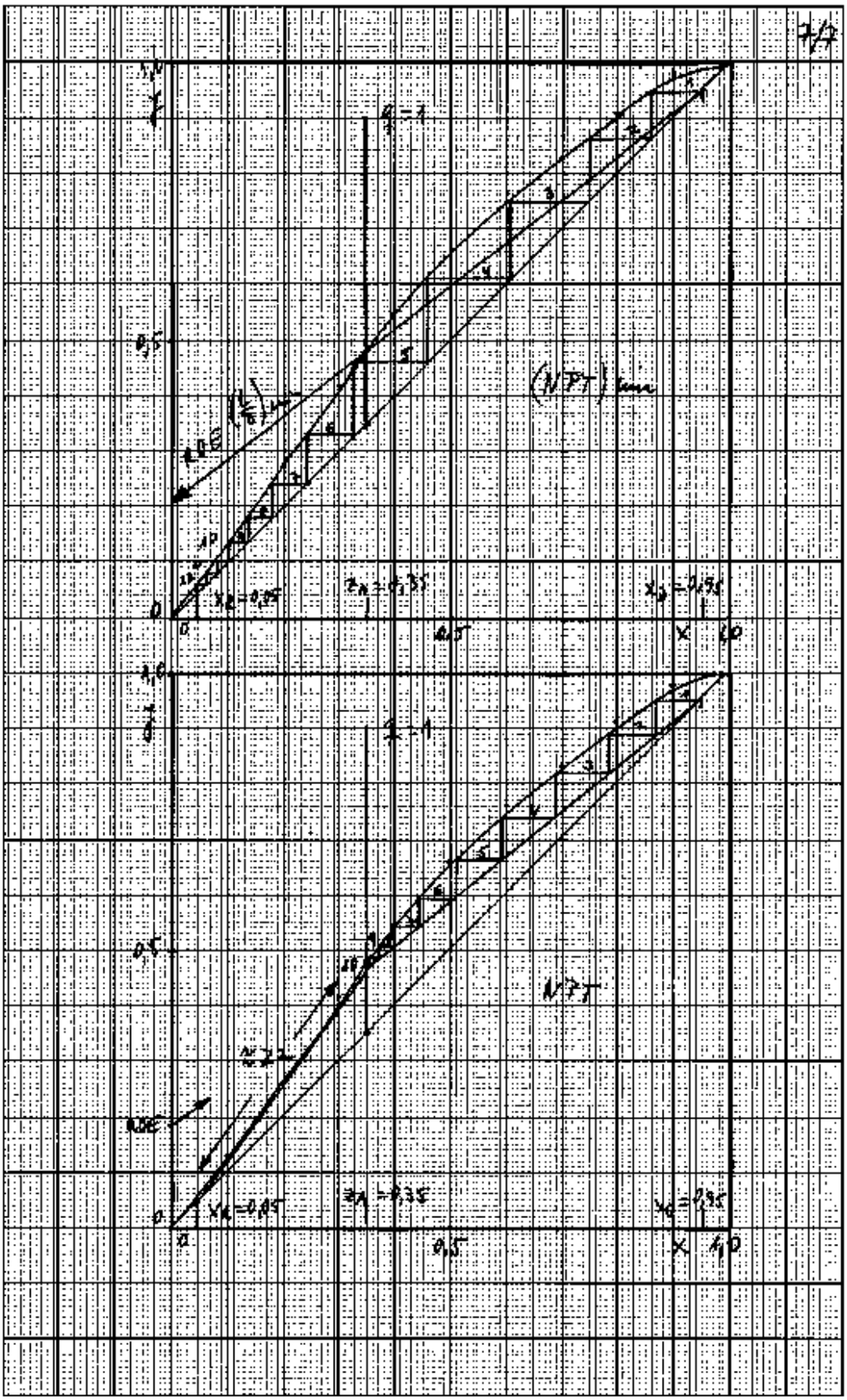
$$q = \frac{H - h_A}{H - h} = \frac{9.132}{7.190} = 1,27$$

La ecuación de la recta q será, pues:

$$y = 4,70\,x - 1,30$$

[Volver al enunciado del problema](#)

C1Q06-43

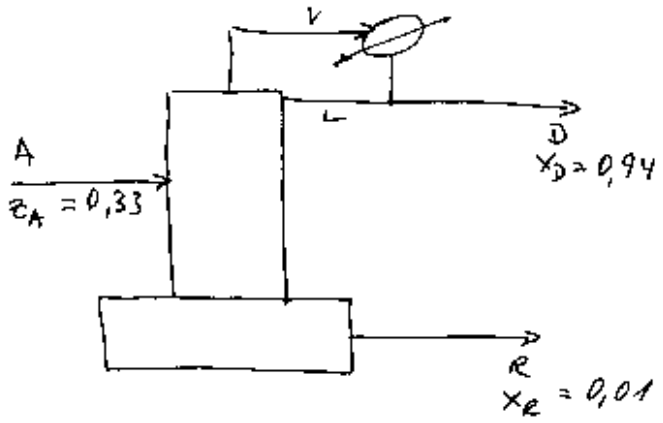


Volver al enunciado del problema

$NPT = 8,5$

Alimentación = 7°

Volver al enunciado del problema



Base de cálculo: 100 kmol/h de alimento.

Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde: $100 = D + R$

Balance de componente volátil:

$$Az_A = Dx_D + Rx_R$$

de donde: $(100)(0,33) = D(0,94) + R(0,01)$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$100 = D + R$$
$$33 = 0,94\,D + 0,01\,R$$

se obtiene:

$$D = 34,4 \text{ kmol/h}$$
$$R = 65,6 \text{ kmol/h}$$

El número de pisos teóricos se obtendrá a partir del conocimiento de la recta q y de la relación de reflujo mínimo.

Volver al enunciado del problema

Como la alimentación entra en la columna como un líquido a 20 °C (de la tabla de datos de equilibrio puede obtenerse para $x = 0{,}33$ que $T_{eb} = 61{,}5$ °C):

$$q = \frac{H - H_A}{H - h}$$

y, en este caso:

$$H - H_A = (h - h_A) + (H - h) = c_{pL}(T_{eb} - T_A) + \lambda =$$
$$= [(0{,}33)(128) + (0{,}67)(75{,}3)](61{,}5) + [(0{,}33)(28.410) + (0{,}67)(41.360)] =$$
$$= 42.787 \text{ J/mol}$$

$$H - h = \lambda = (0{,}33)(28.410) + (0{,}67)(41.360) = 37.087 \text{ J/mol}$$

y, por tanto:

$$q = \frac{42.787}{37.087} = 1{,}15$$

La recta q tendrá la ecuación:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{1}{q-1} z_A$$

es decir:

$$y = 7{,}67x - 2{,}2$$

siendo su abscisa en el origen:

$$x_0 = \frac{z_A}{q} = \frac{0{,}33}{1{,}15} = 0{,}29$$

La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la ROE y el corte de la recta q en la curva de equilibrio.

Volver al enunciado del problema

$$[o.o.] = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min} + 1}$$

Por tanto:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0,94}{0,74} - 1 = 0,27$$

Para $\frac{L}{D} = 3\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = (3)(0,27) = 0,81$

la ordenada en el origen de la RDE será:

$$y_0 = \frac{x_D}{\frac{L}{D} + 1} = \frac{0,94}{0,81 + 1} = 0,52$$

Como ya se ha establecido la recta q, podrá trazarse también la ZOA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o menor a x_R.

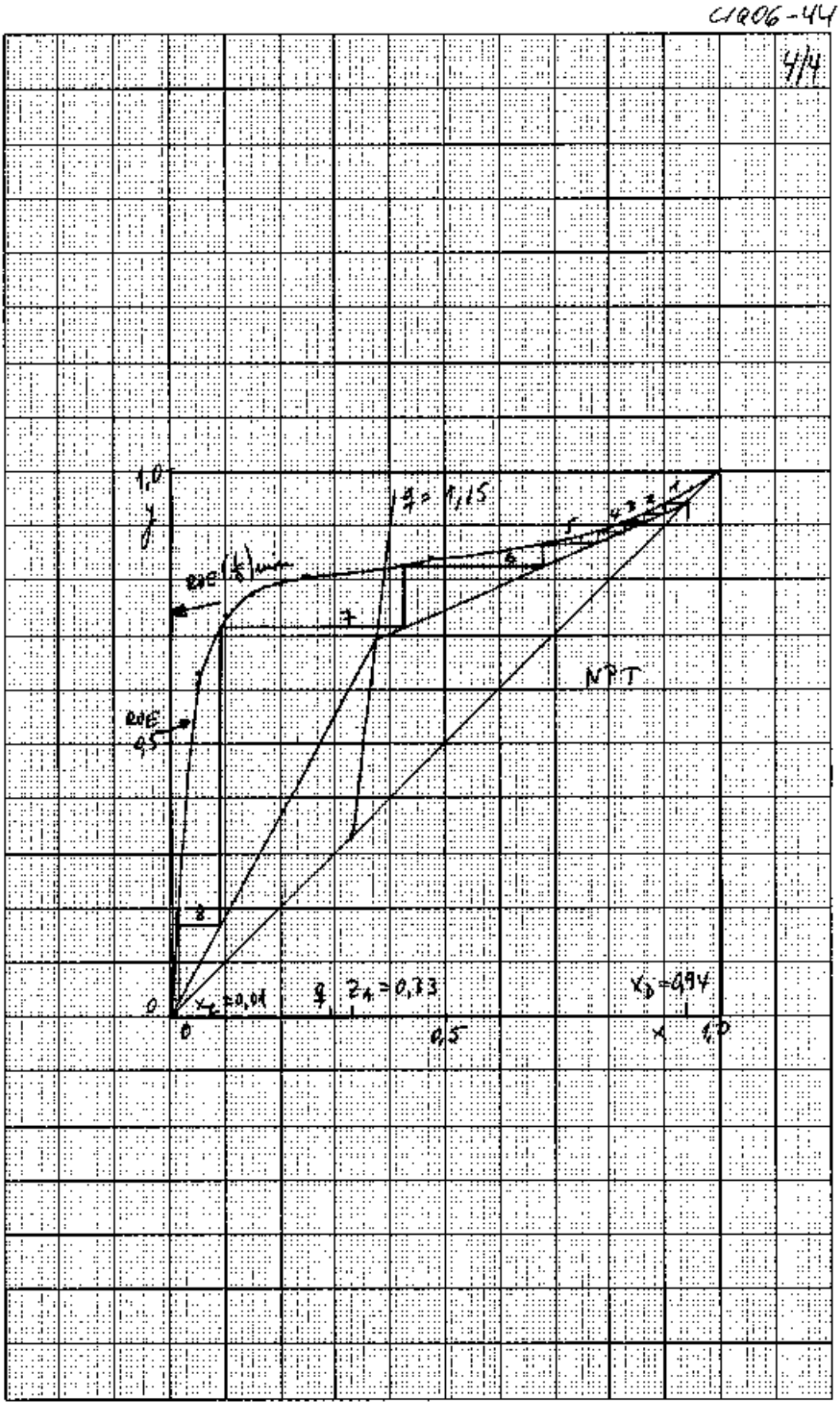
La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

$$NPT = 8 + \frac{1}{2} = 8,5$$

Por su parte, el piso de alimentación será aquél que está atravesado por la recta q, es decir:

Piso de alimentación = 7°

[Volver al enunciado del problema](#)



Volver al enunciado del problema

a.) $\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = 2$

b.) $NPT = 6,56$

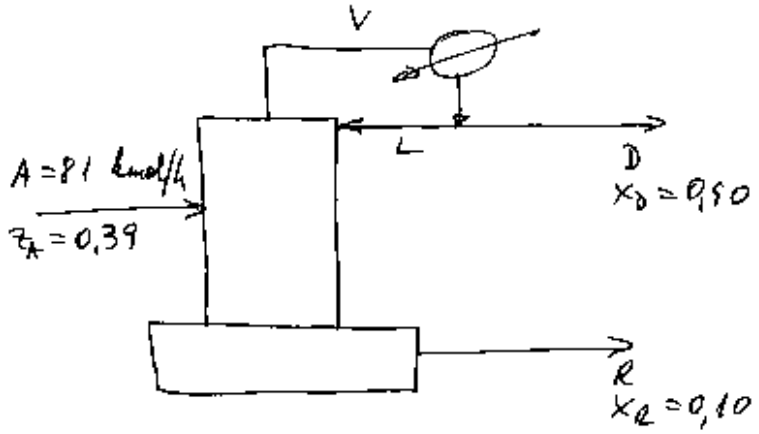
c.) Alimentación = 5°

$X_A = 0,34$

d.) $D = 29,36$ kmol/h

$R = 51,64$ kmol/h

Volver al enunciado del problema



a.) La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la ROE que corta a la recta q en la curva de equilibrio:

$$[o.o.] = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min} + 1}$$

La ecuación de la recta q es, gráficamente:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{1}{q-1} z_A$$

Como, por definición, q es la fracción que entra como líquido:

$$q = \frac{1}{3}$$

y se tendrá (siendo $z_A = 0,39$):

$$y = -0,5 x + 0,585$$

Así pues, de la gráfica se obtiene:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0,90}{0,30} - 1 = 2$$

Volver al enunciado del problema

b) Según las condiciones de operación:

$$\frac{L}{D} = 2\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = (2)(2) = 4$$

La ordenada en el origen de la ZOE será:

$$y_0 = \frac{x_D}{\frac{L}{D}+1} = \frac{0,90}{4+1} = 0,18$$

Como ya se ha establecido la recta q, podrá trazarse también la ZOA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o mayor a x_F.

La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

$$NPT = 6 + \frac{5}{9} = 6,56$$

c.) El piso de alimentación será aquel que está atravesado por la recta q, es decir:

Piso de alimentación = 5°

y la composición del líquido en el mismo, leído en la gráfica, será:

$$x_A = 0,34$$

Volver al enunciado del problema

d.) Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde:

$$81 = D + R$$

Balance de componente volátil:

$$A z_A = D x_D + R x_R$$

de donde:

$$(81)(0,39) = D(0,90) + R(0,10)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

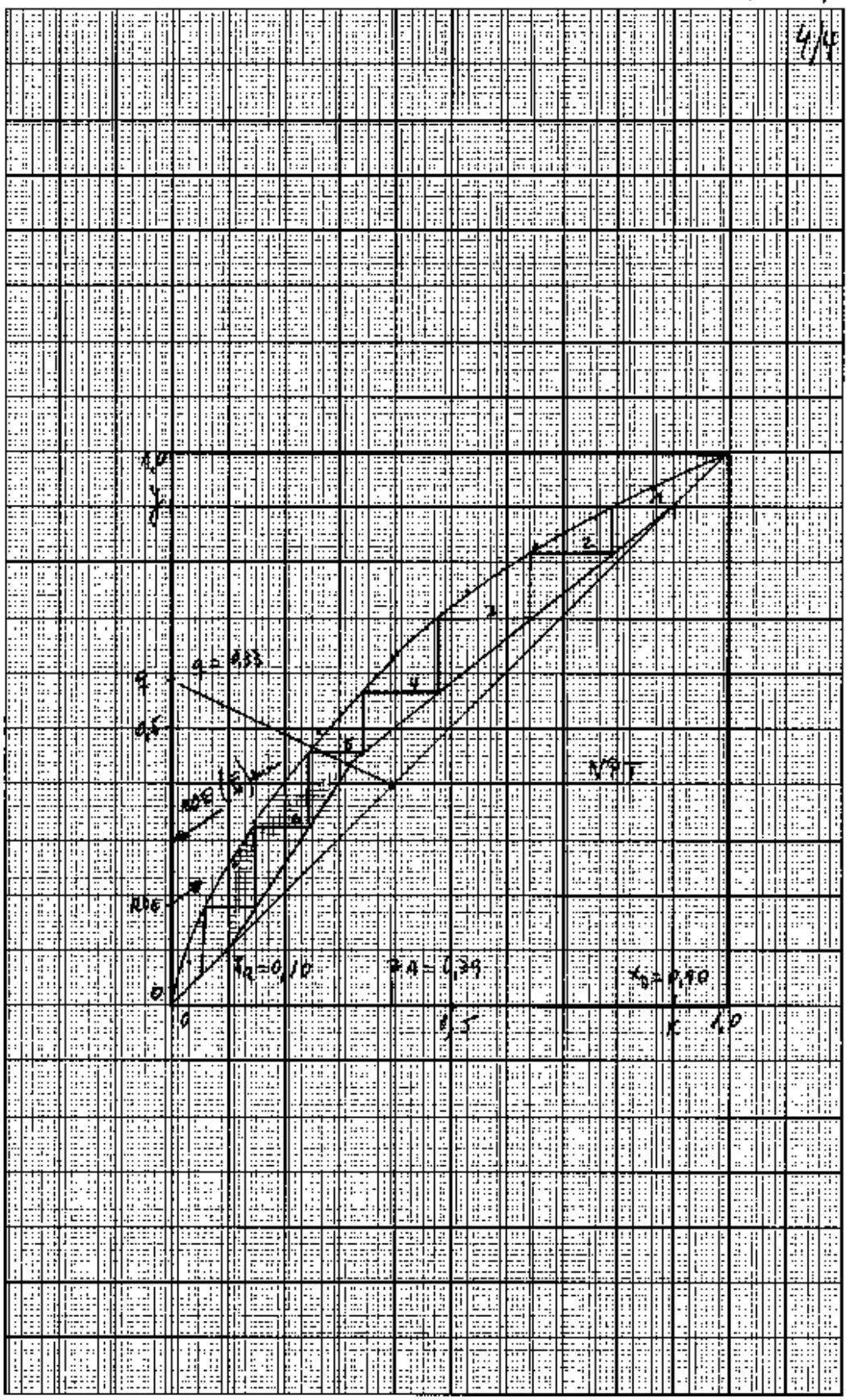
$$81 = D + R$$
$$31,59 = 0,90\,D + 0,10\,R$$

Se obtiene:

$$D = 29,36 \text{ kmol/h}$$
$$R = 51,64 \text{ kmol/h}$$

Volver al enunciado del problema

C1006-45



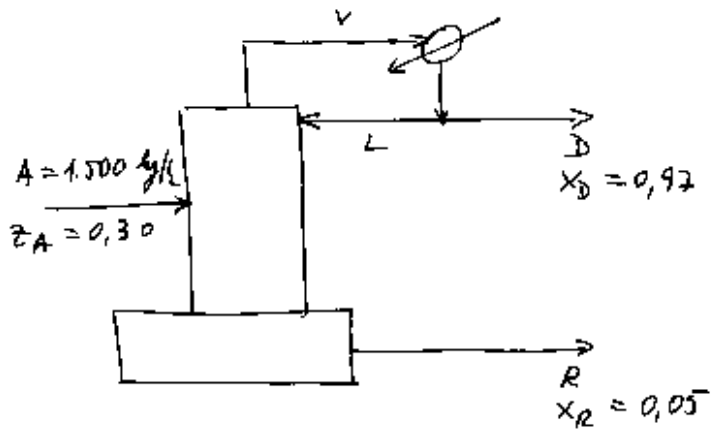
Volver al enunciado del problema

9.) $D = 244,4 \ kg/h$

$R = 1256,3 \ kg/h$

6.) $NPR = 21$

Volver al enunciado del problema



$M_{S_2C} = 76 \frac{kg}{kmol}$ $\quad$ $M_{CCl_4} = 154 \frac{kg}{kmol}$

a.)

$$A\,[kmol] = \frac{1.500}{(0,30)(76) + (0,70)(154)} = 11,49 \frac{kmol}{h}$$

Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde:

$$11,49 = D + R$$

Balance de componente volátil:

$$Az_A = Dx_D + Rx_R$$

de donde:

$$(11,49) = D(0,97) + R(0,05)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$11,49 = D + R$$

$$3,45 = 0,97\,D + 0,05\,R$$

Volver al enunciado del problema

se obtiene:

$$D = 3,12 \text{ kmol/h}$$

$$R = 8,37 \text{ kmol/h}$$

$$D\,[kg] = (3,12)\left[(0,97)(76) + (0,03)(154)\right] = 244,4 \text{ kg/h}$$

$$R\,[kg] = (8,37)\left[(0,05)(76) + (0,95)(154)\right] = 1.256,3 \text{ kg/h}$$

b.) El número de pisos teóricos se obtendrá a partir del conocimiento de la recta q y de la relación de reflujo mínima.

Como la alimentación entra en la columna como un líquido a 20 °C (de la tabla de datos de equilibrio puede obtenerse para $X = 0,30$ que $T_{eb} = 60°C$):

$$q = \frac{H - \mathcal{H}_A}{H - h}$$

y, en este caso:

$$H - \mathcal{H}_A = (h - \mathcal{H}_A) + (H - h) = c_{pL}\left(T_{eb} - T_A\right) + \lambda =$$

$$= \left[(0,30)(76)(0,24) + (0,70)(154)(0,21)\right](60 - 20) +$$

$$+ \left[(0,30)(6.550) + (0,70)(7.400)\right] = 8.269 \text{ kcal/kmol}$$

$$H - h = (0,30)(6.550) + (0,70)(7.400) = 7.145 \text{ kcal/kmol}$$

y, por tanto:

$$q = \frac{8.269}{7.145} = 1,16$$

Volver al enunciado del problema

La recta q tendrá la ecuación:

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{1}{q-1}z_A$$

es decir:

$$y = 7{,}25x - 1{,}88$$

siendo su abscisa en el origen:

$$x_0 = \frac{z_A}{q} = \frac{0{,}30}{1{,}16} = 0{,}26$$

La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la ROE y el corte de la recta q en la curva de equilibrio:

$$[0.0.] = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min}+1}$$

Por tanto:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0{,}97}{0{,}39} - 1 = 1{,}49$$

Para

$$\frac{L}{D} = 1{,}5\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = (1{,}5)(1{,}49) = 2{,}23$$

la ordenada en el origen de la ROE será:

$$y_0 = \frac{x_D}{\frac{L}{D}+1} = \frac{0{,}97}{2{,}23+1} = 0{,}30$$

Como ya se ha establecido la recta q, podrá trazarse también la ROA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo

Volver al enunciado del problema

del punto (x_D, x_D), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o mayor a x_R.

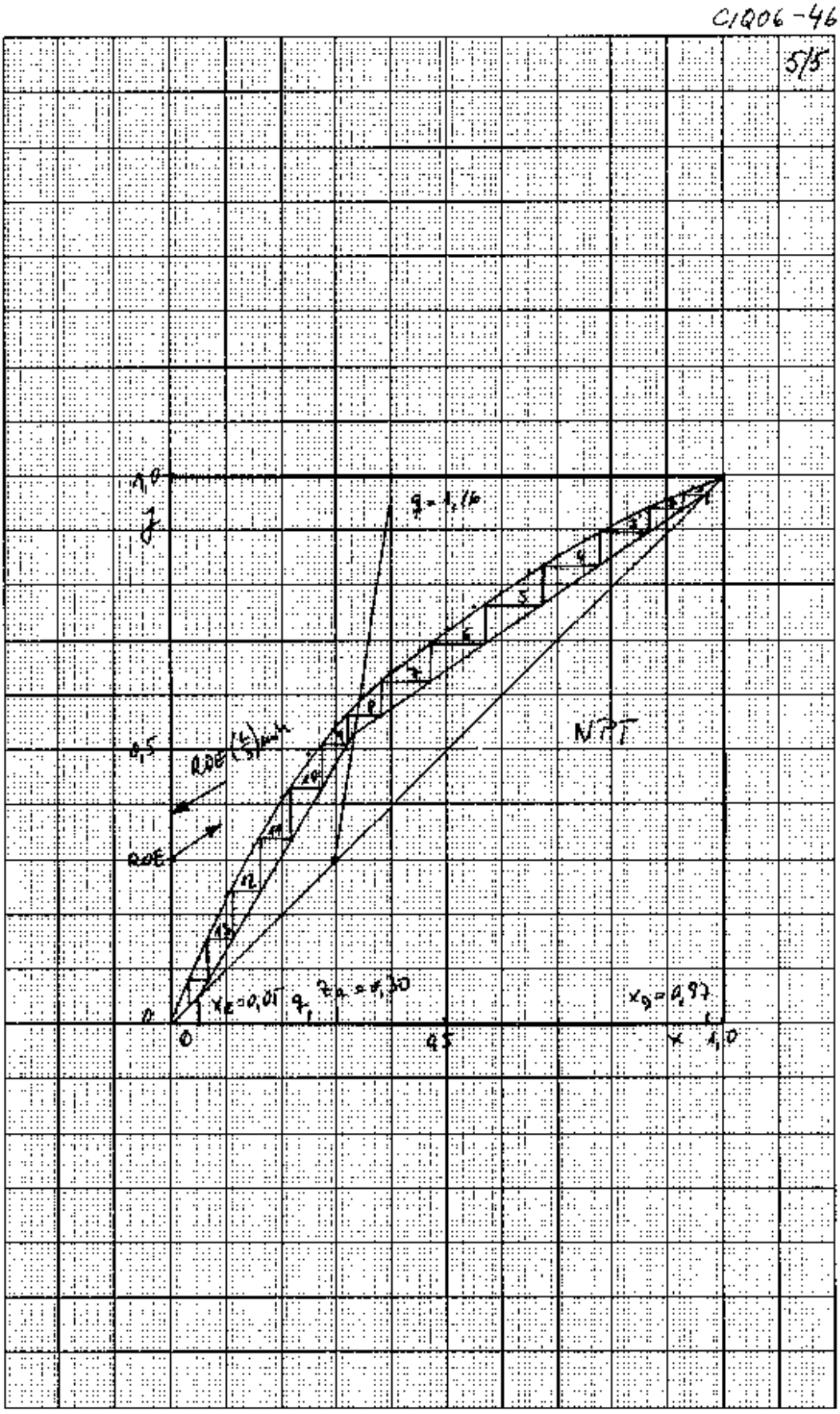
La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

$$NPT = 13 + \frac{1,5}{3,5} = 13,43$$

Si la eficacia media es del 65%, el número de pisos reales será:

$$NPR = \frac{13,43}{0,65} = 20,66 \simeq 21$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

a.) $(NPT)_{min} = 6,60$

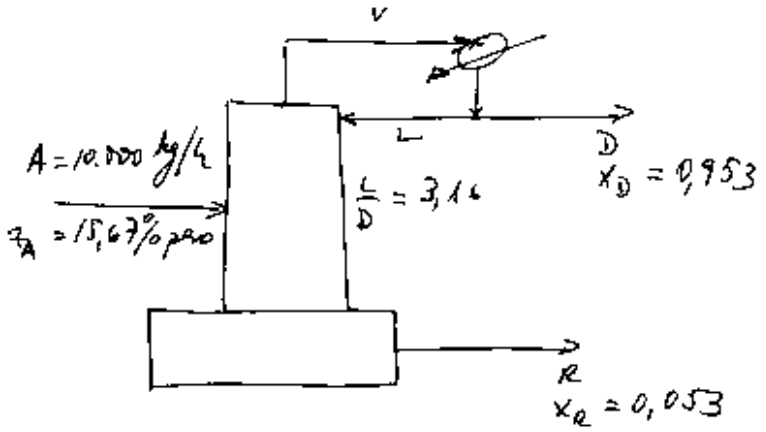
b.) $NPR = 15$

Alimentación real = 9°

c.) $D = 18,17$ kmol/h

$R = 57,21$ kmol/h

Volver al enunciado del problema



$$M_{CS_2} = 76 \frac{kg}{kmol} \qquad M_{CCl_4} = 154 \frac{kg}{kmol}$$

$$A\,[kmol] = 10.000 \left(\frac{0,1567}{76} + \frac{0,8433}{154} \right) = 75,38 \; kmol/h$$

$$z_A\,[kmol] = \frac{\frac{0,1567}{76}}{\frac{0,1567}{76} + \frac{0,8433}{154}} = 0,27$$

Se puede considerar la alimentación con un peso molecular medio de:

$$M_A = (0,27)(76) + (0,73)(154) = 133 \; kg/kmol$$

a.) El número mínimo de pisos teóricos se obtiene gráficamente realizando la construcción de McCabe-Thiele entre las composiciones x_D y x_R, utilizando como recta operativa la diagonal del diagrama x-y, para ambas zonas de la columna, y resulta ser:

$$(NPT)_{min} = 6 + \frac{3}{5} = 6,60$$

Volver al enunciado del problema

b) El número de pisos reales se obtiene a partir del número de pisos teóricos, que puede calcularse a partir del conocimiento de la recta q y de la relación de reflujo.

Como la alimentación entra en la columna como un líquido a 290 K y su temperatura de ebullición es de 336 K, se tendrá:

$$q = \frac{H - \bar{h}_A}{H - h}$$

y, en este caso:

$$H - \bar{h}_A = (h - \bar{h}_A) + (H - h) = c_{pL}(T_{eb} - T_A) + \lambda =$$
$$= (1{,}7)(133)(336 - 290) + 25.900 = 36.301 \text{ kJ/kmol}$$

$$H - h = \lambda = 25.900 \text{ kJ/kmol}$$

y, por tanto:

$$q = \frac{36.301}{25.900} = 1{,}40$$

La recta q tendrá la ecuación:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{1}{q-1} z_A$$

es decir:

$$y = 3{,}5x - 0{,}675$$

siendo su abscisa en el origen:

$$x_0 = \frac{z_A}{q} = 0{,}19$$

Volver al enunciado del problema

Como la relación de reflujo es:

$$\frac{L}{D} = 3,16$$

la ordenada en el origen de la ROE será:

$$y_0 = \frac{x_D}{\frac{L}{D} + 1} = \frac{0,953}{3,16 + 1} = 0,23$$

Como ya se ha establecido la recta q, podrá trazarse también la ROA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o mayor a x_R.

La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

$$NPT = 10$$

Si la eficacia media es del 70%, el número de pisos reales será:

$$NPR = \frac{10}{0,70} = 14,28 \simeq 15$$

y el piso de alimentación (atravesado por la recta q) real:

$$\text{Alimentación} = \frac{6}{0,70} = 8,57 \simeq 9^{\circ}$$

Volver al enunciado del problema

d.) Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde:

$$75,38 = D + R$$

Balance de componente volátil:

$$A z_A = D x_D + R x_R$$

de donde:

$$(75,38)(0,27) = D(0,953) + R(0,057)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$75,38 = D + R$$

$$20,35 = 0,953\,D + 0,053\,R$$

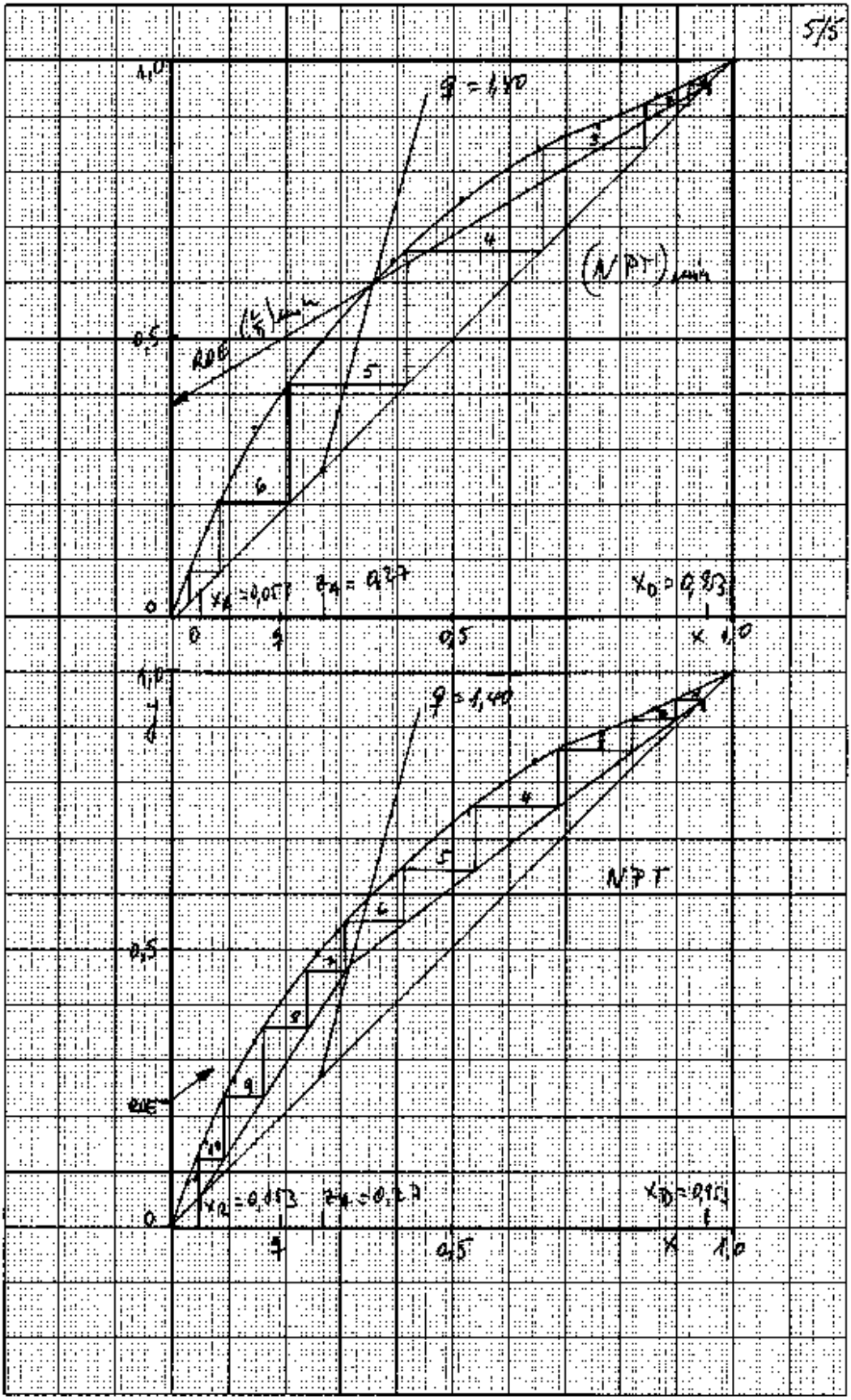
Se obtiene:

$$D = 18,17 \text{ kmol/h}$$

$$R = 57,21 \text{ kmol/h}$$

Volver al enunciado del problema

C1Q06-47



Volver al enunciado del problema

a.) $D = 3.150 \ kg/l$

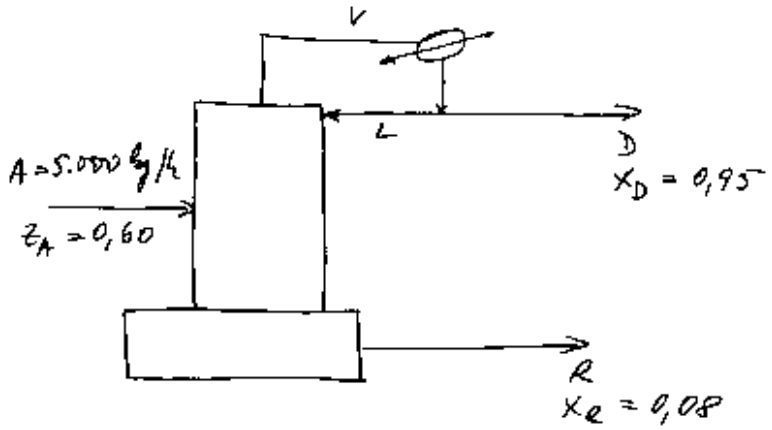
$R = 1.850 \ kg/l$

b.) $(NPT)_{min} = 5,625$

c.) $NPT = 8,18$

d.) $NPR = 14$

Volver al enunciado del problema



a.) $M_{C_6H_6} = 78 \frac{kg}{kmol}$ $M_{C_6H_5CH_3} = 92 \frac{kg}{kmol}$

$$[z_A]_{masa} = \frac{(0,60)(78)}{(0,60)(78)+(0,40)(92)} = 0,619$$

$$[x_D]_{masa} = \frac{(0,95)(78)}{(0,95)(78)+(0,05)(92)} = 0,942$$

$$[x_R]_{masa} = \frac{(0,08)(78)}{(0,08)(78)+(0,92)(92)} = 0,069$$

Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde: $5000 = D + R$

Balance de componente volátil:

$$Az_A = Dx_D + Rx_R$$

de donde: $(5.000)(0,619) = D(0,942) + R(0,069)$

Volver al enunciado del problema

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$5.000 = D + R$$

$$3.095 = 0{,}942\, D + 0{,}069\, R$$

Se obtiene:

$$D = 3.150 \text{ kg/h}$$

$$R = 1.850 \text{ kg/h}$$

b.) El número mínimo de pisos teóricos se obtiene gráficamente realizando la construcción de McCabe-Thiele entre las composiciones x_D y x_R, utilizando como recta operativa la diagonal del diagrama x-y, para ambas zonas de la columna, y resulta ser:

$$(NPT)_{min} = 5 + \frac{5}{8} = 5{,}625$$

c.) La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la ROE que corta a la recta q en la curva de equilibrio:

$$[o.o.] = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min} + 1}$$

La ecuación de la recta q es, genéricamente:

$$y = \frac{q}{q-1}\, x - \frac{1}{q-1}\, z_A$$

Volver al enunciado del problema

Como por definición, q es la fracción que entra como líquido:

$$q = \frac{1}{2}$$

se tendrá (siendo $z_A = 0,60$):

$$y = -x + 1,2$$

cuyo trazado se facilitará si se considera:

$$[y]_{x=1} = 0,2$$

Así pues, de la gráfica se obtiene:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0,95}{0,44} - 1 = 1,16$$

Según las condiciones de operación:

$$\frac{L}{D} = 2\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = (2)(1,16) = 2,32$$

La ordenada en el origen de la ROE será:

$$y_o = \frac{x_D}{\frac{L}{D}+1} = \frac{0,95}{2,32+1} = 0,286$$

Como se ha establecido la recta q, podrá trazarse también la ROA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o mayor a x_R.

Volver al enunciado del problema

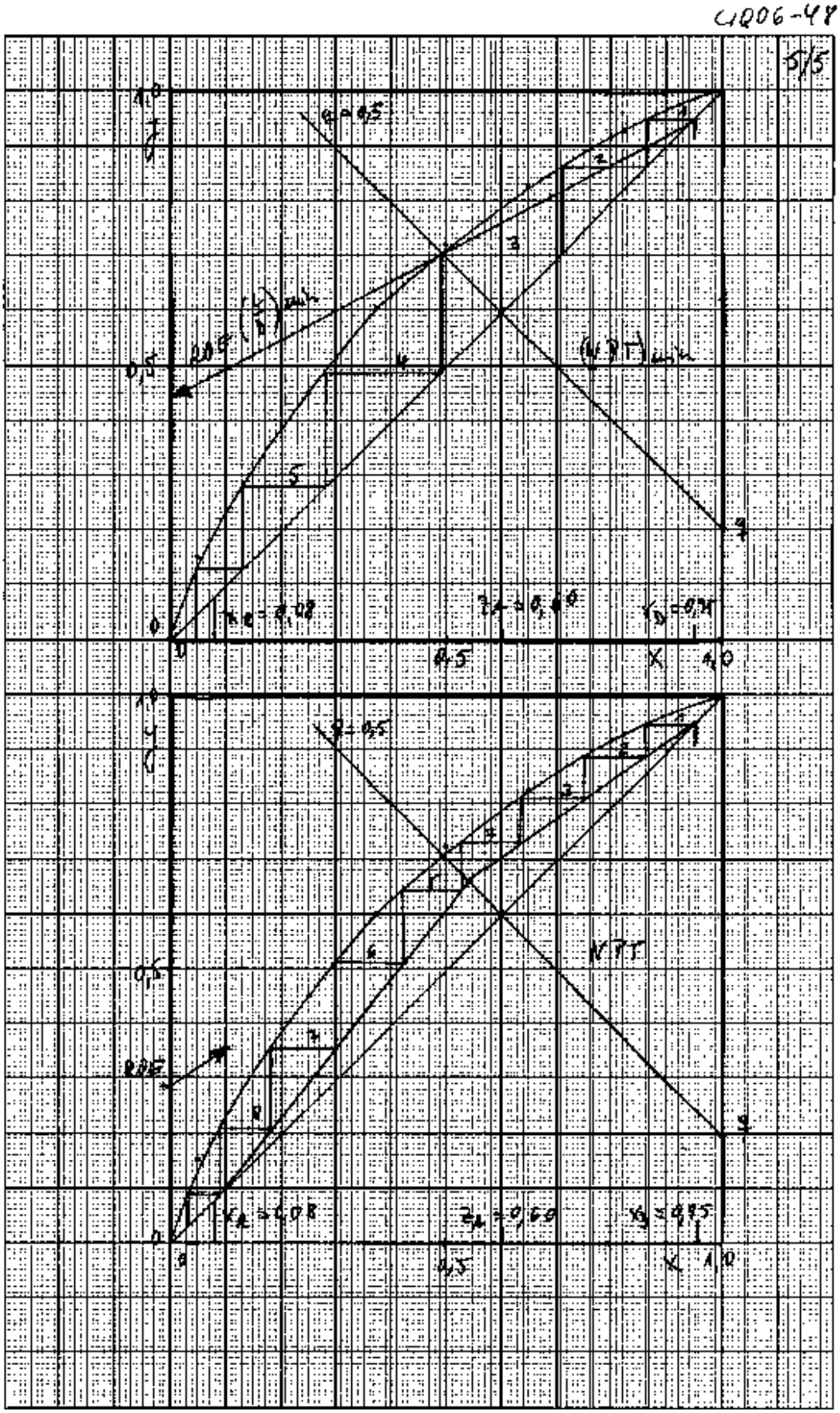
La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

$$NPT = 8 + \frac{1}{5,5} = 8,18$$

d.) Si la eficacia global es del 60%, el número de pisos reales será:

$$NPR = \frac{8,18}{0,60} = 13,6 \simeq 14$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

a.) $D = 500\ kg/h$

$R = 500\ kg/h$

b.) $(NPT)_{min} = 5$

c.) $NPT = 9$

$NPR = 15$

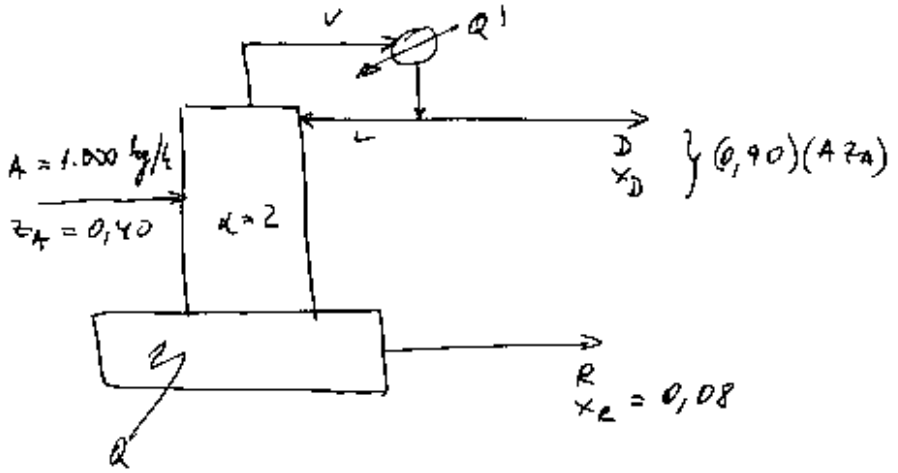
d.) $[Alimentación]_T = 3°$

$[Alimentación]_R = 5°$

e.) $Q' = 246\ \frac{kcal}{kg\ alimento}$

$Q = 177\ \frac{kcal}{kg\ alimento}$

Volver al enunciado del problema



Datos para la construcción del diagrama de equilibrio:

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} = \frac{2x}{1+x}$$

x	0	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1
y	0	0,18	0,33	0,46	0,57	0,66	0,75	0,82	0,88	0,95	1

a.) Balance de componente volátil:

$$A z_A = D x_D + R x_R$$

de donde:

$$(1.000)(0,40) = D x_D + R (0,08)$$

y como:

$$D x_D = (0,90)(A z_A) = (0,90)(1000)(0,40) = 360$$

se tendrá:

$$400 = 360 + 0,08\, R$$

de donde

$$R = 500 \text{ kg/h}$$

Volver al enunciado del problema

Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde: $1.000 = D + 500$

y, por tanto: $D = 500 \text{ kg/h}$

y, además: $x_D = \frac{360}{500} = 0,72$

b.) El número mínimo de pisos teóricos se obtiene gráficamente realizando la construcción de McCabe-Thiele entre las composiciones x_D y x_R, utilizando como recta operativa la diagonal del diagrama x-y, para ambas zonas de la columna, y resulta ser:

$$(NPT)_{min} = 5$$

c.) El número de pisos teóricos se obtiene a partir del conocimiento de la recta q y de la relación de reflujo mínima.

La ecuación de la recta q es:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{1}{q-1} z_A$$

Según los datos de entalpía de los que se dispone:

$$q = \frac{H - h_A}{H - h} = \frac{475 - 40}{475 - 110} = 1,19$$

Volver al enunciado del problema

y, por tanto:

$$y = 6{,}26\,x - 2{,}1$$

siendo su abscisa en el origen:

$$x_0 = \frac{z_A}{q} = \frac{0{,}40}{1{,}19} = 0{,}34$$

La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la ROE que corta a la recta q en la curva de equilibrio:

$$[o.o.] = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min} + 1}$$

Por tanto:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0{,}72}{0{,}43} - 1 = 0{,}67$$

Según las condiciones de operación:

$$\frac{L}{D} = 2\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = (2)(0{,}67) = 1{,}35$$

La ordenada en el origen de la ROE será:

$$y_0 = \frac{x_D}{\frac{L}{D} + 1} = \frac{0{,}72}{1{,}35 + 1} = 0{,}31$$

Como ya se ha establecido la recta q, podrá trazarse también la ZOA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar

Volver al enunciado del problema

una composición igual o mayor a x_R.

La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

$$NPT = 9$$

Si la eficacia global es del 60%, el número de pisos reales será:

$$NPR = \frac{9}{0,60} = 15$$

d.) El piso teórico de alimentación será (atravesado por la recta q):

$$[\text{Alimentación}]_T = 3^\circ$$

y, por tanto, el real:

$$[\text{Alimentación}]_R = \frac{3}{0,60} = 5^\circ$$

e.) Balance de entalpía en el condensador:

$$Q' = V \cdot \lambda$$

siendo

$$V = L + D = D\left(1 + \frac{L}{D}\right) = (500)(1,35) = 675 \text{ kg/h}$$

$$\lambda = H - h = 475 - 110 = 365 \text{ kcal/kg}$$

se tendrá:

$$Q' = (675)(365) = 246.375 \text{ kcal/h}$$

y, por kg de alimentación:

Volver al enunciado del problema

$$\frac{Q'}{A} = \frac{246.375}{1.000} = 246 \ \frac{kcal}{kg\ alimento}$$

Balance de entalpía en la caldera:

$$Q = V'\lambda'$$

siendo

$$1 - f = \frac{V - V'}{A}$$

se tendrá:

$$V' = V - (1-f)A = 675 - (1-1,19)(1000) = 485\ kg/h$$

$$\lambda' = H - h = 365\ kcal/kg$$

y, por tanto:

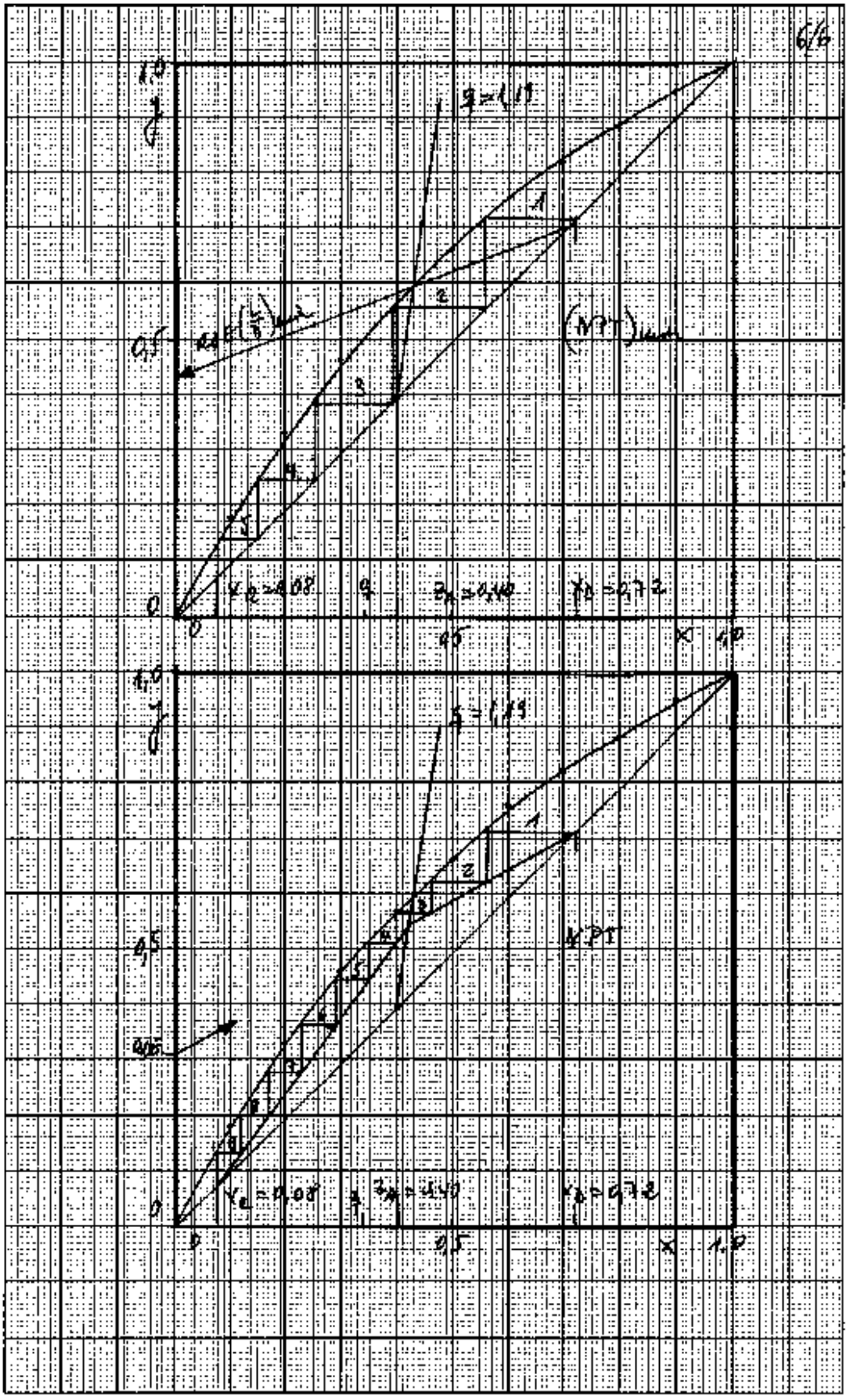
$$Q = (485)(365) = 177.025\ kcal/h$$

y, por kg de alimentación:

$$\frac{Q}{A} = \frac{177.025}{1.000} = 177 \ \frac{kcal}{kg\ alimento}$$

Volver al enunciado del problema

C1Q06-49



Volver al enunciado del problema

a.) $D = 77{,}53$ kmol/h

$R = 142{,}47$ kmol/h

b.) $y = 4{,}70x - 1{,}30$

c.) $\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = 3{,}62$

d.) $(NPT)_{min} = 13$

e.) $y = 0{,}81x + 0{,}176$ (eoE)

$y = 1{,}316x + 0{,}009$ (eoA)

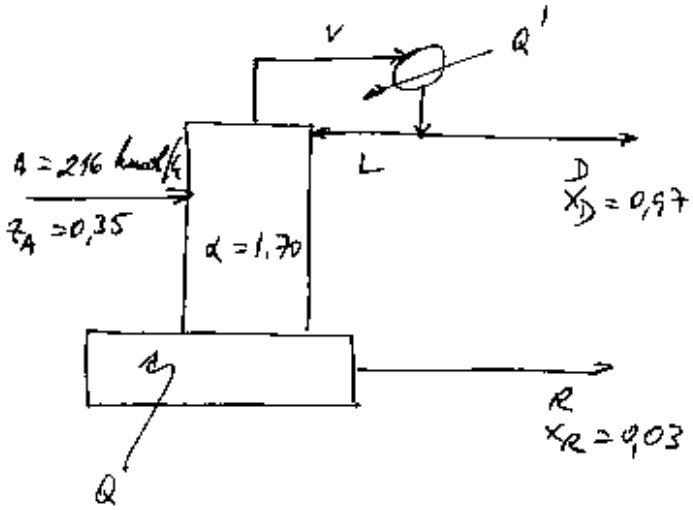
f.) $NPT = 27$

Alimentación = 13°

g.) $m' = 92.313$ kg/h

h.) $m = 6.258$ kg/h

Volver al enunciado del problema



Datos para la construcción del diagrama de equilibrio:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{1,7\,x}{1 + 0,7x}$$

x	0	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1
y	0	0,16	0,30	0,42	0,53	0,63	0,72	0,80	0,87	0,94	1

a.) Balance de componente volátil:

$$A z_A = D x_D + R x_R$$

de donde:

$$(216)(0,35) = D(0,97) + R(0,03)$$

Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde:

$$216 = D + R$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

Volver al enunciado del problema

$$75{,}6 = 0{,}97\,D + 0{,}03\,R$$
$$216 = D + R$$

Se obtiene:

$$D = 73{,}53 \text{ kmol/h}$$
$$R = 142{,}47 \text{ kmol/h}$$

3.) Gráficamente, la ecuación de la recta q es:

$$y = \frac{q}{q-1}\,x - \frac{1}{q-1}\,z_A$$

Como el alimento es líquido frío (16°C), cuya temperatura de ebullición es de 76,8°C:

$$q = \frac{H - z_A}{H - h}$$

Y también, en este caso:

$$H - z_A = (H - z_A) + (H - h) = C_{p_L}(T_{ES} - T_A) + \lambda =$$
$$= [(0{,}35)(27{,}462) + (0{,}65)(34{,}364)](76{,}8 - 16) +$$
$$+ [(0{,}35)(6.800) + (0{,}65)(7400)] =$$
$$= (31{,}548)(60{,}8) + 7.190 = 9.132 \text{ kcal/kmol}$$

$$H - h = \lambda = (0{,}35)(6.800) + (0{,}65)(7.400) = 7.190 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$$

Por tanto:

$$q = \frac{9.132}{7.190} = 1{,}27$$

Volver al enunciado del problema

y la ecuación de la recta q será, pues:

$$y = 4{,}70\,x - 1{,}30$$

siendo su abscisa en el origen:

$$x_0 = \frac{z_A}{q} = \frac{0{,}35}{1{,}27} = 0{,}275$$

c.) La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la ROE que corta a la recta q en la curva de equilibrio:

$$[o.o.] = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min}+1}$$

Por tanto:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0{,}97}{0{,}21} - 1 = 3{,}62$$

d.) El número mínimo de pisos teóricos se obtiene gráficamente realizando la construcción de McCabe-Thiele entre las composiciones x_D y x_R, utilizando como recta operativa la diagonal del diagrama x-y, para ambas zonas de la columna, y resulta ser:

$$(NPT)_{min} = 13$$

e.) Cuando la recta operativa con la relación de reflujo: $\frac{L}{D} = 1{,}20\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = (1{,}20)(3{,}62) = 4{,}34$

Volver al enunciado del problema

ROE:

$$y = \frac{\frac{L}{D}}{\frac{L}{D}+1} x + \frac{1}{\frac{L}{D}+1} x_D$$

es decir:

$$y = 0{,}81 x + 0{,}176$$

ROA

$$y = \frac{L'}{V'} x - \frac{R}{V'} x_R$$

Como

$$q = \frac{L'-L}{A} = 1{,}27$$

se tendrá:

$$L' = qA + L = qA + D\left(\frac{L}{D}\right) = (1{,}27)(216) + (73{,}53)(4{,}34) =$$
$$= 593{,}44 \text{ kmol/h}$$

Como

$$1-q = \frac{V-V'}{A} = -0{,}27$$

se tendrá:

$$V' = V - (1-q)A = D + L - (1-q)A = D\left(1+\frac{L}{D}\right) - (1-q)A =$$
$$= (73{,}53)(1+4{,}34) + (0{,}27)(216) = 450{,}97 \text{ kmol/h}$$

Por tanto:

$$y = 1{,}316 x - 0{,}009$$

f.) Como ya se ha establecido la recta q y la ordenada en el origen de la ROE es 0,176, podrá trazarse también la ROA. El número de platos teóricos se

Volver al enunciado del problema

obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o mayor a x_F.

La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

$$N^{\circ}T = 27$$

Por su parte, el piso de alimentación será aquel que está atravesado por la recta q, o sea:

Piso de alimentación = 13°

g.) Balance de entalpía en el condensador:

$$V \cdot \lambda = m' c_p (t_5 - t_E)$$

de donde, como para el agua $c_p = 1 \frac{kcal}{kg \cdot °C}$:

$$m' = \frac{V \cdot \lambda}{c_p (t_1 - t_E)} = \frac{D\left(1 + \frac{L}{D}\right)\lambda}{c_p (t_5 - t_0)} = \frac{(73{,}53)(1+4{,}34)\left[(6.800)(0{,}57) + (7.400)(0{,}03)\right]}{(1)(45-16)} =$$

$$= 92.313 \text{ kg/h}$$

h.) Balance de entalpía en la caldera:

$$V' \lambda' = m \lambda_{H_2O}$$

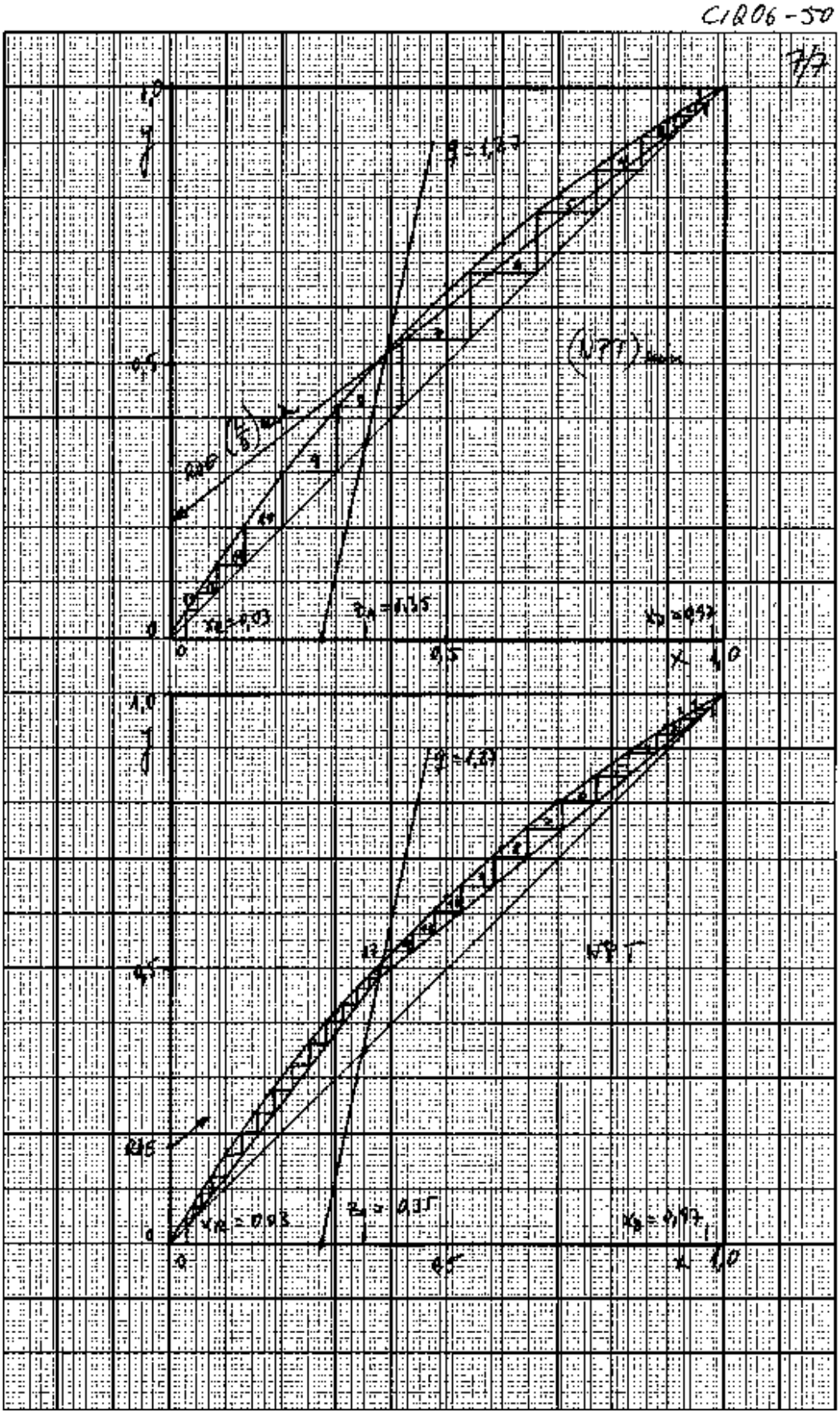
de donde:

Volver al enunciado del problema

$$m_v = \frac{V'\lambda'}{\lambda_{H_2O}} = \frac{(450,97)\left[(6.800)(0,03)+(2.400)(0,97)\right]}{532} =$$

$$= 6.258 \ \text{kg/h}$$

Volver al enunciado del problema

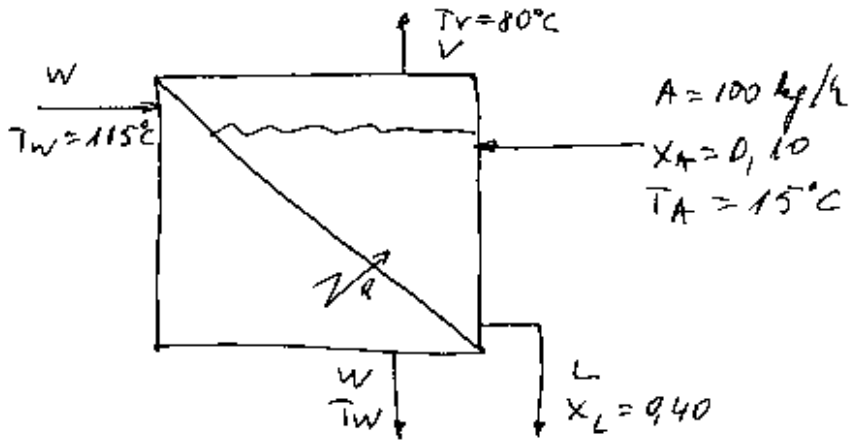


Volver al enunciado del problema

a.) $W = 89,72 \ kg/h$

b.) $N^{\circ} tubos = 5$

Volver al enunciado del problema



a.)

Balance de soluto:

$$(100)(0,10) = L(0,40)$$

De donde:

$$L = 25 \text{ kg/h}$$

Balance total:

$$100 = 25 + V$$

De donde:

$$V = 75 \text{ kg/h}$$

Calor necesario para la evaporación:

$$Q = A\,c_{pA}\,(T_V - T_A) + V\,\lambda_A$$

Siendo:

$$c_{pA} = 3,960 \text{ kJ/kg·K}$$

$$\lambda_A = 2.309 \text{ kJ/kg}$$

Volver al enunciado del problema

Se tendrá:

$$Q = (100)(3.960)(80-15) + (75)(2.309) =$$
$$= 198.915 \frac{kJ}{h} = 55,25 \frac{kJ}{s}$$

Vapor necesario para suministrar el calor:

$$Q = W \lambda_W$$

Siendo:

$$\lambda_W = 2.217 \frac{kJ}{kg}$$

Se tendrá:

$$W = \frac{198.915}{2.217} = 89,72 \frac{kg}{h}$$

b.) Área de intercambio de calor.

$$Q = U A (T_W - T_r)$$

Siendo: $U = 2.600 \ W/m^2 K$

Se tendrá:

$$A = \frac{55,25 \cdot 10^3}{(2.600)(115-80)} = 0,607 \ m^2$$

Área de 1 tubo:

$$A_i = \pi D_i L = (3,14)(2,5 \cdot 10^{-2})(1,55) = 0,12 \ m^2$$

$$\text{Número de tubos} = \frac{0,607}{0,12} = 4,986 \simeq 5 \text{ tubos}$$

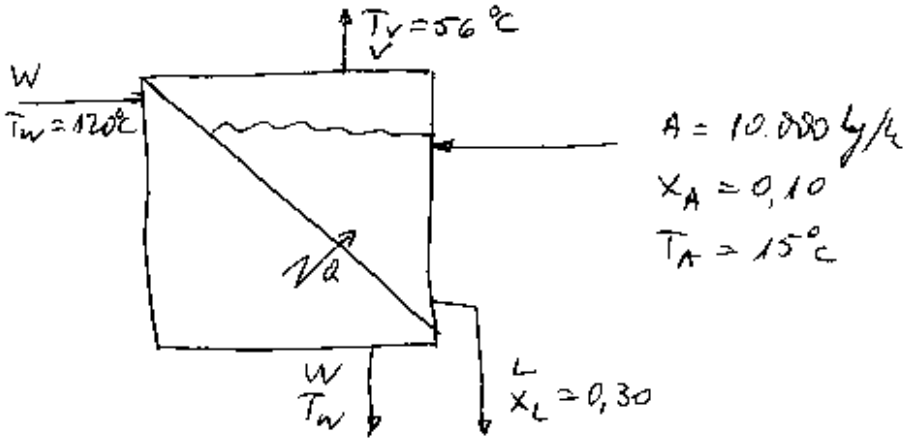
Volver al enunciado del problema

a.) $A = 2{,}17\ m^2$

b.) $W = 791{,}57\ kg/h$

c.) $W_{pérdidas} = 831{,}15\ kg/h$

Volver al enunciado del problema



a) Balance de soluto:

$$(1.000)(0,10) = L\,(0,30)$$

De donde:

$$L = 333,33\ \frac{kg}{h}$$

Balance total:

$$1.000 = 333,33 + V$$

De donde:

$$V = 666,67\ \frac{kg}{h}$$

Calor necesario para la evaporación:

$$Q = A C_{pA} (T_V - T_A) + V \lambda_A$$

Siendo:

$$C_{pA} = 0,955\ kcal/kg\cdot{}^\circ C$$

$$\lambda_A = 567\ kcal/kg$$

Volver al enunciado del problema

Se tendrá:

$$Q = (1.000)(0,955)(56-15) + (666,67)(567) =$$
$$= 417.157 \frac{kcal}{h}$$

Superficie de calefacción:

$$Q = U A (T_w - T_v)$$

Siendo:

$$U = 3.000 \ kcal/h\,m^2\,°C$$

Se tendrá:

$$A = \frac{417.157}{(3.000)(120-56)} = 2,17 \ m^2$$

b.) Vapor necesario para suministrar el calor:

$$Q = W \cdot \lambda_W$$

Siendo:

$$\lambda_W = 527 \frac{kcal}{kg}$$

Se tendrá:

$$W = \frac{417.157}{527} = 791,57 \frac{kg}{h}$$

c.) Si las pérdidas de calor constituyen el 5% del calor útil, el calor necesario será ahora:

$$Q_{pérdidas} = 1,05\,Q = (1,05)(417.157) = 438.015 \frac{kcal}{h}$$

Volver al enunciado del problema

y, por tanto, el vapor necesario será ahora:

$$W_{pérdidas} = \frac{438.015}{527} = 831,15 \ \frac{kg}{h}$$

Volver al enunciado del problema

a.) $W = 21.820\ kg/h$

Economía $= 0,92$

$A = 69,34\ m^2$

b.) $W = 23.136\ kg/h$

Economía $= 0,86$

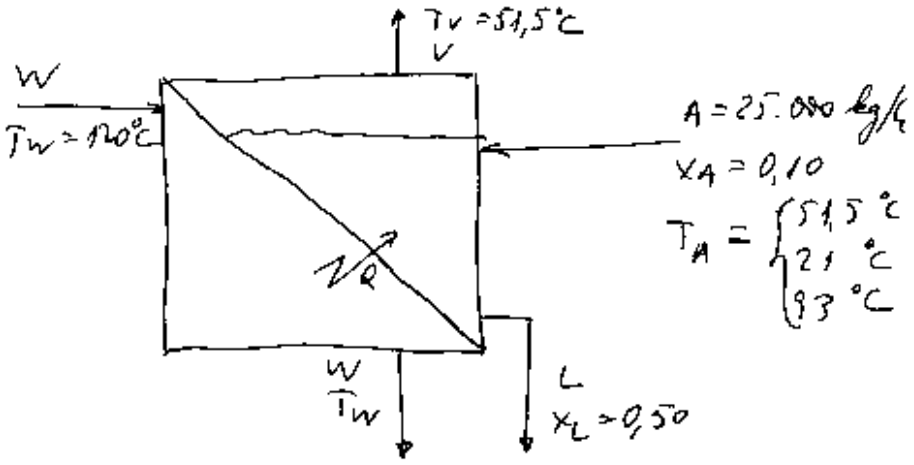
$A = 73,60\ m^2$

c.) $W = 20.035\ kg/h$

Economía $= 0,998$

$A = 63,87\ m^2$

Volver al enunciado del problema



Balance de soluto:

$$(25.000)(0,10) = L(0,50)$$

De donde:

$$L = 5.000 \ kg/h$$

Balance total:

$$25.000 = 5.000 + V$$

De donde:

$$V = 20.000 \ kg/h$$

a) $T_A = 51,5°C$

Calor necesario para la evaporación:

$$Q = A\,c_{pA}\,(T_v - T_A) + V\lambda_A$$

Siendo:

$$c_{pA} = 0,9 \ kcal/kg.°C$$

$$\lambda_A = 606,5 - (0,695)(51,5) = 570,7 \ kcal/kg$$

Volver al enunciado del problema

Se tendrá:

$$Q = (25.000)(0,9)(51,5-51,5) + (20.000)(570,7) =$$
$$= 11,4 \cdot 10^6 \frac{kcal}{h}$$

Vapor necesario para suministrar el calor:

$$Q = W \cdot \lambda_W$$

siendo:

$$\lambda_W = 606,5 - (0,695)(120) = 523,1 \ kcal/kg$$

Se tendrá:

$$W = \frac{11,4 \cdot 10^6}{523,1} = 21.820 \ \frac{kg}{h}$$

$$Economía = \frac{20.000}{21.820} = 0,92$$

Área de transmisión de calor:

$$Q = U A (T_W - T_V)$$

siendo:

$$U = 24.000 \ kcal/h \cdot m^2 \cdot ^\circ C$$

Se tendrá:

$$A = \frac{11,4 \cdot 10^6}{(2.400)(120-51,5)} = 69,34 \ m^2$$

Volver al enunciado del problema

b.) $T_A = 21\,^{\circ}C$

Calor necesario para la evaporación:

$$Q = (25.000)(0,9)(51,5-21) + (20.000)(570,7) =$$
$$= 12,1 \cdot 10^6 \frac{kcal}{h}$$

Vapor necesario para suministrar el calor:

$$W = \frac{12,1 \cdot 10^6}{523,1} = 23.136 \frac{kg}{h}$$

$$Economía = \frac{20.000}{23.136} = 0,86$$

Area de intercambio de calor:

$$A = \frac{12,1 \cdot 10^6}{(2400)(120-51,5)} = 73,60\ m^2$$

c.) $T_A = 93\,^{\circ}C$

Calor necesario para la evaporación:

$$Q = (25.000)(0,9)(51,5-93) + (20.000)(570,7) =$$
$$= 10,5 \cdot 10^6 \frac{kcal}{h}$$

Vapor necesario para suministrar el calor:

$$W = \frac{10,5 \cdot 10^6}{523,1} = 20.035 \frac{kg}{h}$$

$$Economía = \frac{20.000}{20.035} = 0,998$$

Area de intercambio de calor:

$$A = \frac{10,5 \cdot 10^6}{(2400)(120-51,5)} = 63,87\ m^2$$

Volver al enunciado del problema

a.) $W = 23.839\ kg/h$

Economía = 0,91

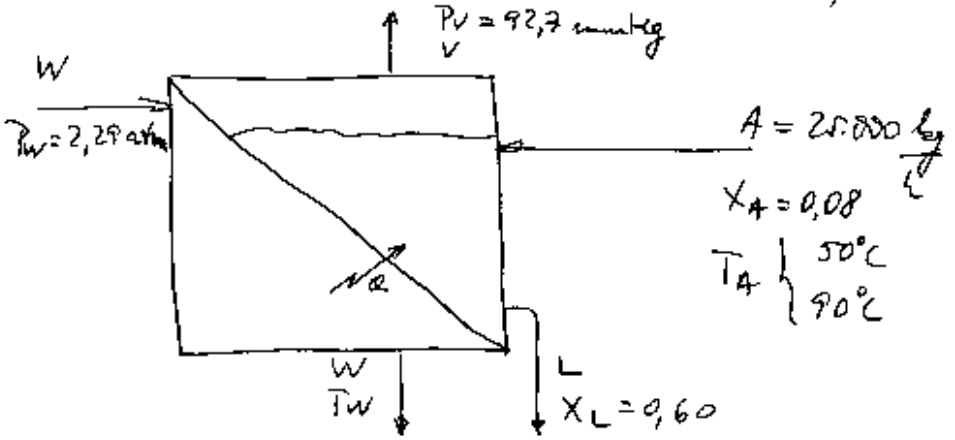
$A = 68,99\ m^2$

b.) $W = 22.105\ kg/h$

Economía = 0,98

$A = 63,97\ m^2$

Volver al enunciado del problema



Las temperaturas de ebullición pueden obtenerse a partir de las presiones correspondientes mediante la ecuación de Antoine:

Para $P_v = 92,7$ mm Hg:

$$T_v[°C] = \frac{1.709,248}{8,03723 - \log 92,7} - 231,5 = 50,08\,°C$$

Para $P_v = 2,29$ atm $= 1.740,4$ mm Hg:

$$T_w[°C] = \frac{1.709,248}{8,03723 - \log 1.740,4} - 231,5 = 124,85\,°C$$

Por otra parte, los calores latentes a dichas temperaturas pueden obtenerse mediante la ecuación de Regnault:

En la cámara de ebullición:

$$\lambda_A = 606,5 - (0,695)(50,08) = 571,19 \text{ kcal/kg}$$

En la cámara de calefacción:

$$\lambda_w = 606,5 - (0,695)(124,85) = 519,23 \text{ kcal/kg}$$

Volver al enunciado del problema

Balance de soluto:

$$(25.000)(0,08) = L(0,60)$$

De donde:

$$L = 3.333 \ kg/h$$

Balance total:

$$25.000 = 3.333 + V$$

De donde:

$$V = 21.667 \ kg/h$$

a.) $T_A = 50°C$

Calor necesario para la evaporación:

$$Q = A \, C_{pA} (T_V - T_A) + V \lambda_A$$

Siendo:

$$C_{pA} = 0,90 \ kcal/kg \cdot °C$$

Se tendrá:

$$Q = (25.000)(0,90)(50,08-50) + (21.667)(571,19) =$$
$$= 12,38 \cdot 10^6 \ kcal/h$$

Vapor necesario para suministrar el calor:

$$Q = W \cdot \lambda_W$$

Se tendrá:

$$W = \frac{12,38 \cdot 10^6}{519,23} = 23.839 \ \frac{kg}{h}$$

Volver al enunciado del problema

$$\text{Economía} = \frac{21.667}{23.839} = 0,91$$

Área de intercambio de calor:

$$Q = U A (T_V - T_v)$$

Siendo:

$$U = 2.400 \ \text{kcal/h·m}^2\text{·°C}$$

Se tendrá:

$$A = \frac{12,38 \cdot 10^6}{(2.400)(124,85 - 50,08)} = 68,99 \ \text{m}^2$$

b.) $T_A = 90°C$

Calor necesario para la evaporación:

$$Q = (25.000)(0,90)(50,08 - 90) + (21.667)(571,19) =$$
$$= 11,48 \cdot 10^6 \ \text{kcal/h}$$

Vapor necesario para suministrar el calor:

$$W = \frac{11,48 \cdot 10^6}{519,23} = 22.105 \ \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Economía} = \frac{21.667}{22.105} = 0,98$$

Área de intercambio de calor:

$$A = \frac{11,48 \cdot 10^6}{(2.400)(124,85 - 50,08)} = 63,97 \ \text{m}^2$$

Volver al enunciado del problema

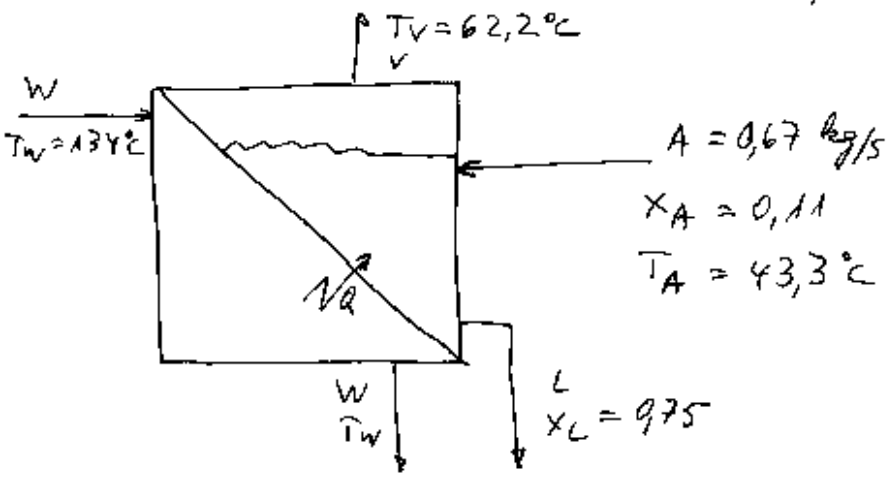
a.) $L = 0{,}0983\ kg/s$

b.) $W = 0{,}64\ kg/s$

c.) Economía $= 0{,}89$

d.) $A = 20{,}46\ m^2$

Volver al enunciado del problema



a) Balance de soluto:

$$(0,67)(0,11) = L(0,75)$$

De donde:

$$L = 0,0983 \ \frac{kg}{s} \text{ de producto concentrado}$$

Balance total:

$$0,67 = 0,0983 + V$$

De donde:

$$V = 0,5717 \ \frac{kg}{s}$$

b) Calor necesario para la evaporación:

$$Q = A\, C_{pA} (T_v - T_A) + V \lambda_A$$

Siendo:

$$C_{pA} = 3,1 \ kJ/kg \cdot ºC$$

$$\lambda_A = 2.354 \ kJ/kg$$

Volver al enunciado del problema

Se tendrá:

$$Q = (0,67)(3,1)(62,2 - 43,3) + (0,5717)(2.354) =$$
$$= 1.385 \frac{kJ}{s}$$

Vapor necesario para suministrar el calor:

$$Q = W \cdot \lambda_W$$

Siendo:

$$\lambda_W = H_V - h_W = 2725,90 - 563,41 = 2162,49 \frac{kJ}{kg}$$

Se tendrá:

$$W = \frac{1.385}{2.162,49} = 0,64 \frac{kg}{s}$$

c.)

$$\text{Economía} = \frac{0,5717}{0,64} = 0,89$$

d.) Área de intercambio de calor:

$$Q = U A (T_V - T_V)$$

Siendo:

$$U = 943 \ W/m^2 \cdot ^\circ C$$

Se tendrá:

$$A = \frac{1.385 \cdot 10^3}{(943)(134 - 62,2)} = 20,46 \ m^2$$

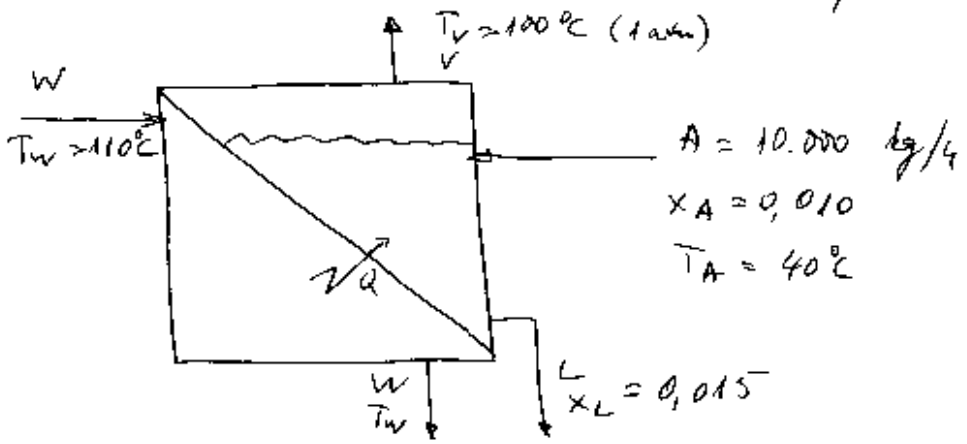
Volver al enunciado del problema

$A = 160{,}65\ m^2$

$L = 6.667\ kg/h$

$V = 3.333\ kg/h$

Volver al enunciado del problema



Balance de soluto:

$$(10.000)(0,010) = L(0,015)$$

De donde:

$L = 6.667$ kg/h de disolución concentrada

Balance total:

$$10.000 = 6.667 + V$$

De donde:

$V = 3.333$ kg/h de vapor producido

Calor necesario para la evaporación:

$$Q = A c_{pA} (T_V - T_A) + V \lambda_A$$

Siendo:

$$c_{pA} = 4 \text{ kJ/kg.°C}$$

$$\lambda_A = 2.257 \text{ kJ/kg}$$

Se tendrá:

$$Q = (10.000)(4)(100-40) + (3333)(2.230) =$$

$$= 9,8 \cdot 10^6 \text{ kJ/h} = 2.731 \text{ kJ/s}$$

Volver al enunciado del problema

Área de transmisión de calor:

$$Q = U A (T_v - T_r)$$

Siendo:

$$U = 1.700 \ W/m^2 \cdot ^\circ C$$

Se tendrá:

$$A = \frac{2.731 \cdot 10^3}{(1.700)(110-100)} = 160,65 \ m^2$$

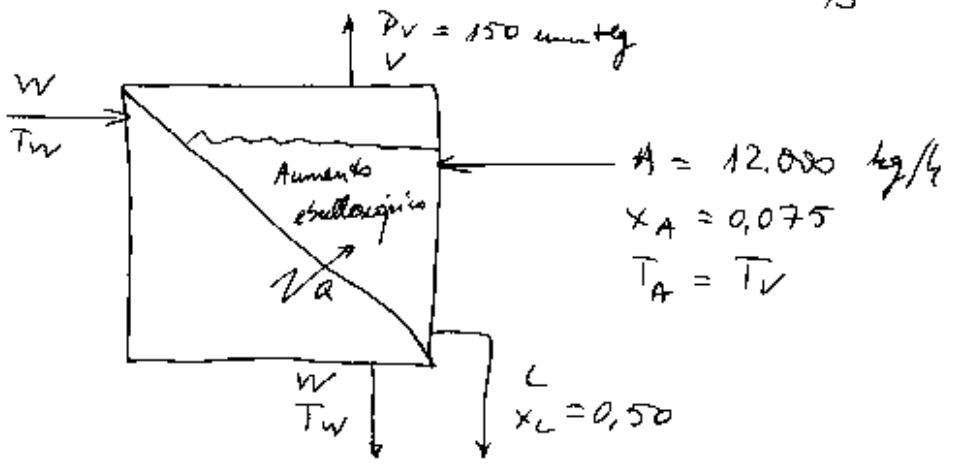
Volver al enunciado del problema

a.) $A = 58{,}16\ m^2$

b.) $P_W = 2{,}145\ atm$

c.) $W = 10.879\ kg/h$

Volver al enunciado del problema



Balance de soluto:

$$(12.000)(0,075) = L(0,50)$$

De donde:

$$L = 1.800 \text{ kg/h}$$

Balance total:

$$12.000 = 1.800 + V$$

De donde:

$$V = 10.200 \text{ kg/h}$$

Calor necesario para la evaporación:

$$Q = A\, C_{pA} (T_V - T_A) + V \lambda_A$$

Siendo:

Ecuación de Antoine:

$$T[^\circ C] = \frac{1.709,248}{8.037,23 - \log 150} - 231,5 = 60,12\ ^\circ C$$

Como se produce un 21% de aumento ebulloscópico:

Volver al enunciado del problema

$$T_V = (60,12)(1,21) = 72,75\,^\circ C$$

Ecuación de Regnault:

$$\lambda_A \left[\frac{kcal}{kg}\right] = 606,5 - (0,695)(72,75) = 555,94 \frac{kcal}{kg}$$

Se tendrá $(T_V = T_A)$:

$$Q = (10.000)(555,94) = 5,67 \cdot 10^6 \frac{kcal}{h}$$

a.) El área mínima corresponderá al gradiente máximo de temperatura en el evaporador:

$$Q = U A (T_W - T_V)$$

Siendo:

$$U = 1.950 \ kcal/h \cdot m^2 \cdot ^\circ C$$

Se tendrá:

$$A = \frac{5,67 \cdot 10^6}{(1.950)(50)} = 58,16\ m^2$$

b.) El vapor de calefacción estará a una temperatura que viene dada por:

$$\Delta T = (T_W - T_V)$$

De donde:

$$T_W = 50 + 72,75 = 122,75\,^\circ C$$

y, según la ecuación de Antoine:

Volver al enunciado del problema

$$\log P_w\,[\text{mm Hg}] = 8{,}03723 - \frac{1.709{,}248}{231{,}5 + 122{,}75} = 3{,}21$$

De donde:

$$P_w = 1.630 \text{ mm Hg} = 2{,}145 \text{ atm}$$

c.) Vapor necesario para suministrar el calor.

$$Q = W \cdot \lambda_w$$

Siendo (ecuación de Regnault):

$$\lambda_w \left[\frac{\text{kcal}}{\text{kg}}\right] = 606{,}5 - (0{,}695)(122{,}75) = 521{,}19 \ \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$$

Se tendrá:

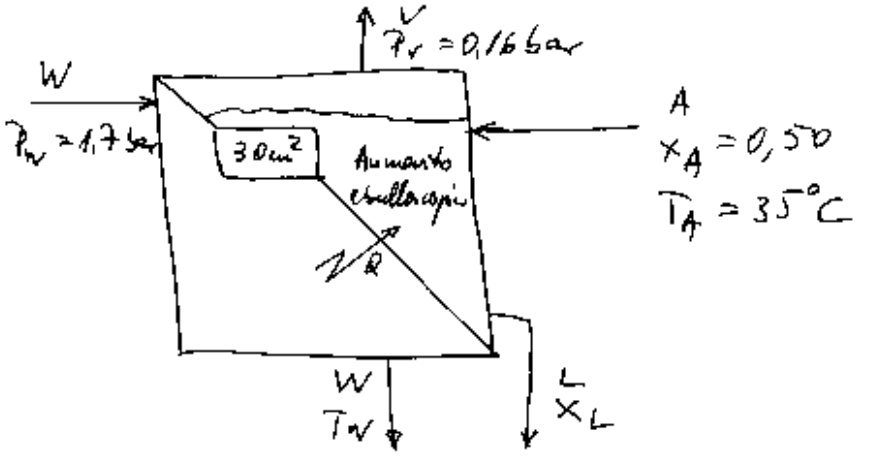
$$W = \frac{5{,}67 \cdot 10^6}{521{,}19} = 10.879 \ \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Volver al enunciado del problema

$W = 0{,}738 \ kg/s$

$L = 0{,}40 \ kg/s$

Volver al enunciado del problema



Las temperaturas de ebullición pueden obtenerse a partir de las presiones correspondientes mediante la ecuación de Antoine:

Para $P_W = 1,7$ bar $= 1,678$ atm $= 1275$ mm Hg

$$T_W[°C] = \frac{1.709,248}{8,0373 - \log 1.275} - 231,5 = 115,08\ °C$$

Para $P_V = 0,16$ bar $= 0,158$ atm $= 120$ mm Hg

$$T_V[°C] = \frac{1.709,248}{8,0373 - \log 120} - 231,5 = 55,38\ °C$$

Teniendo en cuenta que se produce un aumento ebullioscópico del 73% se tendrá:

$$T_V = (55,38)(1,73) = 95,80\ °C$$

Volver al enunciado del problema

El calor intercambiado será:

$$Q = U A (T_w - \bar{T}_v)$$

Siendo: $U = 2{,}8 \frac{kW}{m^2 \cdot K} = 0{,}672 \frac{kcal}{s \cdot m^2 \cdot ºC}$

Se tendrá:

$$Q = (9672)(30)(115{,}08 - 95{,}80) = 388{,}68 \frac{kcal}{s}$$

Vapor necesario para suministrar el calor:

$$Q = W \cdot \lambda_w$$

Siendo (ecuación de Regnault):

$$\lambda_w = 606{,}5 - (0{,}695)(115{,}08) = 526{,}52 \frac{kcal}{kg}$$

Se tendrá:

$$W = \frac{388{,}68}{526{,}52} = 0{,}738 \frac{kg}{s} \text{ de vapor consumido}$$

Balance de materia:

$$\left.\begin{array}{l} A = L + V \\ (0{,}20)A = (0{,}50)L \end{array}\right\} \text{ de donde: } \begin{array}{l} A = 2{,}5\ L \\ V = 1{,}5\ L \end{array}$$

Calor necesario para la evaporación:

$$Q = A\, c_{pA} (T_v - T_A) + V \lambda_A$$

Siendo:

$$c_{pA} = 1 \frac{kcal}{kg \cdot ºC}$$

Volver al enunciado del problema

$$\lambda_A = 606,5 - (0,695)(95,80) = 539,92 \ \frac{kcal}{kg}$$

Se tendrá:

$$338,68 = (2,5)L(1)(95,8-35) + (1,5)L(539,92)$$

De donde:

$$L = 0,40 \ \frac{kg}{s} \text{ de disolución concentrada}$$

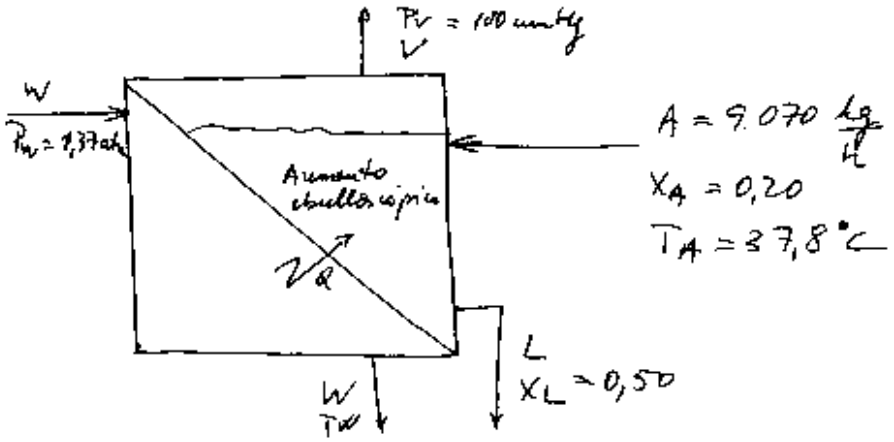
Volver al enunciado del problema

$W = 6.491\ kg/h$

$Economía = 0,84$

$A = 162,06\ m^2$

Volver al enunciado del problema



Balance de soluto:

$$(9.070)(0,20) = L(0,50)$$

De donde:

$$L = 3.628 \text{ kg/h}$$

Balance total:

$$9.070 = 3.628 + V$$

De donde:

$$V = 5.442 \text{ kg/h}$$

Calor necesario para la evaporación:

$$Q = A c_{pA} (T_V - T_A) + V \lambda_A$$

Siendo:

$$c_{pA} = 4,2 \frac{kJ}{kg \cdot K}$$

Ecuación de Antoine ($P_V = 100$ mmHg):

$$T[°C] = \frac{1.709,248}{8,03723 - \log 100} - 231,5 = 51,62 \text{ °C}$$

Volver al enunciado del problema

Considerando el aumento ebulloscópico del 77%:

$$T_V = (51,62)(1,77) = 91,37^\circ C$$

Ecuación de Regnault:

$$\lambda_A = 606,5 - (0,655)(91,37) = 543 \frac{kcal}{kg} =$$
$$= 2.270 \frac{kJ}{kg}$$

Se tendrá:

$$Q = (9.070)(4,2)(91,37 - 37,8) + (5.442)(2.270) =$$
$$= 14,4 \cdot 10^6 \frac{kJ}{h} = 4.000 \frac{kJ}{s}$$

Vapor necesario para suministrar el calor:

$$Q = W \cdot \lambda_W$$

Siendo:

Ecuación de Antoine:

$$P = 1,37 \text{ atm} = 1.041,2 \text{ mm Hg}$$

$$T_W[^\circ C] = \frac{1.709,248}{8,03723 - \log 1041,2} - 231,5 = 105^\circ C$$

Ecuación de Regnault:

$$\lambda_W \left[\frac{kcal}{kg}\right] = 606,5 - (0,655)(105) = 530,75 \frac{kcal}{kg} =$$
$$= 2.219 \frac{kJ}{kg}$$

Se tendrá:

$$W = \frac{14,4 \cdot 10^6}{2.219} = 6.491 \frac{kg}{h}$$

Volver al enunciado del problema

$$\text{Economía} = \frac{5.442}{6.491} = 0,84$$

Área de intercambio de calor:

$$Q = U A (T_w - T_v)$$

Siendo:

$$U = 1.400 \ \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Se tendrá:

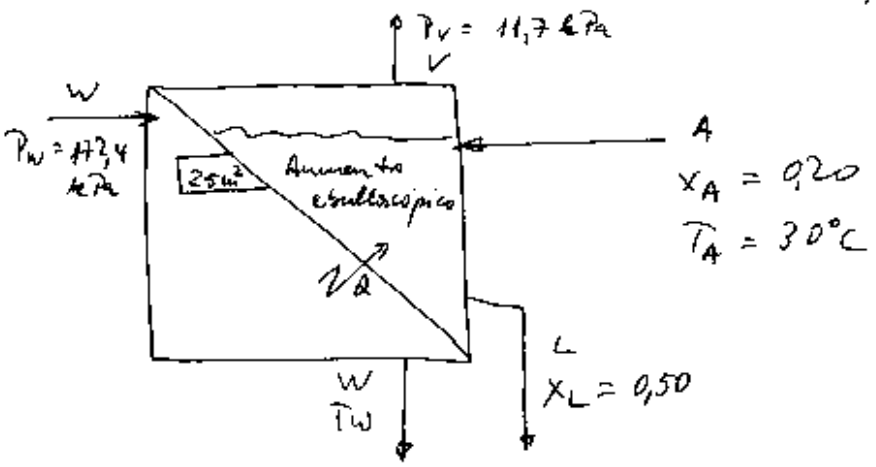
$$A = \frac{4.000 \cdot 10^3}{(1.400)(109 - 91,37)} = 162,06 \ m^2$$

Volver al enunciado del problema

$W = 1,18 \ kg/s$

$$\frac{kg \ vapor \ generado}{kg \ vapor \ consumido} = 0,82$$

Volver al enunciado del problema



Las temperaturas de ebullición pueden obtenerse a partir de las presiones correspondientes mediante la ecuación de Antoine:

Para $P_W = 172,4\ kPa = 1,7\ atm = 1.293\ mm\ Hg$

$$T_W[°C] = \frac{1.709,248}{8,0373 - \log 1.293} - 231,5 = 115,51°C$$

Para $P_V = 11,7\ kPa = 0,115\ atm = 87,78\ mm\ Hg$

$$T_V[°C] = \frac{1.709,248}{8,0373 - \log 87,78} - 231,5 = 48,98°C$$

Teniendo en cuenta que se produce un aumento ebulloscópico del 75% se tendrá:

$$T_V = (48,98)(1,75) = 85,72°C$$

El calor intercambiado será:

$$Q = U A (T_W - T_V)$$

Volver al enunciado del problema

Siendo: $U = 1{,}560 \frac{kW}{m^2 \cdot K}$

Se tendrá:

$$Q = (1{,}560)(25)(115{,}51 - 48{,}98) = 2.595 \ kW$$

a.) Vapor necesario para suministrar el calor:

$$Q = W \cdot \lambda_W$$

Siendo (ecuación de Regnault):

$$\lambda_W = 606{,}5 - (0{,}695)(115{,}51) = 526{,}22 \ \frac{kcal}{kg}$$
$$= 2.200 \ \frac{kJ}{kg}$$

Se tendrá:

$$W = \frac{2.595}{2.200} = 1{,}18 \ \frac{kg}{s} \text{ vapor de calefacción}$$

b.) Balance de materia:

$$\left.\begin{array}{l} A = L + V \\ (0{,}20)A = (0{,}50)L \end{array}\right\} \text{ de donde: } \begin{array}{l} A = 2{,}5L \\ V = 1{,}5L \end{array}$$

Calor necesario para la evaporación:

$$Q = A \, cp_A \, (T_V - T_A) + V \lambda_A$$

Siendo:

$$cp_A = 4{,}2 \ \frac{kJ}{kg \ ^\circ C}$$

Volver al enunciado del problema

$$\lambda_A = 606,5 - (0,695)(85,72) = 546,92 \frac{kcal}{kg} =$$
$$= 2.286 \frac{kJ}{kg}$$

Se tendrá:

$$2.595 = (2,5)\,L\,(4,2)(85,72-30) + (1,5)\,L\,(2.286)$$

De donde:

$$L = 0,65 \frac{kg}{s}$$

Por tanto:

$$V = (1,5)(0,65) = 0,97 \frac{kg}{s}$$

Como se consumen 1,18 kg/s de vapor, se tendrá:

$$\frac{\text{kg vapor generado}}{\text{kg vapor consumido}} = \frac{0,97}{1,18} = 0,82$$

Volver al enunciado del problema

$A = 82.70\ m^2$

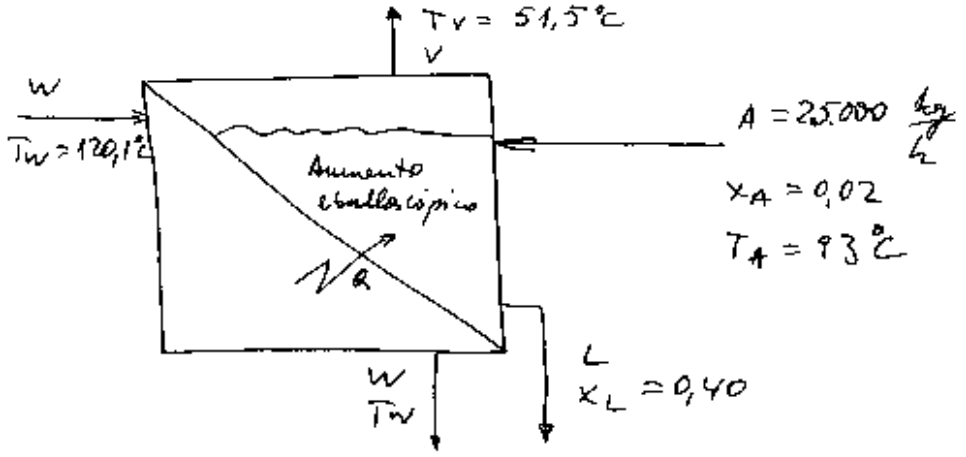
$W = 24.090\ kg/h$

$$\frac{\text{kg vapor producido}}{\text{kg vapor calefacción}} = 0,98$$

Volver al enunciado del problema

C1006-61

1/2



Balance de soluto:

$$(25.000)(0,02) = L(0,40)$$

De donde:

$$L = 1.250 \text{ kg/h}$$

Balance total:

$$25.000 = 1.250 + V$$

De donde:

$$V = 23.750 \text{ kg/h}$$

Calor necesario para la evaporación

$$Q = A\,C_{pA}\,(T_v - T_A) + V\lambda_A$$

Siendo:

$$C_{pA} = 1 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}\cdot°\text{C}}$$

Considerando el aumento ebullioscópico de 10°C:

$$T_v = 51,5 + 10 = 61,5°\text{C}$$

Volver al enunciado del problema

Ecuación de Regnault:

$$\lambda_A = 606,5 - (0,695)(61,5) = 563,76 \ \frac{kcal}{kg}$$

Se tendrá:

$$Q = (25.000)(1)(61,5-93) + (23.750)(563,76) = 12,6 \cdot 10^6 \ \frac{kcal}{h}$$

Vapor necesario para suministrar el calor:

$$Q = W \lambda_W$$

Siendo (ecuación de Regnault):

$$\lambda_W = 606,5 - (0,695)(120,1) = 523,03 \ \frac{kcal}{kg}$$

Se tendrá:

$$W = \frac{12,6 \cdot 10^6}{523,03} = 24.090 \ \frac{kg}{h} \text{ de vapor de calefacción}$$

$$\frac{\text{Vapor producido}}{\text{Vapor consumido}} = \frac{23.750}{24.090} = 0,98$$

Área de intercambio de calor:

$$Q = U A (T_W - T_V)$$

Siendo: $U = 2.600 \ \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C}$

Se tendrá:

$$A = \frac{12,6 \cdot 10^6}{(2.600)(120,1-61,5)} = 82,70 \ m^2$$

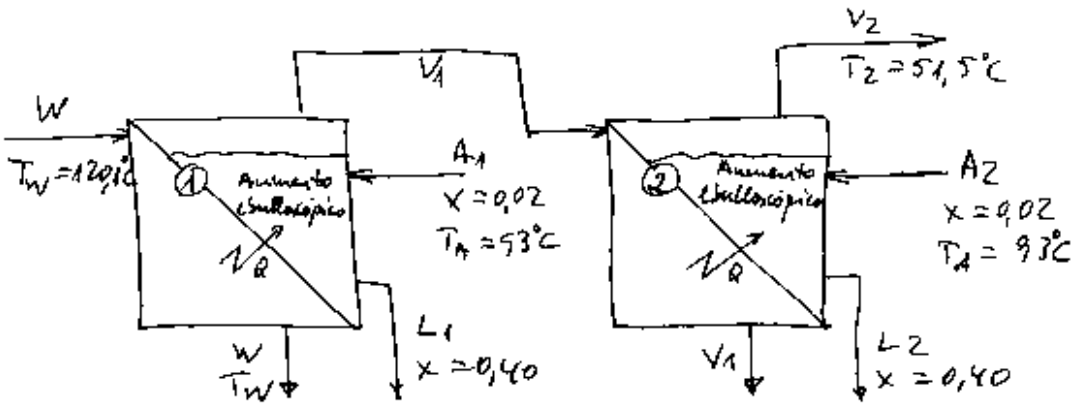
Volver al enunciado del problema

$A = 138{,}7\ m^2$

$W = 12.259\ kg/h$

$$\frac{\text{kg vapor producido}}{\text{kg vapor calefacción}} = 1{,}94$$

Volver al enunciado del problema



Si se supone que en cada efecto se intercambia la misma cantidad de calor (y las áreas son iguales):

$$\frac{Q}{A} = \frac{\Delta T_1}{\frac{1}{U_1}} = \frac{\Delta T_2}{\frac{1}{U_2}} = \frac{\Delta T}{\frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2}}$$

Gradiente de temperatura total:

$$\Delta T = 120,1 - 51,5 = 68,6\ ^\circ C$$

Considerando que se produce un aumento ebulloscópico de 10°C en cada efecto, el gradiente de temperatura útil será:

$$\Delta T = 68,6 - (2)(10) = 48,6\ ^\circ C$$

Por tanto:

$$\frac{Q}{A} = \frac{48,6}{\frac{1}{2.600} + \frac{1}{1.500}} = 46.229\ \frac{kcal}{h \cdot m^2}$$

y, de aquí:

Volver al enunciado del problema

$$\Delta T_1 = \frac{46.229}{2.600} = 17,78\,^\circ C$$

$$\Delta T_2 = \frac{46.229}{1.500} = 30,82\,^\circ C$$

Las temperaturas de ebullición serán, pues:

Calefacción efecto 1 : 120,1 °C
Ebullición efecto 1 : 120,1 - 17,78 = 102,32 °C
Calefacción efecto 2 : 102,32 - 10 = 93,32 °C
Ebullición efecto 2 : 93,32 - 30,82 = 61,5 °C
Salida efecto 2 : 61,5 - 10 = 51,5 °C

Aplicando la ecuación de Regnault puede obtenerse los calores latentes de las corrientes de vapor:

$\lambda_{120,1} = 606,5 - (0,695)(120,1) = 523,03$ kcal/kg
$\lambda_{93,32} = 606,5 - (0,695)(93,32) = 541,64$ kcal/kg
$\lambda_{51,5} = 606,5 - (0,695)(51,5) = 570,71$ kcal/kg

Para simplificar el cálculo se considera que el caudal total:

$$25.000 = A_1 + A_2$$

se podría poner de la forma:

Efecto 1 : 25.000 - A
Efecto 2 : A

Volver al enunciado del problema

Balance total:

Efecto 1: $25.000 - A = V_1 + L_1$

Efecto 2: $A = V_2 + L_2$

Balance de soluto:

Efecto 1: $(25.000 - A)(0,02) = L_1(0,40)$

Efecto 2: $A(0,02) = L_2(0,40)$

Poniendo todas las corrientes en función de A:

$L_1 = 1.250 - 0,05\,A$

$V_1 = 23.750 - 0,95\,A$

$L_2 = 0,05\,A$

$V_2 = 0,95\,A$

Balance de energía en el efecto 2:

$$V_1\,\lambda_{93,32} = A\,Cp\,(61,5-93) + V_2\,\lambda_{51,5}$$

Siendo:

$$Cp = 1\ \frac{kcal}{kg\cdot °C}$$

Se obtiene:

$$(23.750 - 0,95\,A)(541,64) = A(1)(61,5-93) + (0,95)\,A\,(570,71)$$

De donde:

$$A = 12.547\ kg/h \quad (\text{Efecto 2})$$

$$A_1 = 25.000 - 12.547 = 12.453\ kg/h\ (\text{Efecto 1})$$

Volver al enunciado del problema

Balance de energía en el efecto 1:

$$W\lambda_{120,1} = (25.000 - A)\,Cp\,(93,32 - 93) + V_1\lambda_{93,32}$$

es decir:

$$W(523,03) = (25.000 - 12547)(1)(93,32 - 93) + \left[23.750 - (955)(12.547)\right](541,64)$$

De donde:

$$W = 12.259\ \frac{kg}{h}$$

Vapor total producido:

$$V_1 = 23.750 - (0,95)(11.547) = 11.830\ kg/h$$

$$V_2 = (0,55)(12.547) = 11.920\ kg/h$$

$$\frac{\text{Vapor producido}}{\text{Vapor consumido}} = \frac{V_1 + V_2}{W} = \frac{11.830 + 11.920}{12.259} = 1,94$$

Cálculo del área de intercambio de calor:

En el efecto 1:

$$Q = W \cdot \lambda_{120,1} = (12.259)(523,03) = 6,4 \cdot 10^6\ \frac{kcal}{h}$$

$$A_1 = \frac{6,4 \cdot 10^6}{(2600)(17,78)} = 138,7\ m^2$$

En el efecto 2:

$$Q = W\lambda_{93,32} = (11.830)(541,64) = 6,4 \cdot 10^6\ \frac{kcal}{h}$$

$$A_2 = \frac{6,4 \cdot 10^6}{(1500)(30,82)} = 138,6\ m^2$$

Volver al enunciado del problema

Como puede verse, ambas áreas son prácticamente iguales, por lo que se considerará el resultado como el valor medio aritmético de ambos:

$$A = \frac{138,7 + 138,6}{2} = 138,65\ m^2$$

Volver al enunciado del problema

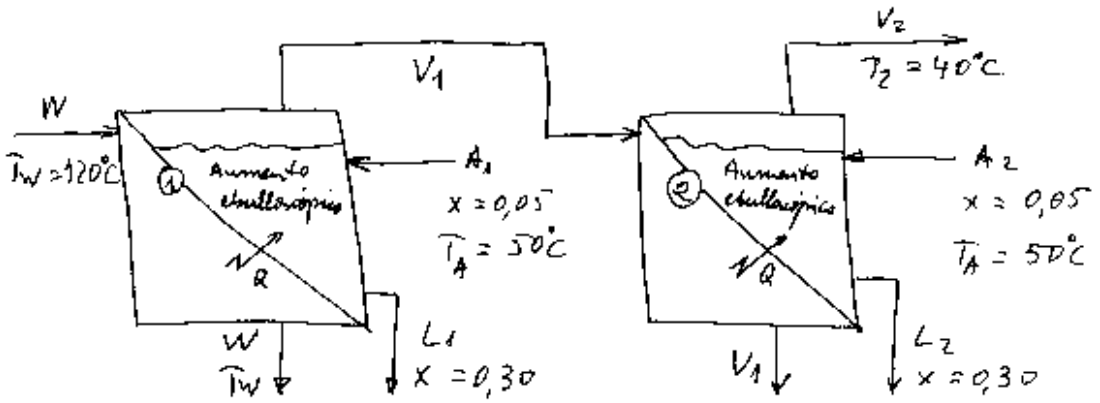
a.) $A = 136,4\ m^2$

b.) $A_1 = 10.245\ kg/h$

$A_2 = 9.755\ kg/h$

c.) $\frac{\text{Vapor producido}}{\text{Vapor utilizado}} = 1,70$

Volver al enunciado del problema



Si se supone que en cada efecto se intercambia la misma cantidad de calor (y las áreas son iguales):

$$\frac{Q}{A} = \frac{\Delta \bar{T}_1}{\frac{1}{U_1}} = \frac{\Delta \bar{T}_2}{\frac{1}{U_2}} = \frac{\Delta \bar{T}}{\frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2}}$$

Gradiente de temperatura total:

$$\Delta \bar{T} = 120 - 40 = 80°C$$

Considerando que se produce un aumento ebulloscópico de 10°C en cada efecto, el gradiente de temperatura será:

$$\Delta \bar{T} = 80 - (2)(10) = 60°C$$

Por tanto:

$$\frac{Q}{A} = \frac{60}{\frac{1}{1.500} + \frac{1}{1.000}} = 36.000 \ \frac{kcal}{h \cdot m^2}$$

y de aquí:

$$\Delta \bar{T}_1 = \frac{36.000}{1.500} = 24°C$$

Volver al enunciado del problema

$$\Delta T_2 = \frac{36.000}{1.000} = 36^\circ C$$

Las temperaturas de ebullición serán, pues:

Calefacción efecto 1: 120 °C
Ebullición efecto 1: 120 − 24 = 96 °C
Calefacción efecto 2: 96 − 10 = 86 °C
Ebullición efecto 2: 86 − 36 = 50 °C
Salida efecto 2: 50 − 10 = 40 °C

Aplicando la ecuación de Regnault pueden obtenerse los calores latentes de las corrientes de vapor:

$\lambda_{120} = 606,5 - (0,695)(120) = 523,1$ kcal/kg
$\lambda_{86} = 606,5 - (0,695)(86) = 546,7$ kcal/kg
$\lambda_{40} = 606,5 - (0,695)(40) = 578,7$ kcal/kg

Para simplificar el cálculo se considera que el caudal total:

$$20.000 = A_1 + A_2$$

se podrá de la forma:

Efecto 1: 20.000 − A
Efecto 2: A

Balance total:

Efecto 1: $20.000 - A = V_1 + L_1$
Efecto 2: $A = V_2 + L_2$

Volver al enunciado del problema

Balance de soluto:

Efecto 1: $(20.000-A)(0,05) = L_1(0,30)$

Efecto 2: $A(0,05) = L_2(0,30)$

Poniendo todas las corrientes en función de A:

$L_1 = 3.333 - 0,17\,A$

$V_1 = 16.667 - 0,83\,A$

$L_2 = 0,17\,A$

$V_2 = 0,83\,A$

Balance de energía en el efecto 2:

$$V_1 \lambda_{86} = A\,C_p\,(50-50) + V_2 \lambda_{40}$$

Siendo:

$$C_p = 0,95 \text{ kcal/kg·°C}$$

se obtiene:

$$(16.667-0,83A)(546,7) = A(0,95)(0) + (0,83)A(578,7)$$

De donde:

$$A = 9.755 \text{ kg/h} \quad \text{(Efecto 2)}$$

$$A_1 = 20.000 - 9.755 = 10.245 \text{ kg/h} \quad \text{(Efecto 1)}$$

Balance de energía en el efecto 1:

$$W\lambda_{120} = (20.000-A)\,C_p\,(96-50) + V_1 \lambda_{86}$$

Es decir:

$$W(523,1) = (20.000-9755)(0,95)(96-50) + \left[(16.667) - (0,83)(9755)\right](546,7)$$

Volver al enunciado del problema

De donde:

$$W = 9.813 \ \frac{kg}{h}$$

a.) Área de intercambio de calor:

En el efecto 1:

$$Q = W \lambda_{120} = (9.813)(523,1) = 5.133 \ \frac{kcal}{h}$$

$$A_1 = \frac{5.133}{(1.500)(24)} = 142,6 \ m^2$$

En el efecto 2:

$$Q = V_1 \lambda_{86} = [(16.667) - (0,83)(9.755)](546,7) =$$
$$= 4.685 \ \frac{kcal}{h}$$

$$A_2 = \frac{4.685}{(1.800)(36)} = 130,2 \ m^2$$

Ambas áreas son similares, por lo que se podría rehacer el cálculo considerando el área media y, por tanto, menos ΔT. Sin embargo, como la diferencia entre ambos valores no es muy elevada, se considerará el resultado como el valor medio aritmético de ambos:

$$A = \frac{142,6 + 130,2}{2} = 136,4 \ m^2$$

Volver al enunciado del problema

b.) Caudales de alimentación:

$A_1 = 10.245$ kg/h

$A_2 = 9.755$ kg/h

c.)

$V_1 = 16.667 - (0,83)(9.755) = 8.570$ kg/h

$V_2 = (0,83)(9.755) = 8.097$ kg/h

$W = 9.813$ kg/h

$$\frac{\text{Vapor producido}}{\text{Vapor vivo}} = \frac{V_1 + V_2}{W} = 1,70$$

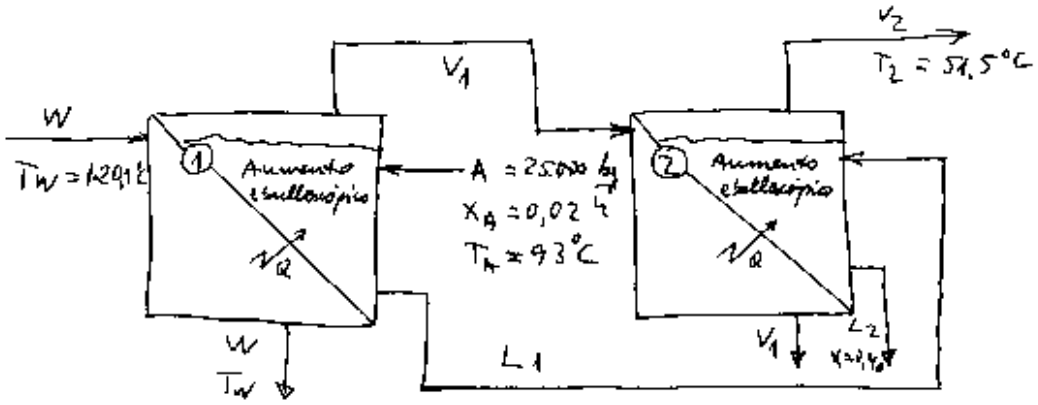
Volver al enunciado del problema

$A = 128{,}7\ m^2$

$W = 12.499\ kg/h$

$$\frac{\text{kg vapor producido}}{\text{kg vapor consumido}} = 1{,}90$$

Volver al enunciado del problema



Si se supone que en cada efecto se intercambia la misma cantidad de calor (y sus áreas son iguales):

$$\frac{Q}{A} = \frac{\Delta T_1}{\frac{1}{U_1}} = \frac{\Delta T_2}{\frac{1}{U_2}} = \frac{\Delta T}{\frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2}}$$

Gradiente de temperatura total:

$$\Delta T = 120,1 - 51,5 = 68,6\ ^\circ C$$

Considerando que se produce un aumento ebulloscópico de 6°C en el primer efecto y de 10°C en el segundo, el gradiente de temperatura útil será:

$$\Delta T = 68,6 - (6 + 10) = 52,6\ ^\circ C$$

Por tanto:

$$\frac{Q}{A} = \frac{52,6}{\frac{1}{2.600} + \frac{1}{1.500}} = 50.034\ \frac{kcal}{h \cdot m^2}$$

y de aquí:

Volver al enunciado del problema

$$\Delta T_1 = \frac{50.034}{2.600} = 19,24\ ^\circ C$$

$$\Delta T_2 = \frac{50.034}{1.500} = 33,36\ ^\circ C$$

Las temperaturas de ebullición serán, pues:

Calefacción efecto 1: 120,1 °C
Ebullición efecto 1: 120,1 − 19,24 = 100,86 °C
Calefacción efecto 2: 100,86 − 6 = 94,86 °C
Ebullición efecto 2: 94,86 − 33,36 = 61,5 °C
Salida efecto 2: 61,5 − 10 = 51,5 °C

Aplicando la ecuación de Regnault pueden obtenerse los calores latentes de las corrientes de vapor:

$$\lambda_{120,1} = 606,5 - (0,695)(120,1) = 523,03\ kcal/kg$$

$$\lambda_{94,86} = 606,5 - (0,695)(94,86) = 540,57\ kcal/kg$$

$$\lambda_{51,5} = 606,5 - (0,695)(51,5) = 570,71\ kcal/kg$$

Balance de soluto:

$$(25.000)(0,02) = L_2\,(0,40)$$

De donde:

$$L_2 = 1.250\ kg/h$$

Balance total:

$$25.000 = V_1 + V_2 + 1.250$$

De donde:

$$V_2 = 23.750 - V_1$$

y además:

$$L_1 = 25.000 - V_1$$

Volver al enunciado del problema

Balance de energía en el efecto 2:

$$V_1 \lambda_{94,86} = (25.000 - V_1) Cp (61,5 - 100,86) + V_2 \lambda_{51,5}$$

Siendo:

$$Cp = 1 \frac{kcal}{kg \cdot °C}$$

Se tendrá:

$$V_1 (540,57) = (25.000 - V_1)(1)(61,5 - 100,86) + (23.750 - V_1)(570,71)$$

De donde:

$$V_1 = 11.730 \ kg/h$$

Y, por tanto:

$$V_2 = 23.750 - 11.730 = 12.020 \ kg/h$$

Balance de energía en el efecto 1:

$$W \lambda_{120,1} = (25.000) Cp (100,86 - 93) + V_1 \lambda_{94,86}$$

es decir:

$$W(523,03) = (25.000)(1)(100,86 - 93) + (11.730)(540,57)$$

De donde:

$$W = 12.499 \ kg/h$$

Vapor total producido:

$$V_1 + V_2 = 11.730 + 12.020 = 23.750 \ kg/h$$

$$\frac{\text{Vapor producido}}{\text{Vapor consumido}} = \frac{V_1 + V_2}{W} = \frac{23.750}{12.499} = 1,90$$

Volver al enunciado del problema

Cálculo del área de intercambio de calor:

En el efecto 1:

$$Q = W\,\lambda_{120,1} = (12.499)(523,03) = 6,5\cdot 10^6\ \frac{kcal}{h}$$

$$A_1 = \frac{6,5\cdot 10^6}{(2.600)(19,24)} = 130,68\ m^2$$

En el efecto 2:

$$Q = V_1\,\lambda_{94,86} = (11.730)(540,57) = 6,3\cdot 10^6\ \frac{kcal}{h}$$

$$A_2 = \frac{6,3\cdot 10^6}{(1.500)(33,6)} = 126,72\ m^2$$

Ambas áreas son similares, por lo que se podría rehacer el cálculo considerando un área media J, por tanto, nuevos ΔT. Sin embargo, como la diferencia entre ambos valores no es muy elevada, se considerará el resultado como el valor medio aritmético de ambos:

$$A = \frac{130,68 + 126,72}{2} = 128,7\ m^2$$

Volver al enunciado del problema

a.) $W = 4.444\ kg/h$

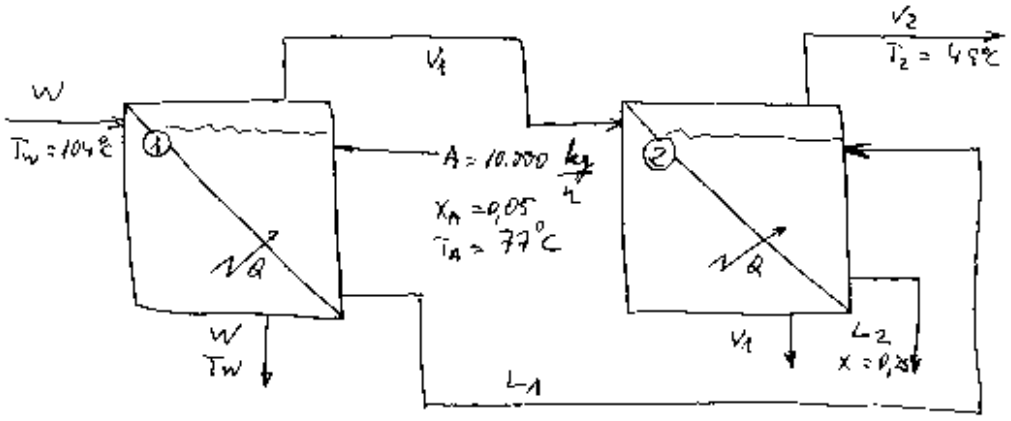
b.) $T_1 = 85,67°C$

c.) $A = 65,19\ m^2$

d.) $V_1 = 4.190\ kg/h$

Volver al enunciado del problema

C1006-65
1/4



Si se supone que en cada efecto se intercambia la misma cantidad de calor (y sus áreas son iguales):

$$\frac{Q}{A} = \frac{\Delta T_1}{\frac{1}{U_1}} = \frac{\Delta T_2}{\frac{1}{U_2}} = \frac{\Delta T}{\frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2}}$$

Gradiente de temperatura total:

$$\Delta T = 104 - 49 = 55°C$$

Por tanto:

$$\frac{Q}{A} = \frac{55}{\frac{1}{1.952} + \frac{1}{976}} = 35.787 \frac{kcal}{h \cdot m^2}$$

y de aquí:

$$\Delta T_1 = \frac{35.787}{1.952} = 18,33°C$$

$$\Delta T_2 = \frac{35.785}{976} = 36,67°C$$

Las temperaturas de ebullición serán, pues:

Volver al enunciado del problema

Calefacción efecto 1: 104 °C

Ebullición efecto 1: $104 - 18{,}33 = 85{,}67$ °C

Calefacción efecto 2: 85,67 °C

Ebullición efecto 2: $85{,}67 - 36{,}67 = 49$ °C

Aplicando la ecuación de Regnault pueden obtenerse los calores latentes de las corrientes de vapor:

$$\lambda_{104} = 606{,}5 - (0{,}695)(104) = 534{,}22 \text{ kcal/kg}$$

$$\lambda_{85{,}67} = 606{,}5 - (0{,}695)(85{,}67) = 546{,}96 \text{ kcal/kg}$$

$$\lambda_{49} = 606{,}5 - (0{,}695)(49) = 572{,}45 \text{ kcal/kg}$$

Balance de soluto:

$$(10.000)(0{,}05) = L_2\,(0{,}25)$$

De donde:

$$L_2 = 2.000 \text{ kg/h}$$

Balance total:

$$10.000 = V_1 + V_2 + 2.000$$

De donde:

$$V_2 = 8.000 - V_1$$

y además:

$$L_1 = 10.000 - V_1$$

Balance de energía en el efecto 2:

$$V_1\,\lambda_{85{,}67} = (10.000 - V_1)\,C_p(49 - 85{,}67) + V_2\,\lambda_{49}$$

Volver al enunciado del problema

Siendo: $$Cp = 0{,}95 \ \frac{kcal}{kg \cdot ºC}$$

se tendrá:

$$V_1(546{,}96) = (10.000 - V_1)(0{,}95)(49 - 85{,}67) + (8.000 - V_1)(572{,}45)$$

De donde:

$$V_1 = 4.190 \ kg/h$$

y, por tanto:

$$V_2 = 8.000 - 4.190 = 3.810 \ kg/h$$

Balance de energía en el efecto 1:

$$W \lambda_{104} = (10.000)\, Cp\, (85{,}67 - 77) + V_1 \lambda_{85{,}67}$$

es decir:

$$W(534{,}22) = (10.000)(0{,}95)(85{,}67 - 77) + (4.190)(546{,}96)$$

De donde:

$$W = 4.444 \ kg/h$$

Cálculo del área de intercambio de calor:

En el efecto 1:

$$Q = W \lambda_{104} = (4.444)(534{,}22) = 2{,}4 \cdot 10^6 \ kcal/h$$

$$A_1 = \frac{2{,}4 \cdot 10^6}{(1.952)(18{,}33)} = 66{,}35 \ m^2$$

En el efecto 2:

$$Q = W \lambda_{85{,}67} = (4.190)(546{,}96) = 2{,}3 \cdot 10^6 \ kcal/h$$

$$A_2 = \frac{2{,}3 \cdot 10^6}{(976)(36{,}67)} = 64{,}03 \ m^2$$

Volver al enunciado del problema

Ambas áreas son similares, por lo que se podría rehacer el cálculo considerando un área media y, por tanto, nuevos ΔT. Sin embargo, como la diferencia entre ambos valores no es muy elevada, se considerará el resultado como el valor medio aritmético de ambos:

$$A = \frac{66,35 + 64,03}{2} = 65,19 \ m^2$$

En resumen:

a.) Caudal de vapor = 4.444 kg/h
b.) Temperatura de ebullición del primer efecto = 85,67 °C
c.) Área = 65,19 m^2
d.) Caudal de vapor del primer efecto = 4.190 kg/h

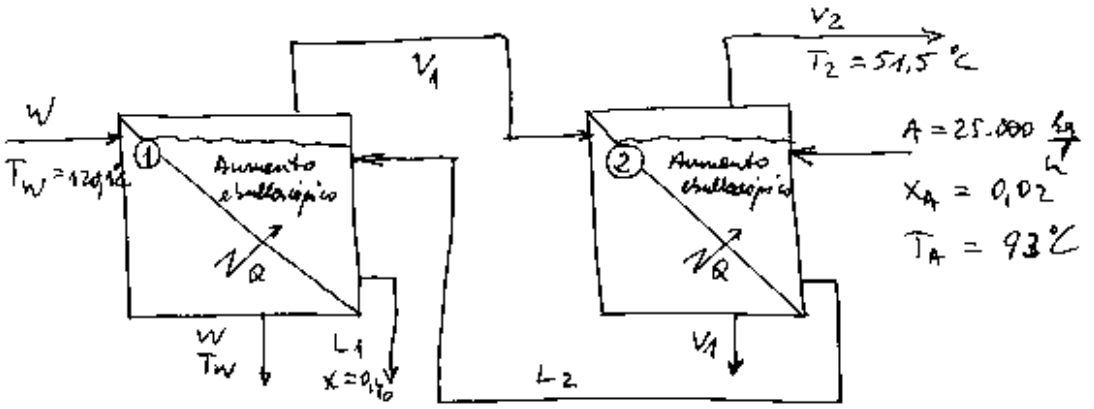
Volver al enunciado del problema

$$A = 128{,}51\ m^2$$

$$W = 12.858\ kg/h$$

$$\frac{kg\ vapor\ producido}{kg\ vapor\ consumido} = 1{,}85$$

Volver al enunciado del problema



Si se supone que en cada efecto se intercambia la misma cantidad de calor (y nos áreas son iguales):

$$\frac{Q}{A} = \frac{\Delta T_1}{\frac{1}{U_1}} = \frac{\Delta T_2}{\frac{1}{U_2}} = \frac{\Delta T}{\frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2}}$$

Gradiente de temperatura total:

$$\Delta T = 120 - 51,5 = 68,6\ ^\circ C$$

Considerando que se produce un aumento ebulloscópico de 10°C en el primer efecto y de 6°C en el segundo, el gradiente de temperatura útil será:

$$\Delta T = 68,6 - (10+6) = 52,6\ ^\circ C$$

Por tanto:

$$\frac{Q}{A} = \frac{52,6}{\frac{1}{2.600} + \frac{1}{1.500}} = 50.034\ \frac{kcal}{h \cdot m^2}$$

y, de aquí:

Volver al enunciado del problema

$$\Delta T_1 = \frac{50.034}{2.600} = 19,24\ ^\circ C$$

$$\Delta T_2 = \frac{50.034}{1.500} = 33,36\ ^\circ C$$

Las temperaturas de ebullición serán, pues:

Calefacción efecto 1: 120,1 °C
Ebullición efecto 1: 120,1 − 19,24 = 100,86 °C
Calefacción efecto 2: 100,86 − 10 = 90,86 °C
Ebullición efecto 2: 90,86 − 33,36 = 57,5 °C
Salida efecto 2: 57,5 − 6 = 51,5

Aplicando la ecuación de Regnault pueden obtenerse los calores latentes de las corrientes de vapor:

$\lambda_{120,1} = 606,5 - (0,695)(120,1) = 523,03$ kcal/kg

$\lambda_{90,86} = 606,5 - (0,695)(90,86) = 543,35$ kcal/kg

$\lambda_{51,5} = 606,5 - (0,695)(51,5) = 570,71$ kcal/kg

Balance de soluto:

$$(25.000)(0,02) = L_1\,(0,40)$$

De donde:

$$L_1 = 1.250 \text{ kg/h}$$

Balance total:

$$25.000 = V_1 + V_2 + 1.250$$

De donde:

$$V_2 = 23.750 - V_1$$

y además:

$$L_2 = 25.000 - V_2$$

Volver al enunciado del problema

Balance de energía en el efecto 2:

$$V_1 \lambda_{90,86} = (25.000)\, Cp\, (57,5 - 93) + V_2 \lambda_{51,5}$$

Siendo: $Cp = 1 \frac{kcal}{kg \cdot °C}$

se tendrá:

$$V_1 (543,35) = (25.000)(1)(57,5-93) + (23.750 - V_1)(570,71)$$

De donde:

$$V_1 = 11.370 \ kg/h$$

y, por tanto:

$$V_2 = 23.750 - 11.370 = 12.380 \ kg/h$$

Balance de energía en el efecto 1:

$$W \lambda_{120,1} = (25.000 - V_2)(1)(100,86 - 57,5) + V_1 \lambda_{90,86}$$

es decir:

$$W(523,03) = (25000 - 12.380)(1)(100,86 - 57,5) + (11.370)(543,35)$$

De donde:

$$W = 12.858 \ kg/h$$

Vapor total producido:

$$V_1 + V_2 = 11.370 + 12.380 = 23.750 \ kg/h$$

$$\frac{\text{Vapor producido}}{\text{Vapor consumido}} = \frac{V_1 + V_2}{W} = \frac{23.750}{12.858} = 1,85$$

Volver al enunciado del problema

Cálculo del área de intercambio de calor:

En el efecto 1:

$$Q = W \lambda_{H_2O,1} = (17.858)(523,03) = 6,7 \cdot 10^6 \frac{kcal}{h}$$

$$A_1 = \frac{6,7 \cdot 10^6}{(2.600)(19,24)} = 134,44 \ m^2$$

En el efecto 2:

$$Q = V \lambda_{90,86} = (11.370)(543,35) = 6,2 \cdot 10^6 \frac{kcal}{h}$$

$$A_2 = \frac{6,2 \cdot 10^6}{(1.500)(33,36)} = 122,58 \ m^2$$

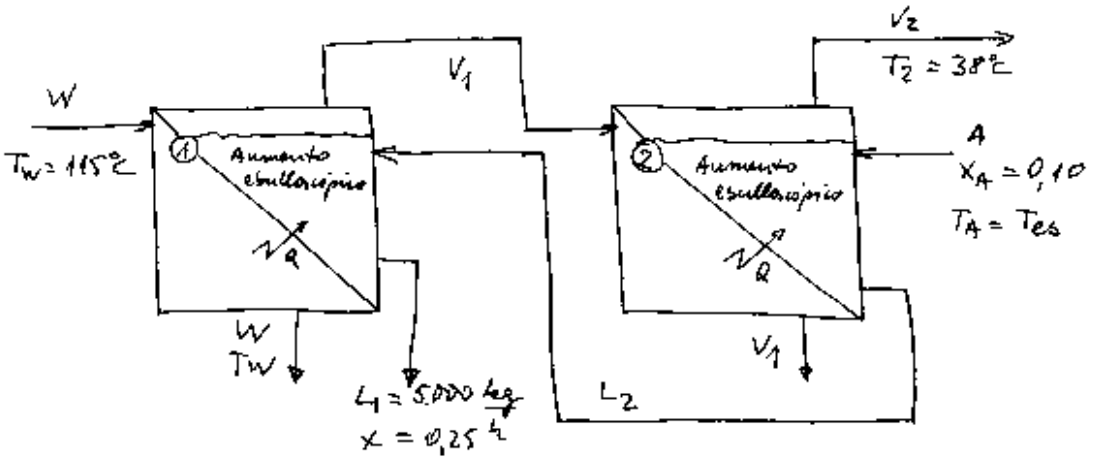
Ambas áreas son similares, por lo que se podría rehacer el cálculo considerando una área media y, por tanto, nuevos ΔT. Sin embargo, como la diferencia entre ambos valores no es muy elevada, se considerará el resultado como el valor medio aritmético de ambos:

$$A = \frac{134,44 + 122,58}{2} = 128,51 \ m^2$$

Volver al enunciado del problema

$$A = 49{,}56\ m^2$$

Volver al enunciado del problema



Si se supone que en cada efecto se intercambia la misma cantidad de calor (y nos áreas son iguales):

$$\frac{Q}{A} = \frac{\Delta T_1}{\frac{1}{U_1}} = \frac{\Delta T_2}{\frac{1}{U_2}} = \frac{\Delta T}{\frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2}}$$

Gradiente de temperatura total:

$$\Delta T = 115 - 38 = 77°C$$

Considerando que se produce un aumento ebulloscópico de 12°C en el primer efecto y de 8°C en el segundo, el gradiente de temperatura útil será:

$$\Delta T = 77 - (12 + 8) = 57°C$$

Por tanto:

$$\frac{Q}{A} = \frac{57}{\frac{1}{1.800} + \frac{1}{1.500}} = 46.636 \frac{kcal}{h \cdot m^2}$$

y, de aquí:

Volver al enunciado del problema

$$\Delta T_1 = \frac{46.636}{1.800} = 25,91\,^\circ C$$

$$\Delta T_2 = \frac{46.636}{1.500} = 31,10\,^\circ C$$

Las temperaturas de ebullición serán, pues:

Calefacción efecto 1: 115°C
Ebullición efecto 1: 115 − 25,91 = 89,09 °C
Calefacción efecto 2: 89,09 − 12 = 77,09 °C
Ebullición efecto 2: 77,09 − 31,10 = 46 °C
Salida efecto 2: 46 − 8 = 38 °C

Aplicando la ecuación de Regnault pueden obtenerse los calores latentes de las corrientes de vapor:

$$\lambda_{115} = 606,5 - (0,695)(115) = 526,08 \text{ kcal/kg}$$
$$\lambda_{77,09} = 606,5 - (0,655)(77,09) = 552,42 \text{ kcal/kg}$$
$$\lambda_{38} = 606,5 - (0,655)(38) = 579,59 \text{ kcal/kg}$$

Balance de soluto:

$$A\,(91) = (5.000)(0,25)$$

De donde:

$$A = 12.500 \text{ kg/h}$$

Balance total:

$$12.500 = V_2 + V_1 + 5.000$$

De donde:

$$V_2 = 7.500 - V_1$$

Volver al enunciado del problema

Balance de energía en el efecto 2 (alimentación a T$_{es}$):

$$V_1 \lambda_{77,09} = (12.500)\, C_p\, (46-46) + V_2 \lambda_{38}$$

es decir:

$$V_1\,(552,42) = (7.500 - V_1)(579,59)$$

De donde:

$$V_1 = 3.840 \text{ kg/h}$$

y, por tanto:

$$V_2 = 7.500 - 3.840 = 3.660 \text{ kg/h}$$

Balance de energía en el efecto 1:

$$W \lambda_{115} = (12.500 - V_2)\, C_p\, (89,09 - 46) + V_1 \lambda_{77,09}$$

Siendo:

$$C_p = 1 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$$

se tendrá:

$$W(526,08) = (12.500 - 3.660)(1)(89,09-46) + (3.840)(552,42)$$

De donde:

$$W = 4.756 \text{ kg/h}$$

Cálculo del área de intercambio de calor:

En el efecto 1:

$$Q = W \lambda_{115} = (4.756)(526,08) = 2,5 \cdot 10^6 \text{ kcal/h}$$

$$A_1 = \frac{2,5 \cdot 10^6}{(1.800)(25,91)} = 53,65 \text{ m}^2$$

Volver al enunciado del problema

En el efecto 2:

$$Q = V_1 \lambda_{77,09} = (3.840)(552,42) = 2,1 \cdot 10^6 \ \frac{kcal}{h}$$

$$A_2 = \frac{2,1 \cdot 10^6}{(1.500)(31,10)} = 45,47 \ m^2$$

Ambas áreas son similares, por lo que se podría rehacer el cálculo considerando un área media y, por tanto, nuevos ΔT. Sin embargo, como la diferencia entre ambos valores no es muy elevada, se considerará el resultado como el valor medio aritmético de ambos:

$$A = \frac{53,65 + 49,56}{2} = 49,56 \ m^2$$

Volver al enunciado del problema

a.) $(NPT)_{min} = 7{,}33$

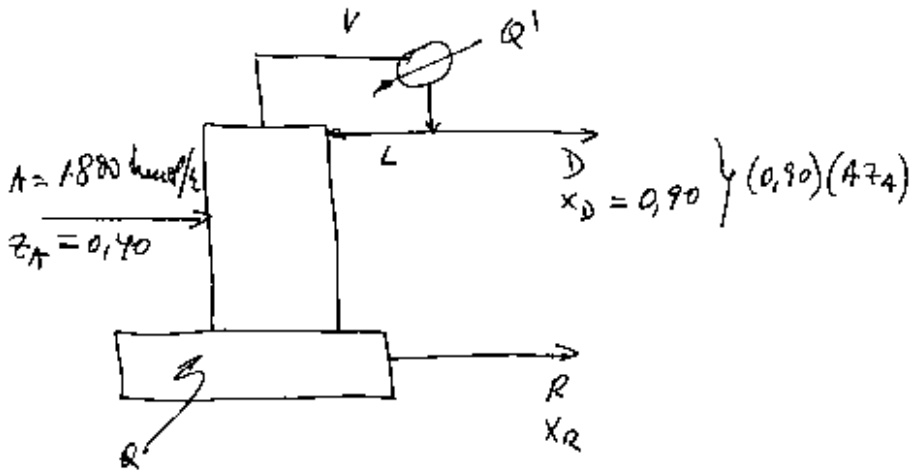
b.) $NTR = 16$

c.) $[\text{Alimentación}]_R = 10°$

d.) $m' = 1{,}1 \cdot 10^6 \text{ kg/h}$

e.) $m = 52.611 \text{ kg/h}$

Volver al enunciado del problema



Balance de componente volátil:

$$D x_D = (0,80) A z_A$$

de donde:

$$D\,(0,90) = (0,80)(1.800)(0,40)$$

es decir:

$$D = 640 \text{ kmol/h}$$

y, por tanto:

$$R = A - D = 1.800 - 640 = 1.160 \text{ kmol/h}$$

Balance alrededor de la columna:

$$A z_A = D x_D + R x_R$$

de donde:

$$(1.800)(0,40) = (640)(0,90) + x_R (1.160)$$

es decir:

$$x_R = 0,124$$

Volver al enunciado del problema

a.) El número mínimo de pisos teóricos se obtiene gráficamente realizando la construcción de McCabe-Thiele entre las composiciones x_D y x_R, utilizando como recta operativa la diagonal del diagrama x-y, para ambas zonas de la columna, y resulta ser:

$$(NPT)_{min} = 7 + \frac{2}{6} = 7{,}33$$

b.) Para obtener el número de pisos reales será necesario obtener el número de pisos teóricos, a partir del conocimiento de la recta q y de la relación de reflujo mínima.

La ecuación de la recta q es:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{1}{q-1} z_A$$

Según los datos de entalpía de los que se dispone:

$$q = \frac{H - h_A}{H - h} = \frac{8.000 - 1.500}{8.000 - 200} = 0{,}833$$

Por tanto:

$$y = -5x + 2{,}4$$

siendo su abscisa en el origen:

$$x_0 = \frac{z_A}{q} = 0{,}48$$

Volver al enunciado del problema

La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la ROE que corta a la recta q en la curva de equilibrio:

$$[o.o.] = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min}+1}$$

Por tanto:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0,90}{0,24} - 1 = 2,75$$

Según las condiciones de operación:

$$\frac{L}{D} = 1,8\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = (1,8)(2,75) = 4,95$$

La ordenada en el origen de la ROE será:

$$J^o = \frac{x_D}{\frac{L}{D}+1} = \frac{0,90}{4,95+1} = 0,15$$

Como ya se ha establecido la recta q, podrá trazarse también la ROA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán alternadamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o menor a x_R.

La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

$$NPT = 10 + \frac{5,5}{9} = 10,79$$

Volver al enunciado del problema

Si la eficacia global es del 70%, el número de pisos reales será:

$$NPR = \frac{10,79}{0,70} = 15,41 \simeq 16$$

c.) El piso teórico de la alimentación (atravesado por la recta f) será:

$$[\text{Alimentación}]_T = 7°$$

y, por tanto, el real:

$$[\text{Alimentación}]_R = \frac{7}{0,7} = 10°$$

d.) Balance de entalpía en el condensador:

$$V \cdot \lambda = m' C_p (t_S - t_E)$$

siendo:

$$V = L + D = D\left(1 + \frac{L}{D}\right) = (640)(1 + 4,95) =$$
$$= 3.808 \text{ kmol/h}$$

$$\lambda = H - h = 8.080 - 280 = 7.800 \text{ kcal/kmol}$$

se tendrá, siendo para el agua $C_p = 1 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot °C}$:

$$m' = \frac{(3.808)(7.800)}{(1)(42-15)} = 1,1 \cdot 10^6 \text{ kg/h}$$

e.) Balance de entalpía en la caldera:

$$V' \lambda' = m \lambda_{H_2O}$$

Volver al enunciado del problema

Siendo: $1-f = \frac{V-V'}{A}$

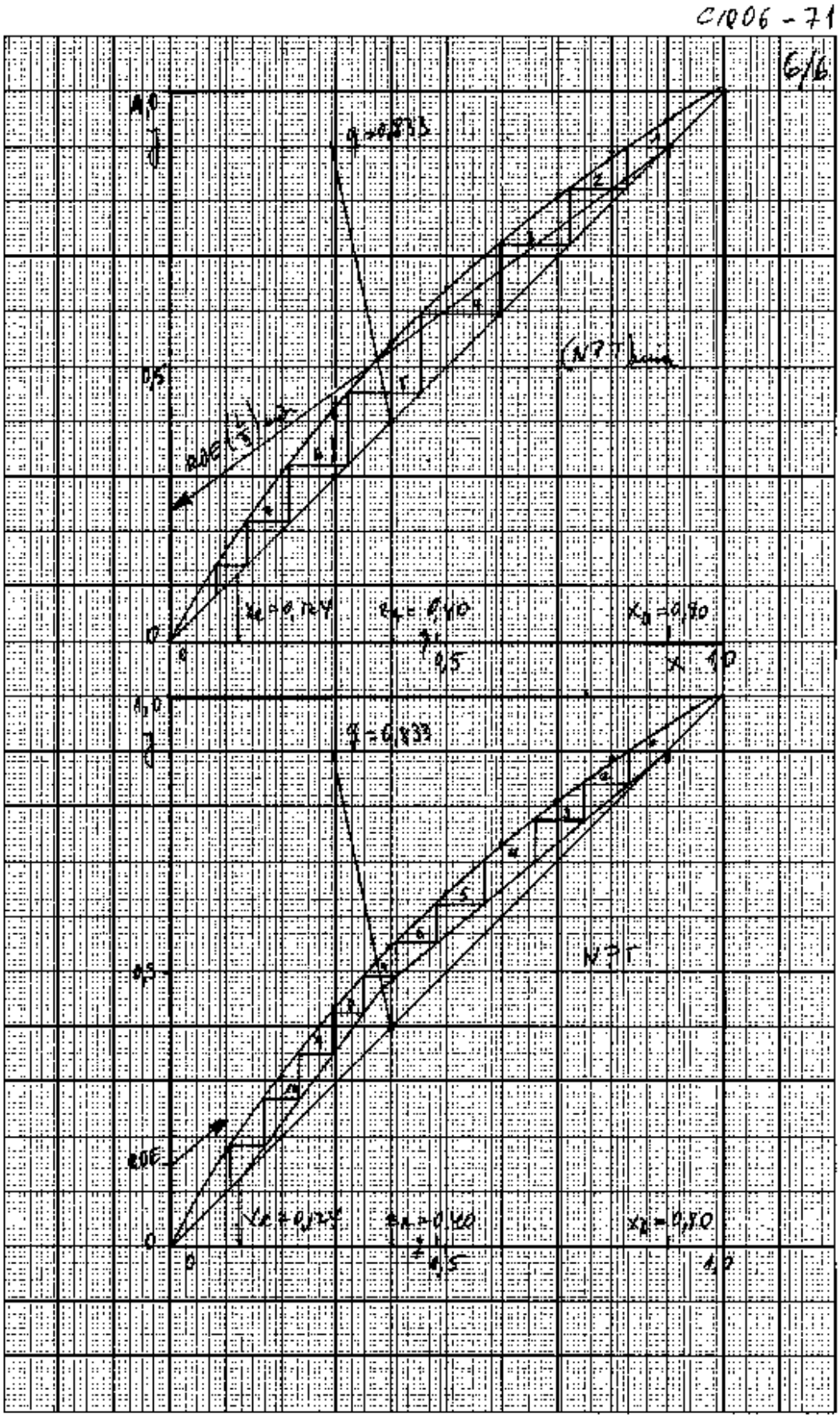
se tendrá:

$$V' = V - (1-f)A = 3.808 - (1-0,833)(1800) =$$
$$= 3.507,4 \text{ kmol/h}$$
$$\lambda' = H - h = 8.000 - 200 = 7.800 \text{ kcal/kmol}$$

y, por tanto:

$$m = \frac{(3.507,4)(7.800)}{520} = 52.611 \text{ kg/h}$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

a.) $D = 2.948$ kg/h

$R = 7.052$ kg/h

b.) $(NPT)_{min} = 2,93$

c.) $\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = 0,02$

d.) $NPT = 3,86$

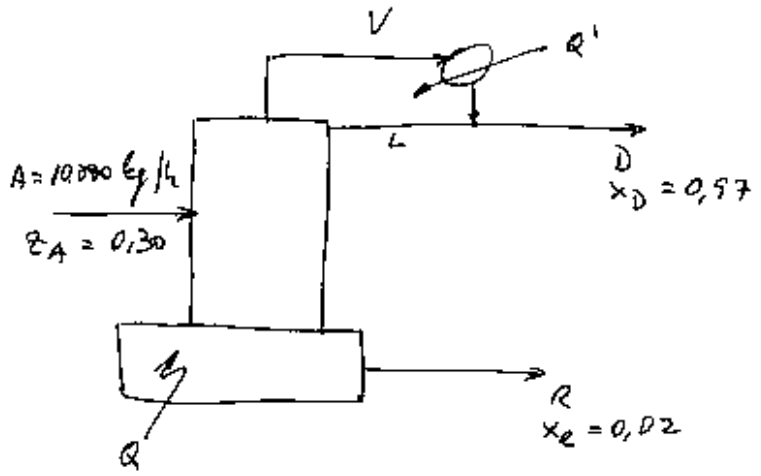
Alimentación = 2°

e.) $NPR = 7$

f.) $Q = 3.240.888$ kcal/h

$Q' = 4.170.088$ kcal/h

Volver al enunciado del problema



a) Balance de componente volátil:

$$A z_A = D x_D + R x_R$$

de donde:

$$(10.000)(0,30) = D(0,97) + R(0,02)$$

Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde:

$$10.000 = D + R$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$3.000 = 0,97\,D + 0,02\,R$$

$$10.000 = D + R$$

se obtiene:

$$D = 2.948 \text{ kg/h}$$

$$R = 7.052 \text{ kg/h}$$

Volver al enunciado del problema

b.) El número mínimo de pisos teóricos se obtiene gráficamente realizando la construcción de McCabe-Thiele entre las composiciones x_D y x_R, utilizando como recta operativa la diagonal del diagrama x-y, para ambas zonas de la columna, y resulta ser:

$$(NPT)_{min} = 2 + \frac{6,5}{7} = 2,93$$

c.) La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la ROE que corta a la recta q en la curva de equilibrio:

$$[o.o.] = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min} + 1}$$

La ecuación de la recta q es, gráficamente:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{1}{q-1} z_A$$

Según los datos de entalpía de que se dispone:

$$q = \frac{H - z_A}{H - h} = \frac{527 - 30}{527 - 123} = 1,23$$

Por tanto:

$$y = 5,34 x - 1,30$$

siendo su abscisa en el origen:

$$x_o = \frac{z_A}{q} = 0,24$$

Volver al enunciado del problema

Así pues, de la gráfica se obtiene:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0,97}{0,95} - 1 = 0,02$$

d.) Como $\frac{L}{D} = 2,5$

la ordenada en el origen de la ROE será:

$$Jo = \frac{x_D}{\frac{L}{D}+1} = \frac{0,97}{2,5+1} = 0,28$$

Como ya se ha establecido la recta q, podrá trazarse también la ROA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_B, x_B), que apoyarán necesariamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o menor a x_F.

La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

$$NPT = 3 + \frac{3}{3,5} = 3,86$$

y el piso de alimentación será el atravesado por la recta q:

Alimentación = 2°

e.) Si la eficacia global de piso es del 60%, el número de pisos reales será:

$$NPR = \frac{3,86}{0,60} = 6,43 \simeq 7$$

Volver al enunciado del problema

f) Balance de entalpía en el condensador:

$$Q' = V \cdot \lambda$$

siendo:

$$V = L + D = D\left(1 + \frac{L}{D}\right) = (2948)(1+2,5) =$$

$$= 10.322 \text{ kg/h}$$

$$\lambda = H - h = 527 - 123 = 404 \text{ kcal/kg}$$

se tendrá:

$$Q' = (10.322)(404) = 4.170.088 \text{ kcal/h}$$

Balance de entalpía en la caldera:

$$Q = V' \cdot \lambda'$$

siendo:

$$1 - q = \frac{V - V'}{A}$$

se tendrá:

$$V' = V - (1-q)A = 10.322 - (1-1,23)(10.000) =$$

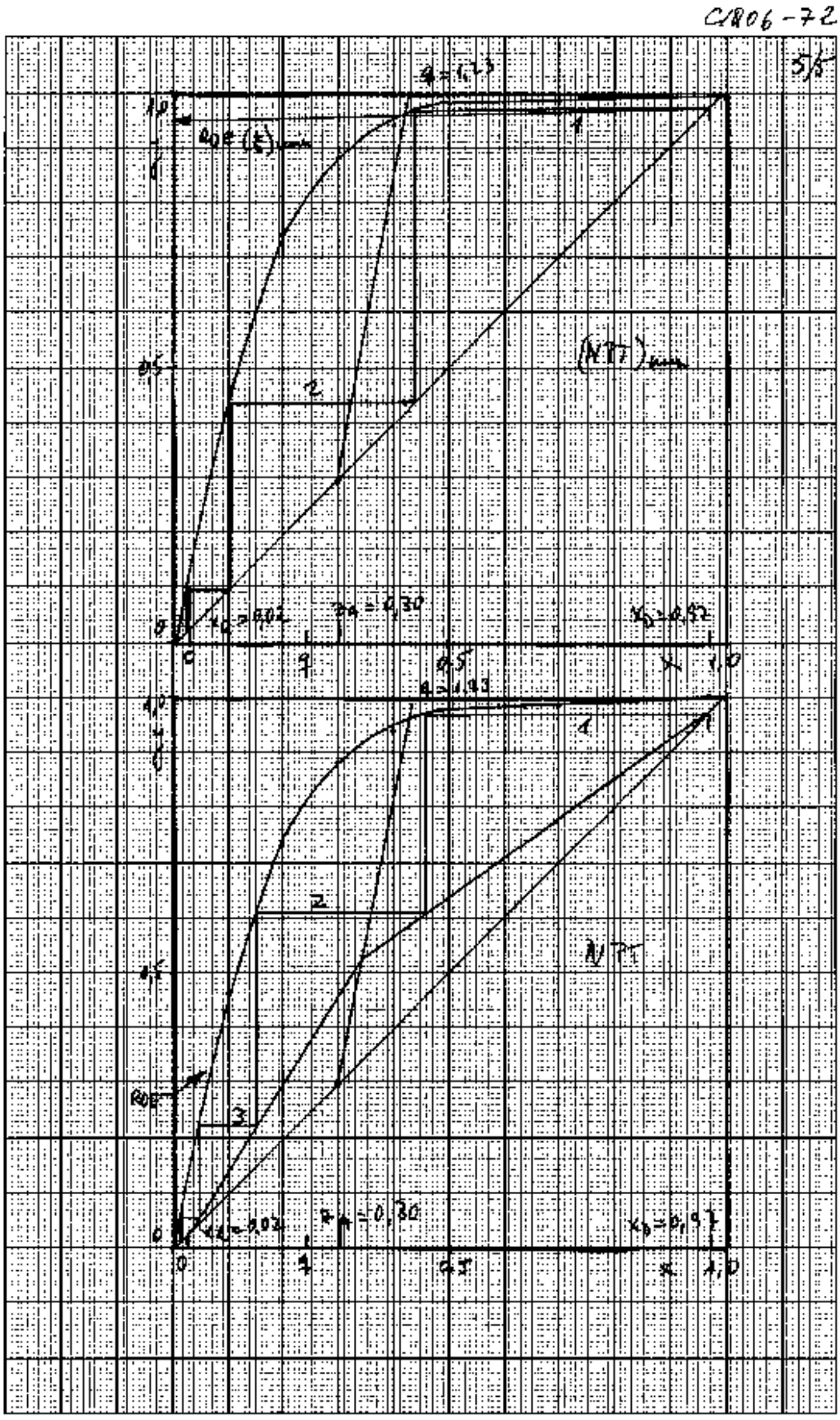
$$= 8.022 \text{ kg/h}$$

$$\lambda' = H - h = 404 \text{ kcal/kg}$$

y, por tanto:

$$Q = (8.022)(404) = 3.240.888 \text{ kcal/h}$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

a.) $D = 54{,}95$ kmol/h

$R = 45{,}05$ kmol/h

b.) $(NPT)_{min} = 6$

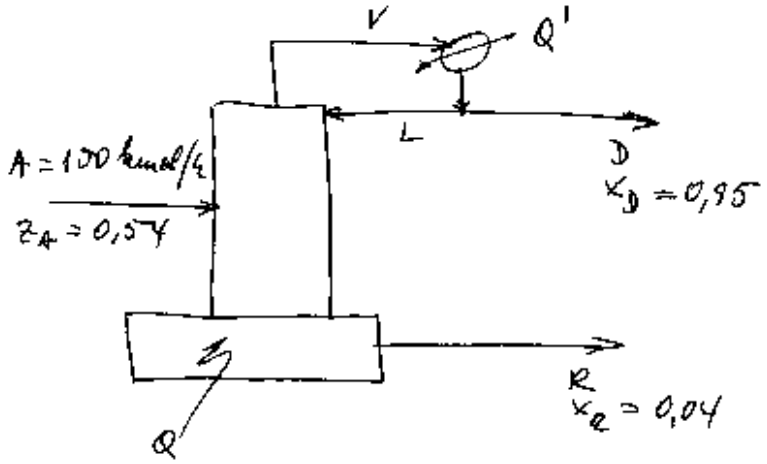
c.) $NPR = 12$

Alimentación = 6°

d) $m' = 157.381$ kg/h

e.) $m = 5.633$ kg/h

Volver al enunciado del problema



Balance de componente volátil:

$$A z_A = D x_D + R x_R$$

de donde:

$$(100)(0,54) = D(0,95) + R(0,04)$$

Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde:

$$100 = D + R$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$54 = 0,95\,D + 0,04\,R$$

$$100 = D + R$$

se obtiene:

$$D = 54,95 \text{ kmol/h}$$

$$R = 45,05 \text{ kmol/h}$$

Volver al enunciado del problema

b.) El número mínimo de platos teóricos se obtiene gráficamente realizando la construcción de McCabe-Thiele entre las composiciones x_B y x_R, utilizando como recta operativa la diagonal del diagrama x-y, para ambas zonas de la columna, y resulta ser de:

$$(NPT)_{mín} = 6$$

c.) Para obtener el número de platos reales será necesario obtener el número de platos teóricos, a partir del crecimiento de la recta q y de la relación de reflujo mínima.

La ecuación de la recta q es:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{1}{q-1} z_A$$

Según los datos de entalpía de los que se dispone:

$$q = \frac{H - H_A}{H - h} = \frac{22.800 - 8.000}{22.800 - 6.100} = 0,886$$

y por tanto:

$$y = -7,77x + 4,74$$

siendo su abscisa en el origen:

$$x_0 = \frac{z_A}{q} = 0,61$$

La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la ROE que

Volver al enunciado del problema

corta a la recta q en la curva de equilibrio:

$$[0,0] = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min}+1}$$

Por tanto:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0,95}{0,5} - 1 = 0,9$$

Según las condiciones de operación:

$$\frac{L}{D} = 2,7\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = (2,7)(0,9) = 2,43$$

La ordenada en el origen de la ZOE será:

$$y_0 = \frac{x_D}{\frac{L}{D}+1} = \frac{0,95}{2,43+1} = 0,28$$

Como ya se ha establecido la recta q, podrá hacerse también la ROA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán sucesivamente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o mayor a x_R.

La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

$$NPT = 8$$

Volver al enunciado del problema

Si la eficacia global es del 70%, el número de pisos reales será:

$$NR = \frac{8}{0,70} = 11,43 \simeq 12$$

El piso teórico de la alimentación será aquél atravesado por la recta f:

$$[\text{Alimentación}]_T = 4^\circ$$

y, por tanto, el real:

$$[\text{Alimentación}]_R = \frac{4}{0,70} = 5,7 \simeq 6^\circ$$

d.) Balance de entalpía en el condensador:

$$V \cdot \lambda = m' c_p (t_S - t_E)$$

siendo:

$$V = L + D = D\left(1 + \frac{L}{D}\right) = (54,95)(1 + 2,43) =$$

$$= 188,48 \text{ kmol/h}$$

$$\lambda = H - h = 22.800 - 6.100 = 16.700 \text{ kcal/kmol}$$

y despejando, siendo para el agua $c_p = 1 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$:

$$m' = \frac{(188,48)(16.700)}{(1)(40-20)} = 157.381 \text{ kg/h}$$

e.) Balance de entalpía en la caldera:

$$V' \lambda' = m \lambda_{H_2O}$$

Volver al enunciado del problema

Siendo: $$1-q = \frac{V-V'}{A}$$

se tendrá:

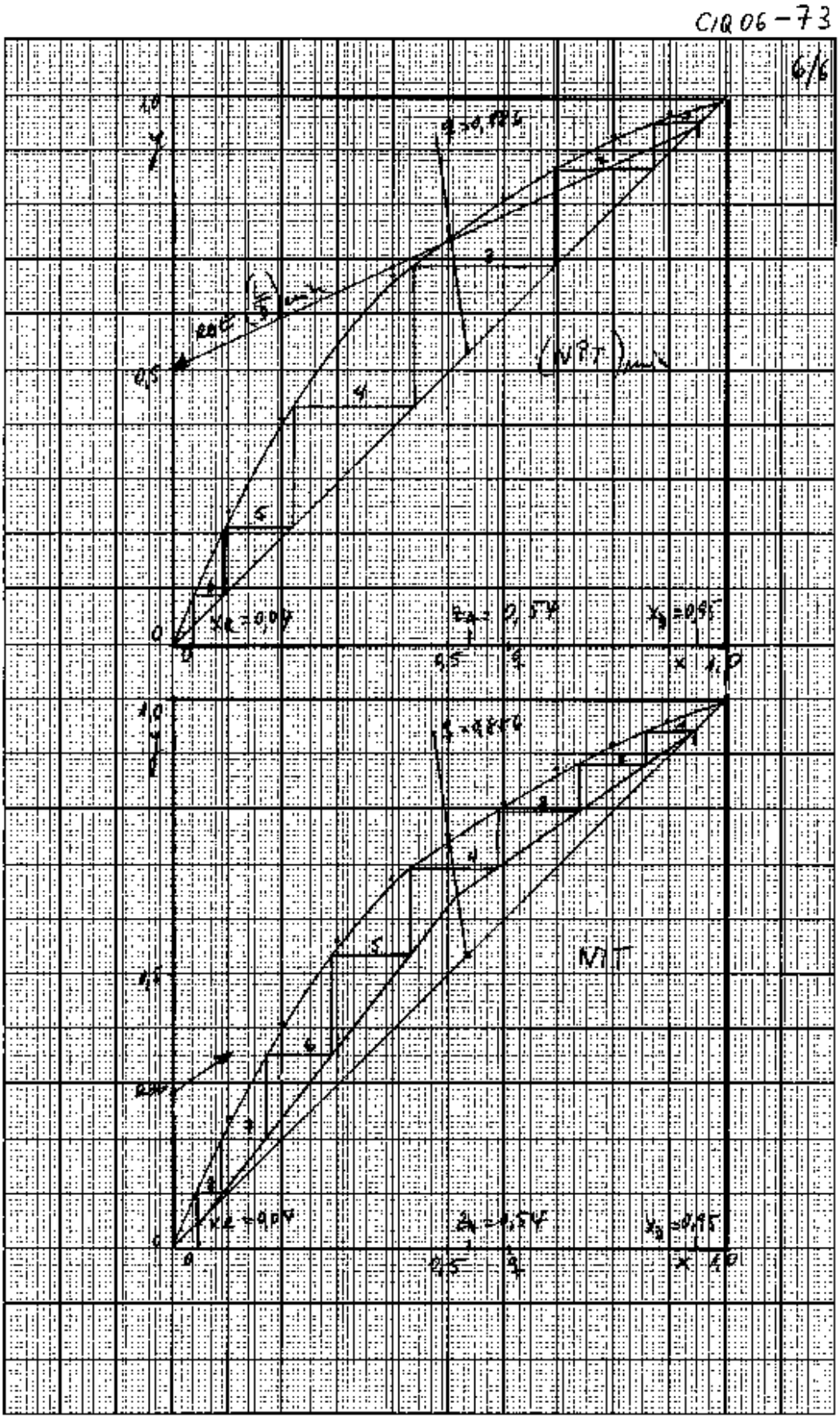
$$V' = V-(1-q)A = 188{,}48-(1-0{,}886)(100) =$$
$$= 177{,}08 \text{ kmol/h}$$

$$\lambda' = H-h = 16.700 \text{ kcal/kmol}$$

y, por tanto:

$$w = \frac{(177{,}08)(16.700)}{525} = 5.633 \text{ kg/h}$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

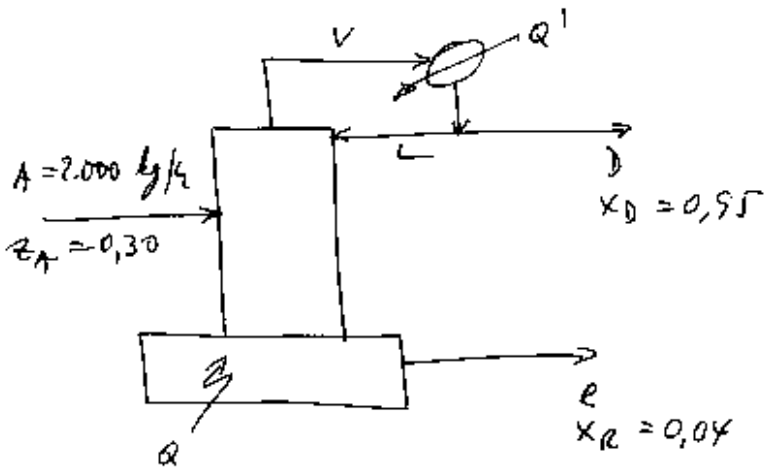
a.) $\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = 0{,}006$

b.) $NPR = 6$

c.) $Q' = 83.661 \text{ kcal/h}$

d.) $Q = 1.475.957 \text{ kcal/h}$

Volver al enunciado del problema



$$M_{C_3H_6O} = 58 \frac{kg}{kmol} \qquad M_{H_2O} = 18 \frac{kg}{kmol}$$

$$[z_A]_{mol} = \frac{\frac{0,30}{58}}{\frac{0,30}{58} + \frac{0,70}{18}} = 0,117$$

$$[A]_{mol} = (2.000)\left(\frac{0,30}{58} + \frac{0,70}{18}\right) = 88,12 \ kmol/h$$

$$x_D = \frac{\frac{0,95}{58}}{\frac{0,95}{58} + \frac{0,05}{18}} = 0,885$$

$$x_R = \frac{\frac{0,04}{58}}{\frac{0,04}{58} + \frac{0,96}{18}} = 0,013$$

Balance de materia total:

$$A = D + R$$

de donde:

$$88,12 = D + R$$

Volver al enunciado del problema

Balance de componente volátil:

$$A z_A = D x_D + B x_B$$

de donde:

$$(88,12)(0,117) = D(0,885) + B(0,013)$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$88,12 = D + B$$

$$10,31 = 0,885\, D + 0,013\, B$$

se obtiene:

$$D = 10,51 \text{ kmol/h}$$

$$B = 77,61 \text{ kmol/h}$$

a.) La relación de reflujo mínima se obtiene gráficamente a partir de la ordenada en el origen de la ROE que corta a la recta q en la curva de equilibrio:

$$[a0.J] = \frac{x_D}{\left(\frac{L}{D}\right)_{min} + 1}$$

La ecuación de la recta q es, genéricamente:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{1}{q-1} z_A$$

Como, por definición, q es la fracción que entra como líquido:

$$q = 3$$

Volver al enunciado del problema

se tendrá, siendo $z_F = 0,117$:

$$y = 1,5\,x - 0,059$$

siendo su abscisa en el origen:

$$x_0 = \frac{z_A}{q} = 0,04$$

Así pues, de la gráfica se obtiene:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \frac{0,885}{0,88} - 1 = 0,006$$

b) Según las condiciones de operación:

$$\frac{L}{D} = 1,42\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = (1,42)(0,006) = 0,008$$

La ordenada en el origen de la ZOE será:

$$y_0 = \frac{x_D}{\frac{L}{D}+1} = \frac{0,885}{0,008+1} = 0,88$$

Como ya se ha establecido la recta q, podrá trazarse también la ZOA. El número de pisos teóricos se obtendrá trazando escalones partiendo del punto (x_D, x_D), que apoyarán verticalmente en la curva de equilibrio y en la recta operativa correspondiente, hasta alcanzar una composición igual o menor a x_F.

La gráfica adjunta muestra esta construcción, que permite obtener:

Volver al enunciado del problema

$$NPT = 4$$

Si la eficacia media es del 69%, el número de pisos reales será:

$$NPR = \frac{4}{0,69} = 5,79 \simeq 6$$

C.) Balance de entalpía en el condensador:

$$Q' = V \cdot \lambda$$

siendo:

$$V = L + D = D\left(1 + \frac{L}{D}\right) = (10,51)(1+0,008) =$$

$$= 10,59 \text{ kmol/h}$$

$$\lambda = H - h = 9.500 - 1.600 = 7.900 \text{ kcal/kmol}$$

Se tendrá:

$$Q' = (10,59)(7.900) = 83.661 \text{ kcal/h}$$

Balance de entalpía en la caldera:

$$Q = V' \cdot \lambda'$$

siendo

$$1 - q = \frac{V - V'}{A}$$

se tendrá:

$$V' = V - (1-q)A = 10,59 - (1-3)(88,12) =$$

$$= 186,83 \text{ kmol/h}$$

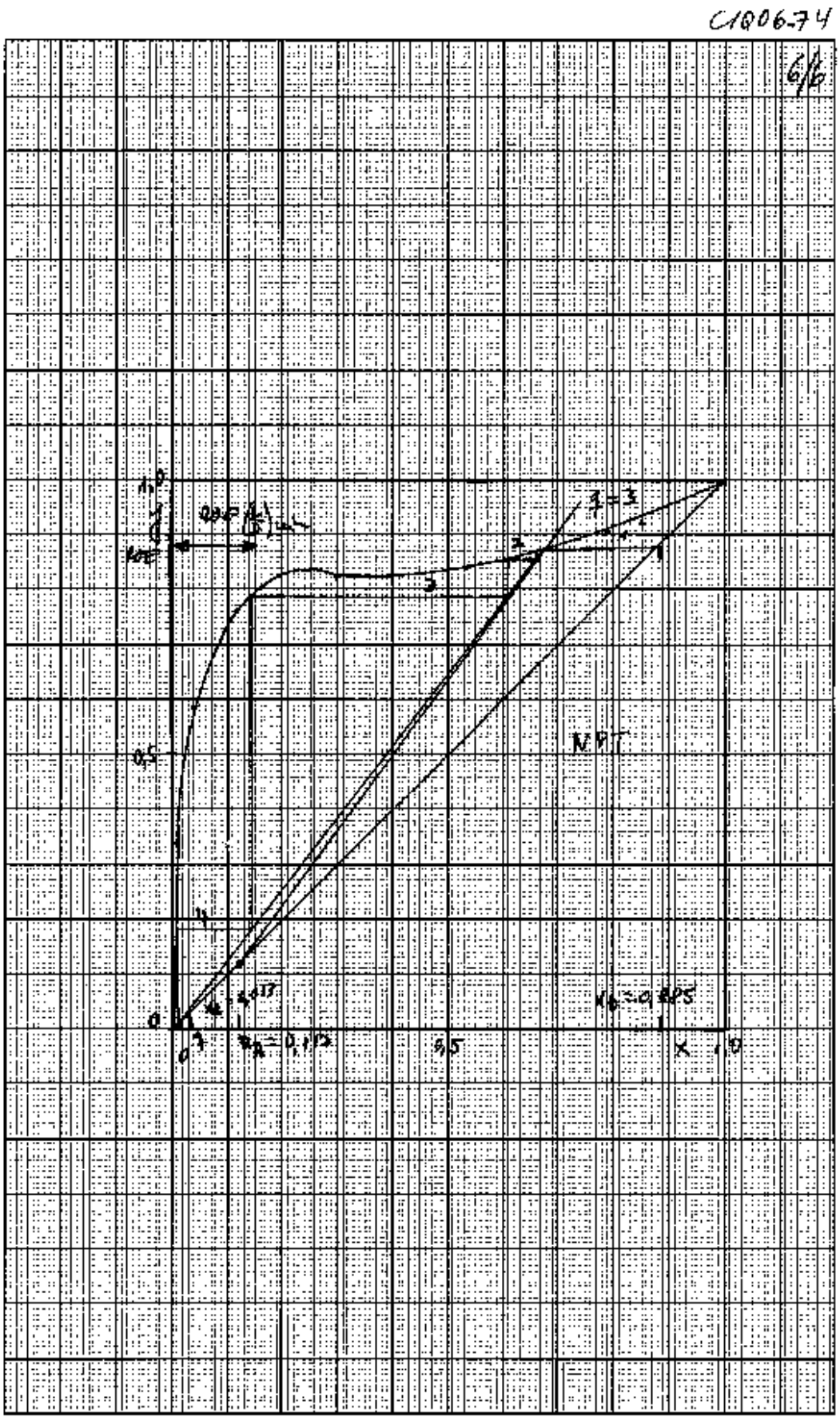
$$\lambda' = H - h = 7.980 \text{ kcal/kmol}$$

Volver al enunciado del problema

y, por tanto:

$$Q = (186,83)(7.900) = 1.475.957 \text{ kcal/h}$$

Volver al enunciado del problema



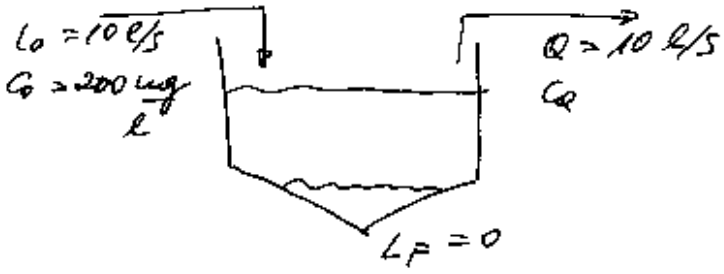
Volver al enunciado del problema

a.) $C = 80\ mg/l$

b.) Sólidos acumulados $= 103,68\ kg/día$

Volver al enunciado del problema

C1206-81
1/1



a.) Balance de sólidos en suspensión:

$$\text{Entrada} = 10\left[\frac{l}{s}\right] \cdot 200\left[\frac{mg}{l}\right] = 2.000\left[\frac{mg}{s}\right]$$

$$\text{Acumulación} = 2.000\left[\frac{mg}{s}\right] \cdot 0{,}6 = 1.200\left[\frac{mg}{s}\right]$$

(se separa el 60% de la entrada)

$$\text{Salida} = 10\left[\frac{l}{s}\right] \cdot C_Q\left[\frac{mg}{l}\right] = 10\,C_Q\left[\frac{mg}{s}\right]$$

Por tanto:

$$2.000 = 10\,C_Q + 1.200$$

de donde:

$$C_Q = 80\ \frac{mg}{l}$$

b.) Acumulación diaria:

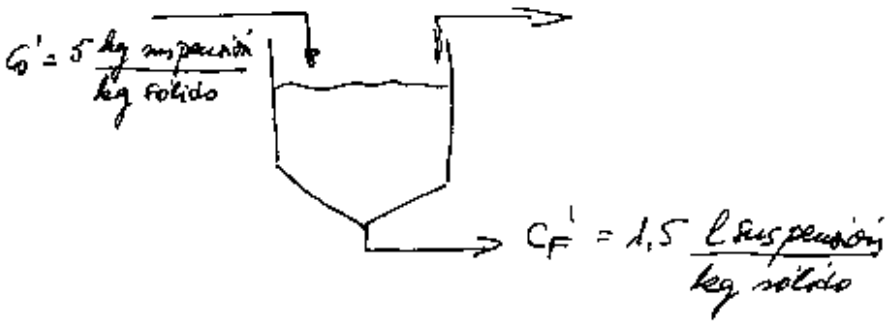
$$A = 1.200\left[\frac{mg}{s}\right] \cdot 3600\left[\frac{s}{h}\right] \cdot 24\left[\frac{h}{dia}\right] = 103.680\ \frac{mg}{dia}$$

$$= 103{,}68\ \frac{kg}{dia}\ \text{de sólidos en suspensión acumulados}$$

Volver al enunciado del problema

$A = 16{,}7\ m^2$

Volver al enunciado del problema



Datos de diseño: Transformación de unidades

Velocidad de separación:

$$L_0\left[\frac{m^3}{s}\right] C_0\left[\frac{kg}{m^3}\right] = 0{,}6\left[\frac{kg}{s}\right]$$

$$C_F = \frac{1}{1{,}5}\left[\frac{kg\ sólido}{l\ suspensión}\right] \cdot 1000\left[\frac{l\ suspensión}{m^3\ suspensión}\right] = 666{,}7\ \frac{kg}{m^3}$$

$$C_0 = \frac{1}{5}\left[\frac{kg\ sólido}{kg\ suspensión}\right] 1000\left[\frac{kg\ suspensión}{m^3\ suspensión}\right] = 200\ \frac{kg}{m^3}$$

Cálculo del área:

$$A = \frac{L_0 C_0}{v}\left(\frac{1}{C} - \frac{1}{C_F}\right) = \frac{0{,}6}{v}\left(\frac{1}{C} - 1{,}5 \cdot 10^{-3}\right)$$

Como se tiene una tabla de datos v-C, se podrá calcular el área. Poniendo estos datos en las unidades convenientes y calculando las áreas correspondientes, se podrá obtener la siguiente tabla:

Volver al enunciado del problema

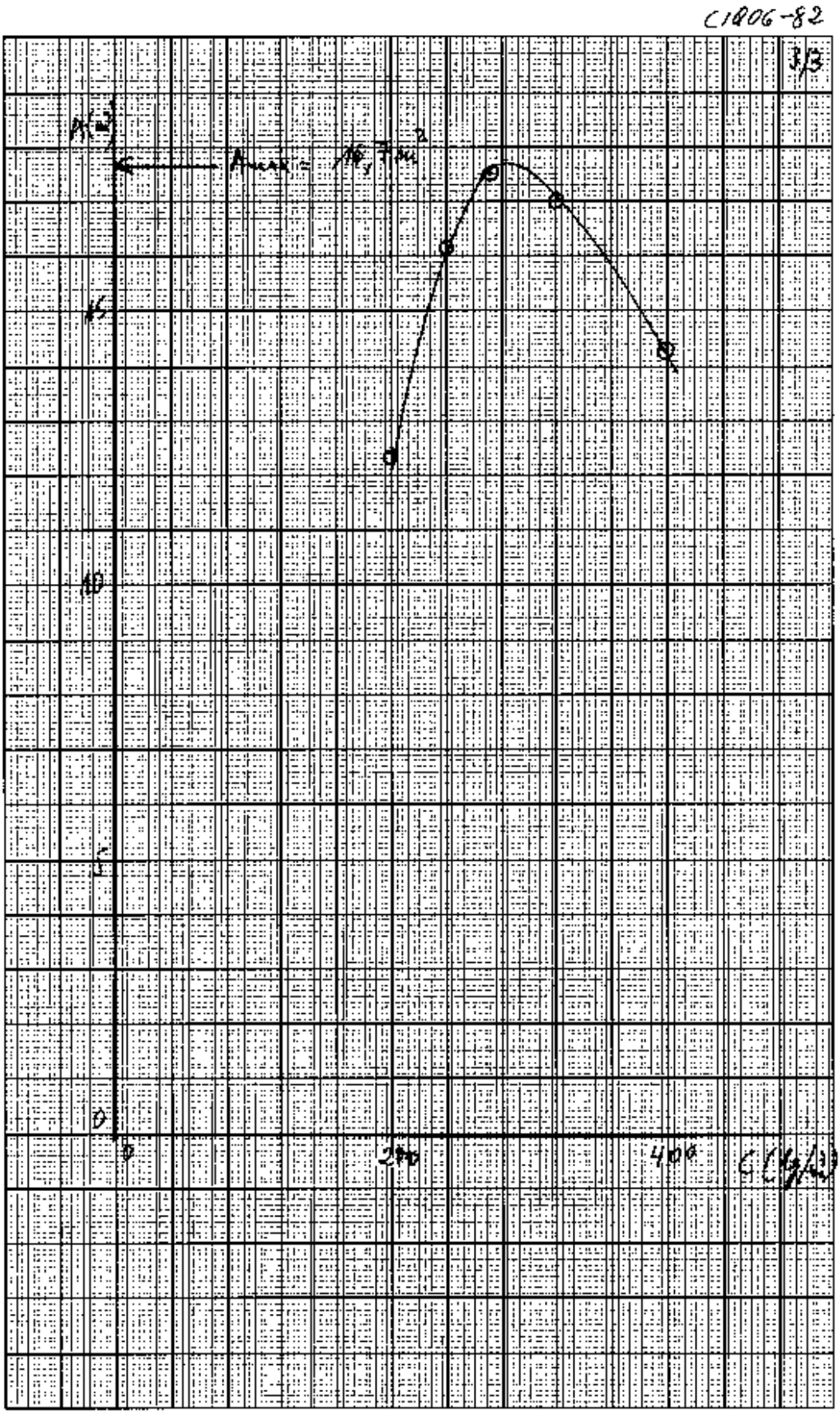
$C\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	200	238,1	279,3	322,6	400
$v\left[\frac{m}{s}\right]$	$0,17\cdot10^{-3}$	$0,10\cdot10^{-3}$	$0,08\cdot10^{-3}$	$0,06\cdot10^{-3}$	$0,042\cdot10^{-3}$
$A\left[m^2\right]$	12,35	16,20	16,50	16,00	14,29

Evidentemente, el valor del área será el máximo de la curva, con objeto de asegurar que dicha área permite el paso de todos los sólidos contenidos en la suspensión.

De la gráfica A-C se obtiene el valor:

$$A = 16,7\ m^2$$

Volver al enunciado del problema

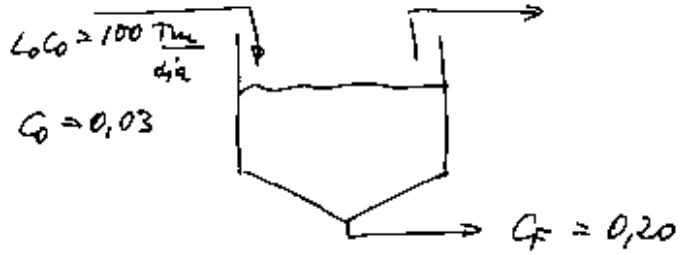


Volver al enunciado del problema

$A = 175\ m^2$

$h = 1{,}10\ m$

Volver al enunciado del problema



Datos de diseño: Transformación de unidades

$$L_0 C_0 = 100.000 \left[\frac{kg\ sólidos}{día}\right] \cdot \frac{1}{24}\left[\frac{día}{h}\right] \frac{1}{60}\left[\frac{h}{min}\right] = 69,44 \frac{kg\ sólidos}{min}$$

Suspensión de entrada:

1 kg { Sólido: $m_S = 0,03$ kg ; $\rho_S = 2.630$ kg/m³
Líquido: $m_l = 0,97$ kg ; $\rho_l = 1.000$ kg/m³

$$\rho_0 = \frac{m_S + m_l}{V_S + V_l} = \frac{0,03 + 0,97}{\frac{0,03}{2.630} + \frac{0,97}{1.000}} = 1.019 \frac{kg}{m^3}$$

Luego:

$$C_0 = 0,03 \left[\frac{kg\ sólidos}{kg\ suspensión}\right] \cdot 1.019 \left[\frac{kg\ suspensión}{m^3\ suspensión}\right] = 30,57 \frac{kg}{m^3}$$

Suspensión de salida:

1 kg { Sólido: $m_S = 0,20$ kg ; $\rho_S = 2.630$ kg/m³
Líquido: $m_l = 0,80$ kg ; $\rho_l = 1.000$ kg/m³

$$\rho_F = \frac{m_S + m_l}{V_S + V_l} = \frac{0,20 + 0,80}{\frac{0,20}{2.630} + \frac{0,80}{1.000}} = 1.142 \frac{kg}{m^3}$$

Volver al enunciado del problema

Luego:

$$C_F = 0{,}20\left[\frac{kg\ sólido}{kg\ suspensión}\right] 1.142\left[\frac{kg\ suspensión}{m^3\ suspensión}\right] = 228{,}30\ \frac{kg}{m^3}$$

Cálculo del área:

$$A = \frac{h_0 C_0}{v_0}\left(\frac{1}{C} - \frac{1}{C_F}\right) = \frac{69{,}44}{v}\left(\frac{1}{C} - 4{,}38\cdot 10^{-3}\right)$$

Obtención de la relación v-C a partir de los ensayos de laboratorio.

Se representa la curva h-t. Entre C_0 y C_F se eligen concentraciones intermedias (a intervalos de $C = 16\ kg/m^3$) para obtener las tangentes (v) y sus abscisas correspondientes (t) a partir de las correspondientes ordenadas en el origen ($h_0 C_0/C$)

Los trazados gráficos se muestran en la figura adjunta y los resultados se indican en la siguiente tabla:

Punto	C [kg/m³]	$\frac{h_0 C_0}{C}$ [cm]	v [cm/min]	t [min]
	30,57 [C_0]			
①	46	116,9	1,11	33
②	62	86,8	0,56	80
③	78	69,0	0,35	180
④	94	57,2	0,25	130
⑤	110	48,9	0,19	150
	228,30 [C_F]			180 [t_E]

Volver al enunciado del problema

los datos V–C permitirán calcular el área:

V [m/min]	C [kg/m³]	A [m²]
$1{,}11 \cdot 10^{-2}$	46	108,59
$0{,}56 \cdot 10^{-2}$	62	145,69
$0{,}35 \cdot 10^{-2}$	78	167,46
$0{,}25 \cdot 10^{-2}$	94	173,83
$0{,}19 \cdot 10^{-2}$	110	172,17

Evidentemente, el valor del área será el máximo de la curva, con objeto de asegurar que dicha área permite el paso de todos los sólidos contenidos en la suspensión.

De la gráfica A–C se obtiene el valor:

$$A = 175\ m^2$$

La profundidad del sedimentador podrá obtenerse a partir de su área mediante la ecuación obtenida a partir de los correspondientes balances de materia:

$$h = \frac{L_o C_o}{A}\left(\frac{t_c}{\rho_s} + \int_0^{t_c} \frac{1}{C}\,dt\right)$$

A partir de los datos disponibles puede evaluarse gráficamente la integral:

Volver al enunciado del problema

C [kg/m³]	1/C [m³/kg]	t [min]
46	$2,17 \cdot 10^{-2}$	33
62	$1,61 \cdot 10^{-2}$	80
78	$1,28 \cdot 10^{-2}$	100
94	$1,06 \cdot 10^{-2}$	130
110	$0,91 \cdot 10^{-2}$	150
228,30	$0,43 \cdot 10^{-2}$	t_R

A partir de la grafica adjunta se obtiene una superficie bajo la curva:

$$S = 67,3 \text{ cm}^2$$

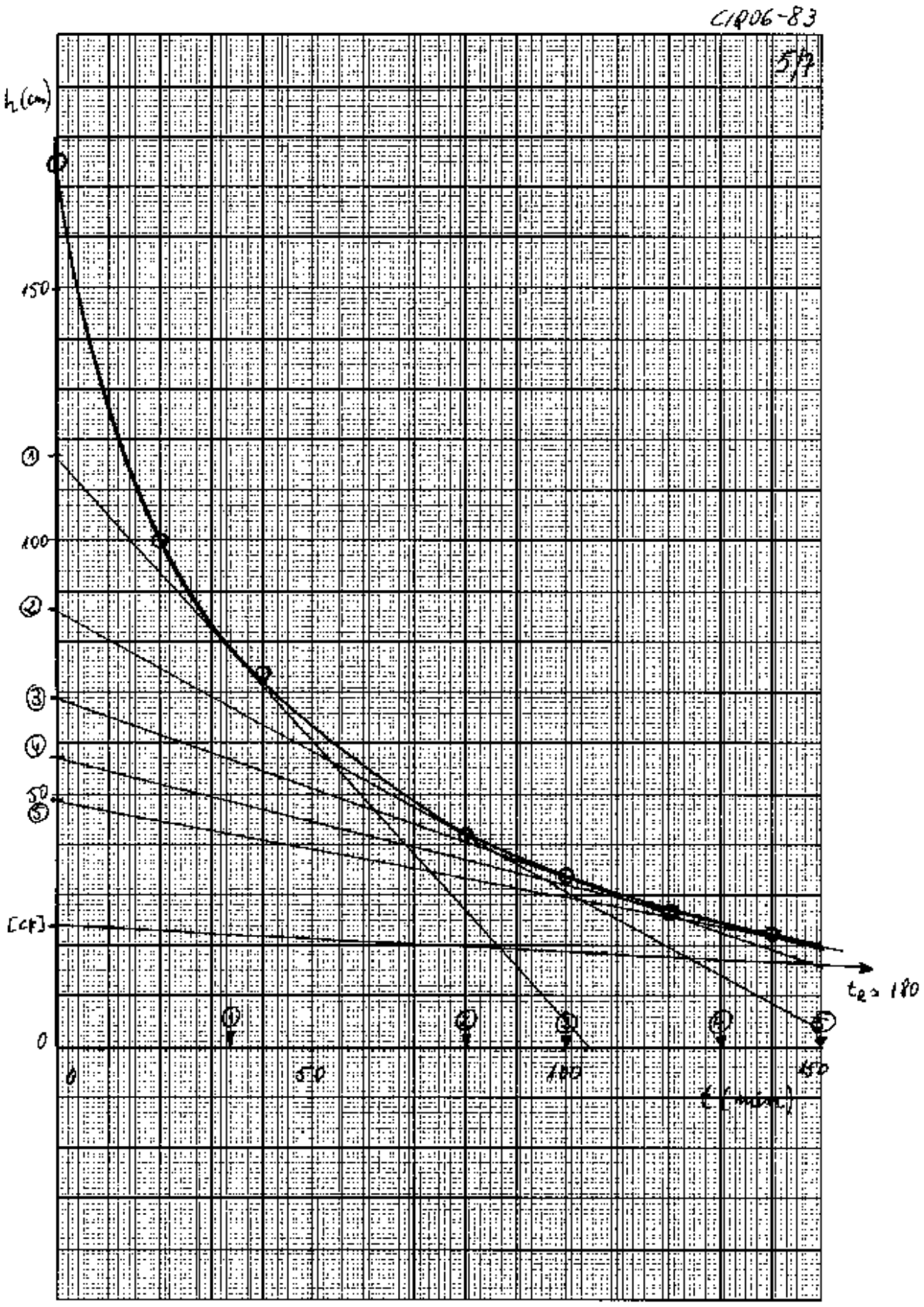
y como $1 \text{ m}^2 = 25 \text{ cm}^2$

quedará: $\int_0^{180} \frac{1}{C} dt = 2,692$

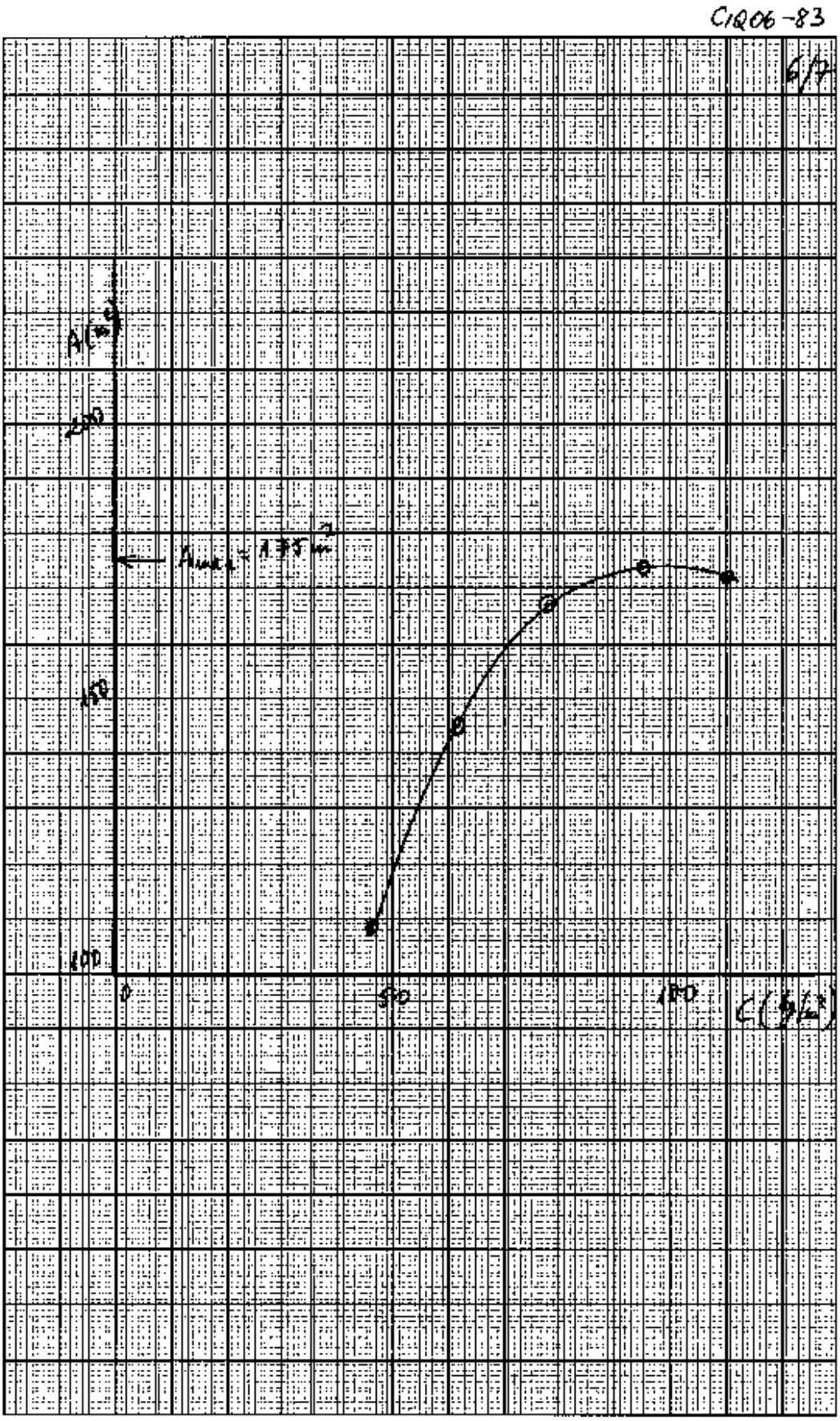
Por tanto:

$$h = \frac{69,44}{175} \left(\frac{180}{2.630} + 2,692 \right) = 1,10 \text{ m}$$

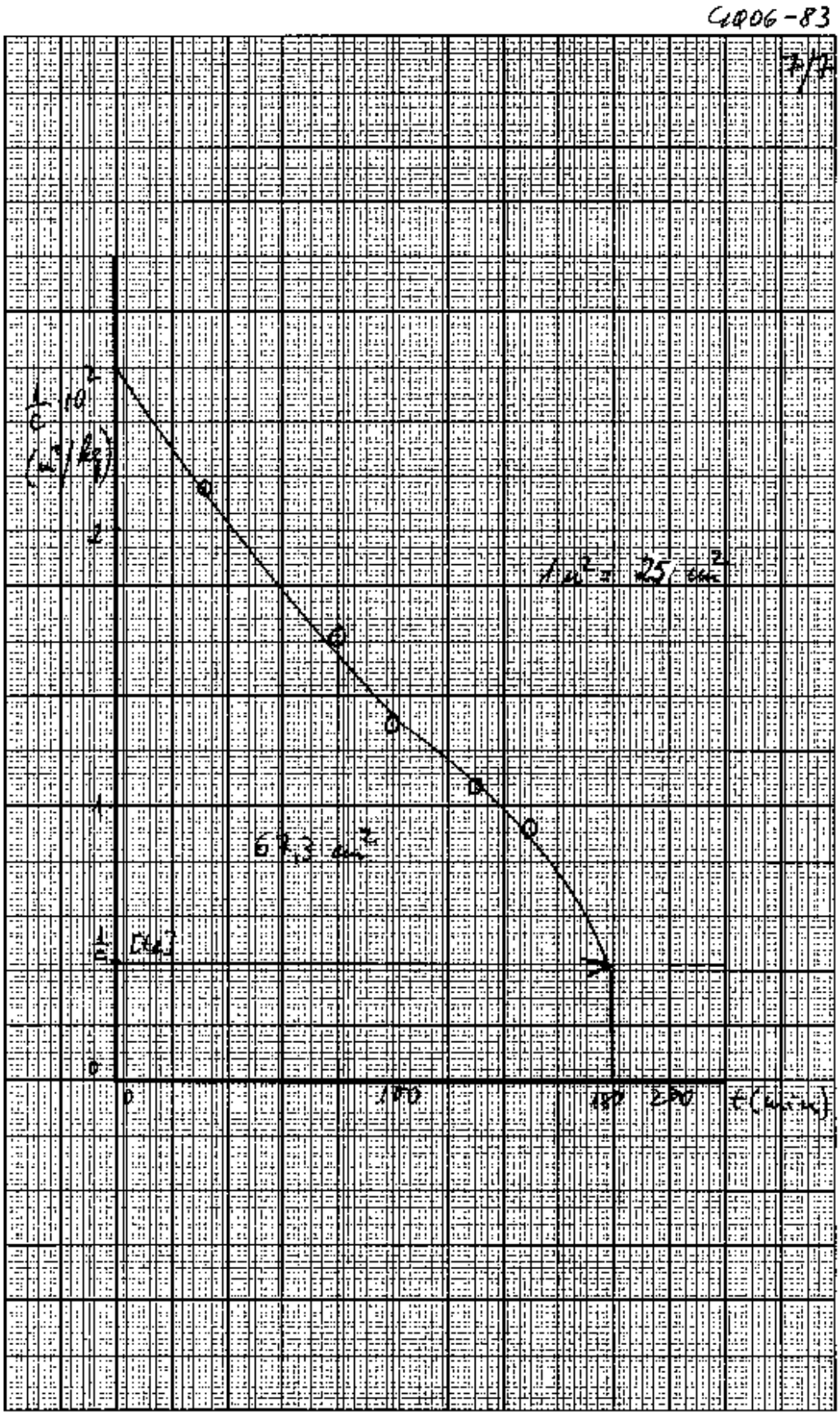
[Volver al enunciado del problema]



Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

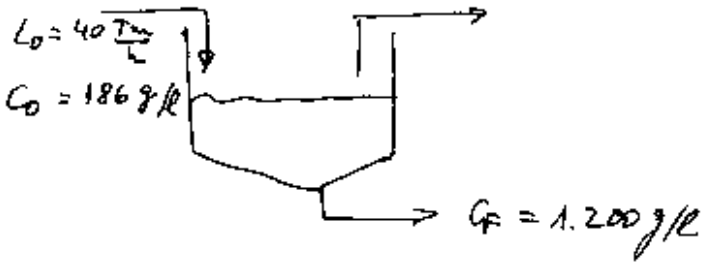


Volver al enunciado del problema

$h = 9{,}78\ m$

$D = 7{,}14\ m$

Volver al enunciado del problema



Datos de diseño: Transformación de unidades

$$C_0 = 186 \frac{g}{l} = 186 \frac{kg}{m^3}$$

$$C_F = 1.200 \frac{g}{l} = 1.200 \frac{kg}{m^3}$$

Suspensión de entrada:

$1\ m^3$ {

Sólido: $m_S = 186\ kg$; $\rho_S = 4.440\ kg/m^3$

$$V_S = \frac{186}{4.440} = 0{,}042\ m^3$$

Líquido: $V_l = 1 - 0{,}042 = 0{,}958\ m^3$; $\rho_l = 1.000\ kg/m^3$

$$m_l = (0{,}958)(1.000) = 958\ kg$$

Luego:

$$\rho_0 = \frac{m_S + m_l}{V} = \frac{186 + 958}{1} = 1.144 \frac{kg}{m^3}$$

y, por tanto:

$$L_0 = 40.000 \left[\frac{kg}{h}\right] \cdot \frac{1}{60} \left[\frac{h}{min}\right] \cdot \frac{1}{1.144} \left[\frac{m^3}{kg}\right] =$$

$$= 0{,}583 \frac{m^3}{min}$$

Volver al enunciado del problema

$$A = \frac{h_o C_o}{v}\left(\frac{1}{C} - \frac{1}{C_f}\right) = \frac{(0{,}583)(186)}{v}\left(\frac{1}{C} - \frac{1}{1.200}\right) =$$

$$= \frac{108{,}44}{v}\left(\frac{1}{C} - 8{,}33 \cdot 10^{-4}\right)$$

Obtención de la relación $v-C$ a partir de los ensayos de laboratorio.

Se representa la curva $h-t$. Entre C_o y C_f se eligen concentraciones intermedias (a intervalos de $C = 200\ kg/m^3$) para obtener las tangentes (v) y las abscisas correspondientes (t) a partir de las correspondientes ordenadas en el origen ($h_o C_o / C$). Los trazados gráficos se muestran en la figura adjunta y los resultados se indican en la siguiente tabla:

Punto	C [kg/m³]	$\frac{h_o C_o}{C}$ [cm]	v [cm/min]	t [min]
	186 [C_o]			
①	386	44,1	0,61	34
②	586	29,0	0,25	48
③	786	21,6	0,12	90
④	986	17,3	0,098	120
⑤	1186	14,3	0,055	152
	1200 [C_f]	14,2		152 [t_o]

Los datos $v-C$ permitirán calcular el área:

Volver al enunciado del problema

v [cm/min]	C [kg/m³]	A [m²]
$6,1 \cdot 10^{-3}$	386	31,25
$2,5 \cdot 10^{-3}$	586	37,89
$1,2 \cdot 10^{-3}$	786	39,69
$0,98 \cdot 10^{-3}$	986	20,05
$0,55 \cdot 10^{-3}$	1186	2,01

Evidentemente, el valor del área será el máximo de la curva, con objeto de asegurar que dicha área permita el paso de todos los sólidos contenidos en la suspensión. De la gráfica A–C se obtiene el valor:

$$A = 40\ m^2$$

Considerando el sedimentador como cilíndrico, su diámetro podrá calcularse teniendo en cuenta la superficie del círculo:

$$A = \frac{\Pi}{4} D^2$$

De donde:

$$D = \sqrt{\frac{(4)(40)}{3,14}} = 7,14\ m$$

La profundidad del sedimentador podrá obtenerse a partir de su área mediante la ecuación obtenida a partir de los correspondientes balances de materia:

$$h = \frac{L_0 C_0}{A}\left(\frac{t_R}{\rho_s} + \int_0^{t_R} \frac{1}{C}\, dt\right)$$

Volver al enunciado del problema

A partir de los datos disponibles puede evaluarse gráficamente la integral:

c [kg/m³]	1/c [m³/kg]	t [min]
386	$2{,}59 \cdot 10^{-3}$	34
586	$1{,}71 \cdot 10^{-3}$	48
786	$1{,}27 \cdot 10^{-3}$	90
986	$1{,}01 \cdot 10^{-3}$	120
1186	$0{,}84 \cdot 10^{-3}$	152

A partir de la gráfica adjunta se obtiene una superficie bajo la curva:

$$S = 63{,}0 \text{ m}^2$$

y como: $1 \text{ m}^2 = 250 \text{ cm}^2$

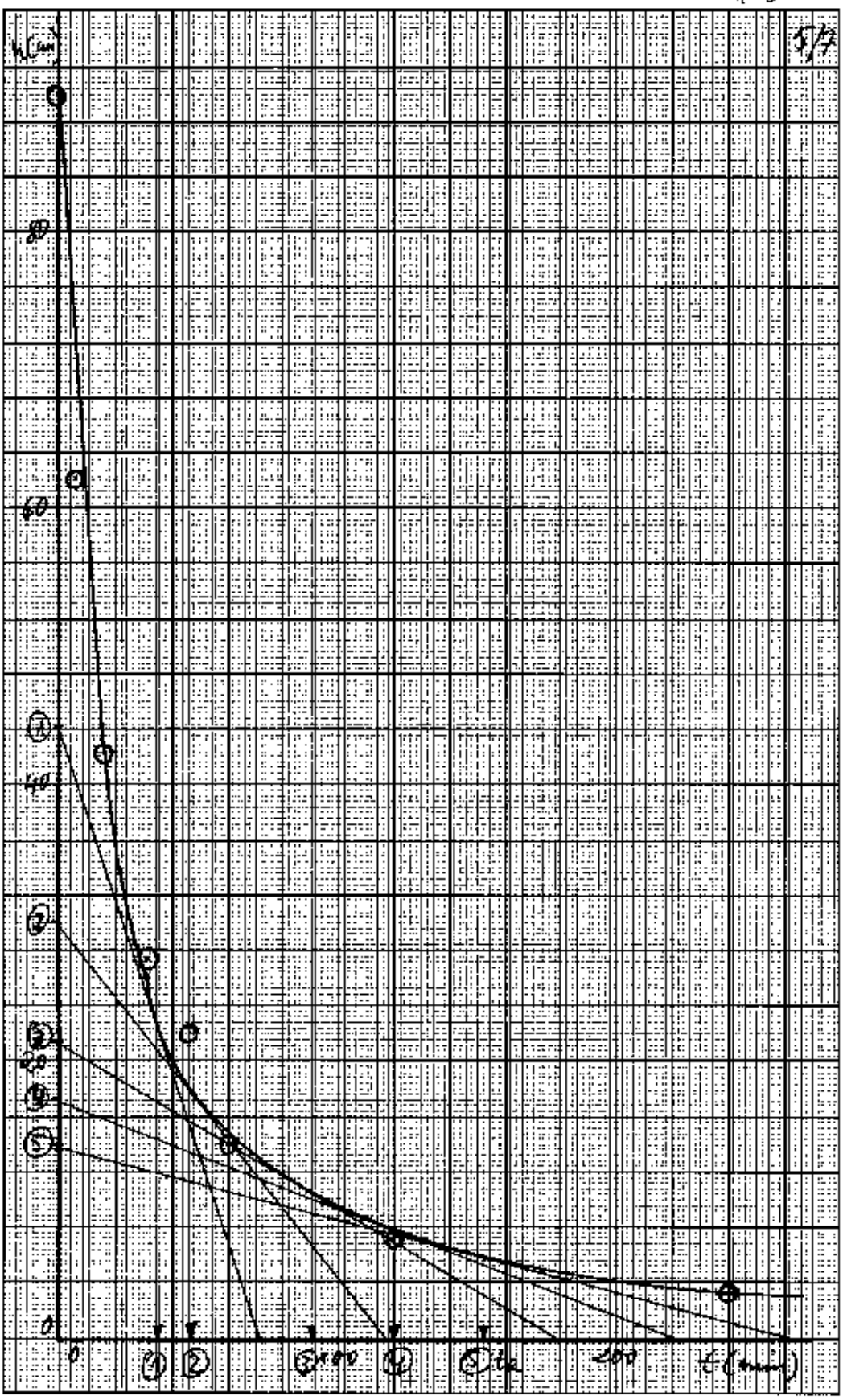
quedará: $$\int_0^{152} \frac{1}{c}\, dt = 0{,}252$$

Por tanto:

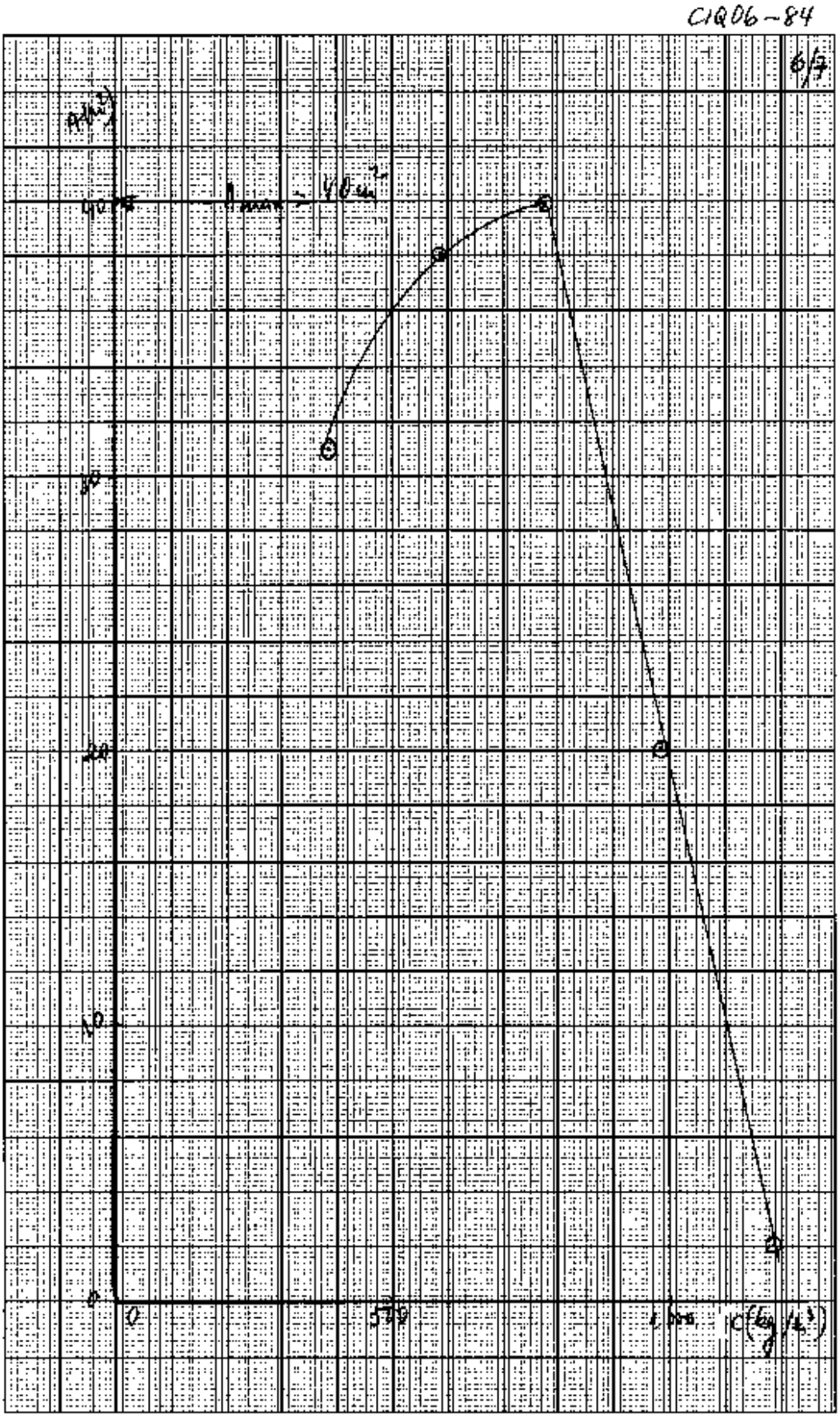
$$h = \frac{(0{,}583)(186)}{40}\left(\frac{152}{4.440} + 0{,}252\right) = 0{,}78 \text{ m}$$

Volver al enunciado del problema

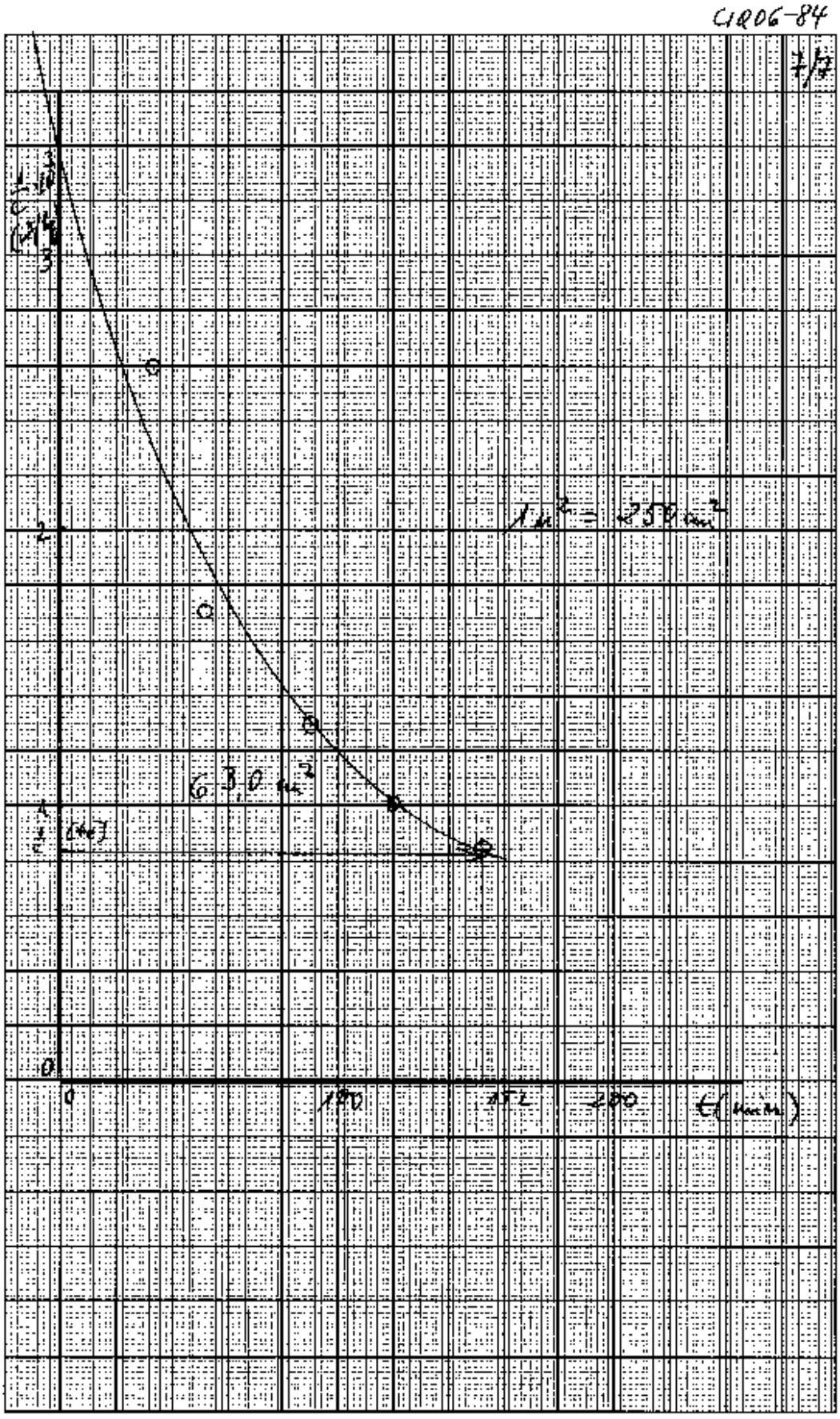
CIQ06-84



Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

a.) Representación gráfica

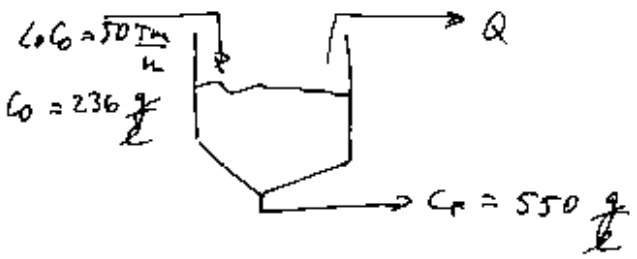
b.) $A = 1.010\ m^2$

c.) $h = 0{,}56\ m$

d.) Capacidad $= 49{,}50\ \frac{kg\ sólidos}{h \cdot m^2}$

e.) Agua $= 3{,}53\ \frac{m^3}{min}$

Volver al enunciado del problema



Datos de diseño: Transformación de unidades

$C_o = 236\ g/l = 236\ kg/m^3$

$C_f = 550\ g/l = 550\ kg/m^3$

$L_oC_o = 5.000 \left[\frac{kg}{h}\right] \frac{1}{60} \left[\frac{h}{min}\right] = 833{,}33\ \frac{kg}{min}$

$\rho_s = 2{,}09\ g/cm^3 = 2.090\ kg/m^3$

Cálculo del área:

$$A = \frac{L_oC_o}{v}\left(\frac{1}{C} - \frac{1}{C_f}\right) = \frac{833{,}33}{v}\left(\frac{1}{C} - 1{,}82\cdot 10^{-3}\right)$$

Obtención de la relación v-C a partir de los ensayos de laboratorio.

a) Se representa la curva h-t. Entre C_o y C_f se eligen concentraciones intermedias (a intervalos de $C = 60\ kg/m^3$) para obtener las tangentes (v) y su abscisa correspondiente (t) a partir de las correspondientes ordenadas en el origen (h_oC_o/C).

Volver al enunciado del problema

Los trazados gráficos se muestran en la figura adjunta y los resultados se indican en la siguiente tabla:

Punto	C [kg/m³]	$\frac{h_0 C_0}{C}$ [cm]	v [cm/min]	t [min]
	236 [C_0]			
①	300	28,3	0,129	100
②	360	23,6	0,081	120
③	420	20,2	0,052	130
④	480	17,7	0,032	140
⑤	540	15,7	0,018	160
	550 [C_f]	15,4		190 [t_f]

b) Los datos v-C permitirán calcular el área:

v [cm/min]	C [kg/m³]	A [m²]
$1,29 \cdot 10^{-3}$	300	977,6
$0,81 \cdot 10^{-3}$	360	985,4
$0,52 \cdot 10^{-3}$	420	899,0
$0,32 \cdot 10^{-3}$	480	685,8
$0,18 \cdot 10^{-3}$	540	147,5

Evidentemente, el valor del área será el máximo de la curva, con objeto de asegurar que dicha área permita el paso de todos los sólidos contenidos en la suspensión.

Volver al enunciado del problema

De la grafica A-C se obtiene el valor:

$$A = 1.010\ m^2$$

c.) La altura del sedimentador podrá obtenerse a partir de su area mediante la ecuación obtenida a partir de los correspondientes balance de materia:

$$h = \frac{L_o C_o}{A}\left(\frac{t_R}{\rho_s} + \int_o^{t_R} \frac{1}{C}\,dt\right)$$

A partir de los datos disponibles puede evaluarse graficamente la integral:

C [kg/m³]	1/C [m³/kg]	t [min]
300	$3{,}33 \cdot 10^{-3}$	100
360	$2{,}78 \cdot 10^{-3}$	120
420	$2{,}38 \cdot 10^{-3}$	130
480	$2{,}08 \cdot 10^{-3}$	140
540	$1{,}85 \cdot 10^{-3}$	160

A partir de la grafica adjunta se obtiene una superficie bajo la curva:

$$S = 148{,}1\ cm^2$$

y como: $1\ m^2 = 250\ cm^2$

quedará:

$$\int_0^{190} \frac{1}{C}\,dt = 0{,}592$$

Volver al enunciado del problema

Por tanto:

$$h = \frac{833,33}{1.010}\left(\frac{190}{2090} + 0,592\right) = 0,56\ m$$

d.) Capacidad del sedimentador:

$$\text{Capacidad} = \frac{L_o C_o}{A} = \frac{833,33}{1.010}\ \frac{[kg/m^3]}{[m^2]} \cdot 60\left[\frac{min}{h}\right] =$$

$$= 49,50\ \frac{kg\ sólidos}{m^2 \cdot h}$$

e.) Caudal de agua de salida:

Balance total:

$$Q = L_o - L_F$$

Balance de sólidos:

$$L_o C_o = L_F C_F = 833,33$$

De donde:

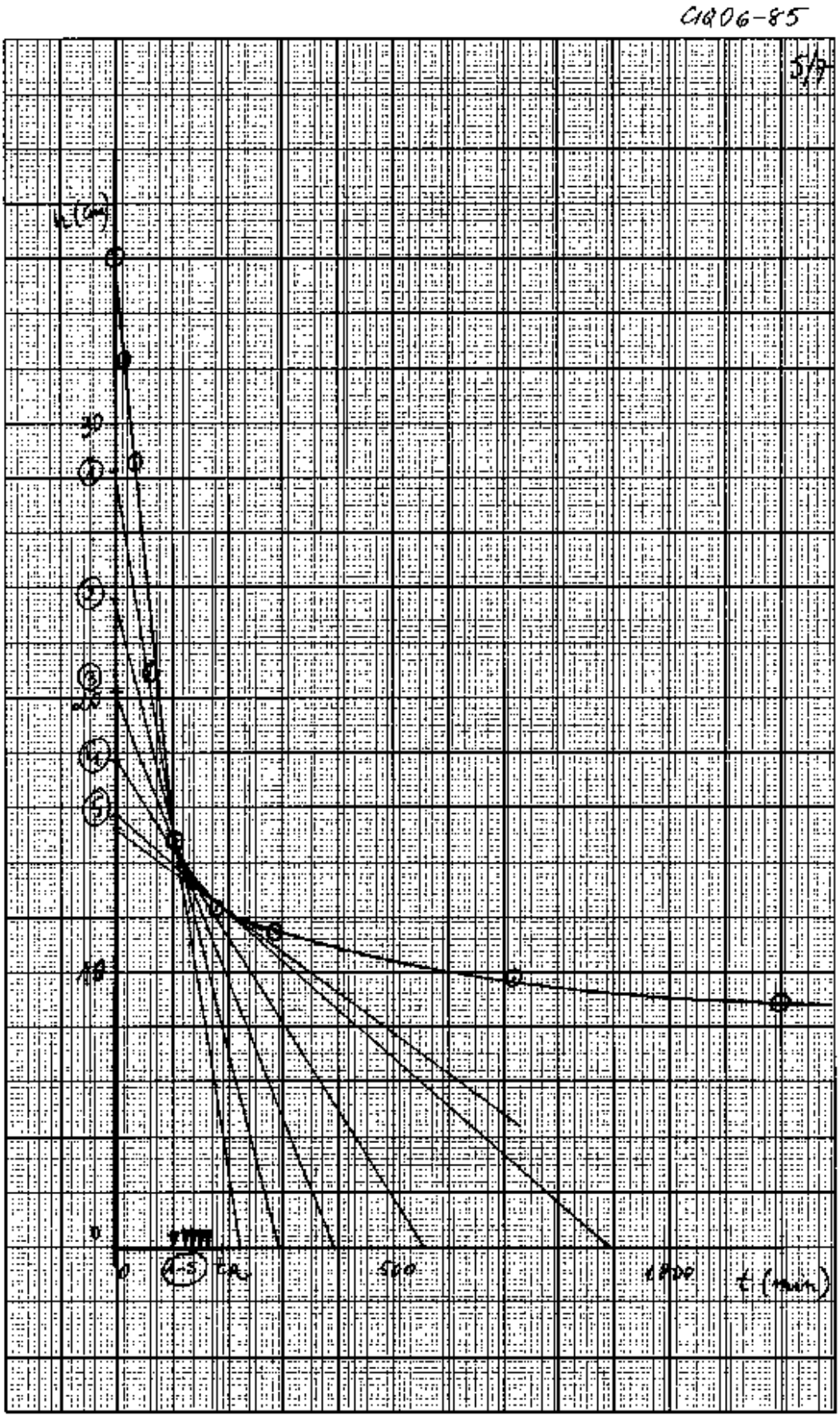
$$L_o = \frac{833,33}{236} = 3,53\ \frac{m^3}{min}$$

$$L_F = \frac{833,33}{550} = 1,52\ \frac{m^3}{min}$$

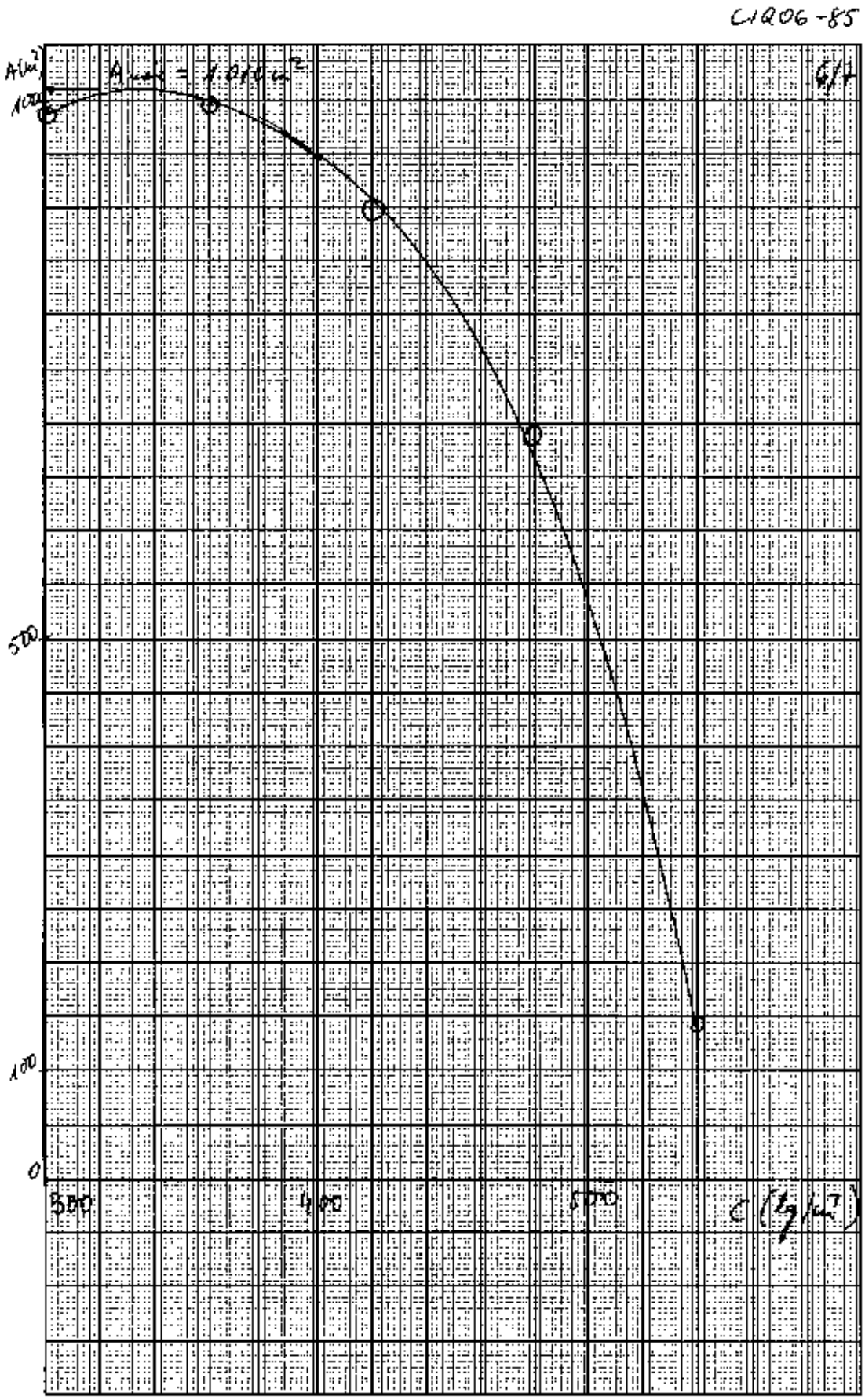
y, por tanto:

$$Q = 3,53 - 1,52 = 2,01\ \frac{m^3}{min} = 120,6\ \frac{m^3}{h}$$

Volver al enunciado del problema

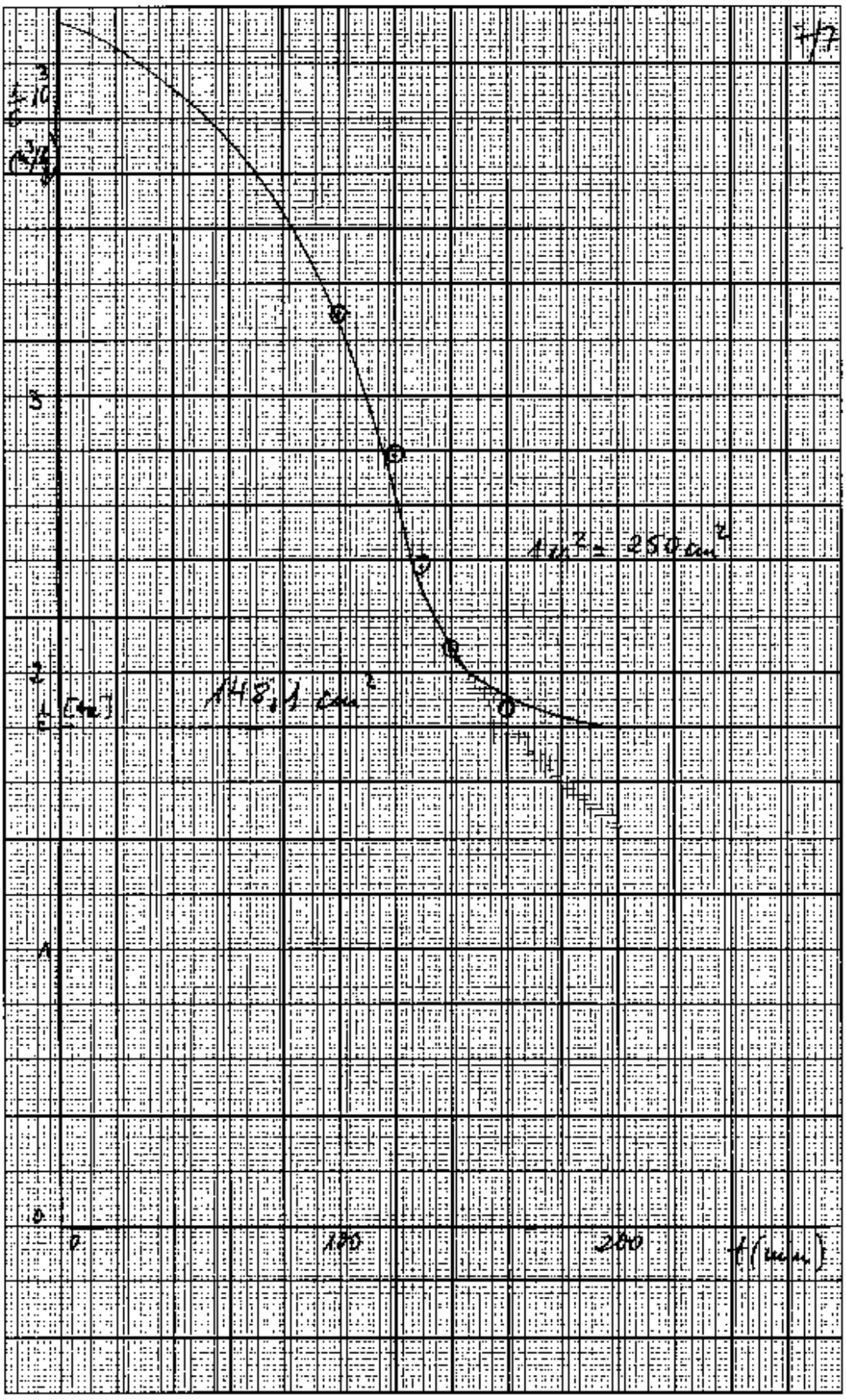


Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

C1906-85

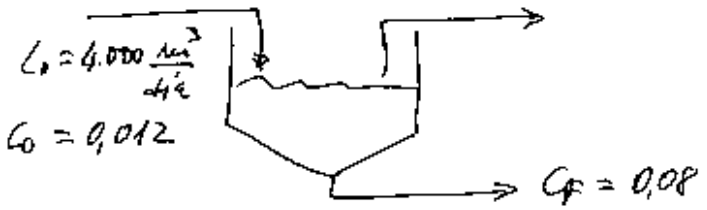


Volver al enunciado del problema

$D = 13{,}59\ m$

$h = 0{,}25\ m$

Volver al enunciado del problema



Datos de diseño: Transformación de unidades

$$L_0 = 4.000 \left[\frac{m^3}{día}\right] \cdot \frac{1}{24}\left[\frac{día}{h}\right] \cdot \frac{1}{60}\left[\frac{h}{min}\right] = 2,78 \frac{m^3}{min}$$

$$\rho_S = 2\ g/cm^3 = 2.000\ kg/m^3$$

$$\rho_{susp} = 1\ g/cm^3 = 1.000\ kg/m^3$$

$$C_0 = 0,012 \left[\frac{kg\ sólidos}{kg\ suspensión}\right] \cdot 1.000 \left[\frac{kg\ suspensión}{m^3\ suspensión}\right] = 12\ kg/m^3$$

$$C_F = 0,08 \left[\frac{kg\ sólidos}{kg\ suspensión}\right] \cdot 1.000 \left[\frac{kg\ suspensión}{m^3\ suspensión}\right] = 80\ kg/m^3$$

Cálculo del área:

$$A = \frac{L_0 C_0}{V}\left(\frac{1}{C} - \frac{1}{C_F}\right) = \frac{(2,78)(12)}{V}\left(\frac{1}{C} - \frac{1}{80}\right) =$$

$$= \frac{33,36}{V}\left(\frac{1}{C} - 1,25 \cdot 10^{-2}\right)$$

Obtención de la relación V-C a partir de los ensayos de laboratorio.

Se representa la curva h-t. Entre C_0 y C_F se eligen concentraciones intermedias (a intervalos de $C = 12\ kg/m^3$) para obtener las tangentes (V) y sus abscisas corres-

Volver al enunciado del problema

diendo (t) a partir de las correspondientes ordenadas en el origen ($\frac{h_0 C_0}{C}$).

Los trazados gráficos se muestran en la figura adjunta y los resultados se indican en la siguiente tabla:

Punto	C [kg/m³]	$\frac{h_0 C_0}{C}$ [cm]	v [cm/min]	t [min]
	12 [C_0]			
①	24	15,5	0,70	12
②	36	10,3	0,37	16
③	48	7,8	0,20	18
④	60	6,2	0,12	24
⑤	72	5,2	0,08	28
	80 [C_F]	4,7		30 [t_e]

Los datos v - C permitirán calcular el área:

v [m/min]	C [kg/m³]	A [m²]
$7,0 \cdot 10^{-3}$	24	139,0
$3,7 \cdot 10^{-3}$	36	137,7
$2,0 \cdot 10^{-3}$	48	139,0
$1,2 \cdot 10^{-3}$	60	115,8
$0,8 \cdot 10^{-3}$	72	57,9

Evidentemente, el valor del área será el máximo de la curva, con objeto de asegurar que dicha área permite el paso de todos los sólidos contenidos en la suspensión.

Volver al enunciado del problema

De la grafica A-C se obtiene el valor:

$$A = 145\ m^2$$

Considerando el sedimentador como cilindrico, su diámetro podrá calcularse teniendo en cuenta la superficie del circulo:

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

De donde:

$$D = \sqrt{\frac{(4)(145)}{3,14}} = 13,59\ m$$

La altura del sedimentador podrá obtenerse a partir de su área mediante la ecuación obtenida a partir de la correspondiente balance de materia:

$$h = \frac{L_o C_o}{A}\left(\frac{t_R}{\rho_s} + \int_o^{t_R} \frac{1}{C}\, dt\right)$$

A partir de los datos disponibles puede evaluarse gráficamente la integral:

C [kg/m³]	1/C [m³/kg]	t [min]
24	$4,16 \cdot 10^{-2}$	12
36	$2,28 \cdot 10^{-2}$	16
48	$2,08 \cdot 10^{-2}$	18
60	$1,67 \cdot 10^{-2}$	24
72	$1,39 \cdot 10^{-2}$	28

Volver al enunciado del problema

A partir de la gráfica adjunta se obtiene una superficie bajo la curva:

$$S = 106{,}3 \text{ cm}^2$$

y como: $1 \text{ m}^2 = 100 \text{ cm}^2$

quedará:

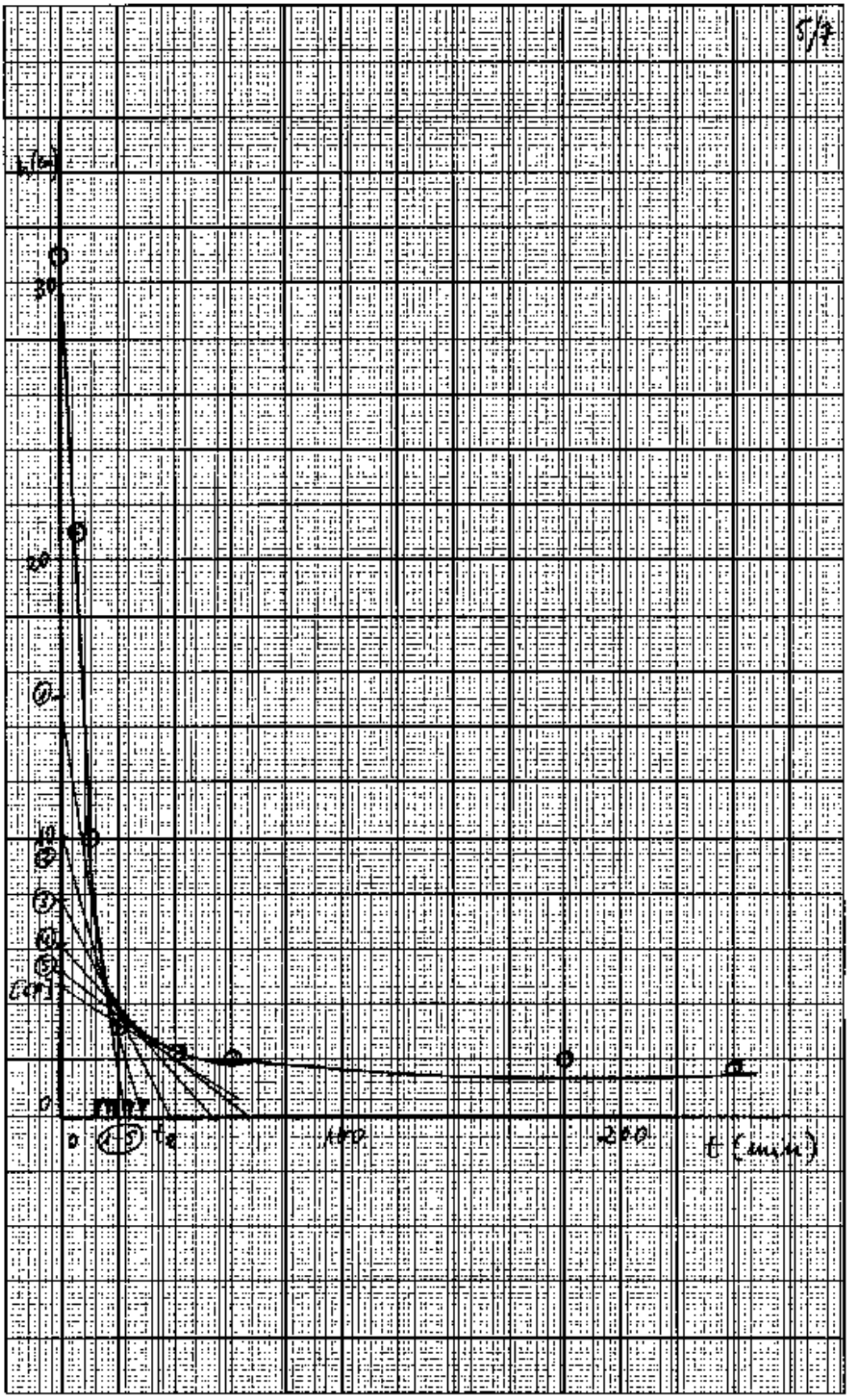
$$\int_0^{30} \frac{1}{C}\, dt = 1{,}063$$

Por tanto:

$$h = \frac{(2{,}78)(12)}{145}\left(\frac{30}{2.000} + 1{,}063\right) = 0{,}25 \text{ m}$$

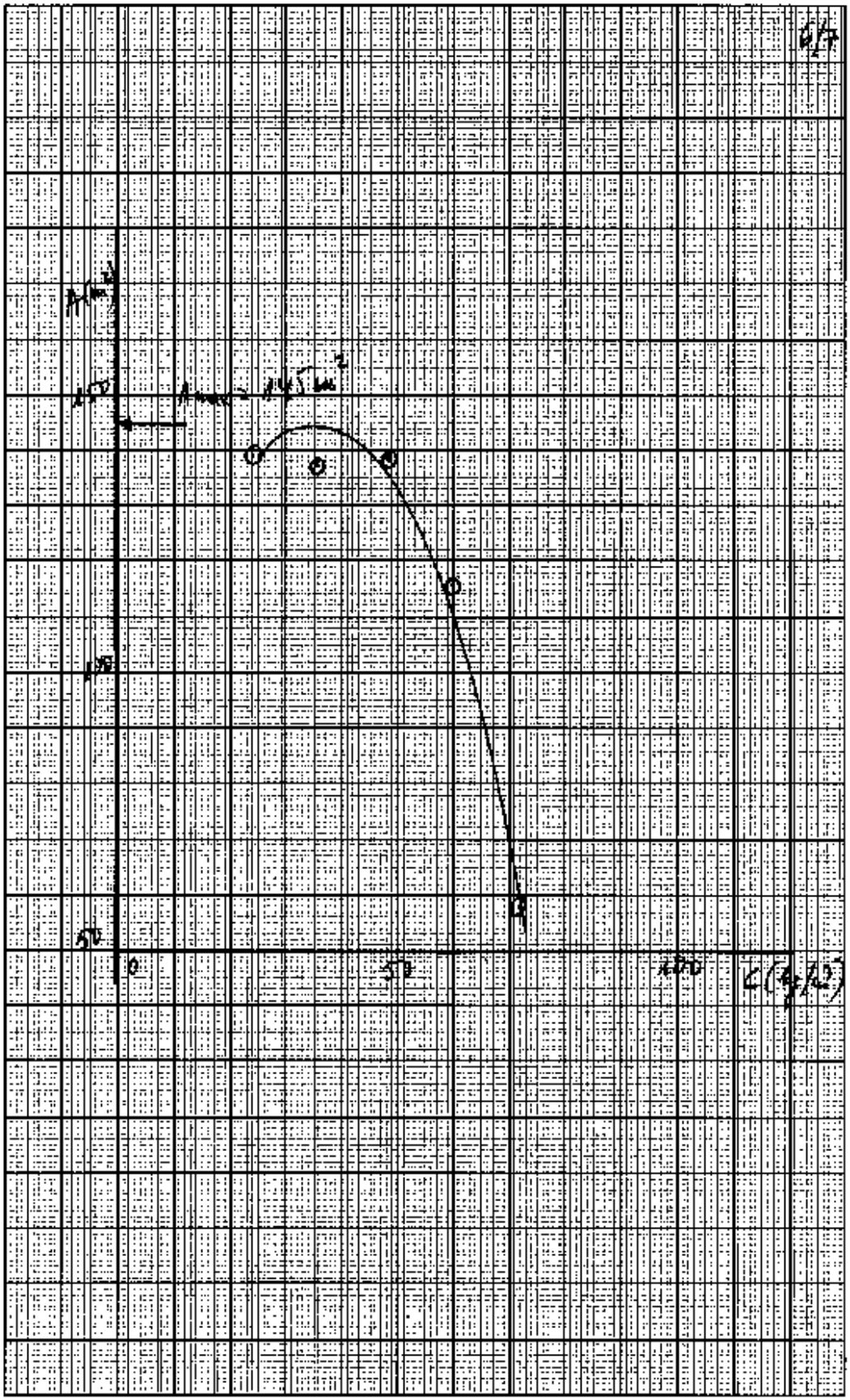
Volver al enunciado del problema

CQ06-86

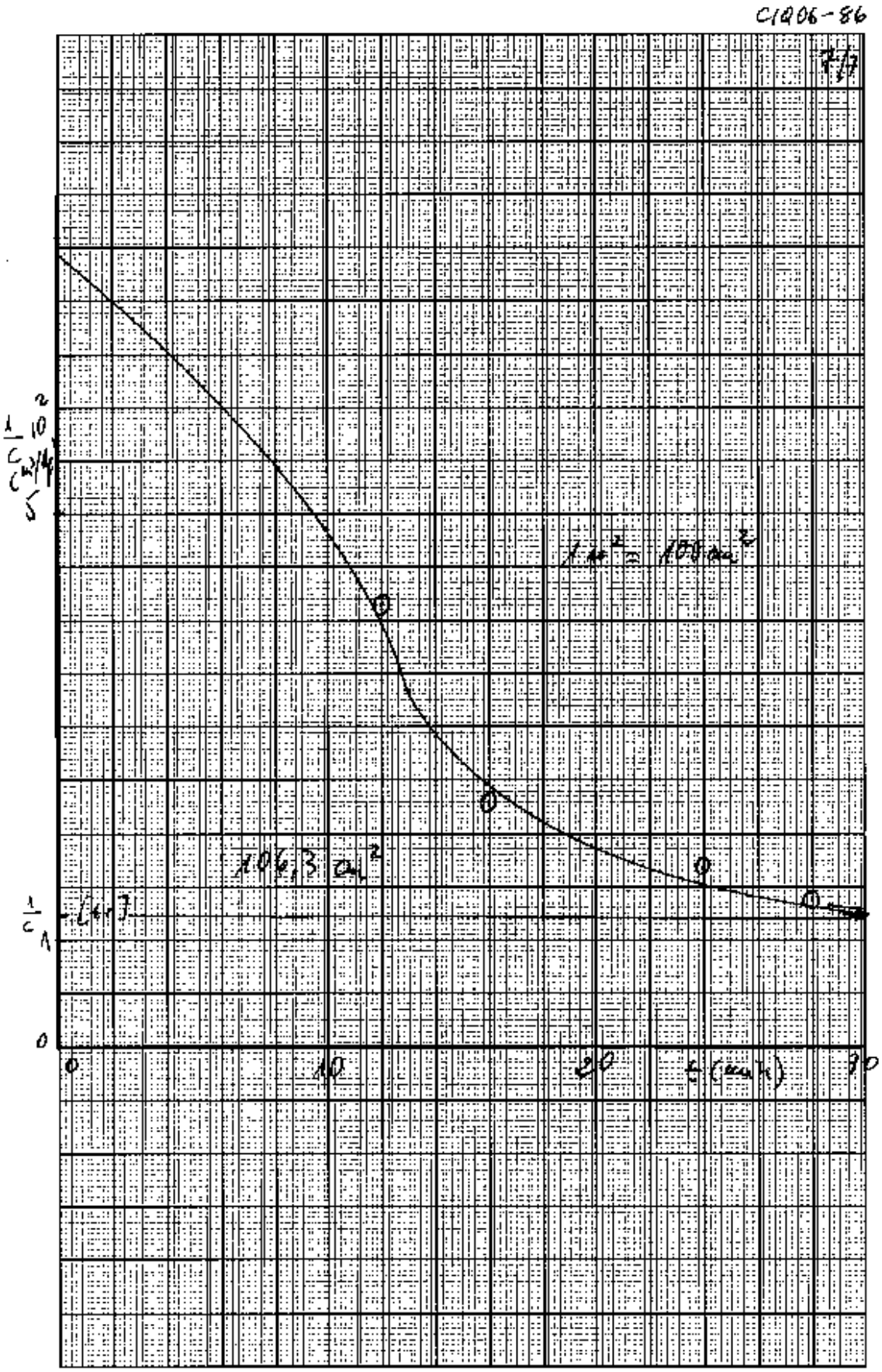


Volver al enunciado del problema

C1806-86



Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

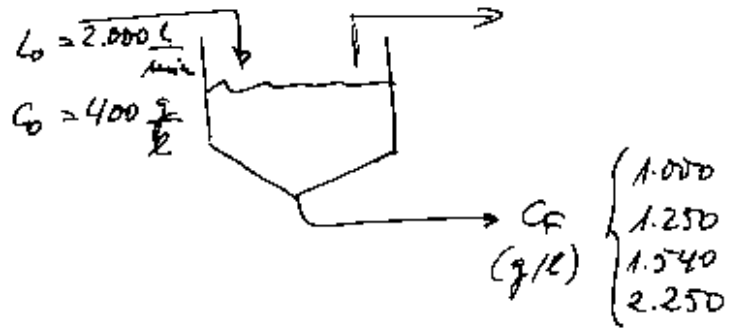
a.) $A = 28\ m^2$

b.) $A = 36\ m^2$

c.) $A = 44\ m^2$

d.) Insuficientes datos

Volver al enunciado del problema



Datos de diseño: Transformación de unidades

$$L_o = 2.000 \frac{l}{min} = 2 \frac{m^3}{min}$$

$$C_o = 400 \frac{g}{l} = 400 \frac{kg}{m^3}$$

$$C_F\,[g/l] \equiv C_F\,[kg/m^3]$$

Cálculo del área:

$$A = \frac{L_o C_o}{v}\left(\frac{1}{C} - \frac{1}{C_F}\right) = \frac{(2)(400)}{v}\left(\frac{1}{C} - \frac{1}{C_F}\right) =$$

$$= \frac{800}{v}\left(\frac{1}{C} - \frac{1}{C_F}\right)$$

Obtención de la relación v–C a partir de los ensayos de laboratorio.

Se representa la curva h–t. Entre C_o y C_F se eligen concentraciones intermedias (a intervalos de $C = 180\ kg/m^3$) para obtener las tangentes (v) y sus abscisas correspondientes (t) a partir de las correspondientes ordenadas en el origen ($h_o C_o/C$).

Volver al enunciado del problema

Los trazados gráficos se muestran en la figura adjunta y los resultados se indican en la siguiente tabla:

Punto	C [kg/m³]	$\frac{h_0 C_0}{C}$ [cm]	v [cm/min]	t [min]
	400 [C_0]			
①	580	34,5	2,13	8
②	760	26,3	1,19	11
③	940	21,3	1,01	12
④	1.120	17,8	0,53	14
⑤	1300	15,4	0,35	16

Los datos v-C permiten calcular las áreas, cuyo valor será el máximo de la curva correspondiente, con objeto de asegurar que dicha área permita el paso de todos los sólidos contenidos en la suspensión.

a.) $C_F = 1.000 \frac{kg}{m^3}$ $\quad A_a = \frac{800}{v}\left(\frac{1}{C} - 10^{-3}\right)$

b.) $C_F = 1.250 \frac{kg}{m^3}$ $\quad A_b = \frac{800}{v}\left(\frac{1}{C} - 8\cdot10^{-4}\right)$

c.) $C_F = 1.540 \frac{kg}{m^3}$ $\quad A_c = \frac{800}{v}\left(\frac{1}{C} - 6{,}5\cdot10^{-4}\right)$

d) $C_F = 2.250 \frac{kg}{m^3}$ $\quad A_d = \frac{800}{v}\left(\frac{1}{C} - 4{,}4\cdot10^{-4}\right)$

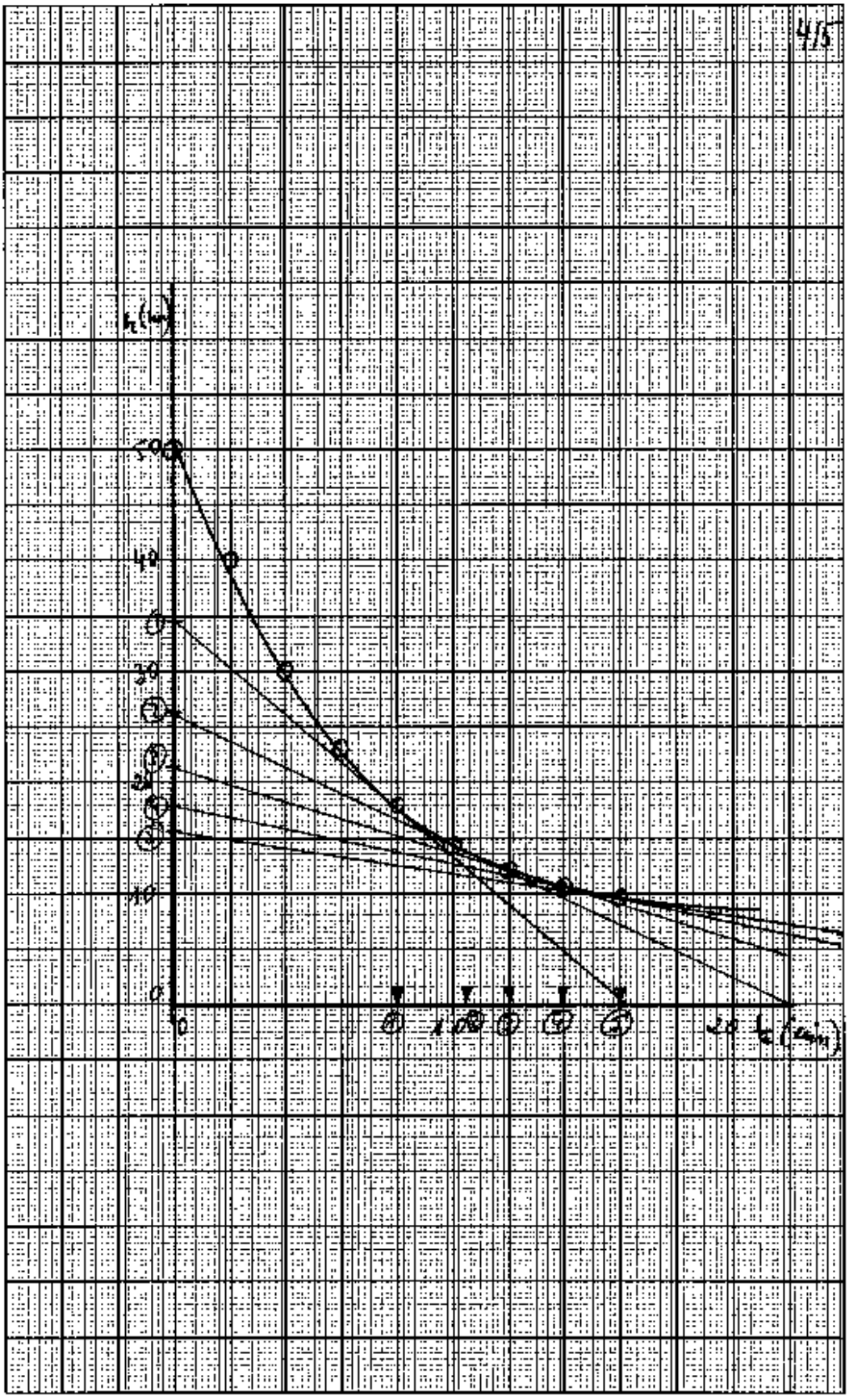
Volver al enunciado del problema

N [m/min]	C [kg/m³]	A_a	A_b	A_c	A_d
		[m²]			
$2,13 \cdot 10^{-2}$	580	27,2	34,7	40,4	40,1
$1,19 \cdot 10^{-2}$	760	21,2	34,7	44,8	58,6
$1,01 \cdot 10^{-2}$	940	5,0	20,9	32,8	49,0
$0,53 \cdot 10^{-2}$	1120	—	14,0	36,7	67,7
$0,35 \cdot 10^{-2}$	1.300	—	—	27,4	74,2
A_{max} [m²]		28	36	44	Sin datos

Valores obtenidos de la gráfica A–C.

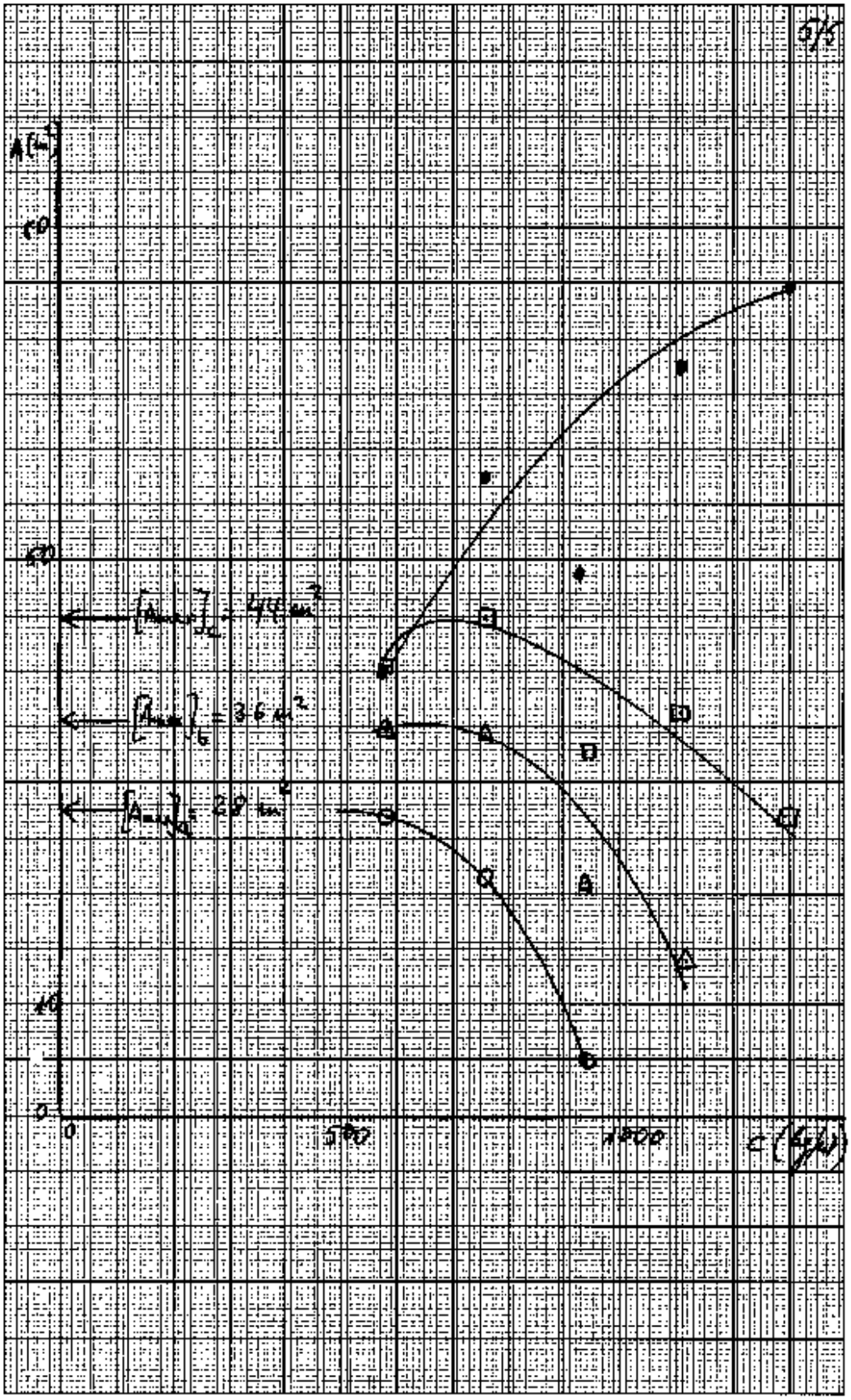
Volver al enunciado del problema

CQ906-87



Volver al enunciado del problema

CQ06-87



Volver a:	
Ingeniería Química (Ldo. en Química)	Ampliación de Ingeniería Química (Ldo. en Química)
Ingeniería Química (Ldo. en CyT de Alimentos)	Operaciones Básicas de la I.Q. (Ingeniero Químico)

INGENIERÍA QUIMICA: PROBLEMAS

Tema 07

Problema CIQ07-01	Problema CIQ07-02	Problema CIQ07-03
Problema CIQ07-04	Problema CIQ07-05	Problema CIQ07-06
Problema CIQ07-07	Problema CIQ07-08	Problema CIQ07-09
Problema CIQ07-10	Problema CIQ07-11	Problema CIQ07-12
Problema CIQ07-13	Problema CIQ07-14	Problema CIQ07-15
Problema CIQ07-16	Problema CIQ07-17	Problema CIQ07-18
Problema CIQ07-19	Problema CIQ07-20	Problema CIQ07-21
Problema CIQ07-22	Problema CIQ07-23	Problema CIQ07-24
Problema CIQ07-25	Problema CIQ07-26	Problema CIQ07-27
Problema CIQ07-28	Problema CIQ07-29	Problema CIQ07-30
Problema CIQ07-31	Problema CIQ07-32	Problema CIQ07-33
Problema CIQ07-34	Problema CIQ07-35	Problema CIQ07-36

Volver

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Conceptos cinéticos

La ecuación cinética para una reacción en fase gaseosa a 400 K viene dada por:

$$-\frac{dp_A}{dt} = 3{,}66\ p_A^2 \qquad \frac{atm}{h}$$

a) Indíquense las unidades del coeficiente cinético.

b) Calcúlese el coeficiente cinético para esta reacción, si la ecuación cinética viene expresada por:

$$-r_A = -\frac{1}{V}\frac{dN_A}{dt} = k'\ C_A^2 \qquad \frac{mol}{l \cdot h}$$

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Conceptos cinéticos

Una reacción tiene lugar en fase gaseosa a 300 ºC y su ecuación de velocidad viene expresada por:

$$-\frac{dp_A}{dt} = 8{,}00\ p_A^2$$

donde p_A se mide en mmHg y t en segundos.

a) ¿Cuáles son las unidades del coeficiente cinético?

b) ¿Cuánto valdría el coeficiente cinético si la ecuación cinética se expresa de la siguiente forma:

$$-\frac{dC_A}{dt} = k'\ C_A^2$$

donde C_A se mide en mol/l y t en minutos

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Conceptos cinéticos

La reacción química en fase gaseosa:

$$A \rightarrow 2R$$

se produce en un reactor que consiste en un recipiente relleno de partículas esféricas no porosas de un catalizador sólido. La superficie específica del catalizador es de 60 m^2/m^3 de relleno, su densidad es de 3.000 kg/m^3 de relleno y la porosidad del lecho (volumen de huecos respecto al volumen total) es de 0,40. La velocidad de desaparición de **A** viene dada por la expresión:

$$-r_A = \frac{1}{M}\frac{dN_A}{dt} = 1{,}4\, C_A$$

donde **t** se mide en horas, $\mathbf{C_A}$ en mol/l de fluido, $\mathbf{N_A}$ en mol de **A** que desaparece por reacción química y **M** en kg de catalizador.

Teniendo en cuenta estos datos:

a) Calcular las dimensiones del coeficiente cinético.

b) Escribir la velocidad de reacción basada en la unidad de volumen del reactor.

c) Escribir la velocidad de reacción basada en la unidad de volumen del fluido.

d) Escribir la velocidad de reacción basada en la unidad de superficie de catalizador.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Conceptos cinéticos

Cuando se dobla la concentración de reactivo se triplica la velocidad de reacción. Encontrar el orden de reacción.

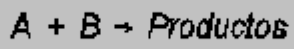
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Conceptos cinéticos

Encontrar los órdenes de reacción respecto a **A** y **B** para la estequiometría:



si se dispone de los siguientes datos:

C_A	4	1	1
C_B	1	1	8
$-r_A$	2	1	4

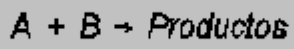
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Conceptos cinéticos

Encontrar los órdenes de reacción respecto a **A** y **B** para la estequiometría:



si se dispone de los siguientes datos:

C_A	2	2	3
C_B	125	64	64
$-r_A$	50	32	48

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Conceptos cinéticos

En un reactor discontinuo de volumen constante se descompone a 350 ºC y 1 atm una sustancia **A**, formando otras dos sustancias gaseosas, **B** y **C**, según la reacción:

Dicha descomposición tiene lugar de acuerdo con una cinética de primer orden, cuya constante específica de velocidad, en las condiciones de operación, toma el valor de $2{,}5 \cdot 10^{-5}$ s^{-1}. Determinar el porcentaje de descomposición al cabo de 1 hora.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Mecanismos

Demostrar que el siguiente esquema:

$$N_2O_5 \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} NO_2 + NO_3^*$$

$$NO_3^* \xrightarrow{k_3} NO^* + O_2$$

$$NO^* + NO_3^* \xrightarrow{k_4} 2NO_2$$

propuesto por Ogg (1947) es satisfactorio y puede explicar la descomposición de primer orden observada para el N_2O_5.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Mecanismos

Las sustancias químicas **A**, **B** y **D** se combinan para dar **R** y **S** de acuerdo con la ecuación estequiométrica:

$$A + B + D \rightleftharpoons R + S$$

y después de transcurrir la reacción, hasta una extensión significativa, la ecuación cinética observada es:

$$r_R = k \frac{C_A C_B C_D}{C_R}$$

Para explicar las experiencias cinéticas han sido propuestos los dos mecanismos siguientes, que implican la formación de un producto intermedio activo:

Mecanismo I:

$$A + B \rightleftharpoons X^* + R$$

$$D + X^* \rightarrow S$$

Mecanismo II:

$$A + D \rightleftharpoons Y^* + R$$

$$B + Y^* \rightarrow S$$

a) Calcúlese el orden de reacción.

b) ¿Están de acuerdo estos mecanismos con los datos cinéticos?

c) Si no lo están, indíquese un esquema que esté de acuerdo con los datos cinéticos.

d) Si solamente está de acuerdo uno de ellos, ¿qué línea de investigación puede confirmar que el mecanismo considerado es correcto? Si ambos están de acuerdo con los datos cinéticos, ¿cuál debe elegirse entre ellos?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Mecanismos

La sustancia **A_2B** se descompone de acuerdo con la ecuación estequiométrica:

$$A_2B \rightarrow AB + \frac{1}{2}A_2$$

Para deducir la cinética de esta reacción se ha realizado un gran esfuerzo pero los resultados no son concordantes y no se dispone de ninguna ecuación cinética que se ajuste a los datos. Sin embargo, pueden hacerse las observaciones siguientes sobre los datos:

1) Al principio de cualquier serie experimental se observa que es de primer orden con respecto al reactivo.

2) Cuando el reactivo está casi agotado, los datos se correlacionan bien por una ecuación que es de segundo orden con respecto al mismo.

3) La introducción del producto **AB** con la alimentación no afecta a la velocidad.

4) La introducción del producto **A_2** con la alimentación hace descender lentamente la velocidad de reacción; sin embargo, no se ha encontrado ninguna proporcionalidad entre el **A_2** añadido y el efecto descendente.

Con la esperanza de que un tratamiento teórico pueda sugerir una forma satisfactoria de la expresión cinética, se han de analizar los mecanismos siguientes:

Mecanismo I:

$$2A_2B \rightarrow A_4B_2^*$$

$$A_4B_2^* \rightarrow A_2 + 2AB$$

Mecanismo II:

$$A_2B \rightarrow A^* + AB$$

$$A_2B + A^* \rightarrow A_2 + AB$$

a) ¿Alguno de estos mecanismos está de acuerdo con los datos experimentales encontrados? Si se rechaza un mecanismo, indíquese cuál es la base para rechazarlo.

b) Si ninguno de estos mecanismos es satisfactorio, ¿puede deducirse alguno que esté de acuerdo con los hallazgos experimentales?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Página 5
Página 6

Volver al Índice

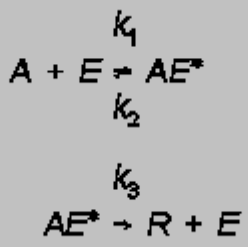
INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Mecanismos

Un reactivo denominado "sustrato" se convierte en producto por la acción de una enzima, una sustancia de peso molecular elevado (mayor de 10.000) análoga a una proteína. Una enzima es altamente específica, catalizando solamente una reacción particular o un grupo de reacciones. Así se tiene:

La mayor parte de estas reacciones presentan las siguientes características cinéticas:

1) La velocidad es proporcional a la concentración de la enzima introducida en la mezcla, $\mathbf{[E_0]}$.

2) Para concentraciones bajas del reactivo, la velocidad es proporcional a la concentración de reactivo. Michaelis y Menten (1913) fueron los primeros en explicar este comportamiento general con el mecanismo siguiente:



3) La característica particular de este modelo consiste en suponer que la concentración del producto intermedio puede ser apreciable, en cuyo caso la enzima total está distribuida de la forma:

$$[E_0] = [E] + [AE^*]$$

Como la concentración de la enzima no puede determinarse fácilmente, dedúzcase la ecuación cinética para esta reacción en función de $\mathbf{[E_0]}$ y **[A]** y demuéstrese que explica el comportamiento observado. En el desarrollo utilícese la aproximación del estado estacionario.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Mecanismos

Se sabe por experiencia que la descomposición del ozono en fase homogénea transcurre de acuerdo con la ecuación cinética:

$$-r_{O_3} = k \frac{[O_3]^2}{[O_2]}$$

para la que se ha propuesto el siguiente mecanismo en dos etapas:

$$O_3 \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} O_2 + O^*$$

$$O_3 + O^* \underset{k_4}{\overset{k_3}{\rightleftharpoons}} 2O_2$$

a) Indíquese el orden global de la reacción.

b) Establézcanse las relaciones de magnitud que deben existir entre las concentraciones y las constantes de velocidad con objeto de que el mecanismo esté de acuerdo con los resultados experimentales.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Mecanismos

La reacción reversible:

$$A + B \rightleftharpoons AB$$

se ha estudiado cinéticamente y se ha encontrado que la velocidad de formación de producto correlaciona bien mediante la siguiente ecuación cinética experimental:

$$r_{AB} = k\, C_A^2$$

Comprobar que el siguiente mecanismo propuesto es consistente con dicha ecuación cinética:

$$2A \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} A_2^*$$

$$A_2^* + B \underset{k_4}{\overset{k_3}{\rightleftharpoons}} A + AB$$

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

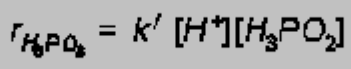
INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Mecanismos

El ácido hipofosforoso se transforma en ácido fosforoso por la acción de agentes oxidantes:

La cinética de esta transformación presenta las características siguientes:

Para concentraciones bajas de agente oxidante:

Para concentraciones altas de agente oxidante:



Para explicar las experiencias cinéticas, se ha supuesto que con el ion hidrógeno como catalizador el H_3PO_2 (normalmente no reactivo) se transforma en forma activa, cuya naturaleza se desconoce. Este producto intermedio reacciona con el agente oxidante y da H_3PO_3. Demuéstrese que este esquema explica los resultados cinéticos observados.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Mecanismos

Se ha encontrado que la descomposición del óxido nitroso en fase homogénea viene dada por la ecuación estequiométrica:

$$N_2O \rightarrow N_2 + \frac{1}{2}O_2$$

de ecuación cinética:

$$-r_{N_2O} = \frac{k_1[N_2O]^2}{1 + k_2[N_2O]}$$

Dedúzcase un mecanismo que explique esta cinética.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Mecanismos

La reacción:

$$2NO + O_2 \rightarrow 2NO_2$$

tiene una velocidad de reacción:

$$r_{NO_2} = k\,[NO]^2\,[O_2]$$

Se observa que orden y estequiometría coinciden pero, a pesar de ello, no se trata de una reacción elemental. Indicar un mecanismo adecuado.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Mecanismos

Determinar un mecanismo consistente con la ecuación de velocidad encontrada experimentalmente para la siguiente reacción:

$$2A + B \rightarrow A_2B$$

$$r_{A_2B} = k[A][B]$$

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Mecanismos

Determinar un mecanismo consistente con la ecuación de velocidad encontrada experimentalmente para la siguiente reacción:

$$2D_2E \rightarrow 2DE + D_2$$

$$r_{D_2} = \frac{1960\,[D_2E]^2}{[DE] + 18\,[D_2E]}$$

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Mecanismos

Determinar la ecuación de velocidad para la oxidación del óxido nítrico:

$$2NO + O_2 \rightarrow N_2O_4$$

y proponer un mecanismo consistente con ella, especificando el valor de las constantes.

Para dicha reacción, que se supone irreversible, se han obtenido los siguientes datos, midiendo la velocidad de desaparición de **NO** para distintas concentraciones de $\mathbf{O_2}$ y **NO**:

Serie	Exp.	$[O_2]$	[NO]	$-r_{NO}$
I	1	1	1	10^8
	2	2	2	$4 \cdot 10^8$
	3	3	1	10^8
	4	1	3	$9 \cdot 10^8$
II	5	0,0001	1	10^6
	6	0,0002	2	$8 \cdot 10^6$
	7	0,0003	1	$3 \cdot 10^6$
	8	0,0001	3	$9 \cdot 10^6$
III	9	1	0,0001	1
	10	2	0,0002	4
	11	3	0,0001	1
	12	1	0,0003	9
IV	13	0,0001	0,0001	0,01
	14	0,0002	0,0002	0,08
	15	0,0003	0,0001	0,03

	16	0,0001	0,0003	0,09

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Mecanismos

Demuéstrese que el hecho de que la reacción:

$$2NO + H_2 \rightarrow 2NOH$$

sea de tercer orden, puede justificarse por uno cualquiera de los mecanismos siguientes, en los que ninguna etapa es trimolecular.

Mecanismo 1:

$$NO + H_2 \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} NOH_2^*$$

$$NOH_2^* + NO \xrightarrow{k_3} 2NOH$$

Mecanismo 2:

$$2NO \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} N_2O_2^*$$

$$N_2O_2^* + H_2 \xrightarrow{k_3} 2NOH$$

¿Qué condición adicional debe cumplir alguno de los coeficientes cinéticos?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Temperatura

A menudo se dice que la velocidad de una reacción química típica se duplica cada vez que la temperatura aumenta 10 grados. ¿Cuál debe ser la energía de activación (expresada en kJ/mol) de una reacción para que esta afirmación sea cierta en la proximidad de los 300 K?

Datos:

1 cal = 4,18 J

R = 1,987 cal/(mol·K)

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Temperatura

La descomposición térmica del etano es de primer orden. Se han obtenido las siguientes constantes de velocidad a distintas temperaturas:

T (ºC)	550	560	570	580	590	600	610	620	630
$k \cdot 10^5$ (s^{-1})	2,5	4,7	8,2	12,3	23,1	35,6	57,6	92,4	141,5

Obtener la energía de activación y el factor de frecuencia de la reacción.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Temperatura

En un estudio sobre la hidrólisis del anhidrido acético a distintas temperaturas se han obtenido los siguientes datos:

T (ºC)	k (min^{-1})
15,0	0,0817
25,0	0,1553
35,0	0,2733

Encontrar la expresión que relaciona la velocidad de reacción con la temperatura.

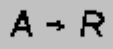
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Cinética experimental

Durante un experimento se han obtenido los siguientes datos sobre la variación de la concentración del componente **A** con el tiempo, en un reactor de volumen constante en el que se desarrolla la reacción:



C_A	10	9	7,5	5	2	1	0
t	0	4	6	8	10	12	16

Indicar cuál de los siguientes modelos puede ajustarse, en principio, a dichos datos:

a) Reacción monomolecular irreversible de primer orden.

b) Reacción bimolecular reversible de segundo orden.

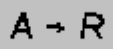
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Cinética experimental

Durante un experimento se han obtenido los siguientes datos sobre la velocidad de la reacción:



para distintos valores de la conversión, en un reactor de volumen constante:

$-r_A$	0,75	0,60	0,45	0,30	0,15	0
x_A	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5

Indicar cuál de los siguientes modelos puede ajustarse a ellos, en principio:

a) Reacción de orden cero.

b) Reacción bimolecular de segundo orden, irreversible.

c) Reacción monomolecular de primer orden, reversible.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Cinética experimental

Para hallar la expresión cinética de la reacción:

$$A \rightarrow R$$

se ha realizado un ensayo en un reactor discontinuo a temperatura uniforme y en disolución acuosa, de tal modo que la mezcla tiene volumen y presión constante. La concentración inicial de **A** es 0,3 mol/l y los datos de concentración frente al tiempo se dan en la siguiente tabla:

C_A (mol/l)	0,300	0,283	0,268	0,242	0,207	0,158	0,107	0,075
t (min)	0	2	4	8	15	30	60	100

Indíquese el orden de la reacción y el valor del coeficiente cinético a la temperatura del ensayo, utilizando el método integral de análisis de datos.

RESULTADO

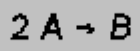
SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Cinética experimental

Un pequeño reactor equipado con un dispositivo sensible para la medida de presión, se evacua y después se llena de reactivo **A** a la presión de 1 atm. La operación se efectúa a 25 ºC, temperatura lo suficientemente baja para que la reacción no transcurra en extensión apreciable.

Se eleva la temperatura lo más rápidamente posible hasta 100 ºC sumergiendo el reactor en agua hirviendo, obteniéndose los datos dados en la tabla. La ecuación estequiométrica para la reacción es:



y después de permanecer el reactor en el baño bastante tiempo se efectúa un análisis para saber la cantidad de **A**, y se encuentra que ese componente ha desaparecido. Dedúzcase la ecuación cinética que se ajusta a estos datos, utilizando el método integral de análisis de datos.

t (min)	C_A (mol/l)	t (min)	C_A (mol/l)
1	0,034	7	0,015
2	0,027	8	0,013
3	0,023	9	0,012
4	0,021	10	0,011
5	0,018	15	0,008
6	0,016	20	0,007

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

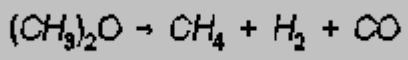
INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Cinética experimental

La descomposición térmica del éter dimetílico en fase gaseosa ha sido estudiada por Hinshelwood y Askey (1925), midiendo el aumento de presión en un recipiente de volumen constante.

A 504 ºC y a una presión inicial de 312 mm Hg, se obtuvieron los siguientes datos:

Tiempo (s)	390	777	1.195	3.155	¥
Presión total (mm Hg)	408	488	562	779	931

Suponiendo que inicialmente sólo está presente el éter y que la reacción es:



determinar una ecuación de velocidad para esta descomposición y calcular el valor numérico del coeficiente cinético a 504 ºC.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Cinética experimental

Un reaccionante gaseoso **A** se descompone a 300 ºC y 1 atm de presión de acuerdo con la siguiente reacción:

La reacción transcurre a volumen y temperatura constantes y su seguimiento se efectúa midiendo los incrementos de presión a diferentes tiempos. Los resultados de dichas medidas son los siguientes:

DP (mmHg)	130	258	385	420	461	493	541
t (min)	10	25	50	60	75	90	120

Comprobar que se trata de una reacción de segundo orden y determinar el valor de la constante específica de velocidad.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Cinética experimental

La reacción en fase acuosa:

$$A \rightarrow R + S$$

transcurre de acuerdo con los datos siguientes:

Tiempo (min)	0	36	65	100	160	¥
C_A (mol/l)	0,1823	0,1453	0,1216	0,1025	0,0795	0,0494

siendo:

$$C_{A_0} = 0{,}1823 \ \frac{mol}{l}$$
$$C_{R_0} = 0$$
$$C_{S_0} = 55 \ \frac{mol}{l}$$

Dedúzcase su ecuación cinética.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Cinética experimental

Un pequeño reactor, equipado con un dispositivo sensible para la medida de presión, se evacua y se carga después con una mezcla de 76,94% de reactivo A y de 23,06% de inertes a la presión de 1 atm. La operación se efectúa a 14 ºC, temperatura suficientemente baja para que la reacción no transcurra en extensión apreciable.

La temperatura se eleva rápidamente a 100 ºC, sumergiendo el reactor en agua hirviendo, obteniéndose los datos de la tabla. La ecuación estequiométrica es:

$$A \rightarrow R + S$$

y después de un tiempo suficiente, la reacción se completa.

Dedúzcase una ecuación cinética que se ajuste a estos datos, utilizando el método diferencial de análisis de datos.

t (min)	P_A (atm)	t (min)	P_A (atm)
0,5	0,80	3,5	0,31
1	0,65	4	0,28
1,5	0,54	5	0,22
2	0,46	6	0,18
2,5	0,40	7	0,15
3	0,35	8	0,13

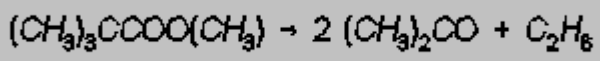
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Cinética experimental

Raley y cols. han obtenido los datos que se indican para la reacción:



usando un reactor de volumen constante y manteniendo la temperatura constante.

Aplicando el método diferencial de análisis de datos, determinar el orden de reacción y evaluar el coeficiente cinético para el orden correcto. Al reactor se carga el reactivo puro.

Tiempo (min)	Presión parcial de reactivo (mm Hg)	Tiempo (min)	Presión parcial de reactivo (mm Hg)
0	173,5	12	138,1
2	166,6	14	133,0
3	163,6	15	130,7
5	157,6	17	125,9
6	154,6	18	123,3
8	148,8	20	119,3
9	146,0	21	116,9
11	140,4	¥	14,3

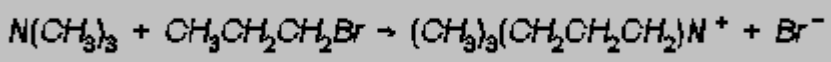
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Cinética experimental

La reacción en fase líquida entre la trimetilamina y el bromuro de n-propilo:



ha sido estudiada por Winkler y Hinshelwood (1935) mediante la inmersión de tubos de vidrio sellados, conteniendo los reactivos, en un baño a temperatura constante. Los resultados a 139,4 ºC se muestran en la siguiente tabla:

Tiempo (min)	Conversión (%)
13	11,2
34	25,7
59	36,7
120	55,2

Las disoluciones iniciales de trimetilamina y bromuro de n-propilo en benceno a una concentración 0,2 molar se mezclan en volúmenes iguales, se introducen en tubos de gases que luego se sellan y se colocan en un baño a temperatura constante.

Después de varios intervalos de tiempo, los tubos se quitan del baño, se enfrían para detener la reacción y se analiza su contenido. El análisis depende del hecho de que el producto, que es una sal cuaternaria de amonio, está completamente ionizado. Por tanto, la concentración de iones bromuro puede estimarse mediante valoración.

Determínese el orden de reacción y el correspondiente coeficiente cinético suponiendo que la reacción es irreversible dentro del rango cubierto por los datos. Úsense los métodos diferencial e integral, compárense los resultados y establézcase la mejor ecuación cinética.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Cinética experimental

Se ha estudiado en un reactor discontinuo isotérmico la reacción en fase líquida:

$$A + B \rightarrow Productos$$

El análisis de la mezcla de reacción, a diferentes tiempos, permitió determinar las correspondientes conversiones de **A**, obteniendo los resultados siguientes:

x_A (%)	0	10	22	46	61	74	82	85	90
t (min)	0	2	5	15	28	50	80	100	160

Si la mezcla inicial de partida es equimolecular, determinar la ecuación cinética correspondiente a esta reacción, utilizando los métodos diferencial e integral.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Cinética experimental

Determínese la ecuación cinética completa para la descomposición térmica del tetrahidrofurano:

a partir de los datos del período medio (tiempo en el cual la concentración es la mitad de la inicial) de la siguiente tabla, realizadas a diferentes concentraciones iniciales de reactivo:

C_{Ao} $(mol/l)\cdot 10^3$	$t_{1/2}$ (min)	T (ºC)
4,078	14,5	569
4,076	67	530
5,394	17,3	560
2,535	39	550
4,071	47	539

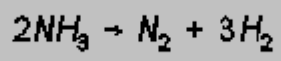
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química
Materia	Cinética experimental

El amoníaco se descompone por acción de un filamento de wolframio caliente según la reacción:



La reacción se sigue por el cambio de presión, habiéndose observado a distintos tiempos los aumentos de presión (respecto a la inicial) reflejados en el cuadro:

t (s)	100	200	400	600	800	1.000
DP (Pa)	1.467	2.946	5.866	8.839	11.719	14.665

Sabiendo que la presión inicial era 26.664 Pa, calcúlese la constante de velocidad en unidades de presión.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

Volver al enunciado del problema

a.) $atm^{-1} \cdot h^{-1}$

b.) $k' = 120 \left[\frac{l}{mol \cdot h} \right]$

Volver al enunciado del problema

Las unidades de la ecuación cinética son:

$$-\frac{dP_A}{dt}\left[\frac{atm}{h}\right] = 3{,}66\ [?]\ P_A^2\ [atm]^2$$

a.) Las unidades del coeficiente cinético serían:

$$3{,}66\left[\frac{\frac{atm}{h}}{atm^2}\right] = 3{,}66\left[\frac{1}{atm\cdot h}\right]$$

b.) Al ser la reacción en fase gaseosa, se supondrá aplicable la ecuación de estado de los gases ideales:

$$P_i V = n_i RT$$

$$P_i = \frac{n_i}{V} RT = C_i RT$$

Sustituyendo P_A en la ecuación cinética original:

$$-(RT)\frac{dC_A}{dt} = k(RT)^2 C_A^2$$

o bien:

$$-\frac{dC_A}{dt} = k\,RT\,C_A^2$$

Luego el nuevo coeficiente cinético será, a 400 K ($R = 0{,}082\ \frac{atm\cdot l}{mol\cdot K}$):

$$k' = k(RT) = 3{,}66\left[\frac{1}{atm\cdot h}\right]\cdot 0{,}082\left[\frac{atm\cdot l}{mol\cdot K}\right]\cdot 400\,[K] =$$

$$= 120\left[\frac{l}{mol\cdot h}\right]$$

Volver al enunciado del problema

a) $mmHg^{-1} \cdot s^{-1}$

b.) $k' = 1{,}7 \cdot 10^7 \left[\frac{l}{mol \cdot min}\right]$

Volver al enunciado del problema

a.) Las unidades del coeficiente cinético serán:

$$8{,}00 \left[\frac{\frac{mmHg}{s}}{(mmHg)^2} \right] = 8{,}00 \left[\frac{1}{mmHg \cdot s} \right]$$

b.) Si se supone aplicable la ecuación de estado de los gases ideales:

$$P_A V = n_A R T$$

$$P_A = \frac{n_A}{V} R T = C_A R T$$

Sustituyendo P_A en la ecuación cinética original:

$$-(RT) \frac{dC_A}{dt} = k (RT)^2 C_A^2$$

$$-\frac{dC_A}{dt} = k RT C_A^2$$

Luego el nuevo coeficiente cinético será a 300°C (573 K), considerando:

$$R = 0{,}082 \frac{atm \cdot l}{mol \cdot K}$$

$$k' = k(RT) = 8{,}00 \left[\frac{1}{mmHg \cdot s} \right] \cdot 0{,}082 \left[\frac{atm \cdot l}{mol \cdot K} \right] \cdot 573 [K] \cdot$$

$$\cdot 760 \left[\frac{mmHg}{atm} \right] \cdot 60 \left[\frac{s}{min} \right] = 1{,}7 \cdot 10^7 \left[\frac{l}{mol \cdot min} \right]$$

Volver al enunciado del problema

a.) $kg^{-1} \cdot h^{-1}$

b.) $-r_A' = -\frac{1}{V_R}\frac{dN_A}{dt} = 2,52\ C_A$

c.) $-r_A'' = -\frac{1}{V_f}\frac{dN_A}{dt} = 6,3\ C_A$

d.) $-r_A''' = -\frac{1}{S}\frac{dN_A}{dt} = 70\ C_A$

Volver al enunciado del problema

Las unidades de la ecuación cinética son:

$$-\frac{1}{M}\frac{dN_A}{dt}\left[\frac{mol}{kg\cdot h}\right] = 1{,}4\,[?]\,C_A\left[\frac{mol}{l}\right]$$

a.) Las unidades del coeficiente cinético serían:

$$1{,}4\left[\frac{\frac{mol}{kg\cdot h}}{\frac{mol}{l}}\right] = 1{,}4\left[\frac{l}{kg\cdot h}\right]$$

b.) El volumen del reactor, V_R, se obtiene a partir de los datos:

$$V_{reactor} = V_{sólido} + V_{huecos}$$

$$V_{sólido} = \frac{\text{Masa sólido}}{\text{Densidad sólido}} = \frac{M}{\rho} \quad \left(\rho = 3.000\,\frac{kg}{m^3} = 3\,\frac{kg}{l}\right)$$

$$V_{huecos} = (V_{reactor})(\text{Porosidad}) = V_R\cdot\varepsilon \quad (\varepsilon = 0{,}4)$$

Luego: $V_R = \frac{M}{\rho} + V_R\cdot\varepsilon$; $V_R = \frac{M}{\rho(1-\varepsilon)}$

La ecuación cinética podría escribirse ahora, referida al volumen del reactor:

$$-r_A' = -\frac{1}{V_R}\left(\frac{1}{M}\frac{dN_A}{dt}\right) = \frac{1{,}4}{V_R}C_A$$

$$-r_A' = -\frac{1}{V_R}\frac{dN_A}{dt} = 1{,}4\,\frac{M}{V_R}C_A = 1{,}4\rho(1-\varepsilon)C_A =$$

$$= (1{,}4)(3)(1-0{,}4)C_A = 2{,}52\,C_A$$

Volver al enunciado del problema

c.) El volumen del fluido será equivalente al volumen de huecos en el reactor, ya que éstos serán ocupados por el fluido:

$$V_f = V_R \cdot \epsilon = \frac{M\,\epsilon}{\rho(1-\epsilon)}$$

La ecuación cinética podrá escribirse ahora, referida al volumen del fluido:

$$-r_A'' = -\frac{1}{V_f}\left(\frac{1}{M}\frac{dN_A}{dt}\right) = \frac{1,4}{V_f} C_A$$

$$-r_A'' = -\frac{1}{V_f}\frac{dN_A}{dt} = 1,4\,\frac{M}{V_f} C_A = 1,4\,\frac{M\cdot\rho(1-\epsilon)}{M\cdot\epsilon} C_A =$$

$$= \frac{(1,4)(3)(1-0,4)}{0,4} C_A = 6,3\, C_A$$

d.) La superficie del catalizador, S, se obtiene a partir de los datos:

$$S_{específica} = \frac{S_{catalizador}}{V_{catalizador}} = \frac{S}{M/\rho} \qquad \left(S_0 = 60\,\frac{m^2}{m^3} = 0,06\,\frac{m^2}{l}\right)$$

Luego $S = \frac{S_0 M}{\rho}$

La ecuación cinética podrá escribirse ahora, referida a la superficie del catalizador:

$$-r_A''' = -\frac{1}{S}\left(\frac{1}{M}\frac{dN_A}{dt}\right) = \frac{1,4}{S} C_A$$

$$-r_A''' = -\frac{1}{S}\frac{dN_A}{dt} = 1,4\,\frac{M}{S} C_A = 1,4\,\frac{M\rho}{S_0 M} C_A =$$

$$= \frac{(1,4)(3)}{0,06} C_A = 70\, C_A$$

Volver al enunciado del problema

$n = 1{,}585$

Volver al enunciado del problema

Se supone la ecuación cinética:

$$-r = k C_A^n$$

que, en las condiciones indicadas se puede poner como:

$$-3r = k (2C_A)^n$$

Dividiendo ambas ecuaciones:

$$\frac{1}{3} = \frac{1}{2^n}$$

de donde:

$$n = \frac{\log 3}{\log 2} = 1{,}585$$

Volver al enunciado del problema

$a = \frac{1}{2}$

$b = \frac{2}{3}$

Volver al enunciado del problema

Se supondrá una ecuación cinética del tipo:

$$-r_A = k C_A^a C_B^b$$

en la cual hay 3 incógnitas (k, a, b), pero con los datos disponibles se pueden establecer 3 ecuaciones:

$$2 = k\,(4)^a (1)^b$$
$$1 = k(1)^a (1)^b$$
$$4 = k(1)^a (8)^b$$

De las dos primeras:

$$\frac{2}{1} = 4^a \;; \qquad a = \frac{1}{2}$$

De las dos últimas:

$$\frac{4}{1} = 8^b$$
$$2^2 = 2^{3b} \;; \qquad b = \frac{2}{3}$$

Volver al enunciado del problema

$a = 1$

$b = \frac{2}{3}$

Volver al enunciado del problema

Se supondrá una ecuación cinética del tipo:

$$-r_A = k\, C_A^a C_B^b$$

en la cual hay 3 incógnitas (k, a, b), pero con los datos disponibles se pueden establecer 3 ecuaciones:

$$50 = k\,(2)^a (125)^b$$

$$32 = k\,(2)^a (64)^b$$

$$48 = k\,(3)^a (64)^b$$

De las dos primeras:

$$\frac{50}{32} = \left(\frac{125}{64}\right)^b$$

$$\left(\frac{5}{4}\right)^2 = \left(\frac{5}{4}\right)^{3b} \quad ; \quad b = \frac{2}{3}$$

De las dos últimas:

$$\frac{48}{32} = \left(\frac{3}{2}\right)^a$$

$$\frac{3}{2} = \left(\frac{3}{2}\right)^a \quad ; \quad a = 1$$

Volver al enunciado del problema

$X_A = 8,6\%$

Volver al enunciado del problema

La ecuación cinética de esta reacción será:

$$-\frac{dC_A}{dt} = 2{,}5 \cdot 10^{-5} C_A$$

Separando variables e integrando:

$$-\frac{dC_A}{C_A} = 2{,}5 \cdot 10^{-5}\, dt$$

Condiciones límites:

$t = 0$ [s] $\quad C_A = C_{A0}$ [mol/l]
$t = t$ [s] $\quad C_A = C_A$ [mol/l]

quedará:

$$C_A = C_{A0}\, e^{-kt}$$

El porcentaje de descomposición será equivalente a la conversión:

$$X_A = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}} = 1 - \frac{C_A}{C_{A0}}$$

Por tanto:

$$1 - X_A = e^{-kt}$$

Es decir, para 1 hora (3.600 s):

$$X_A = 1 - e^{-(2{,}5 \cdot 10^{-5})(3600)} = 0{,}086 \equiv 8{,}6\,\% \text{ de descomposición}$$

Volver al enunciado del problema

$$-r_{N_2O_5} = \frac{2\,k_1 k_3\,[N_2O_5]}{k_2[NO_2] + 2k_3}$$

Volver al enunciado del problema

Se trata de obtener una ecuación cinética de la forma:

$$-r_{N_2O_5} = k\,[N_2O_5]$$

Velocidad global:

$$-r_{N_2O_5} = k_1[N_2O_5] - k_2[NO_2][NO_3^*] \qquad (1)$$

Reemplazar $[NO_3^*]$ por concentraciones medibles:

$$r_{NO_3^*} = k_1[N_2O_5] - k_2[NO_2][NO_3^*]$$
$$r_{NO_3^*} = -k_3[NO_3^*]$$
$$r_{NO_3^*} = -k_4[NO^*][NO_3^*]$$

$$r_{NO_3^*} = k_1[N_2O_5] - k_2[NO_2][NO_3^*] - k_3[NO_3^*] - k_4[NO^*][NO_3^*]$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{NO_3^*} = 0$

$$[NO_3^*]\left(k_2[NO_2] + k_4[NO^*] + k_3\right) = k_1[N_2O_5]$$

$$[NO_3^*] = \frac{k_1[N_2O_5]}{k_3 + k_2[NO_2] + k_4[NO^*]} \qquad (2)$$

Reemplazar $[NO^*]$ por concentraciones medibles:

$$r_{NO^*} = k_3[NO_3^*]$$
$$r_{NO^*} = -k_4[NO^*][NO_3^*]$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{NO^*} = 0$

$$k_4[NO^*][NO_3^*] = k_3[NO_3^*]$$

$$[NO^*] = \frac{k_3}{k_4} \qquad (3)$$

Volver al enunciado del problema

Sustituyendo ③ en ②:

$$[NO_3^*] = \frac{k_1 [N_2O_5]}{k_2 [NO_2] + 2k_3} \qquad (4)$$

Sustituyendo ④ en ①:

$$-r_{N_2O_5} = k_1 [N_2O_5] - \frac{k_1 k_2 [N_2O_5][NO_2]}{k_2 [NO_2] + 2k_3}$$

$$-r_{N_2O_5} = \frac{2 k_1 k_3 [N_2O_5]}{k_2 [NO_2] + 2k_3}$$

Obsérvese que la ecuación cinética sólo será de primer orden para el N_2O_5 si k_2 es muy pequeña, en cuyo caso:

$$-r_{N_2O_5} = k_1 [N_2O_5]$$

es decir, sólo si el mecanismo propuesto contempla que la primera reacción sea irreversible y lenta (controlante de la velocidad).

Volver al enunciado del problema

a.) Orden : 2

b.) Ambos mecanismos están de acuerdo con los datos cinéticos

c.) No será necesario buscar otro esquema.

d.) Operando a concentraciones de productos bajas (al comienzo de la reacción).

Volver al enunciado del problema

a) Si la ecuación cinética es:

$$r_R = k \frac{[A][B][B]}{[R]}$$

el orden de reacción será $3-2 = 1$

Mecanismo I:

$$A + B \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} X^* + R$$

$$D + X^* \xrightarrow{k_3} S$$

Velocidad global:

$$r_R = k_1 [A][B] - k_2 [X^*][R]$$

Reemplazar $[X^*]$ por concentraciones conocidas:

$$r_{X^*} = k_1 [A][B] - k_2 [X^*][R]$$

$$r_{X^*} = -k_3 [D][X^*]$$

$$r_{X^*} = k_1 [A][B] - k_2 [X^*][R] - k_3 [D][X^*]$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{X^*} = 0$

$$[X^*](k_2[R] + k_3[D]) = k_1 [A][B]$$

$$[X^*] = \frac{k_1 [A][B]}{k_2 [R] + k_3 [D]}$$

Sustituyendo en la ecuación de velocidad global:

$$r_R = k_1 [A][B] - \frac{k_1 k_2 [A][B][R]}{k_2 [R] + k_3 [D]}$$

$$r_R = \frac{k_1 k_3 [A][B][D]}{k_2 [R] + k_3 [D]}$$

Volver al enunciado del problema

Mecanismo II:

$$A + D \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} Y^* + R$$

$$B + Y^* \xrightarrow{k_3} S$$

Velocidad global:

$$r_R = k_1 [A][D] - k_2 [Y^*][R]$$

Reemplazar $[Y^*]$ por concentraciones conocidas:

$$r_{Y^*} = k_1 [A][D] - k_2 [Y^*][R]$$

$$r_{Y^*} = -k_3 [B][Y^*]$$

$$r_{Y^*} = k_1 [A][D] - k_2 [Y^*][R] - k_3 [B][Y^*]$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{Y^*} = 0$

$$[Y^*]\left(k_2[R] + k_3[B]\right) = k_1 [A][D]$$

$$[Y^*] = \frac{k_1 [A][D]}{k_2 [R] + k_3 [B]}$$

Sustituyendo en la ecuación de velocidad global:

$$r_R = k_1 [A][D] - \frac{k_1 k_2 [A][D][R]}{k_2 [R] + k_3 [B]}$$

$$r_R = \frac{k_1 k_3 [A][B][D]}{k_2 [R] + k_3 [B]}$$

b.) Ambos mecanismos están de acuerdo con los datos cinéticos, el primero si $[R] \gg [D]$ y el segundo, si $[R] \gg [B]$

Volver al enunciado del problema

c.) No sería necesario buscar otro esquema, pues ya hay dos.

d.) Operando a concentraciones de productos bajas, es decir, al comienzo de la reacción, $[R] \approx 0$ y se tendría:

Mecanismo I:

$$r_R = \frac{k_1 k_3 [A][B][D]}{k_3 [D]} = k_1 [A][B]$$

Mecanismo II:

$$r_R = \frac{k_1 k_3 [A][B][D]}{k_3 [B]} = k_1 [A][D]$$

con lo cual, si la velocidad de reacción inicial fuese proporcional a las concentraciones de A y B, el mecanismo más consistente sería el I, mientras que si lo fuese a las concentraciones de A y D, el mecanismo más consistente sería el II.

También podría operarse a concentraciones muy elevadas de A y obtener velocidades al inicio de la reacción. Si son proporcionales a $[B]$, el mecanismo más consistente sería el I y si lo son a $[D]$, lo sería el II.

Volver al enunciado del problema

a.) Ninguno de los mecanismos está de acuerdo con los datos experimentales.

b.) Mecanismo considerado:

$$A_2B \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} A_2 + B^*$$

$$A_2B + B^* \xrightarrow{k_3} 2\,AB$$

Volver al enunciado del problema

Mecanismo I:

$$2\,A_2B \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} (A_4B_2)^*$$

$$(A_4B_2)^* \underset{k_4}{\overset{k_3}{\rightleftharpoons}} A_2 + 2\,AB$$

Velocidad global:

$$-r_{A_2B} = k_1[A_2B]^2 - k_2[A_4B_2^*]$$

Reemplazar $[A_4B_2^*]$ por concentraciones conocidas:

$$r_{A_4B_2^*} = k_1[A_2B]^2 - k_2[A_4B_2^*]$$

$$r_{A_4B_2^*} = k_4[A_2][AB]^2 - k_3[A_4B_2^*]$$

$$r_{A_4B_2^*} = k_1[A_2B]^2 - k_2[A_4B_2^*] - k_3[A_4B_2^*] + k_4[A_2][AB]^2$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{A_4B_2^*} = 0$

$$[A_4B_2^*](k_2+k_3) = k_1[A_2B]^2 + k_4[A_2][AB]^2$$

$$[A_4B_2^*] = \frac{k_1[A_2B]^2 + k_4[A_2][AB]^2}{k_2+k_3}$$

Sustituyendo en la ecuación de velocidad global:

$$-r_{A_2B} = k_1[A_2B]^2 - \frac{k_1k_2[A_2B]^2 + k_2k_4[A_2][AB]^2}{k_2+k_3}$$

$$-r_{A_2B} = \frac{k_1k_3[A_2B]^2 - k_2k_4[A_2][AB]^2}{k_2+k_3}$$

Mecanismo II:

$$A_2B \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} A^* + AB$$

$$A_2B + A^* \underset{k_4}{\overset{k_3}{\rightleftharpoons}} A_2 + AB$$

Volver al enunciado del problema

Velocidad global:

$$-r_{A_2B} = k_1[A_2B] - k_2[A^*][AB]$$

$$-r_{A_2B} = k_3[A_2B][A^*] - k_4[A_2][AB]$$

$$-r_{A_2B} = k_1[A_2B] - k_2[A^*][AB] + k_3[A_2B][A^*] - k_4[A_2][AB]$$

Reemplazar $[A^*]$ por concentraciones conocidas:

$$r_{A^*} = k_1[A_2B] - k_2[A^*][AB]$$

$$r_{A^*} = k_4[A_2][AB] - k_3[A_2B][A^*]$$

$$r_{A^*} = k_1[A_2B] - k_2[A^*][AB] - k_3[A_2B][A^*] + k_4[A_2][AB]$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{A^*} = 0$

$$[A^*]\left(k_2[AB] + k_3[A_2B]\right) = k_1[A_2B] + k_4[A_2][AB]$$

$$[A^*] = \frac{k_1[A_2B] + k_4[A_2][AB]}{k_2[AB] + k_3[A_2B]}$$

Sustituyendo en la ecuación de velocidad global:

$$-r_{A_2B} = k_1[A_2B] - \frac{k_1k_2[A_2B][AB] + k_2k_4[A_2][AB]^2}{k_2[AB] + k_3[A_2B]} +$$

$$+ \frac{k_1k_3[A_2B]^2 + k_3k_4[A_2][AB][A_2B]}{k_2[AB] + k_3[A_2B]} - k_4[A_2][AB]$$

$$-r_{A_2B} = \frac{k_1k_3[A_2B]^2 - k_2k_4[A_2][AB]^2 + k_1k_3[A_2B]^2 - k_2k_4[A_2][AB]^2}{k_2[AB] + k_3[A_2B]}$$

$$-r_{A_2B} = \frac{2k_1k_3[A_2B]^2 - 2k_2k_4[A_2][AB]^2}{k_2[AB] + k_3[A_2B]}$$

Volver al enunciado del problema

9.) Análisis de los mecanismos:

Mecanismo I:

1.) Primer orden para $[A_2B]$ alto: FALSO

2.) Segundo orden para $[A_2B]$ bajo: posible si la segunda etapa es irreversible ($k_4 = 0$):

$$-r_{A_2B} = \frac{k_1 k_3}{k_2 + k_3} [A_2B]^2$$

3.) Velocidad no depende de $[AB]$: FALSO

4.) Velocidad disminuye con $[A_2]$, pero no proporcional: FALSO

CONCLUSIÓN: Mecanismo I inconsistente.

Mecanismo II:

1.) Primer orden para $[A_2B]$ alto: posible si la segunda etapa es irreversible ($k_4 = 0$):

$$-r_{A_2B} = \frac{2 k_1 k_3 [A_2B]^2}{k_2 [AB] + k_3 [A_2B]} \simeq 2 k_1 [A_2B]$$

2.) Segundo orden para $[A_2B]$ bajo: posible si la segunda etapa es irreversible ($k_4 = 0$):

$$-r_{A_2B} = \frac{2 k_1 k_3 [A_2B]^2}{k_2 [AB] + k_3 [A_2B]} \simeq \frac{2 k_1 k_3}{k_2} \frac{[A_2B]^2}{[AB]}$$

3.) Velocidad no depende de $[AB]$: FALSO

4.) Velocidad disminuye con $[A_2]$, pero no proporcional: FALSO

CONCLUSIÓN: Mecanismo II inconsistente.

Volver al enunciado del problema

5.) Deducción de un mecanismo:

Si se propone la ecuación cinética:

$$-r_{A_2B} = \frac{k\,[A_2B]^2}{k'[A_2] + k''[A_2B]}$$

Se cumplirán las observaciones:

1.) Primer orden para $[A_2B]$ alto:

$$-r_{A_2B} = \frac{k}{k''}\,[A_2B]$$

2.) Segundo orden para $[A_2B]$ bajo:

$$-r_{A_2B} = \frac{k}{k'}\,\frac{[A_2B]^2}{[A_2]}$$

3.) Velocidad no depende de $[AB]$: CIERTO

4.) Velocidad disminuye con $[A_2]$, pero no proporcional: CIERTO

Para formular el mecanismo puede considerarse que las concentraciones del denominador siempre son las de los productos que aparecen como intermedios (ver mecanismo II), por lo que podría proponerse el siguiente:

$$A_2B \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} A_2 + B^*$$

$$A_2B + B^* \underset{k_4}{\overset{k_3}{\rightleftharpoons}} 2\,AB$$

Velocidad global:

$$-r_{A_2B} = k_1[A_2B] - k_2[A_2][B^*]$$

$$-r_{A_2B} = k_3[A_2B][B^*] - k_4[AB]^2$$

$$-r_{A_2B} = k_1[A_2B] - k_2[A_2][B^*] + k_3[A_2B][B^*] - k_4[AB]^2$$

Volver al enunciado del problema

Reemplazar $[B^*]$ por concentraciones conocidas:

$$r_{B^*} = k_1[A_2B] - k_2[A_2][B^*]$$

$$r_{B^*} = k_4[AB]^2 - k_3[A_2B][B^*]$$

$$r_{B^*} = k_1[A_2B] - k_2[A_2][B^*] - k_3[A_2B][B^*] + k_4[AB]^2$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{B^*} = 0$

$$[B^*]\left(k_2[A_2] + k_3[A_2B]\right) = k_1[A_2B] + k_4[AB]^2$$

$$[B^*] = \frac{k_1[A_2B] + k_4[AB]^2}{k_2[A_2] + k_3[A_2B]}$$

Sustituyendo en la ecuación de velocidad global:

$$-r_{A_2} = k_1[A_2B] - \frac{k_1k_2[A_2B][A_2] + k_2k_4[A_2][AB]^2}{k_2[A_2] + k_3[A_2B]} +$$

$$+ \frac{k_1k_3[A_2B]^2 + k_3k_4[A_2B][AB]^2}{k_2[A] + k_3[A_2B]} - k_4[AB]^2$$

$$-r_{A_2B} = \frac{k_1k_3[A_2B]^2 - k_2k_4[A_2][AB]^2 + k_1k_3[A_2B]^2 - k_2k_4[A_2][AB]^2}{k_2[A] + k_3[A_2B]}$$

$$-r_{A_2B} = \frac{2k_1k_3[A_2B]^2 - 2k_2k_4[A_2][AB]^2}{k_2[A_2] + k_3[A_2B]}$$

Esta ecuación coincidiría con la ecuación cinética propuesta si la segunda etapa del mecanismo fuese irreversible, es decir, $k_4 = 0$, con lo cual:

Volver al enunciado del problema

$$-r_{A_2B} = \frac{2 k_1 k_3 [A_2B]^2}{k_2[A_2] + k_3[A_2B]}$$

En definitiva, el mecanismo consistente con la ley experimental sería:

$$A_2B \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} A_2 + B^*$$

$$A_2B + B^* \xrightarrow{k_3} 2\,AB$$

Volver al enunciado del problema

$$-r_A = \frac{k_1 k_3 [A][E_0]}{k_1 [A] + k}$$

Volver al enunciado del problema

Según el mecanismo propuesto, la ecuación cinética global será:

$$-r_A = k_1[A][E] - k_2[AE^*]$$

Según el enunciado:

$$[E_0] = [E] + [AE^*]$$

de donde:

$$[E] = [E_0] - [AE^*]$$

$$-r_A = k_1[A][E_0] - k_1[A][AE^*] - k_2[AE^*]$$

Reemplazar $[AE^*]$ por concentraciones conocidas:

$$r_{AE^*} = k_1[A][E] - k_2[AE^*]$$

$$r_{AE^*} = -k_3[AE^*]$$

$$r_{AE^*} = k_1[A][E] - k_2[AE^*] - k_3[AE^*]$$

$$r_{AE^*} = k_1[A][E_0] - k_1[A][AE^*] - k_2[AE^*] - k_3[AE^*]$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{AE^*} = 0$

$$[AE^*](k_1[A] + k_2 + k_3) = k_1[A][E_0]$$

$$[AE^*] = \frac{k_1[A][E_0]}{k_1[A] + k_2 + k_3}$$

Sustituyendo en la ecuación de velocidad global:

$$-r_A = k_1[A][E_0] - \frac{k_1^2[A]^2[E_0]}{k_1[A] + k_2 + k_3} - \frac{k_1 k_2[A][E_0]}{k_1[A] + k_2 + k_3}$$

$$-r_A = \frac{k_1 k_3[A][E_0]}{k_1[A] + k_2 + k_3} = \frac{k_1 k_3[A][E_0]}{k_1[A] + k}$$

Volver al enunciado del problema

Análisis de la reacción cinética obtenida:

Punto 1 del enunciado: $-r_A \propto [E_0]$: CIERTO

Punto 2 del enunciado: $-r_A \propto [A]$ para $[A]$ bajas

Cuando $[A]$ es baja, $k_1[A] \ll k$

$$-r_A = \frac{k_1 k_3}{k}[A][E_0]$$ CIERTO

Punto 3 del enunciado: $-r_A \neq f([A])$ para $[A]$ altas

Cuando $[A]$ es alta, $k_1[A] \gg k$

$$-r_A = k_3[E_0]$$ CIERTO

Volver al enunciado del problema

a.) Orden global: 1

b.) Segunda reacción:
irreversible ($k_4 = 0$)
Lenta (k_3 pequeña)

Volver al enunciado del problema

a.) Si la ecuación cinética es:

$$-r_{O_3} = \frac{k\,[O_3]^2}{[O_2]}$$

el orden global es $2 - 1 = 1$

b.) Velocidad global:

$$-r_{O_3} = k_1[O_3] - k_2[O_2][O^*]$$
$$-r_{O_3} = k_3[O_3][O^*] - k_4[O_2]^2$$

$$-r_{O_3} = k_1[O_3] - k_2[O_2][O^*] + k_3[O_3][O^*] - k_4[O_2]^2$$

Reemplazar $[O^*]$ por concentraciones conocidas:

$$r_{O^*} = k_1[O_3] - k_2[O_2][O^*]$$
$$r_{O^*} = k_4[O_2]^2 - k_3[O_3][O^*]$$

$$r_{O^*} = k_1[O_3] - k_2[O_2][O^*] - k_3[O_3][O^*] + k_4[O_2]^2$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{O^*} = 0$

$$[O^*]\left(k_2[O_2] + k_3[O_3]\right) = k_1[O_3] + k_4[O_2]^2$$

$$[O^*] = \frac{k_1[O_3] + k_4[O_2]^2}{k_2[O_2] + k_3[O_3]}$$

Sustituyendo en la ecuación de velocidad global:

$$-r_{O_3} = k_1[O_3] - \frac{k_1 k_2[O_2][O_3] + k_2 k_4[O_2]^3}{k_2[O_2] + k_3[O_3]} +$$

$$+ \frac{k_1 k_3[O_3]^2 + k_3 k_4[O_2]^2[O_3]}{k_2[O_2] + k_3[O_3]} - k_4[O_2]^2$$

Volver al enunciado del problema

$$-r_{O_3} = \frac{k_1 k_3 [O_3]^2 - k_2 k_4 [O_2]^3 + k_1 k_3 [O_3]^2 - k_2 k_4 [O_2]^3}{k_2 [O_2] + k_3 [O_3]}$$

$$-r_{O_3} = \frac{2 k_1 k_3 [O_3]^2 - 2 k_2 k_4 [O_2]^3}{k_2 [O_2] + k_3 [O_3]} \qquad (*)$$

Si la segunda reacción del mecanismo es irreversible ($k_4 = 0$):

$$-r_{O_3} = \frac{2 k_1 k_3 [O_3]^2}{k_2 [O_2] + k_3 [O_3]}$$

Para que esta ecuación coincida con la cinética propuesta, k_3 debe ser muy pequeña, o lo que es lo mismo, la segunda reacción ha de ser mucho más lenta (etapa controlante) que la primera, que debe alcanzar el equilibrio rápidamente. Quedaría así:

$$-r_{O_3} = \frac{2 k_1 k_3}{k_2} \frac{[O_3]^2}{[O_2]}$$

y el mecanismo consistente sería:

$$O_3 \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} O_2 + O^* \quad \text{(rápida)}$$

$$O_3 + O^* \xrightarrow{k_3} 2\,O_2 \quad \text{(lenta)}$$

Podría comprobarse el mecanismo sugerido intentando obtener por extrapolación la velocidad inicial, es decir, cuando $[O_2] \simeq 0$. En este caso la reacción sería de primer orden respecto a O_3 (ecuación (*)).

Volver al enunciado del problema

$$r_{AB} = \frac{\frac{1}{2} k_1 k_3 [A]^2 [B] - k_2 k_4 [A][AB]}{k_2 + k_3 [B]}$$

Volver al enunciado del problema

Velocidad global:

$$r_{AB} = k_3 [A_2^*][B] - k_4 [A][AB]$$

Reemplazar $[A_2^*]$ por concentraciones medibles:

$$r_{A_2^*} = \frac{1}{2} k_1 [A]^2 - k_2 [A_2^*]$$

$$r_{A_2^*} = k_4 [A][AB] - k_3 [A_2^*][B]$$

$$r_{A_2^*} = \frac{1}{2} k_1 [A]^2 - k_2 [A_2^*] - k_3 [A_2^*][B] + k_4 [A][AB]$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{A_2^*} = 0$

$$[A_2^*](k_2 + k_3[B]) = \frac{1}{2} k_1 [A]^2 + k_4 [A][AB]$$

$$[A_2^*] = \frac{\frac{1}{2} k_1 [A]^2 + k_4 [A][AB]}{k_2 + k_3 [B]}$$

Sustituyendo en la ecuación de velocidad global:

$$r_{AB} = \frac{\frac{1}{2} k_1 k_3 [A]^2 [B] + k_3 k_4 [A][B][AB]}{k_2 + k_3 [B]} - k_4 [A][AB]$$

$$r_{AB} = \frac{\frac{1}{2} k_1 k_3 [A]^2 [B] - k_2 k_4 [A][AB]}{k_2 + k_3 [B]}$$

Si $k_2 = 0$ se vendría:

$$r_{AB} = \frac{1}{2} k_1 [A]^2$$

ecuación que coincide con la experimental si:

$$k = \frac{1}{2} k_1$$

Volver al enunciado del problema

Al haber considerado que $k_2 = 0$, implica que la primera reacción es prácticamente irreversible, lo que significa que el mecanismo realmente consistente sería:

$$2\,A \xrightarrow{k_1} A_2^*$$

$$A_2^* + 3 \underset{k_4}{\overset{k_3}{\rightleftharpoons}} A + AB$$

Volver al enunciado del problema

$$r_{H_3PO_3} = \frac{k_1 k_3 [H_3PO_2][H^+][O_4] - k_2 k_4 [H_3PO_3][H^+]}{k_2 [H^+] + k_3 [O_4]}$$

Volver al enunciado del problema

Según se describe el mecanismo, este puede formularse de la siguiente forma:

$$H_3PO_2 + H^+ \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} X^* + H^+$$

$$X^* + Ox \underset{k_4}{\overset{k_3}{\rightleftharpoons}} H_3PO_3$$

Velocidad global:

$$r_{H_3PO_3} = k_3[X^*][Ox] - k_4[H_3PO_3]$$

Reemplazar $[X^*]$ por concentraciones medibles:

$$r_{X^*} = k_1[H_3PO_2][H^+] - k_2[X^*][H^+]$$

$$r_{X^*} = k_4[H_3PO_3] - k_3[X^*][Ox]$$

$$r_{X^*} = k_1[H_3PO_2][H^+] - k_2[X^*][H^+] - k_3[X^*][Ox] + k_4[H_3PO_3]$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{X^*} = 0$

$$[X^*](k_2[H^+] + k_3[Ox]) = k_1[H_3PO_2][H^+] + k_4[H_3PO_3]$$

$$[X^*] = \frac{k_1[H_3PO_2][H^+] + k_4[H_3PO_3]}{k_2[H^+] + k_3[Ox]}$$

Sustituyendo en la ecuación de velocidad global:

$$r_{H_3PO_3} = \frac{k_1k_3[H_3PO_2][H^+][Ox] + k_3k_4[H_3PO_3][Ox]}{k_2[H^+] + k_3[Ox]} - k_4[H_3PO_3]$$

$$r_{H_3PO_3} = \frac{k_1k_3[H_3PO_2][H^+][Ox] - k_2k_4[H_3PO_3][H^+]}{k_2[H^+] + k_3[Ox]}$$

Para $[Ox]$ bajas: $k_3[Ox] \ll k_2[H^+]$

Volver al enunciado del problema

$$r_{H_3PO_3} = k_1 k_3 [H_3PO_2][Ox] - k_4 [H_3PO_3]$$

que coincidirá con la ecuación cinética propuesta si se considera que la segunda ecuación del mecanismo es irreversible, es decir, $k_4 = 0$:

$$r_{H_3PO_3} = k_1 k_3 [Ox][H_3PO_2] \quad \begin{cases} [Ox] \text{ baja} \\ k_4 = 0 \end{cases}$$

Para [Ox] altas: $k_3[Ox] >> k_2[H^+]$

$$r_{H_3PO_3} = k_1 [H_3PO_2][H^+] - \frac{k_2 k_4}{k_3} \frac{[H_3PO_3][H^+]}{[Ox]}$$

que coincidirá con la ecuación cinética propuesta si se considera que la segunda ecuación del mecanismo es irreversible, es decir, $k_4 = 0$

$$r_{H_3PO_3} = k_1 [H^+][H_3PO_2] \quad \begin{cases} [Ox] \text{ alta} \\ k_4 = 0 \end{cases}$$

Volver al enunciado del problema

$$N_2O \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} N_2O^*$$

$$N_2O + N_2O^* \xrightarrow{k_3} 2N_2 + O_2$$

Volver al enunciado del problema

Con objeto de comparar mejor la ecuación cinética con la estequiometría conviene poner ésta como:

$$2\,N_2O \longrightarrow 2\,N_2 + O_2$$

Observando la ecuación cinética, al aparecer N_2O en el denominador, significa que éste reacciona con los productos intermedios, por lo que, en principio, cabe plantear el mecanismo:

$$N_2O \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} N_2O^*$$

$$N_2O + N_2O^* \xrightarrow{k_3} 2\,N_2 + O_2$$

Velocidad global:

$$-r_{N_2O} = k_1[N_2O] - k_2[N_2O^*]$$

$$-r_{N_2O} = k_3[N_2O][N_2O^*]$$

$$-r_{N_2O} = k_1[N_2O] - k_2[N_2O^*] + k_3[N_2O][N_2O^*]$$

Reemplazar $[N_2O^*]$ por concentraciones conocidas:

$$r_{N_2O^*} = k_1[N_2O] - k_2[N_2O^*]$$

$$r_{N_2O^*} = k_3[N_2O][N_2O^*]$$

$$r_{N_2O^*} = k_1[N_2O] - k_2[N_2O^*] + k_3[N_2O][N_2O^*]$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{N_2O^*} = 0$

$$[N_2O^*](k_2 + k_3[N_2O]) = k_1[N_2O]$$

$$[N_2O^*] = \frac{k_1[N_2O]}{k_2 + k_3[N_2O]}$$

Volver al enunciado del problema

Sustituyendo en la ecuación de velocidad global:

$$-r_{N_2O} = k_1[N_2O] - \frac{k_1 k_2 [N_2O]}{k_2 + k_3[N_2O]} + \frac{k_1 k_3 [N_2O]^2}{k_2 + k_3[N_2O]}$$

$$-r_{N_2O} = \frac{k_1 k_3 [N_2O]^2 + k_1 k_3 [N_2O]^2}{k_2 + k_3[N_2O]}$$

$$-r_{N_2O} = \frac{2 k_1 k_3 [N_2O]^2}{k_2 + k_3[N_2O]} = \frac{2\frac{k_1 k_3}{k_2}[N_2O]^2}{1 + \frac{k_3}{k_2}[N_2O]}$$

Ecuación que coincide con la propuesta, por lo que el mecanismo planteado es consistente con la ecuación cinética.

Volver al enunciado del problema

$$NO + O_2 \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} NO_3^* \quad \text{(rápida)}$$

$$NO_3^* + NO \xrightarrow{k_3} 2\,NO_2 \quad \text{(lenta)}$$

Volver al enunciado del problema

Al ser de segundo orden para el NO, parece que este compuesto debe aparecer en ambas etapas del mecanismo. Por tanto, puede suponerse, en principio:

$$NO + O_2 \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} NO_3^*$$

$$NO_3^* + NO \underset{k_4}{\overset{k_3}{\rightleftharpoons}} 2NO_2$$

Velocidad global:

$$r_{NO_2} = k_3[NO_3^*][NO] - k_4[NO_2]^2$$

Reemplazar $[NO_3^*]$ por concentraciones medibles:

$$r_{NO_3^*} = k_1[NO][O_2] - k_2[NO_3^*]$$

$$r_{NO_3^*} = k_4[NO_2]^2 - k_3[NO_3^*][NO]$$

$$r_{NO_3^*} = k_1[NO][O_2] - k_2[NO_3^*] - k_3[NO_3^*][NO] + k_4[NO_2]^2$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{NO_3^*} = 0$

$$[NO_3^*](k_2 + k_3[NO]) = k_1[NO][O_2] + k_4[NO_2]^2$$

$$[NO_3^*] = \frac{k_1[NO][O_2] + k_4[NO_2]^2}{k_2 + k_3[NO]}$$

Sustituyendo en la ecuación de velocidad global:

$$r_{NO_2} = \frac{k_1 k_3[NO]^2[O_2] + k_3 k_4[NO][NO_2]^2}{k_2 + k_3[NO]} - k_4[NO_2]^2$$

Volver al enunciado del problema

$$r_{NO_2} = \frac{k_1 k_3 [NO]^2 [O_2] - k_2 k_4 [NO_2]^2}{k_2 + k_3 [NO]}$$

Obsérvese que, para que esta ecuación coincida con la cinética experimental, tendrá que ocurrir, por un lado, que:

$$k_4 \simeq 0 \quad \text{(segunda reacción irreversible)}$$

con lo cual:

$$r_{NO_2} = \frac{k_1 k_3 [NO]^2 [O_2]}{k_2 + k_3 [NO]}$$

y, por otro lado, que:

$$k_2 >> k_3 [NO] \quad \text{(segunda reacción lenta)}$$

con lo cual:

$$r_{NO_2} = \frac{k_1 k_3}{k_2} [NO]^2 [O_2]$$

Ecuación que coincide con la cinética experimental, por lo que el mecanismo adecuado será:

$$NO + O_2 \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} NO_3^* \quad \text{(rápida)}$$

$$NO_3^* + NO \xrightarrow{k_3} 2\,NO_2 \quad \text{(lenta)}$$

Volver al enunciado del problema

$$A + B \xrightarrow{k_1} AB^*$$

$$AB^* + A \underset{k_4}{\overset{k_3}{\rightleftharpoons}} A_2B$$

Volver al enunciado del problema

Como en la ecuación cinética aparecen A y B, cabe plantear el mecanismo:

$$A + B \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} AB^*$$

$$AB^* + A \underset{k_4}{\overset{k_3}{\rightleftharpoons}} A_2B$$

Velocidad de reacción global:

$$r_{A_2B} = k_3 [AB^*][A] - k_4 [A_2B]$$

Reemplazar $[AB^*]$ por concentraciones conocidas:

$$r_{AB^*} = k_1 [A][B] - k_2 [AB^*]$$

$$r_{AB^*} = k_4 [A_2B] - k_3 [AB^*][A]$$

$$r_{AB^*} = k_1 [A][B] - k_2 [AB^*] - k_3 [AB^*][A] + k_4 [A_2B]$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{AB^*} = 0$

$$[AB^*](k_2 + k_3 [A]) = k_1 [A][B] + k_4 [A_2B]$$

$$[AB^*] = \frac{k_1 [A][B] + k_4 [A_2B]}{k_2 + k_3 [A]}$$

Sustituyendo en la ecuación de velocidad global:

$$r_{A_2B} = \frac{k_1 k_3 [A]^2 [B] + k_3 k_4 [A][A_2B]}{k_2 + k_3 [A]} - k_4 [A_2B]$$

$$r_{A_2B} = \frac{k_1 k_3 [A]^2 [B] - k_2 k_4 [A_2B]}{k_2 + k_3 [A]}$$

Si se considera que la primera reacción es irreversible, es decir, $k_2 = 0$, se tendrá:

Volver al enunciado del problema

$$r_{A_2B} = \frac{k_1 k_3 [A]^2[B]}{k_3 [A]} = k_1 [A][B]$$

que coincide con la ecuación cinética propuesta.
Por tanto, el mecanismo consistente sería:

$$A + B \xrightarrow{k_1} AB^*$$

$$AB^* + A \underset{k_4}{\overset{k_3}{\rightleftharpoons}} A_2B$$

Volver al enunciado del problema

$$D_2E \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} DE + D^*$$

$$D_2E + D^* \xrightarrow{k_3} DE + D_2$$

Volver al enunciado del problema

Como aparecen dos especies en el denominador de la ecuación cinética, éstas deberán aparecer en las reacciones intermedias, por lo que un mecanismo posible sería:

$$D_2E \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} DE + D^*$$

$$D_2E + D^* \underset{k_4}{\overset{k_3}{\rightleftharpoons}} DE + D_2$$

Ecuación de velocidad global:

$$r_{D_2} = k_3[D_2E][D^*] - k_4[DE][D_2]$$

Reemplazar $[D^*]$ por concentraciones conocidas:

$$r_{3*} = k_1[D_2E] - k_2[DE][D^*]$$

$$r_{D^*} = k_4[DE][D_2] - k_3[D_2E][D^*]$$

$$r_{D^*} = k_1[D_2E] - k_2[DE][D^*] - k_3[D_2E][D^*] + k_4[DE][D_2]$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{D^*} = 0$

$$[D^*](k_2[DE] + k_3[D_2E]) = k_1[D_2E] + k_4[DE][D_2]$$

$$[D^*] = \frac{k_1[D_2E] + k_4[DE][D_2]}{k_2[DE] + k_3[D_2E]}$$

Sustituyendo en la ecuación de velocidad global:

$$r_{D_2} = \frac{k_1 k_3[D_2E]^2 + k_3 k_4[D_2E][DE][D_2]}{k_2[DE] + k_3[D_2E]} - k_4[DE][D_2]$$

$$r_{D_2} = \frac{k_1 k_3[D_2E]^2 - k_2 k_4[DE]^2[D_2]}{k_2[DE] + k_3[D_2E]}$$

Volver al enunciado del problema

Suponiendo la segunda reacción irreversible, es decir, $k_4 = 0$, se tendrá:

$$r_{D_2} = \frac{k_1 k_3 [DE]^2}{k_2 [DE] + k_3 [D_2E]} = \frac{\frac{k_1 k_3}{k_2} [DE]^2}{[DE] + \frac{k_3}{k_2} [D_2E]}$$

que coincide con la ecuación cinética propuesta, donde:

$$\frac{k_1 k_3}{k_2} = 1960 \qquad \frac{k_3}{k_2} = 18$$

Por tanto, el mecanismo consistente será:

$$D_2E \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} DE + D^*$$

$$D_2E + D^* \xrightarrow{k_3} DE + D_2$$

Volver al enunciado del problema

$$-r_{NO} = \frac{k_1^* [O_2][NO_2]^2}{1 + k_2^* [O_2]}$$

$$2NO \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} N_2O_2^*$$

$$N_2O_2^* + O_2 \xrightarrow{k_3} N_2O_4$$

Volver al enunciado del problema

Análisis de los datos experimentales:

a.) Influencia de $[O_2]$:

$[O_2]$ altas: series I y III

Experimentos 1 y 3 $[NO]$ = cte $\quad -r_{NO}$ = cte

Experimentos 9 y 11 $[NO]$ = cte $\quad -r_{NO}$ = cte

$$-r_{NO} \neq f([O_2])$$

$[O_2]$ bajas: series II y IV

Experimentos 5 y 7 $[NO]$ = cte $\quad -r_{NO} \propto [O_2]$

Experimentos 13 y 15 $[NO]$ = cte $\quad -r_{NO} \propto [O_2]$

$$-r_{NO} = k[O_2]$$

b.) Influencia de $[NO]$

$[NO]$ altas: series I y II

Experimentos 1 y 4 $[O_2]$ = cte $\quad -r_{NO} \propto [NO]^2$

Experimentos 5 y 8 $[O_2]$ = cte $\quad -r_{NO} \propto [NO]^2$

$$-r_{NO} = k'[NO]^2$$

$[NO]$ bajas: series III y IV

Experimentos 9 y 12 $[O_2]$ = cte $\quad -r_{NO} \propto [NO]^2$

Experimentos 13 y 16 $[O_2]$ = cte $\quad -r_{NO} \propto [NO]^2$

$$-r_{NO} = k[NO]^2$$

En resumen:

Concentraciones altas: $-r_{NO} = k[NO]^2$

Concentraciones bajas: $-r_{NO} = k'[O_2][NO]^2$

Volver al enunciado del problema

La ecuación cinética que lleva a estos resultados límite sería:

$$-r_{NO} = \frac{k_1 [O_2][NO_2]^2}{1 + k_2 [O_2]}$$

Para postular un mecanismo hay que considerar que, al aparecer $[O_2]$ en el denominador, el O_2 forma parte de las reacciones intermedias, por lo que puede ponerse:

$$2\,NO \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} N_2O_2^*$$

$$N_2O_2^* + O_2 \underset{k_4}{\overset{k_3}{\rightleftharpoons}} N_2O$$

Velocidad de reacción global:

$$-r_{NO} = k_1 [NO]^2 - k_2 [N_2O_2^*]$$

Reemplazar $[N_2O_2^*]$ por concentraciones conocidas:

$$r_{N_2O_2^*} = k_1 [NO]^2 - k_2 [N_2O_2^*]$$

$$r_{N_2O_2^*} = k_4 [N_2O_4] - k_3 [N_2O_2^*][O_2]$$

$$r_{N_2O_2^*} = k_1 [NO]^2 - k_2 [N_2O_2^*] - k_3 [N_2O_2^*][O_2] + k_4 [N_2O_4]$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{N_2O_2^*} = 0$

$$[N_2O_2^*](k_2 + k_3 [O_2]) = k_1 [NO]^2 + k_4 [N_2O_4]$$

$$[N_2O_2^*] = \frac{k_1 [NO]^2 + k_4 [N_2O_4]}{k_2 + k_3 [O_2]}$$

Sustituyendo en la ecuación de velocidad global:

Volver al enunciado del problema

$$-r_{NO} = k_1 [NO]^2 - \frac{k_1 k_2 [NO]^2 + k_4 [N_2O_4]}{k_2 + k_3 [O_2]}$$

$$-r_{NO} = \frac{k_1 k_3 [NO]^2 [O_2] - k_4 [N_2O_4]}{k_2 + k_3 [O_2]}$$

Si la segunda reacción fuese irreversible, es decir, $k_4 = 0$, se tendría:

$$-r_{NO} = \frac{k_1 k_3 [NO]^2 [O_2]}{k_2 + k_3 [O_2]} = \frac{\frac{k_1 k_3}{k_2} [NO]^2 [O_2]}{1 + \frac{k_3}{k_2} [O_2]}$$

Ecuación que coincide con la ecuación cinética propuesta, por lo que el mecanismo considerado es:

$$2\,NO \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} N_2O_2^*$$

$$N_2O_2^* + O_2 \xrightarrow{k_3} N_2O_4$$

Volver al enunciado del problema

Mecanismo I:

$$r_{NOH} = \frac{k_1 k_3 [NO]^2 [H_2]}{k_2 + k_3 [NO]}$$

Mecanismo II:

$$r_{NOH} = \frac{k_1 k_3 [NO]^2 [H_2]}{k_2 + k_3 [H_2]}$$

Volver al enunciado del problema

Si la cinética es de tercer orden, la ecuación de velocidad sería, según la estequiometría:

$$-r_{NOH} = k[NO]^2[H_2]$$

Mecanismo 1:

$$NO + H_2 \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} NOH_2^*$$

$$NOH_2^* + NO \xrightarrow{k_3} 2\,NOH$$

Velocidad global:

$$r_{NOH} = k_3[NOH_2^*][NO]$$

Reemplazar $[NOH_2^*]$ por concentraciones medibles:

$$r_{NOH_2^*} = k_1[NO][H_2] - k_2[NOH^*]$$

$$r_{NOH_2^*} = -k_3[NOH_2^*][NO]$$

$$r_{NOH_2^*} = k_1[NO][H_2] - k_2[NOH_2^*] - k_3[NOH_2^*][NO]$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{NOH_2^*} = 0$

$$[NOH_2^*](k_2 + k_3[NO]) = k_1[NO][H_2]$$

$$[NOH_2^*] = \frac{k_1[NO][H_2]}{k_2 + k_3[NO]}$$

Sustituyendo en la ecuación de velocidad global:

$$r_{NOH} = \frac{k_1 k_3 [NO]^2[H_2]}{k_2 + k_3[NO]}$$

Volver al enunciado del problema

Para que esta ecuación coincida con la ecuación cinética propuesta, $k_2 \gg k_3$, es decir, la primera reacción ha de ser rápida y la segunda lenta, con lo cual:

$$r_{NOH} = \frac{k_1 k_3}{k_2} [NO]^2 [H_2]$$

Mecanismo 2:

$$2\,NO \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} N_2O_2^*$$

$$N_2O_2^* + H_2 \xrightarrow{k_3} 2\,NOH$$

Velocidad global:

$$r_{NOH} = k_3 [N_2O_2^*][H_2]$$

Reemplazar $[N_2O_2^*]$ por concentraciones conocidas:

$$r_{N_2O_2^*} = k_1 [NO]^2 - k_2 [N_2O_2^*]$$

$$r_{N_2O_2^*} = -k_3 [N_2O_2^*][H_2]$$

$$r_{N_2O_2^*} = k_1 [NO]^2 - k_2 [N_2O_2^*] - k_3 [N_2O_2^*][H_2]$$

Aproximación de estado estacionario: $r_{N_2O_2^*} = 0$

$$[N_2O_2^*](k_2 + k_3 [H_2]) = k_1 [NO]^2$$

$$[N_2O_2^*] = \frac{k_1 [NO]^2}{k_2 + k_3 [H_2]}$$

Sustituyendo en la ecuación de velocidad global:

$$r_{NOH} = \frac{k_1 k_3 [NO]^2 [H_2]}{k_2 + k_3 [H_2]}$$

Volver al enunciado del problema

Para que esta reacción coincida con la ecuación cinética propuesta, $k_2 \gg k_3$, es decir, la primera reacción ha de ser rápida y la segunda, lenta, con lo cual:

$$r_{NO_4} = \frac{k_1 k_3}{k_2} [NO]^2 [H_2]$$

Volver al enunciado del problema

$E = 51,799 \ kJ/mol$

Volver al enunciado del problema

CQ07-21
1/1

Si se duplica la velocidad por efecto de la temperatura, significa que se duplica el coeficiente cinético. Así, aplicando la ecuación de Arrhenius a dos temperaturas que cumplen la duplicación del coeficiente cinético:

$$k = k_0\, e^{-E/RT_1}$$

$$2k = k_0\, e^{-E/RT_2}$$

$$2 = e^{\frac{E}{R}\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}\right)}$$

$$\ln 2 = \frac{E}{R}\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}\right)$$

De donde:

$$E = \frac{R \ln 2}{\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}}$$

Operando en la proximidad de los 300 K $\left\{\begin{array}{l} T_1 = 295\ K \\ T_2 = 305\ K \end{array}\right.$

con $R = 1{,}987 \dfrac{cal}{mol \cdot K}$

se tendrá:

$$E = \frac{(1{,}987)(0{,}693)}{(3{,}390 - 3{,}279)10^{-3}} = 12.392 \frac{cal}{mol}$$

Expresada en kJ/mol:

$$E = 12.392 \left[\frac{cal}{mol}\right] \cdot 4{,}18 \left[\frac{J}{cal}\right] \cdot \frac{1}{1.000} \left[\frac{kJ}{J}\right] =$$

$$= 51{,}799 \frac{kJ}{mol}$$

Volver al enunciado del problema

$E = 74.008 \ cal/mol$

$k_0 = 1,20 \cdot 10^{15} \ s^{-1}$

Volver al enunciado del problema

La relación de k con la temperatura viene dada por la ecuación de Arrhenius:

$$k = k_0 e^{-E/RT}$$

$$\ln k = \ln k_0 - \frac{E}{R}\frac{1}{T}$$

Transformando los datos convenientemente:

T [°C]	T [K]	ln k	1/T · 10³
550	823	−10,597	1,22
560	833	−9,965	1,20
570	843	−9,409	1,19
580	853	−9,003	1,17
590	863	−8,373	1,16
600	873	−7,941	1,15
610	883	−7,459	1,13
620	893	−6,987	1,12
630	903	−6,561	1,11

Representando ln k frente a 1/T se obtiene por regresión lineal ($R = 1,987$ cal/(mol·K)):

$\ln k_0 = 34,72$ de donde $k_0 = 1,20 \cdot 10^{15}\ s^{-1}$

$-\frac{E}{R} = -37.246$ de donde $E = 74.008$ cal/mol

Volver al enunciado del problema

$$-r_A = 1{,}02 \cdot 10^7 \, e^{-\frac{5.369}{T}} \, C_A$$

Volver al enunciado del problema

Por las unidades del coeficiente cinético, la ecuación cinética debe ser de primer orden:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = kC_A$$

$$k = \frac{mol/(m^3 \cdot min)}{mol/m^3} = min^{-1}$$

La relación de k con la temperatura viene dada por la ecuación de Arrhenius:

$$k = k_0 e^{-E/RT}$$

$$\ln k = \ln k_0 - \frac{E}{R}\frac{1}{T}$$

Transformando los datos convenientemente:

T [°C]	T [K]	ln k	$1/T \cdot 10^3$
15	288	−2,505	3,472
25	298	−1,875	3,356
35	308	−1,297	3,247

Representando ln k frente a 1/T se obtiene por regresión lineal ($R = 1,987$ cal/(mol·K)):

$\ln k_0 = 16,140$ de donde: $k_0 = 1,02 \cdot 10^7$ min^{-1}

$-\frac{E}{R} = -5,369$ de donde: $E = 10.669$ cal/mol

Luego:

$$k = 1,02 \cdot 10^7 \cdot e^{\frac{-5369}{T}}$$

y, por tanto, la velocidad de reacción se escribirá como:

$$-r_A = 1,02 \cdot 10^7 \, e^{-\frac{5.369}{T}} \, C_A$$

Volver al enunciado del problema

a.) El modelo de primer orden NO ajusta los datos.

b.) El modelo de segundo orden NO ajusta los datos.

Volver al enunciado del problema

Para analizar los datos experimentales en primer lugar se hará un cálculo aproximado de la velocidad a partir de los mismos:

C_A	t	$-\Delta C_A$	Δt	$-r_A = -\frac{\Delta C_A}{\Delta t}$
10	0	—	—	—
9	4	1	4	−0,25
7,5	6	1,5	2	−0,75
5	8	2,5	2	−1,25
2	10	3	2	−1,50
1	12	1	2	−0,50
0	16	1	4	−0,25

a.) Si la reacción fuese de primer orden, su ecuación de velocidad sería:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = kC_A$$

por lo que los cocientes $-r_A/C_A$ deberían ser constantes:

C_A	10	9	7,5	5	2	1	0
$-r_A/C_A$	—	−0,03	−0,10	−0,25	−0,75	−0,50	0

como puede observarse, este hecho no se produce, lo que descarta este tipo de cinética.

b.) Si la reacción fuese reversible de segundo orden, no podría agotarse el reactivo, ya que se produciría un equilibrio, y la concentración de reactivo nunca sería nula. Por tanto, tampoco se trata de este tipo

Volver al enunciado del problema

de cinética.

En la tabla anterior se muestra que la velocidad de reacción pasa por un valor máximo, lo que podría sugerir algún tipo de mecanismo autocatalítico.

Volver al enunciado del problema

a.) La reacción NO es de orden cero.

b.) La reacción NO es de segundo orden irreversible.

c.) La reacción SÍ es de primer orden reversible.

Volver al enunciado del problema

a.) Si la reacción fuese de orden cero:

$$-r_A = k$$

es decir, la velocidad sería constante, lo que, como puede observarse, no sucede.

b.) Si la reacción fuese irreversible (de cualquier orden), la velocidad nunca podría ser nula (ya que la concentración de reactivo disminuiría continuamente), como al 50% de conversión la velocidad es nula, la reacción no puede ser irreversible.

c.) Si la reacción fuese de primer orden reversible, su ecuación cinética tendría la forma:

$$-r_A = k_1 C_A - k_2 C_R$$

Utilizando conversiones y definiendo la relación molar:

$$M = \frac{C_{R0}}{C_{A0}}$$

se tendría:

$$-r_A = k_1(C_{A0} - C_{A0} X_A) - k_2(C_{A0} M + C_{A0} X_A) =$$

$$= (k_1 - M k_2) C_{A0} - (k_1 + k_2) C_{A0} X_A$$

ecuación de una recta del tipo:

$$-r_A = a + b X_A$$

La pendiente de esa recta vendría representada por la relación de los datos experimentales $\Delta(-r_A)/\Delta X_A$.

Volver al enunciado del problema

Si se calculan estos cocientes se obtiene:

$-r_A$	0,75	0,60	0,45	0,30	0,15	0
$\frac{\Delta(-r_A)}{\Delta(x_A)}$	—	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5

lo que significa que el modelo propuesto es lineal y, por tanto, que la reacción es de primer orden reversible.

Volver al enunciado del problema

Orden: 2

$k = 0,1 \ [l \cdot mol^{-1} \cdot min^{-1}]$

Volver al enunciado del problema

Según la estequiometría de la reacción, cabe plantear como primer modelo una reacción de primer orden:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = kC_A$$

cuya forma integrada es:

$$\ln \frac{C_{A0}}{C_A} = kt$$

Representando el primer miembro frente al tiempo, se obtendría una recta, cuya pendiente sería el coeficiente cinético.

Como $C_{A0} = 0{,}3$ mol/l

se tendrá:

$\ln \frac{C_{A0}}{C_A}$	0	0,058	0,113	0,214	0,371	0,641	1,031	1,386
t	0	2	4	8	15	30	60	100

Como puede observarse en la gráfica adjunta, los datos no se sitúan sobre una recta, por lo que se descarta este modelo.

Aplicando ahora el método integral a una cinética de segundo orden:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = kC_A^2$$

cuya forma integrada es:

$$\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A0}} = kt$$

Volver al enunciado del problema

Representando el primer miembro frente al tiempo se obtendría una recta cuya pendiente sería el coeficiente cinético.

Como $C_{A0} = 0{,}3$ mol/l

se tendría:

$\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A0}}$	0	0,200	0,398	0,799	1,498	2,996	6,012	10,00
t	0	2	4	8	15	30	60	100

Como puede observarse en la gráfica adjunta, los datos se sitúan sobre una recta, cuyo ajuste por regresión lineal permite obtener:

$$[o.o.] = -0{,}001$$

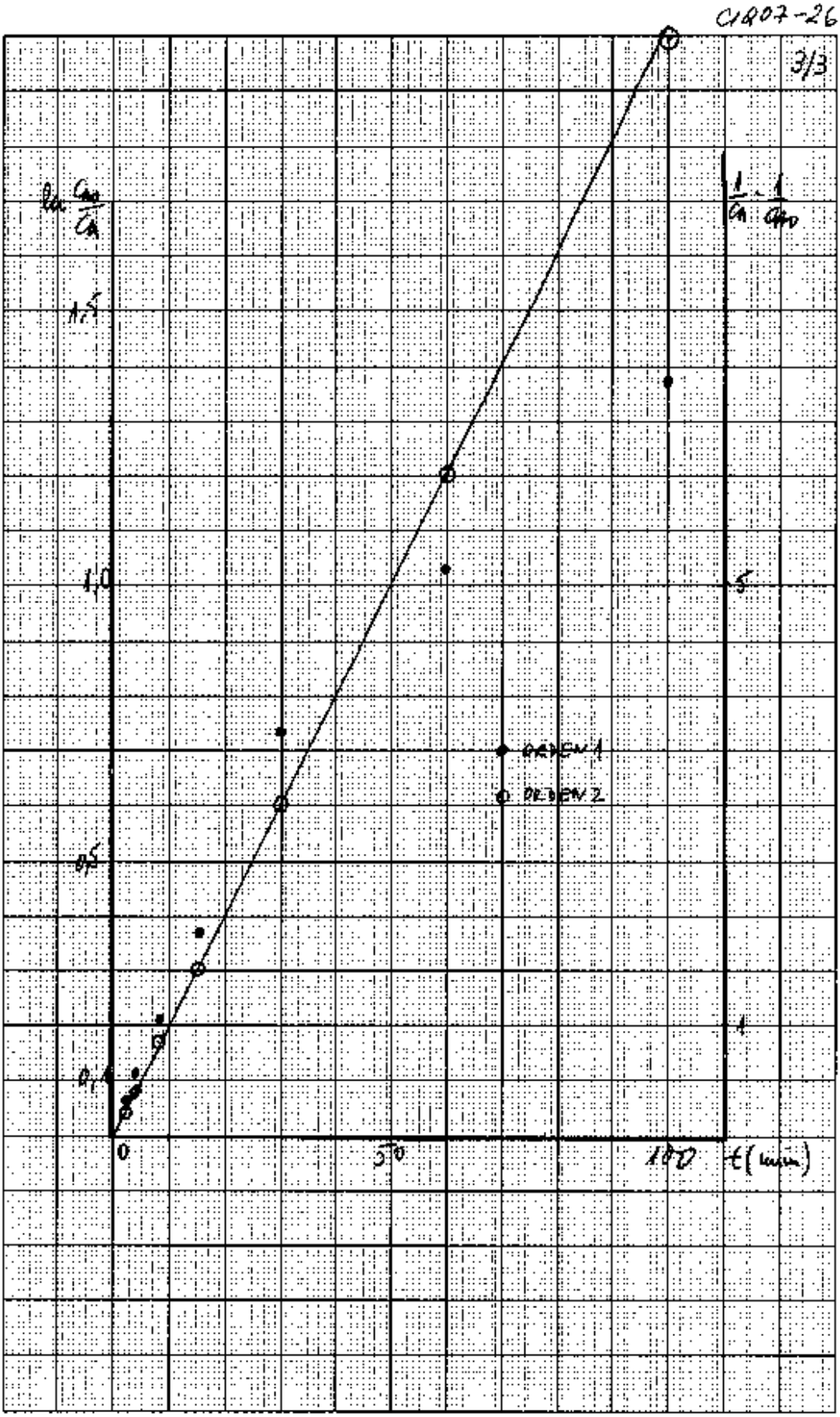
$$[pte.] = k = 0{,}100$$

$$r^2 = 0{,}9999$$

Por tanto, la reacción propuesta tiene la ecuación cinética:

$$-r_A = 0{,}1\ C_A^2$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

$-r_A = 6{,}34\, C_A^2$

Volver al enunciado del problema

Según la ecuación estequiométrica, se considerará en primer lugar una cinética irreversible de segundo orden, es decir:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = kC_A^2$$

cuya ecuación integrada es:

$$\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A0}} = kt$$

o bien:

$$\frac{1}{C_A} = \frac{1}{C_{A0}} + kt$$

Representando el primer miembro frente al tiempo se obtendría una recta, cuya pendiente sería el coeficiente cinético k cuya ordenada en el origen permitiría obtener la concentración inicial de reactivo.

La tabla de datos era:

t	$1/C_A$
1	29,75
2	36,94
3	42,96
4	48,74
5	54,81
6	62,68
7	68,27
8	74,24
9	80,92
10	87,89
15	119,48
20	149,93

Como puede verse en la gráfica adjunta, los datos se ajustan sobre una recta, cuyo ajuste por regresión lineal permite obtener:

$$[o.o.] = 23,853$$

$$[pte.] = 6,34$$

$$r^2 = 0,9998$$

Volver al enunciado del problema

A partir de la ordenada en el origen se puede obtener:

$$C_{A0} = \frac{1}{23.853} = 0{,}042 \ \text{mol/l}$$

Obsérvese que, según los datos del problema:

$T = 25°C$ (298 K): $P_A = 1$ atm
$T = 100°C$ (373 K): $P_A = P_{A0}$

$\left.\begin{array}{l}\\ \\ \end{array}\right\} \frac{P}{T} = cte$

$$\frac{1}{298} = \frac{P_{A0}}{373}$$

de donde: $P_{A0} = 1{,}252$ atm

o bien, considerando que:

$$R = 0{,}082 \ \frac{\text{atm} \cdot \text{l}}{\text{mol} \cdot \text{K}}$$

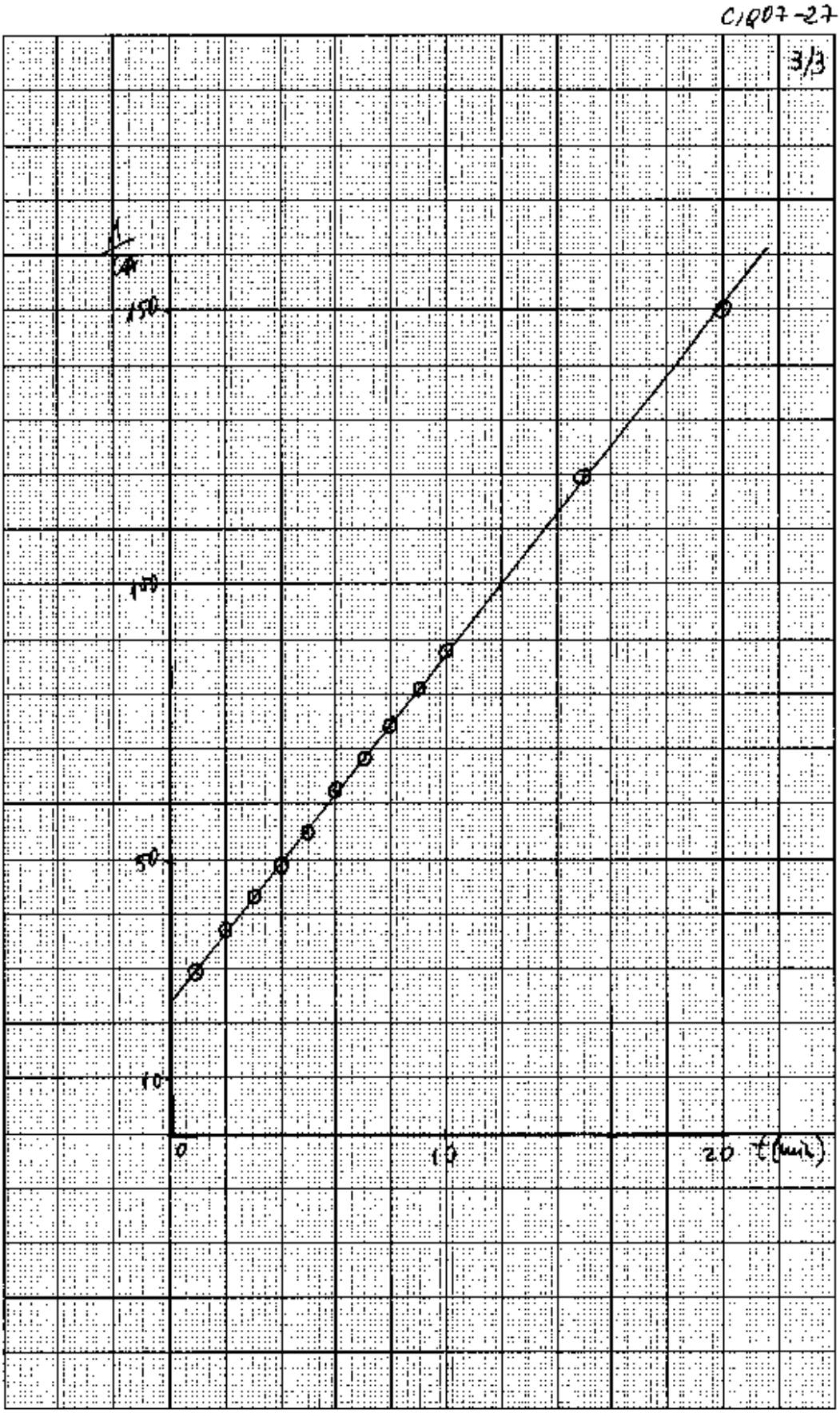
se tendrá:

$$C_{A0} = \frac{P_{A0}}{RT} = \frac{1{,}252}{(0{,}082)(373)} = 0{,}041 \ \text{mol/l}$$

que, como puede observarse, prácticamente coincide con el valor obtenido a partir de los datos cinéticos, lo que permite corroborar el modelo utilizado que queda, en definitiva, como:

$$-r_A = 6{,}34 \, C_A^2$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

$$-r_A = 4{,}40 \cdot 10^{-4} C_A$$

Volver al enunciado del problema

Como los datos vienen dados en presiones totales, habrá que considerar la reacción:

$$A \longrightarrow B + C + D$$

Para calcular la concentración total en un tiempo de reacción cualquiera, puede expresarse ésta en función de la conversión de reactivo:

$$\left.\begin{aligned} C_A &= C_{A0}(1-X_A) \\ C_B &= C_{A0} X_A \\ C_C &= C_{A0} X_A \\ C_D &= C_{A0} X_A \end{aligned}\right\} \quad C_T = C_{A0}(1-X_A) + 3C_{A0}X_A = C_{A0}(1+2X_A)$$

Expresando los datos en presiones con ayuda de la ecuación de estado de los gases ideales:

$$\left.\begin{aligned} P_0 &= C_{A0} RT \\ P &= C_T RT = C_{A0}(1+2X_A) RT \end{aligned}\right\} \quad \frac{P}{P_0} = 1 + 2X_A$$

Por tanto, la conversión puede expresarse en función de las presiones totales mediante la ecuación:

$$X_A = \frac{1}{2}\left(\frac{P}{P_0} - 1\right)$$

Obsérvese que para $t = \infty$:

$$[X_A]_\infty = \frac{1}{2}\left(\frac{P_\infty}{P_0} - 1\right) = \frac{1}{2}\left(\frac{931}{312} - 1\right) = 0{,}992$$

lo que permite afirmar que la reacción es prácticamente irreversible.

Volver al enunciado del problema

Teniendo en cuenta el escaso número de datos, se utilizará el método integral de análisis de datos, considerando inicialmente una reacción de primer orden:

$$-r_A = \frac{-d C_A}{dt} = k C_A$$

cuya forma integrada es:

$$\ln \frac{C_{A0}}{C_A} = kt$$

O bien, como conversiones:

$$-\ln (1-x_A) = kt$$

Poniendo la ecuación en función de las presiones totales:

$$-\ln \left(\frac{3}{2} - \frac{1}{2} \frac{P}{P_0} \right) = kt$$

Representando el primer miembro frente al tiempo se obtendría una recta, cuya pendiente sería el coeficiente cinético.

Como $P_0 = 312$ mmHg

se tendría:

$-\ln\left(\frac{3}{2} - \frac{1}{2}\frac{P}{P_0}\right)$	0,167	0,331	0,512	1,380
t	390	777	1.195	3.155

Como puede observarse en la gráfica adjunta, los datos se sitúan sobre una recta, cuyo ajuste por regresión lineal permite obtener:

Volver al enunciado del problema

$[o.o.] = -9,009$

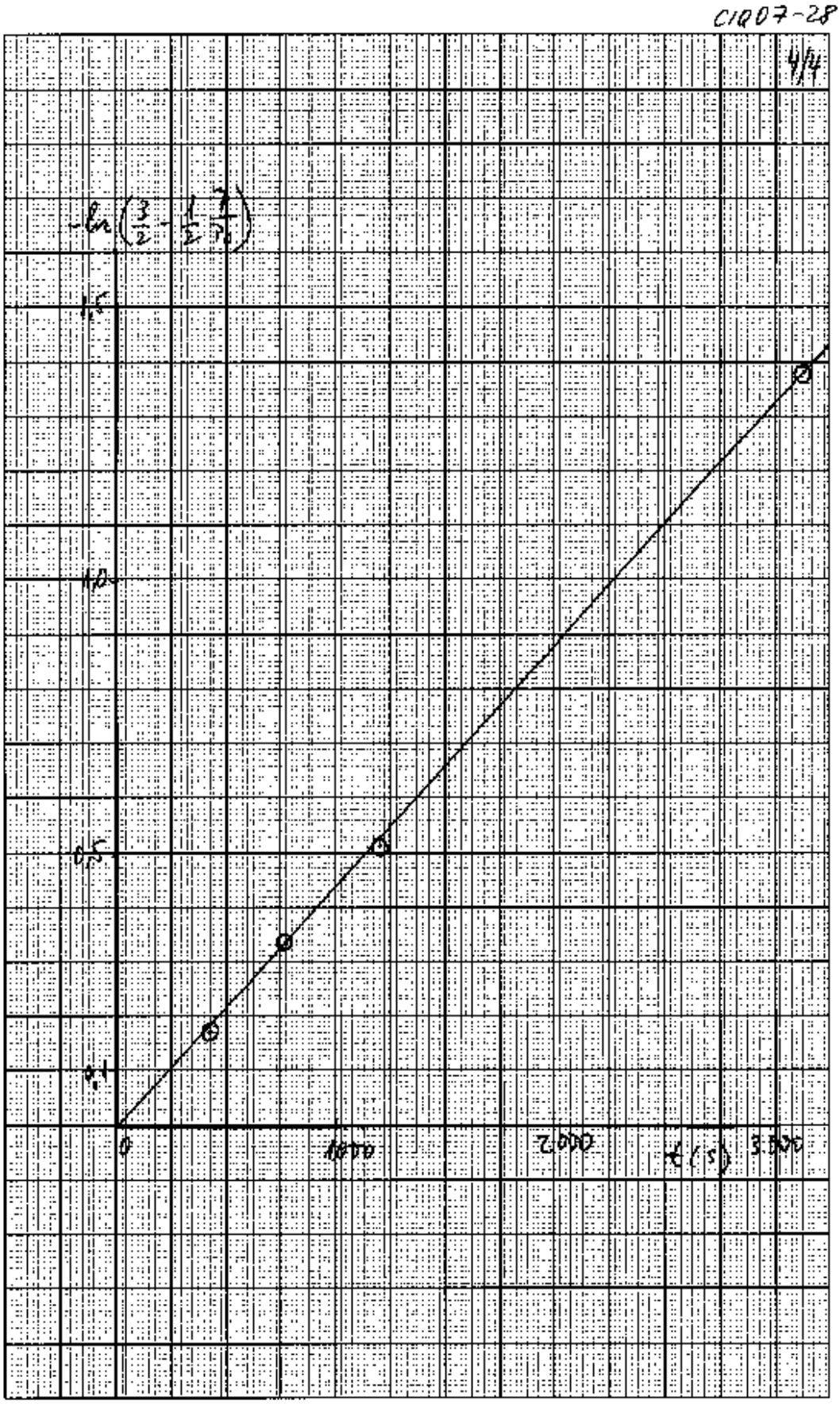
$[pte.] = 4,40 \cdot 10^{-4}$

$r^2 = 0,9995$

Por tanto, la reacción propuesta tiene la ecuación cinética:

$$-r_A = 4,40 \cdot 10^{-4} C_A$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

$$k = 1{,}05 \ \frac{l}{mol \cdot min}$$

Volver al enunciado del problema

Como los datos vienen dados en presiones totales, habrá que considerar la reacción:

$$A \longrightarrow B + C$$

Para calcular la concentración total en un tiempo de reacción cualquiera, puede expresarse ésta en función de la conversión de reactivo:

$$\left.\begin{aligned} C_A &= C_{A0}(1-X_A) \\ C_B &= C_{A0} X_A \\ C_C &= C_{A0} X_A \end{aligned}\right\} \quad C_T = C_{A0}(1-X_A) + 2 C_{A0} X_A = C_{A0}(1+X_A)$$

Expresando los datos en presiones con ayuda de la ecuación de estado de los gases ideales:

$$\left.\begin{aligned} P_0 &= C_{A0} RT \\ P &= C_T RT = C_{A0}(1+X_A) RT \end{aligned}\right\} \quad \frac{P}{P_0} = 1 + X_A$$

Por tanto, la conversión puede expresarse en función de las presiones totales mediante la ecuación:

$$X_A = \frac{P}{P_0} - 1 = \frac{\Delta P}{P_0}$$

Como se indica comprobar que la reacción es de segundo orden:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = k C_A^2$$

cuya forma integrada es:

$$\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A0}} = kt$$

Volver al enunciado del problema

En forma de conversiones:

$$\frac{x_A}{1-x_A} = C_{A0}\, k\, t$$

y utilizando presiones:

$$\frac{\Delta P}{P_0 - \Delta P} = C_{A0}\, k\, t$$

Representando el primer miembro frente al tiempo, se obtendría una recta, de cuya pendiente podría obtenerse el coeficiente cinético.

Como $P_0 = 760$ mm Hg

se tendría:

$\frac{\Delta P}{P_0 - \Delta P}$	0,206	0,514	1,027	1,235	1,542	1,847	2,470
t	10	25	50	60	75	90	120

Como puede observarse en la gráfica adjunta, los datos se ajustan sobre una recta, cuyo ajuste por regresión lineal permite obtener:

$$[o.o.] = -0,00037$$
$$[pte.] = 0,021$$
$$r^2 = 0,9999$$

Como:

$$C_{A0} = \frac{P_0}{RT}$$

y

$$\begin{cases} P_0 = \frac{750}{760} = 0,987 \text{ atm} \\ T = 320\,^{\circ}C = 593 \text{ K} \\ R = 0,082 \ \frac{\text{atm} \cdot L}{\text{mol} \cdot K} \end{cases}$$

Volver al enunciado del problema

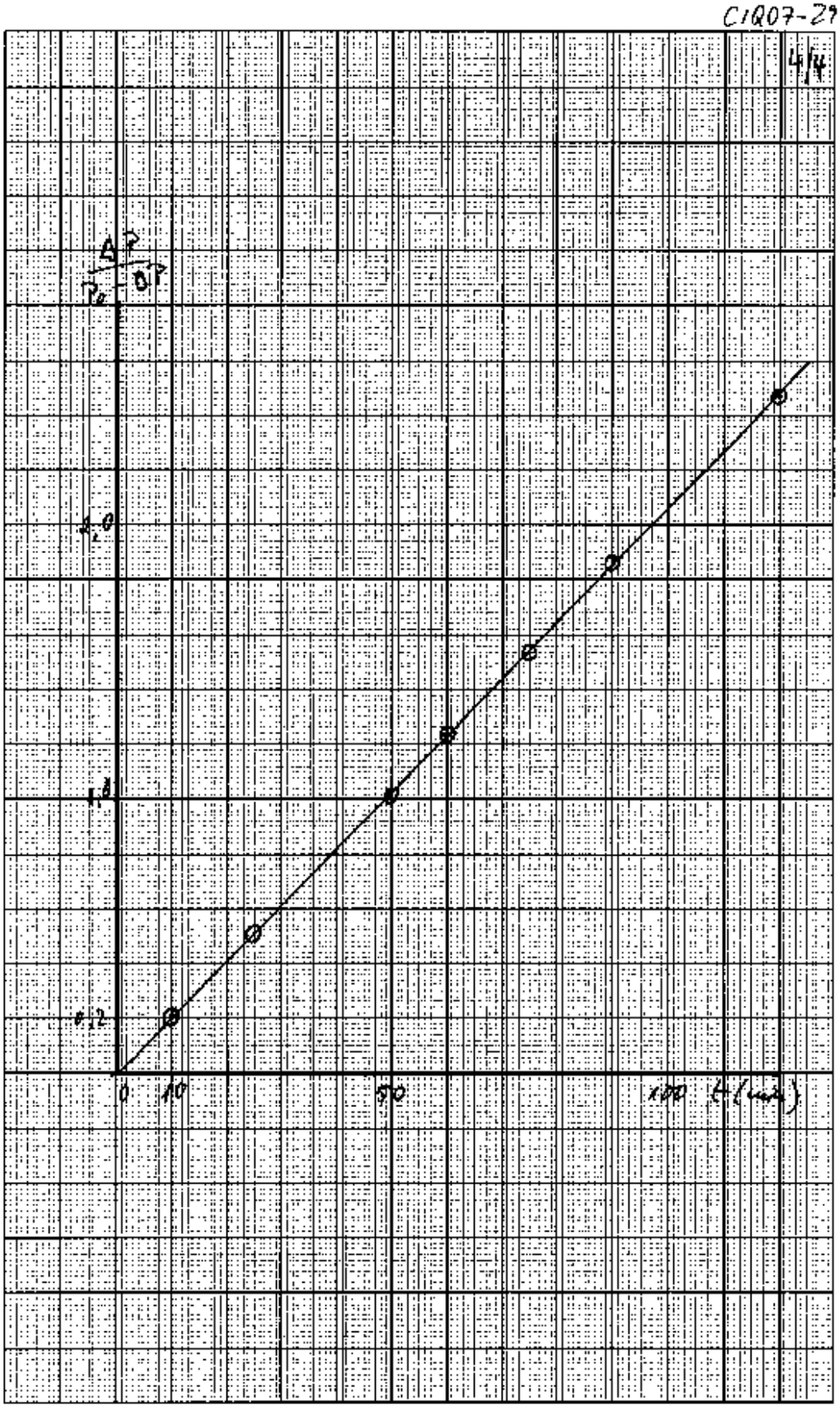
se tendrá:

$$C_{A0} = \frac{0,987}{(0,082)(593)} = 0,02 \ \frac{mol}{l}$$

por lo que:

$$k = \frac{0,021}{C_{A0}} = \frac{0,021}{0,02} = 1,05 \ \frac{l}{mol \cdot min}$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

$$-r_A = 6{,}745 \cdot 10^{-3} C_A - 4{,}559 \cdot 10^{-5} C_R C_S$$

Volver al enunciado del problema

El último dato de la tabla indica que el reactivo A no se consume completamente y, por tanto, la reacción ha de ser reversible, pudiendose plantear como:

$$A \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} R + S$$

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = k_1 C_A - k_2 C_R C_S$$

Utilizando conversiones:

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A)$$

$$C_R = C_{R0} + C_{A0} X_A = C_{A0} X_A$$

$$C_S = C_{S0} + C_{A0} X_A \simeq C_{S0}$$

En efecto, en el caso extremo de que todo el reactivo A se convirtiese ($X_A = 1$), se tendría para S:

$$C_S = C_{S0} + C_{A0} = 55 + 0{,}1823 \simeq 0{,}55$$

Por tanto, C_S se considerará constante y se incorporará al coeficiente cinético de la reacción inversa, quedando, en forma de conversiones:

$$\frac{dX_A}{dt} = k_1 (1 - X_A) - k_2' X_A = k_1 - (k_1 + k_2') X_A$$

que integrada queda:

$$\ln \frac{k_1}{k_1 - (k_1 + k_2') X_A} = (k_1 + k_2') t$$

Obsérvese que, en el equilibrio:

$$\frac{dX_A}{dt} = 0 = k_1 - (k_1 + k_2') X_{Ae}$$

Volver al enunciado del problema

por lo que:

$$X_{Ae} = \frac{k_1}{k_1 + k_2'} = \frac{C_{A0} - C_{Ae}}{C_{A0}} = \frac{0,1823 - 0,0494}{0,1823} = 0,729$$

y la ecuación integrada se puede poner de la forma:

$$\ln\left(\frac{1}{1 - \frac{X_A}{X_{Ae}}}\right) = \frac{k_1}{X_{Ae}}\, t$$

Representando el primer miembro frente al tiempo, se obtiene una recta, de cuya pendiente podría obtenerse el coeficiente cinético.

Como $\begin{cases} C_{A0} = 0,1823 \\ X_{Ae} = 0,729 \end{cases}$

se tendrá:

t	0	36	65	100	160
$X_A = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}}$	0	0,2030	0,3333	0,4337	0,5639
$\ln\left(\frac{1}{1 - \frac{X_A}{X_{Ae}}}\right)$	0	0,326	0,611	0,904	1,485

Como puede observarse en la gráfica adjunta, los datos se ajustan sobre una recta, cuyo ajuste por regresión lineal permite obtener:

$$[o.o.] = -0,0025$$

$$[pte.] = 9,253 \cdot 10^{-3}$$

$$r^2 = 0,9998$$

Volver al enunciado del problema

A partir de la pendiente se tendrá:

$$k_1 = 9{,}253 \cdot 10^{-3} x_e = (9{,}253 \cdot 10^{-3})(0{,}729) = 6{,}745 \cdot 10^{-3}$$

y, por tanto:

$$k_2' = \frac{k_1}{Y_{Ae}} - k_1 = \frac{6{,}745 \cdot 10^{-3}}{0{,}729} - 6{,}745 \cdot 10^{-3} = 2{,}507 \cdot 10^{-3}$$

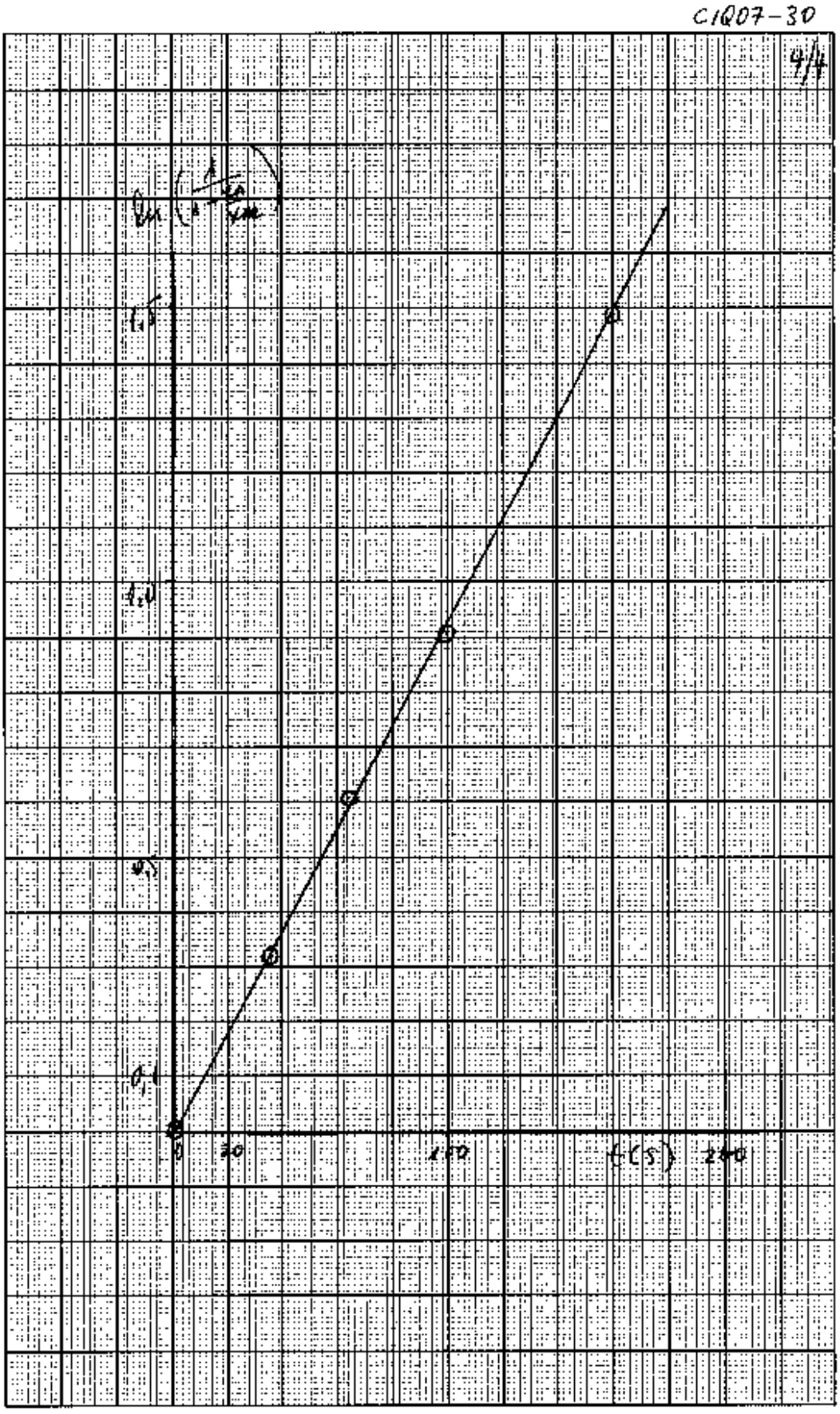
Como por otra parte:

$$k_2 = \frac{k_2'}{C_{S0}} = \frac{2{,}507 \cdot 10^{-3}}{55} = 4{,}559 \cdot 10^{-5}$$

se tendrá, en definitiva, para la ecuación cinética:

$$-r_A = 6{,}745 \cdot 10^{-3} C_A - 4{,}559 \cdot 10^{-5} C_R C_S$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

$$-r_A = 4{,}05\ C_A^{1{,}6}$$

Volver al enunciado del problema

Se aplicará el método diferencial de análisis de datos a una reacción de orden n. Para ello se considerará la ecuación cinética:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = k C_A^n$$

que linealizada resultaría:

$$\log\left(-\frac{dC_A}{dt}\right) = \log k + n \log C_A$$

Representando el primer miembro frente a $\log C_A$, se obtendría una recta, cuya pendiente sería el orden de reacción y de cuya ordenada en el origen se obtendría el coeficiente cinético.

Las velocidades se obtendrán de forma numérica, es decir, mediante el cálculo de incrementos para la obtención de la derivada.

Se podrá construir así la tabla a partir de los datos originales, considerando que a $T = 100°C$ (373 K):

$$C_A = \frac{P_A}{RT} = \frac{P_A}{(0{,}082)(373)} = 0{,}033\ P_A\ [mol/l]$$

Como puede observarse en la gráfica adjunta, los datos se sitúan sobre una recta, cuyo ajuste por regresión lineal permite obtener:

$$[o.o.] = 0{,}607$$
$$[p.e.] = 1{,}587$$
$$r^2 = 0{,}987$$

Volver al enunciado del problema

t	$C_A \cdot 10^3$	$-\frac{\Delta C_A}{\Delta t} \cdot 10^3$	$\log\left(-\frac{\Delta C_A}{\Delta t}\right)$	$\log C_A$
0,5	26,1	—	—	−1,58
1	21,3	9,6	−2,02	−1,67
1,5	17,7	7,2	−2,14	−1,75
2	15,0	5,4	−2,27	−1,82
2,5	13,1	3,8	−2,42	−1,88
3	11,4	3,4	−2,47	−1,94
3,5	10,1	2,6	−2,59	−1,99
4	9,2	1,8	−2,74	−2,04
5	7,2	2,0	−2,70	−2,14
6	5,9	1,3	−2,89	−2,23
7	4,9	1,0	−3,00	−2,31
8	4,3	0,6	−3,22	−2,37

A partir de la ordenada en el origen:

$$k = 10^{0,607} = 4,05$$

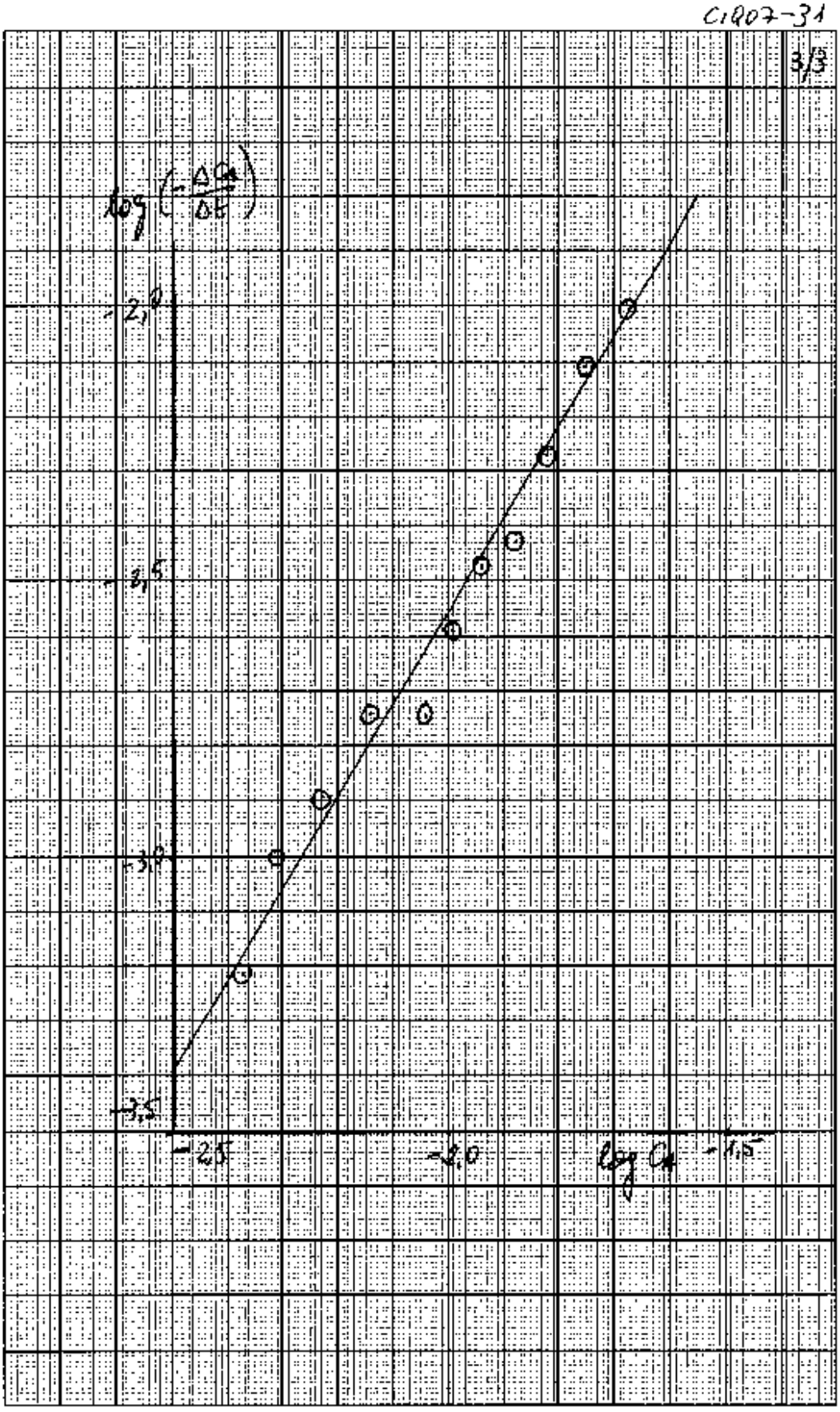
y de la pendiente:

$$n = 1,587 \simeq 1,6$$

Se tendrá, en definitiva, para la ecuación cinética:

$$-r_A = 4,05\, C_A^{\,1,6}$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

$$-r_A = 903\ P_A^{99}$$

Volver al enunciado del problema

Se aplicará el método diferencial de análisis de datos a una reacción de orden n. Como los datos vienen dados en presiones parciales, se utilizará esta variable directamente en la ecuación cinética, es decir:

$$-r_A = -\frac{dP_A}{dt} = k P_A^n$$

Obsérvese que el último dato puede ser utilizado para confirmar la irreversibilidad de la reacción. Utilizando la definición de conversión en presiones parciales:

$$X_A = \frac{P_{A0} - P_A}{P_{A0}} = \frac{173,50 - 14,3}{173,50} = 0,92$$

Como la conversión es muy alta, se supondrá que la reacción es irreversible.

Linealizando la ecuación cinética:

$$\log\left(-\frac{dP_A}{dt}\right) = \log k + n \log P_A$$

Representando el primer miembro frente a $\log P_A$, se obtendría una recta, cuya pendiente sería el orden de reacción y de cuya ordenada en el origen se obtendría el coeficiente cinético.

Las velocidades se obtendrán de forma numérica, es decir, mediante el cálculo de incrementos para la obtención de la derivada.

Volver al enunciado del problema

t	P_A	$-\frac{\Delta P_A}{\Delta t}$	$\log\left(-\frac{\Delta P_A}{\Delta t}\right)$	$\log P_A$
0	173,5	—	—	2,239
2	166,6	3,45	0,538	2,222
3	163,6	3,00	0,477	2,213
5	157,6	3,00	0,477	2,198
6	154,6	3,00	0,477	2,189
8	148,8	2,90	0,462	2,173
9	146,0	2,80	0,447	2,164
11	140,4	2,80	0,447	2,147
12	138,1	2,30	0,362	2,140
14	133,0	2,55	0,407	2,124
15	130,7	2,30	0,362	2,116
17	125,9	2,40	0,380	2,100
18	123,3	2,60	0,414	2,091
20	119,3	2,00	0,301	2,077
21	116,9	2,40	0,380	2,068

Como puede observarse en la gráfica adjunta, los datos no se ajustan muy bien sobre una recta, por lo que se ha realizado un ajuste visual de dichos puntos, intentando trazar la mejor recta y calculando sus parámetros a partir de la propia gráfica:

$$[\text{pte.}] = \frac{0,50-0,30}{2,22-2,00} = 0,909$$

$$[\text{o.o}] = -1,518 \quad \text{(por extrapolación)}$$

Volver al enunciado del problema

Por tanto, a partir de la ordenada en el origen:

$$k = 10^{-1,518} = 0,03$$

y de la pendiente

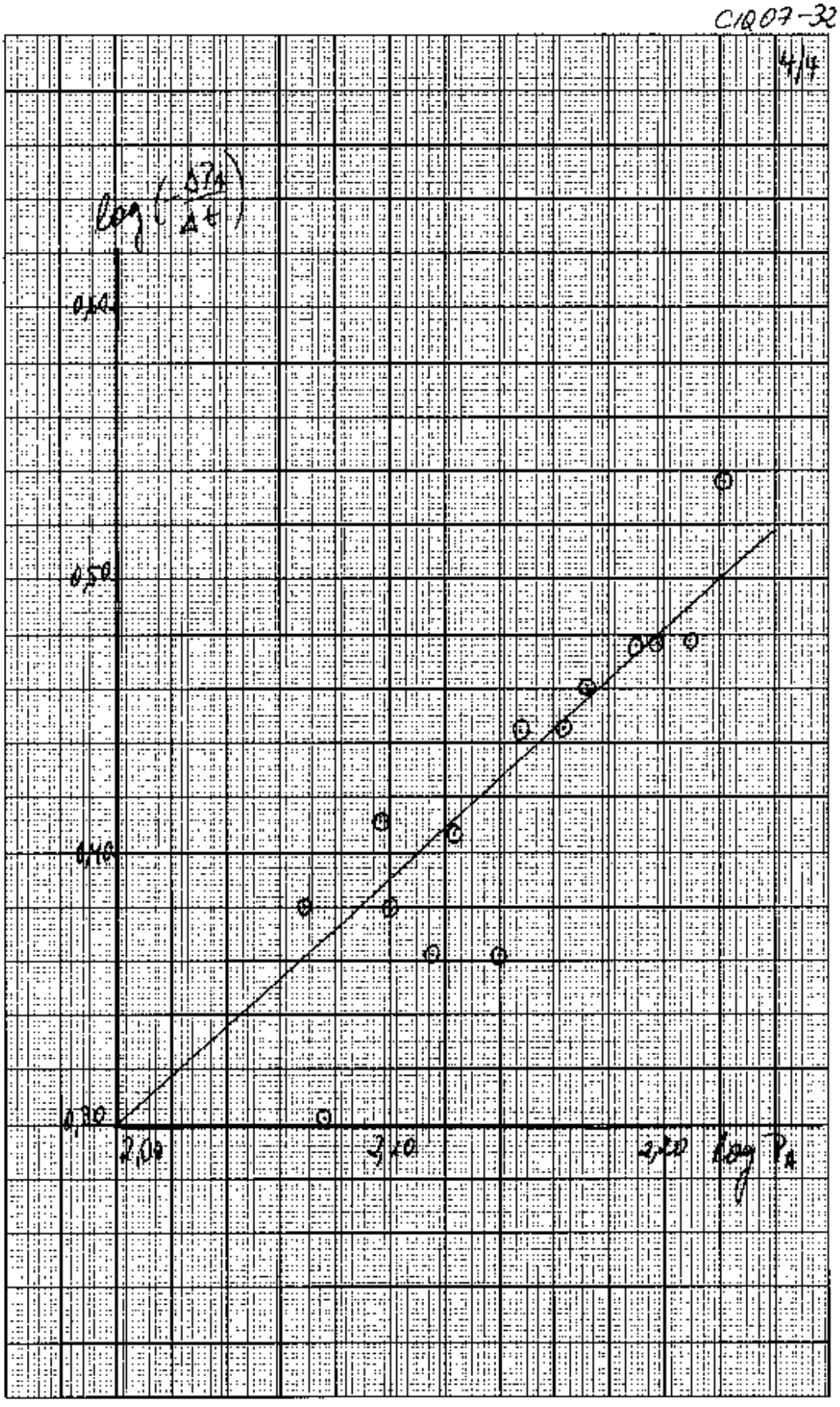
$$n = 0,909 \simeq 0,9$$

Se tendrá, en definitiva, para la ecuación cinética:

$$-r_A = 0,03\ C_A^{0,9}$$

Teniendo en cuenta la dispersión de los datos, podría recurrirse la aplicación del método integral considerando un modelo de primer orden irreversible, lo que probablemente mejoraría la precisión de los resultados.

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

$$-r_A = 0{,}103\, C_A C_B$$

Volver al enunciado del problema

Obsérvese que si se mezclan volúmenes iguales de reactivos (A y B) a concentraciones 0,2 M, las concentraciones iniciales serán, teniendo en cuenta que el volumen se el doble:

$$C_{A0} = C_{B0} = \frac{0,2}{2} = 0,1 \ \frac{mol}{l}$$

Se aplicará en primer lugar el método diferencial, que permite considerar una reacción de orden n:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = k C_A^n$$

y, en forma de conversiones:

$$\frac{dx_A}{dt} = k C_{A0}^{n-1} (1-x_A)^n$$

Linealizando esta ecuación cinética:

$$\log\left(\frac{dx_A}{dt}\right) = \log k C_{A0}^{n-1} + n \log(1-x_A)$$

Representando el primer miembro frente a $\log(1-x_A)$, se obtendría una recta de cuya pendiente se obtendría el orden y de cuya ordenada en el origen se calcularía entonces el coeficiente cinético.

Las velocidades se obtendrán de forma numérica, es decir, mediante el cálculo de incrementos para la obtención de la derivada.

Volver al enunciado del problema

t	x_A	$\frac{\Delta x_A}{\Delta t} \cdot 10^3$	$\log\left(\frac{\Delta x_A}{\Delta t}\right)$	$\log(1-x_A)$
13	0,112	—	—	−0,052
34	0,257	6,905	−2,161	−0,129
59	0,367	4,400	−2,357	−0,199
120	0,552	2,033	−2,692	−0,349

Como puede observarse en la gráfica adjunta, los datos se sitúan sobre una recta, cuyo ajuste por regresión lineal permite obtener:

$$[o.o.] = -1,865$$

$$[pte.] = 2,385$$

$$r^2 = 0,998$$

A partir de la ordenada en el origen:

$$k\, C_{A0}^{n-1} = 10^{-1,865} = 0,0136$$

Por tanto:

$$k = \frac{0,0136}{(0,1)^{1,385}} = 0,331$$

Teniendo en cuenta el escaso número de datos, es más fiable utilizar el método integral. Usando como aproximación los resultados obtenidos para el método diferencial ($n = 2,385$), se ensayará un modelo de ecuación cinética de segundo orden irreversible:

Volver al enunciado del problema

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = k C_A C_B$$

Como los reactivos se introducen en proporciones estequiométricas, se cumplirá la ecuación de partida:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = k C_A^2$$

cuya forma integrada es:

$$\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A0}} = kt$$

o bien, en forma de conversiones:

$$\frac{x_A}{1-x_A} = k C_{A0} t$$

Representando el primer miembro frente al tiempo se obtendría una recta, a partir de cuya pendiente se calcularía el coeficiente cinético.

t	13	34	59	120
$\frac{x_A}{1-x_A}$	0,126	0,346	0,580	1,232

Como puede observarse en la gráfica adjunta, los datos se sitúan sobre una recta, cuyo ajuste por regresión lineal permite obtener:

$$[o.o.] = -0,012$$

$$[pte.] = 0,0103$$

$$r^2 = 0,9997$$

Volver al enunciado del problema

A partir de la pendiente:

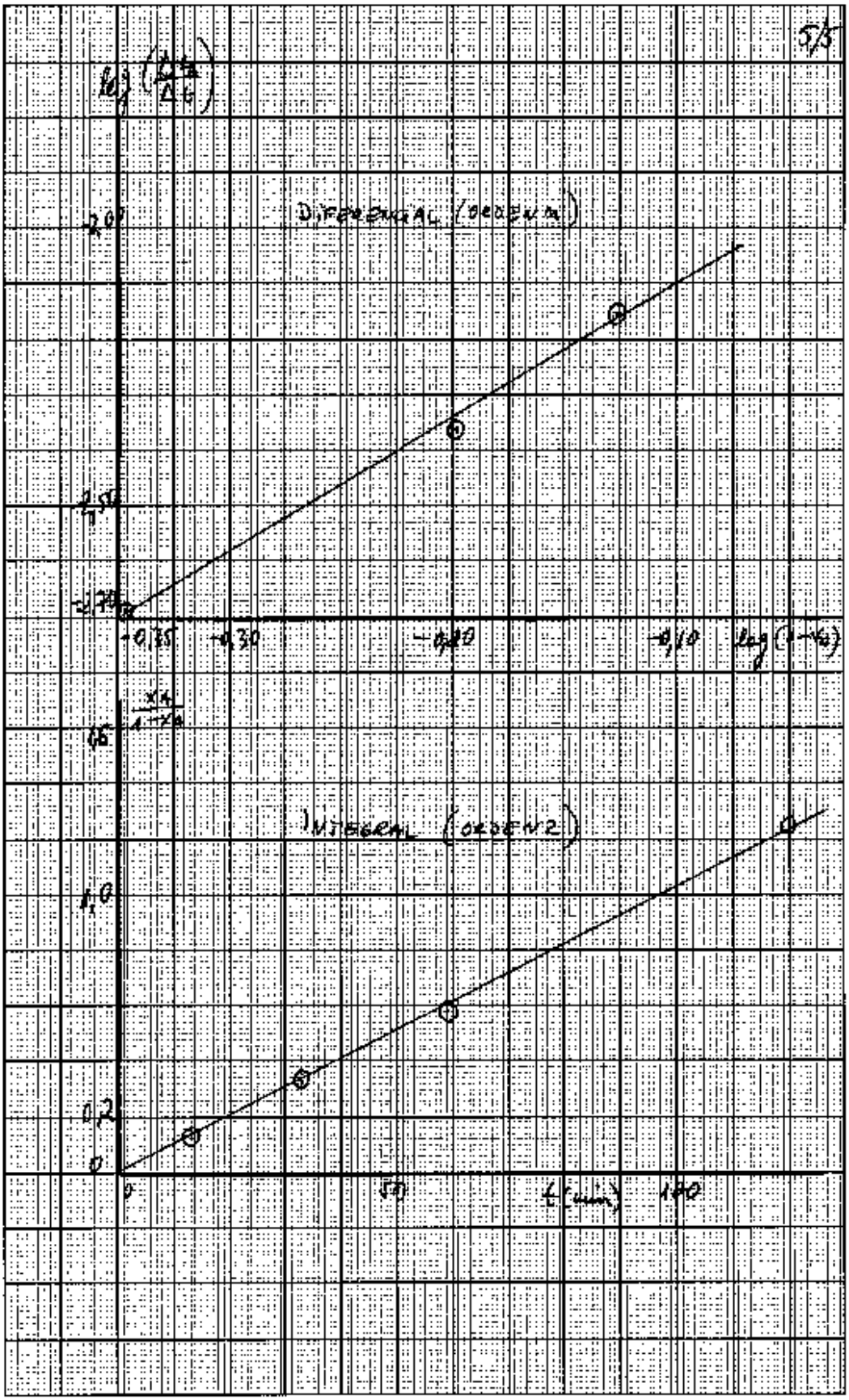
$$k = \frac{0,0103}{0,1} = 0,103$$

Por tanto, debido al muy buen ajuste de los datos y a la mayor fiabilidad del método integral, la mejor ecuación cinética que ajusta a los datos experimentales es:

$$-r_A = 0,103\, C_A C_B$$

Volver al enunciado del problema

C1902-33



Volver al enunciado del problema

Método diferencial:

$$-r_A = 0,0679\, C_A^{1,91}$$

Método integral:

$$-r_A = 0,0544\, C_A^{2}$$

Volver al enunciado del problema

Se aplicará en primer lugar el método diferencial, que permite considerar una reacción de orden n:

$$-r_A = \frac{dC_A}{dt} = k\, C_A^{\,n}$$

y en forma de conversión:

$$\frac{dx_A}{dt} = k\, C_{A0}^{\,n-1}(1-x_A)^n$$

Linealizando esta ecuación cinética:

$$\log\left(\frac{dx_A}{dt}\right) = \log k\, C_{A0}^{\,n-1} + n \log(1-x_A)$$

Representando el primer miembro frente a $\log(1-x_A)$ se obtendría una recta, cuya pendiente sería el orden y de cuya ordenada en el origen se calcularía entonces el coeficiente cinético.

Las velocidades se obtendrán de forma numérica, es decir, mediante el cálculo de incrementos para la obtención de la derivada.

Como puede observarse en la gráfica adjunta, los datos se sitúan sobre una recta, cuyo ajuste por regresión lineal permite obtener:

$$[o.o.] = -1{,}108$$
$$[pte.] = 1{,}91$$
$$r^2 = 0{,}997$$

Volver al enunciado del problema

t	X_A	$\frac{\Delta X_A}{\Delta t} 10^3$	$\log\left(\frac{\Delta X_A}{\Delta t}\right)$	$\log(1-X_A)$
0	0	—	—	0
2	0,10	50,000	−1,301	−0,045
5	0,22	40,000	−1,398	−0,108
15	0,46	24,000	−1,620	−0,267
28	0,61	11,538	−1,938	−0,409
50	0,74	5,909	−2,228	−0,585
80	0,82	2,667	−2,574	−0,745
100	0,85	1,500	−2,824	−0,824
160	0,90	0,833	−3,079	−1,000

A partir de la ordenada en el origen, como:

$$C_{A0} = 1 \text{ mol/l}$$

se deduce:

$$k = 10^{-1,168} = 0,0679$$

Por tanto, aplicando el método diferencial, se obtiene la ecuación cinética:

$$-r_A = 0,0679\ C_A^{1,91}$$

Utilizando como aproximación los resultados obtenidos para el método diferencial ($n = 1,91$), se ensayará mediante el método integral un modelo de ecuación cinética de segundo orden irreversible:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = k\,C_A C_B$$

Como los reactivos se introducen en proporciones estequiométricas

Volver al enunciado del problema

trias, se considerará la ecuación de partida:

$$-r_A = \frac{-dC_A}{dt} = k C_A^2$$

cuya forma integrada es:

$$\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A0}} = kt$$

o bien en forma de conversiones:

$$\frac{x_A}{1-x_A} = k C_{A0} t$$

Representando el primer miembro frente al tiempo, se obtendría una recta, a partir de cuya pendiente se calcularía el coeficiente cinético.

t	$\frac{x_A}{1-x_A}$
0	0
2	0,111
5	0,282
15	0,852
28	1,564
50	2,846
80	4,556
100	4,722
160	9,000

Como puede observarse en la gráfica adjunta, los datos se ajustan sobre una recta, cuyo ajuste por regresión lineal permite obtener:

[o.o.] = -0,00046
[pte.] = 0,0544
r^2 = 0,995

A partir de la pendiente, como

C_{A0} = 1 mol/l

se tendrá:

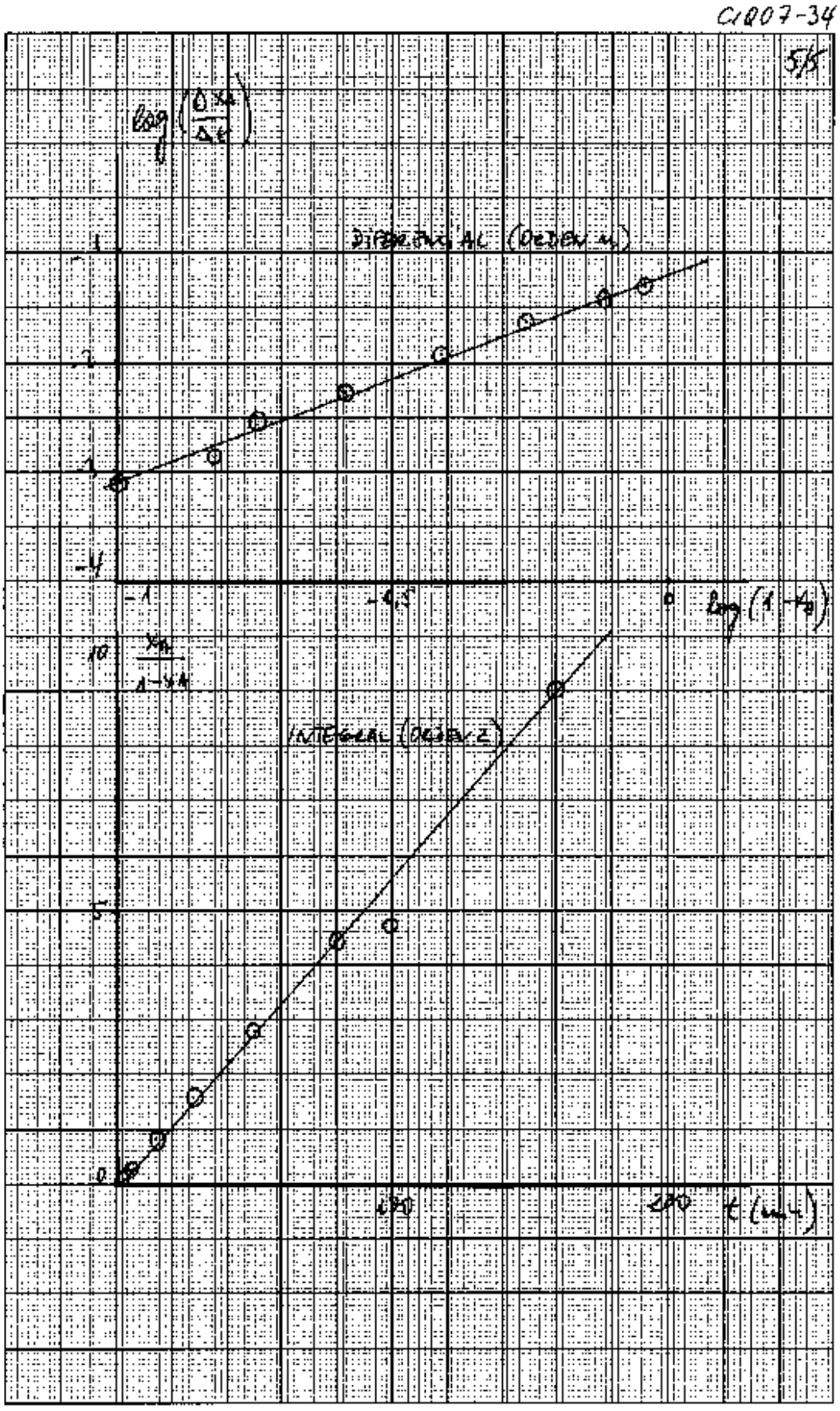
$k = 0,054$

Volver al enunciado del problema

Por tanto, aplicando el método integral, se obtiene la ecuación cinética:

$$-r_A = 0{,}0544\ C_A^2$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

$$-r_A = 6{,}639 \cdot 10^{13} e^{\frac{-53.303}{RT}} \cdot C_A^{1{,}56}$$

Volver al enunciado del problema

Se trata de una reacción de orden desconocido, que se supondrá n, con una ecuación cinética:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = k C_A^n$$

cuya forma integrada es:

$$C_A^{1-n} - C_{A0}^{1-n} = (n-1)\,kt$$

Como se proporcionan datos del periodo medio (tiempo al que $C_A = C_{A0}/2$):

$$t_{1/2} = \frac{2^{n-1}-1}{k(n-1)}\, C_{A0}^{1-n}$$

Por otro lado, los datos se dan en función de la temperatura, lo que implica tomar en consideración la ecuación de Arrhenius, es decir:

$$k = k_0\, e^{-E/RT}$$

Sustituyendo en la ecuación anterior:

$$t_{1/2} = \frac{e^{E/RT}}{k_0}\left(\frac{2^{n-1}-1}{n-1}\right) C_{A0}^{1-n}$$

Como es evidente, será necesario determinar los tres parámetros n, k_0 y E.

Obsérvese que hay tres experimentos en C_{A0} prácticamente constante ($C_{A0} \simeq 4{,}07 \cdot 10^{-3}$ mol/l), por lo que pueden utilizarse estos datos para obtener la dependencia de la ecuación cinética con la temperatura.

Volver al enunciado del problema

Reordenando las varias constantes en la ecuación anterior:

$$t_{1/2} = \frac{C_{A0}^{1-n}}{k_0}\left(\frac{2^{n-1}-1}{n-1}\right)\cdot e^{E/RT} = k\cdot e^{E/RT}$$

y linealizando:

$$\ln t_{1/2} = \ln k + \frac{E}{R}\,\frac{1}{T}$$

Así, representando el primer miembro de esta ecuación frente a $1/T$, se podrá obtener E de la pendiente de la recta, para lo que se construye la siguiente tabla:

$t_{1/2}$	T [K]	$1/T \cdot 10^3$	$\ln t_{1/2}$
14,5	842	1,188	2,674
47	812	1,232	3,850
67	803	1,245	4,205

Como puede observarse en la gráfica adjunta, los datos se sitúan sobre una recta, cuyo ajuste por regresión lineal permite obtener:

$$[o.o.] = -29,196$$

$$[pte.] = 26.826$$

$$r^2 = 0,9999$$

A partir de la ordenada en el origen:

$$k = e^{-29,196} = 2,091\cdot 10^{-13}$$

Volver al enunciado del problema

A partir de la pendiente, considerando que $R = 1{,}987$ cal/(mol·K):

$$E = (26.826)(1{,}987) = 53.303 \ \frac{cal}{mol}$$

Conocida la energía de activación puede ahora reordenarse la ecuación de la forma:

$$\frac{t_{1/2}}{e^{E/RT}} = \frac{1}{k_0}\left(\frac{2^{n-1}-1}{n-1}\right) C_{A0}^{1-n}$$

y linealizando:

$$\ln \frac{t_{1/2}}{e^{E/RT}} = \ln\left[\frac{1}{k_0}\left(\frac{2^{n-1}-1}{n-1}\right)\right] + (1-n)\ln C_{A0}$$

Representando el primer miembro de esta ecuación frente a $\ln C_{A0}$, se podrá obtener n de la pendiente de la recta y luego k_0 de su ordenada en el origen.

$t_{1/2}$	$\ln \frac{t_{1/2}}{e^{E/RT}}$	$\ln C_{A0}$
14,5	−28,916	−5,502
17,3	−29,081	−5,222
39	−28,656	−5,978
47	−28,907	−5,504
67	−28,920	−5,503

Como puede observarse en la gráfica adjunta, los datos se sitúan sobre una recta, cuyo ajuste por regresión lineal permite obtener:

Volver al enunciado del problema

$$[o.o.] = -31,993$$

$$[pte.] = -0,559$$

$$r^2 = 0,9991$$

A partir de la pendiente:

$$n = 1 - (-0,559) = 1,559 \simeq 1,56$$

y, por tanto, a partir de la ordenada en el origen:

$$\frac{1}{k_0}\left(\frac{2^{0,56}-1}{0,56}\right) = e^{-31,993}$$

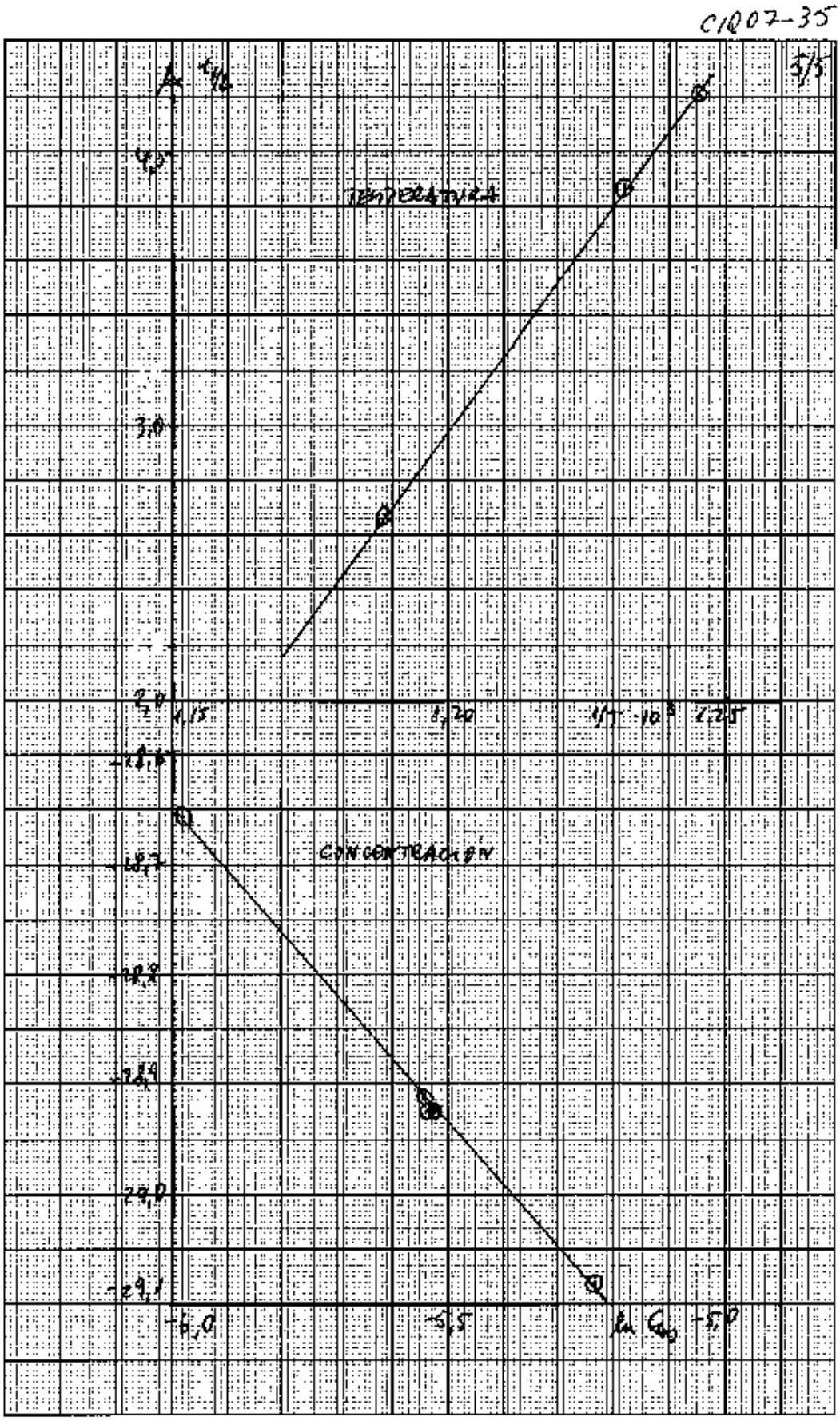
de donde:

$$k_0 = 6,639 \cdot 10^{13}$$

Por tanto, la ecuación cinética completa tendrá la forma:

$$-r_A = 6,639 \cdot 10^{13}\, e^{-\frac{53.303}{RT}} \cdot C_A^{1,56}$$

[Volver al enunciado del problema]



Volver al enunciado del problema

$$\frac{k}{C_{H_2O}} = 5{,}5 \cdot 10^{-4}\ s^{-1}$$

Volver al enunciado del problema

Como los datos vienen dados en presiones totales, habrá que considerar la reacción:

$$A \longrightarrow \frac{1}{2} B + \frac{3}{2} C$$

Para calcular la concentración total en un tiempo de reacción cualquiera, puede expresarse ésta en función de la conversión de reactivo:

$$\left.\begin{aligned} C_A &= C_{A0}(1-X_A) \\ C_B &= \tfrac{1}{2} C_{A0} X_A \\ C_C &= \tfrac{3}{2} C_{A0} X_A \end{aligned}\right\} \quad C_T = C_{A0}(1-X_A) + \frac{4}{2} C_{A0} X_A = C_{A0}(1+X_A)$$

Expresando los datos en presiones con ayuda de la ecuación de estado de los gases ideales:

$$\left.\begin{aligned} P_0 &= C_{A0} RT \\ P &= C_T RT = C_{A0}(1+X_A) \end{aligned}\right\} \quad \frac{P}{P_0} = 1 + X_A$$

Por tanto, la conversión puede expresarse en función de las presiones totales mediante la ecuación:

$$X_A = \frac{P}{P_0} - 1 = \frac{\Delta P}{P_0}$$

Si se supone una reacción irreversible de orden n:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = k C_A^n$$

en forma de conversiones:

$$\frac{dX_A}{dt} = k C_{A0}^{n-1} (1-X_A)^n$$

Volver al enunciado del problema

Como se desconoce el orden y hay suficientes datos experimentales, se utilizará el método diferencial de análisis de datos, para lo que se linealiza la ecuación anterior:

$$\log\left(\frac{dx_A}{dt}\right) = \log k C_{A0}^{n-1} + n \log(1-x_A)$$

Representando el primer miembro frente a $\log(1-x_A)$, se obtendría una recta, cuya pendiente sería el orden de reacción y de cuya ordenada en el origen se obtendría el coeficiente cinético.

Las velocidades se obtendrán de forma numérica, es decir, mediante el cálculo de incrementos para la obtención de la derivada. Se puede así construir la tabla, teniendo en cuenta que:

$$P_0 = 26.664\ Pa$$

t	$x_A = \frac{\Delta P}{P_0}$	$\frac{\Delta x_A}{\Delta t} \cdot 10^3$	$\log \frac{\Delta x_A}{\Delta t}$	$\log(1-x_A)$
100	0,055	–	–	−0,025
200	0,110	0,550	−3,260	−0,051
400	0,220	0,550	−3,260	−0,108
600	0,331	0,555	−3,256	−0,175
800	0,440	0,545	−3,264	−0,251
1000	0,550	0,550	−3,260	−0,347

Como puede observarse en la tabla, la velocidad de reacción permanece prácticamente constante, por lo

Volver al enunciado del problema

que se debe tratar de una reacción de orden cero, es decir:

$$-r_A = \frac{dX_A}{dt} = \frac{k}{C_{A0}}$$

Por tanto, el coeficiente cinético será:

$$\frac{k}{C_{A0}} = 5{,}5 \cdot 10^{-4}\ s^{-1}$$

Volver a:	
Ingeniería Química (Ldo. en Química)	Ampliación de Ingeniería Química (Ldo. en Química)
Ingeniería Química (Ldo. en CyT de Alimentos)	Operaciones Básicas de la I.Q. (Ingeniero Químico)

INGENIERÍA QUIMICA: PROBLEMAS

Tema 08

Problema CIQ08-01	Problema CIQ08-02	Problema CIQ08-03
Problema CIQ08-04	Problema CIQ08-05	Problema CIQ08-06
Problema CIQ08-07	Problema CIQ08-08	Problema CIQ08-09
Problema CIQ08-10	Problema CIQ08-11	Problema CIQ08-12
Problema CIQ08-13	Problema CIQ08-14	Problema CIQ08-15
Problema CIQ08-16	Problema CIQ08-17	Problema CIQ08-18
Problema CIQ08-19	Problema CIQ08-20	Problema CIQ08-21
Problema CIQ08-22	Problema CIQ08-23	Problema CIQ08-24
Problema CIQ08-25	Problema CIQ08-26	Problema CIQ08-27
Problema CIQ08-28	Problema CIQ08-29	Problema CIQ08-30
Problema CIQ08-31	Problema CIQ08-32	Problema CIQ08-33
Problema CIQ08-34	Problema CIQ08-35	Problema CIQ08-36
Problema CIQ08-37	Problema CIQ08-38	Problema CIQ08-39
Problema CIQ08-40	Problema CIQ08-41	Problema CIQ08-42
Problema CIQ08-43	Problema CIQ08-44	Problema CIQ08-45
Problema CIQ08-46		

Volver

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (discontinuo)

Considerése la reacción en fase líquida:

$$A \rightarrow B \qquad -r_A = kC_A$$

cuyo coeficiente cinético es k = 0,1 min^{-1}.

Partiendo de una concentración inicial de 1 mol/l de **A**, calcular el tiempo necesario para que en un reactor discontinuo se obtenga una conversión del 90%.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (discontinuo)

Si un reactivo **A** en fase líquida reacciona siguiendo una cinética de primer orden en un reactor discontinuo y se alcanza una conversión del 65% en 4 minutos, ¿cuánto tiempo en exceso será necesario para alcanzar una conversión del 90%.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (discontinuo)

En un reactor discontinuo se trata una masa reaccionante, cuya concentración en reactivo limitante es C_{A0}, que después de pasar un determinado tiempo, pasa a tener un valor más bajo, C_A.

Se trata de una reacción irreversible de primer orden a volumen constante y se desea realizar un segundo proceso, en el cual la concentración inicial es $2C_{A0}$, pretendiéndose llegar a una concentración final C_A, igual que en el primer caso.

a) ¿El tiempo necesario será doble para este segundo caso?

b) Si no fuese así, ¿qué valor deberá tener la constante cinética para que se cumpliera la condición anterior?

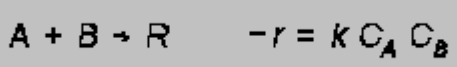
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (discontinuo)

La reacción de Diels-Alder entre el ciclopentadieno y la benzoquinona se puede expresar como:



A 25 ºC, el coeficiente cinético es k = $9{,}92 \cdot 10^{-3}$ $m^3/(kmol \cdot s)$ y se pueden ignorar los cambios de volumen.

Si se emplea un reactor discontinuo, determinar el tiempo necesario para alcanzar el 95% de conversión del reactivo limitante, usando concentraciones iniciales de 0,1 $kmol/m^3$ de ciclopentadieno y 0,08 $kmol/m^3$ de benzoquinona.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (discontinuo)

La reacción:

$$A + 2B \rightarrow R$$

se lleva a cabo en un reactor discontinuo agitado, de 1.000 litros de capacidad efectiva. En un instante determinado, se carga el reactor con una disolución acuosa que contiene los reactivos **A** y **B**, en concentraciones de 0,1 kmol/m^3 de **A** y 0,3 kmol/m^3 de **B** y comienza la reacción. En las condiciones de operación, la velocidad de reacción viene dada por:

$$r_R = 0{,}2\, C_A \left[\frac{kmol\ R}{m^3 \cdot h}\right]$$

Determinar:

a) La conversión de **A** y la cantidad de **R** (kmol) obtenidas al cabo de 2 y de 4 horas de reacción.

b) El tiempo necesario (h) para alcanzar una conversión de **A** del 50%.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (discontinuo)

Se desea obtener una producción de 50 Tm/día de acetato de etilo (**P**, 88 kg/kmol) a partir de ácido acético (**B**, 60 kg/kmol) y alcohol etílico (**A**, 46 kg/kmol), de acuerdo con la siguiente reacción:

$$C_2H_5OH + CH_3COOH \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} CH_3COOC_2H_5 + H_2O$$

La cinética de la reacción en fase líquida llevada a cabo a 100 ºC en condiciones isotermas está dada por la siguiente ecuación:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = k_1\left(C_A C_B - \frac{C_P C_Q}{K}\right)$$

donde:

$$k_1 = 7{,}93 \cdot 10^{-6}\left[\frac{m^3}{kmol \cdot s}\right]$$

$$K = 2{,}93$$

La reacción se lleva a cabo en un reactor discontinuo, en el que se puede considerar mezcla perfecta. La carga del reactor es una disolución acuosa que contiene un 23% en peso de ácido acético y un 46% en peso de alcohol. Se desea una conversión de ácido del 35%, pudiéndose suponer la densidad constante e igual a 1.020 kg/m^3.

La planta debe operar día y noche y el tiempo muerto es de 1 h, independiente del tamaño del reactor. Se desea determinar el volumen del reactor necesario.

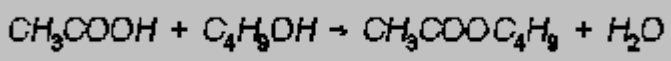
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

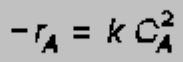
Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (discontinuo)

Se ha estudiado la formación del acetato de butilo en un reactor discontinuo que opera a 100 ºC, con ácido sulfúrico como catalizador:



La alimentación contiene 4,97 moles de butanol por mol de ácido acético y una concentración de sulfúrico de 0,032 % en peso. Cuando se utiliza un exceso de butanol, la ecuación de velocidad se puede expresar por:



siendo **A** el ácido acético y la constante cinética k = 17,4 ml/(mol·min).

Calcular:

a) El tiempo requerido para obtener una conversión del 50%.

b) El volumen del reactor y la masa inicial que debe ser cargada para producir 100 kg/h del éster.

Datos:

La densidad se puede considerar constante e igual a 0,75 g/cm^3.

El tiempo de carga y descarga del reactor se supone despreciable.

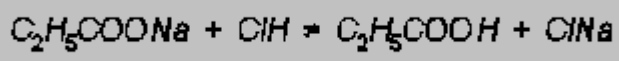
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (discontinuo)

Uno de los pasos en la producción del ácido propiónico es la acidificación de la disolución acuosa de su sal sódica de acuerdo con la siguiente reacción:



La velocidad de reacción puede representarse por una ecuación de segundo orden reversible. Los datos de laboratorio sobre la velocidad de reacción se obtienen tomando muestras de 10 ml de la disolución de reacción a diferentes tiempos y neutralizando el ClH que no reacciona con una disolución de NaOH 0,515 M. La cantidad original de ácido está determinada por medio de una muestra que se toma a tiempo cero. La temperatura es de 50 ºC y la relación molar de los reactivos es la unidad.

Los datos obtenidos de laboratorio son los siguientes:

t [min]	V_{NaOH} [ml]
0	52,5
10	32,5
20	23,5
30	18,9
50	14,4
¥	10,5

Se desea determinar el volumen de un reactor discontinuo para obtener ácido propiónico a razón de 500 kg/h. El reactor está bien agitado (mezcla perfecta) y el tiempo muerto de carga, calentamiento, enfriamiento y descarga, se estima en 30 minutos. La conversión final deberá ser del 75% de propionato sódico. La carga inicial del reactor contendrá 307,2 kg de propionato sódico (96 kg/kmol) y 116,8 kg de ácido clorhídrico (36,5 kg/kmol) por cada m^3. Supóngase que la densidad de la mezcla es constante e igual a 1,118 g/cm^3.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5
Página 6
Página 7

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (tipo tanque agitado)

En un reactor de mezcla completa, de volumen 1 litro, entra como alimentación 1 l/min de un líquido que contiene los reactantes **A** y **B** (C_{A0} = 0,10 mol/l; C_{B0} = 0,01 mol/l). Las sustancias reaccionan de una manera compleja para la que se desconoce la estequiometría. La corriente de salida del reactor contiene los componente **A**, **B** y **C** (C_{Af} = 0,02 mol/l; C_{Bf} = 0,03 mol/l; C_{Cf} = 0,04 mol/l).

Calcúlense las velocidades de reacción de **A**, **B** y **C** para las condiciones existentes en el reactor.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (tipo tanque agitado)

La reacción:

$$A + 2B \rightarrow R$$

se lleva a cabo en un reactor continuo, bien mezclado, que opera en régimen estacionario. La alimentación al reactor es una disolución acuosa que contiene los reactivos **A** y **B** en concentraciones de 0,1 kmol/m^3 de **A** y 0,3 kmol/m^3 de **B**. En las condiciones de operación, la velocidad de reacción viene dada por:

$$r_R = 0{,}2\, C_A \left[\frac{kmol\ R}{m^3 \cdot h}\right]$$

Determinar:

a) Cuál es el reactivo limitante, cuál es el reactivo en exceso y el porcentaje en moles de exceso.

b) El volumen del reactor necesario (m^3).

c) El caudal volumétrico de la alimentación al reactor (m^3/h).

d) El caudal molar de **A** y **B** en la corriente de salida del reactor.

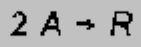
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (tipo tanque agitado)

En un reactor de mezcla completa de 0,1 litro entra con caudal constante una alimentación constituida por el reactante gaseoso puro **A** (C_{A0} = 100 mmol/l) y allí se dimeriza:



Calcúlese la ecuación cinética de esta reacción a partir de los siguientes datos obtenidos experimentalmente para distintos caudales de la alimentación:

Q [l/h]	30,0	9,0	3,6	1,5
C_A [mmol/l]	85,7	66,7	50,0	33,3

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (tipo tanque agitado)

La reacción elemental en fase líquida:

$$A + B \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} R + S$$

donde:

$$k_1 = 7 \left[\frac{l}{mol \cdot min}\right]$$

$$k_2 = 3 \left[\frac{l}{mol \cdot min}\right]$$

tiene lugar en un reactor continuo tipo tanque agitado de 120 litros. A la entrada del reactor se mezclan dos corrientes de alimentación de igual caudal, una con una concentración de 2,8 mol/l de **A** y la otra con 1,6 mol/l de **B**.

Calcular el caudal de alimentación necesario para obtener una conversión del 75% del reactivo limitante.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (tipo tanque agitado)

Holmes: Dice Ud. que la última vez que le han visto estaba vigilando esta tinaja ...

Sir Boss: Querrá Ud. decir "reactor de mezcla completa con rebosadero", Mr. Holmes.

Holmes: Debe disculparme mi ignorancia con respecto a la particular jerga técnica, Sir Boss.

Sir Boss: De acuerdo, pero Ud. debe encontrar a Embebido, Mr. Holmes. Se comportaba de modo extraño, siempre estaba mirando fijamente hacia el interior del reactor, respirando profundamente y relamiéndose los labios. Era nuestro mejor operario; desde que falta, la conversión de googliox ha descendido del 80% al 75%.

Holmes (golpeando perezosamente la tinaja): A propósito, ¿qué ocurre dentro de la tinaja?

Sir Boss: Una reacción elemental de segundo orden entre el etanol y el googliox, si Ud. entiende lo que quiero decir. Por supuesto, se mantiene un gran exceso de alcohol, en la proporción de 100 a 1 y ...

Holmes (interrumpiéndole): Hemos investigado su posible paradero en la ciudad y no encontramos ninguna pista.

Sir Boss (limpiándose las lágrimas): Si regresara Embebido le aumentaríamos el sueldo unos dos peniques por semana.

Dr. Watson: Discúlpeme, ¿puedo hacer una pregunta?

Holmes: ¿Qué pregunta, Watson?

Dr. Watson: ¿Qué capacidad tiene la tinaja, Sir Boss?

Sir Boss: Cuatrocientos cincuenta litros y siempre la mantenemos llena hasta el borde; por esto le llamamos reactor de rebosadero. Estamos trabajando siempre a plena carga, que resulta, como Ud. sabe, lo más provechoso.

Holmes: Bien, mi querido Watson, hemos de admitir que estamos en un atolladero, no disponemos de pistas aprovechables.

Dr. Watson: ¡Ah! Pero ahí es donde está Ud. equivocado, Holmes (volviéndose hacia el gerente). Embebido era muy corpulento, pesaba unos 115 kg, ¿verdad?

Sir Boss: Claro que sí, ¿cómo lo supo?

Holmes (con sorpresa): Asombroso, mi querido Watson.

Dr. Watson (modestamente): Elemental, Holmes. Tenemos todas las pruebas para deducir lo que ocurrió al alegre muchacho, pero antes de nada, ¿podría traerme sales aromáticas?

Con Sherlock Holmes y Sir Boss esperando impacientemente, el Dr. Watson se apoyó en la tinaja, llenó lenta y cuidadosamente su pipa y con perfecto sentido de lo dramático, la encendió. Aquí finaliza nuestra historia.

a) ¿Qué iba a manifestar, de un momento a otro, el Dr. Watson?

b) ¿Por qué no lo hizo?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (tubular)

La reacción en fase gaseosa a 600 K:

$$C_2H_4 + Br_2 \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} C_2H_4Br_2$$

en la que:

$$k_1 = 8.000 \left[\frac{m^3}{kmol \cdot h}\right]$$

$$k_2 = 0{,}032 \left[h^{-1}\right]$$

se lleva a cabo en un reactor tubular continuo, al que se alimentan 20.000 m^3/h de gas, conteniendo 60% de Br_2, 30% de C_2H_4 y 10% de inertes (en volumen), a 600 K y 1,5 atm. Calcular, despreciando el posible cambio de volumen:

a) La máxima conversión posible.

b) El volumen de un reactor necesario para obtener el 60% de esa conversión máxima.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (tubular)

El gas que sale de una planta de oxidación de amoníaco contiene, una vez eliminados los productos condensables, 9% de NO, 1% de NO_2, 8% de O_2 y el resto de N_2. Antes de entrar en las torres de absorción para producir ácido nítrico se deja oxidar el gas hasta que la proporción NO_2/NO sea de 5/1. Esta operación se realiza en un reactor, que puede considerarse de flujo en pistón, refrigerado para que la temperatura del gas permanezca constante e igual a 20 ºC. La presión del gas en el reactor es de 1 atm, y el caudal a la entrada es de 10.000 m^3/h, medidos en las condiciones de operación. La reacción que tiene lugar es:

$$2\,NO + O_2 \rightarrow 2\,NO_2$$

homogénea, prácticamente irreversible y cuya ecuación de velocidad es, a 20 ºC:

$$-r_{NO} = k\,[NO]^2\,[O_2]$$

$$k = 1{,}4 \cdot 10^4 \left[\frac{l^2}{mol^2 \cdot s}\right]$$

Calcular el volumen de reactor necesario, si se puede considerar despreciable el cambio de volumen producido por la reacción.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (tubular)

Se ha encontrado que la velocidad de la reacción:

$$A \rightarrow 3\,R$$

en fase gaseosa homogénea, a 215 ºC, es:

$$-r_A = 0{,}01\,C_A^{1/2}$$

Calcúlese el tiempo espacial necesario para alcanzar una conversión del 80% a partir de una alimentación que tiene el 50% en moles de **A** y el resto inertes, en un reactor de flujo en pistón que opera a 215 ºC y 5 atm.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (tubular)

La descomposición de la fosfamina en fase gaseosa homogénea transcurre a 650 ºC según la reacción:

$$4\ PH_3\ (g) \rightarrow P_4\ (g) + 6\ H_2$$

con ecuación cinética de primer orden:

$$-r_{PH_3} = 10\ [h^{-1}]\ C_{PH_3}$$

Calcúlese el tamaño del reactor de flujo en pistón, si las condiciones de operación son 650 ºC y 4,6 atm; la conversión ha de ser del 80% y la alimentación es de 1.800 mol/h de fosfamina pura.

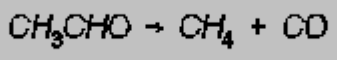
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (tubular)

El acetaldehído se descompone en un reactor ideal de flujo en pistón a 400 ºC y 1 atm de presión de acuerdo con la siguiente reacción:



Dicha descomposición corresponde a una cinética de segundo orden [k = 0,30 l/(mol·s)]. Para las condiciones de operación indicadas, determinar el volumen de reactor necesario para alcanzar una conversión del 40% cuando se emplea un caudal molar de alimentación de 1.200 mol/h de acetaldehído.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (continuos)

Se desea calcular el volumen de un reactor continuo donde se ha de verificar una reacción en fase líquida irreversible de primer orden, deseándose una conversión del 90%. Se alimentan 100 l/h y la constante cinética de la reacción es $k = 1\ h^{-1}$. ¿Cuál de los dos tipos de reactores continuos es más rentable?

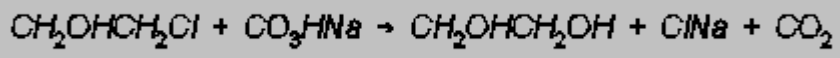
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (continuos)

La reacción en fase acuosa para obtener etilenglicol a partir de etilenclorhidrina:



es elemental e irreversible con una constante de velocidad de reacción de 5,2 l/(mol·h) a 82 ºC. Con esta información se desea construir una planta piloto para producir 50 kg/hr de etilenglicol mediante operación continua e isoterma a 82 ºC, y con una conversión del 95% de la etilenclorhidrina. La densidad de la mezcla reaccionante puede considerarse constante e igual a 1,02 gr/cm^3.

La alimentación estará formada por dos corrientes que se mezclan íntimamente con los caudales adecuados a la entrada del reactor: una disolución acuosa al 30% en peso de etilenclorhidrina y una disolución acuosa del 15% en peso de bicarbonato sódico. Calcular el volumen de reactor necesario en los siguientes casos y comentar sus valores relativos:

a) Reactor tubular, flujo de pistón. Relación molar de la alimentación : 1,0.

b) Reactor tubular, flujo de pistón. Relación molar de la alimentación : 1,5.

c) Reactor tipo tanque, mezcla perfecta. Relación molar de la alimentación : 1,0.

d) Reactor tipo tanque, mezcla perfecta. Relación molar de la alimentación : 1,5.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (continuos)

Calcular la relación entre los volúmenes de reactor mezcla perfecta y de reactor tubular de flujo en pistón que alcanza una conversión del 90% de la reacción irreversible en fase líquida:

$$A \rightarrow B$$

que sigue la ecuación cinética:

$$-r_A = 500\ [l \cdot mol^{-1} \cdot min^{-1}]\ C_A^2$$

si el caudal de alimento es de 0,05 l/min y la concentración de **A** en él es 0,01 mol/l.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (continuos)

La reacción en fase gaseosa:

$$A + B \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} R + S$$

es elemental y se verifica en un reactor continuo a 600 K y 1,5 atm, siendo el valor de las constantes cinéticas:

$$k_1 = 500 \left[\frac{l}{mol \cdot h}\right]$$

$$k_2 = 0{,}032 \left[\frac{l}{mol \cdot h}\right]$$

Si se alimenta al reactor una corriente gaseosa de 600 m^3/h en las condiciones indicadas, con una composición de 66,6% en moles de **B** y 33,3% en moles de **A**, calcular, despreciando el posible cambio de volumen:

a) La conversión de equilibrio.

b) El volumen de un reactor tubular de flujo en pistón para obtener una conversión del 60%.

c) El volumen de un reactor continuo tipo tanque agitado de mezcla perfecta para obtener también una conversión del 60%.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (continuos)

En un reactor continuo de mezcla perfecta se efectúa la reacción en fase líquida homogénea:

$$A \rightarrow B \qquad -r_A = k C_A^2$$

y tiene lugar una conversión del 50%.

a) Calcúlese la conversión si el reactor se sustituye por otro seis veces mayor, sin modificar las demás condiciones.

b) Calcúlese la conversión si se sustituye el reactor primitivo de mezcla perfecta por un reactor de flujo en pistón de igual tamaño, sin modificar las demás condiciones.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (continuos)

La reacción:

$$A + B \rightarrow R$$

es de primer orden respecto a cada uno de los reaccionantes y se desarrolla en fase líquida en un reactor de flujo pistón de 30 l de volumen. El alimento se introduce con una relación molar $C_{B0}/C_{A0} = 1,5$ y se alcanza una conversión de **A** del 80%.

Se desea sustituir el sistema actual por otro constituido por un reactor continuo de mezcla perfecta de 140 l, de capacidad. ¿Qué relación de C_{B0}/C_{A0} proporciona la misma conversión de **A** si las condiciones de alimentación, caudal y concentración se mantienen constantes?

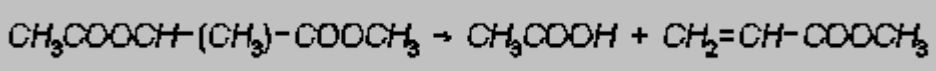
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

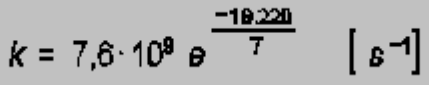
Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (continuos)

Ratchford y Fisher han estudiado la pirólisis del metil acetoxipropionato a temperaturas próximas a 500 ºC y varias presiones:



Por debajo de 565 ºC la reacción de pirólisis es esencialmente de primer orden con una constante de velocidad dada por:



donde T se expresa en kelvin.

a) Se desea diseñar un reactor tubular a escala planta piloto que opere isotérmicamente a 500 ºC. ¿Qué longitud de tubo de 6" se requiere para convertir el 90% de la alimentación a metil acrilato? La alimentación entra a 5 atm y una velocidad de flujo de 226,8 kg/h. Puede suponerse comportamiento de gas ideal. Un tubo de 6" tiene un área de $3{,}6 \cdot 10^{-3}$ m^2 disponible para el flujo. Supóngase despreciable la pérdida de carga en el reactor.

b) Determinar el volumen de un reactor mezcla perfecta para realizar la misma reacción en las mismas condiciones.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (continuos)

Se desea tener una producción de 5.000 kg/día de un producto **B** por isomerización de **A**, según la reacción:

$$A \rightarrow B$$

cuya ecuación cinética viene dada por:

$$r_B = -r_A = 0{,}1\ [\text{min}^{-1}]\ C_A$$

El reactor se carga con **A** puro (r = 1.020 kg/m^3) y la reacción se verifica en fase líquida, a temperatura constante, con una conversión final del 95%, permaneciendo constante la densidad según el valor indicado. Determinar:

a) El volumen necesario de un reactor discontinuo, mezcla completa, isotermo, que opera día y noche, con tiempo muerto de carga, descarga y limpieza estimado en 1 h.

b) El volumen de reactor necesario si la operación se lleva a cabo en un reactor continuo, mezcla completa, isotermo, en régimen estacionario, para obtener la misma producción y la misma conversión.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (continuos)

Un producto **C** se obtiene a partir de la reacción irreversible en fase líquida:

$$A + B \rightarrow C$$

Partiendo de mezclas equimoleculares de **A** y **B** se obtienen los siguientes datos cinéticos en un reactor discontinuo:

C_A [mol/l]	1,50	0,75	0,50	0,25
$(-r_A)$ [mol/(l·s)]	$2{,}25.10^{-3}$	$5{,}61.10^{-4}$	$2{,}50.10^{-4}$	$6{,}25.10^{-5}$

Para alcanzar una producción de 40 Tm/día del producto **C** (70 kg/kmol) con una conversión del 95%, disponiendo de una alimentación equimolecular de concentración, 1,7 mol/l, determinar:

a) El volumen necesario de un reactor por cargas, si el tiempo de carga, descarga y limpieza es de 0,5 h.

b) El volumen si se utiliza un reactor tubular flujo de pistón.

c) El volumen si se utiliza un reactor continuo mezcla perfecta.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, reactores individuales (continuos)

La reacción en fase gaseosa:

$$A \rightarrow 3\,B$$

se verifica isotérmicamente, presentándose en la siguiente tabla la conversión como función de la velocidad de reacción a una temperatura de 149 ºC y 10 atm. La carga inicial fue una mezcla equimolecular de A e inerte.

$(-r_A)$ [mol/(l·s)·10^3]	5,3	5,2	5	4,5	4	3,3	2,5	1,8	1,25	1
x_A	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,85

a) ¿Cómo se deberán representar estos datos con el fin de usarlos más convenientemente para obtener el volumen de reactor necesario para lograr una determinada conversión, tanto para reactor continuo tipo tanque mezcla perfecta como para un reactor tubular flujo pistón?

b) ¿Se necesitaría información adicional para determinar el tiempo requerido para alcanzar una conversión del 70% en un reactor discontinuo mezcla perfecta?

c) Si el caudal volumétrico total a la entrada es de 2.070 l/h, ¿qué volumen de reactor mezcla perfecta y flujo pistón sería necesario para alcanzar una conversión del 80%?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, asociación de reactores

Se investiga la cinética de la descomposición de **A** en fase acuosa en dos reactores continuos, mezcla perfecta, conectados en serie, el segundo de los cuáles tiene doble volumen que el primero. En el estado estacionario, cuando la concentración de la alimentación es de 1 mol/l de **A** y el tiempo medio de residencia es de 96 s en el primer reactor, la concentración en éste es de 0,5 mol/l de **A** y en el segundo de 0,25 mol/l de **A**.

Determinar la ecuación cinética de la descomposición, suponiendo condiciones isotermas en todo momento.

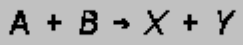
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, asociación de reactores

Una reacción:



tiene lugar en disolución y es de segundo orden. Las concentraciones de **A** y **B** son iguales y la variación de volumen puede despreciarse. El grado de conversión requerido es del 99%, consiguiéndose discontinuamente en 10 minutos.

Calcular el tiempo necesario de paso en un reactor continuo tipo tanque con agitación utilizando:

a) Un solo tanque.

b) Dos tanques en serie de igual volumen.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, asociación de reactores

Una disolución acuosa diluida de anhidrido acético se desea hidrolizar de forma continua a 25 ºC, según la cinética:

$$-r_A \left[\frac{mol}{cm^3 \cdot min}\right] = 0{,}158\, C_A$$

La alimentación es de 500 cm^3/min con una concentración de anhidrido acético de $1{,}5 \cdot 10^{-4}$ mol/cm^3. Se dispone de dos reactores de 2,5 l de capacidad cada uno y de un tercer reactor de 5 l, todos ellos con perfecta agitación.

a) ¿Cómo se obtendrá mayor conversión, usando el reactor de 5 l en funcionamiento continuo, o usando los dos reactores de 2,5 l en serie?

b) ¿Se obtendría una conversión mayor si se colocasen en paralelo los dos reactores de 2,5 l, alimentando en cada uno 250 cm^3/min?

c) Compárense las conversiones calculadas en a) y b) con la que se obtendría en un reactor tubular de flujo en pistón de 5 l de capacidad.

d) ¿Aumentaría la conversión si después de un reactor continuo de mezcla perfecta de 2,5 l se colocara en serie otro reactor tubular de flujo en pistón de 2,5 l de capacidad?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, asociación de reactores

Se desea realizar la hidrólisis del anhidrido acético en un sistema de tres reactores de mezcla perfecta en serie. El primer reactor tiene un volumen de 1 l, el segundo, de 2 l y el tercero, de 1,5 l. El primer reactor se alimenta a razón de 400 cm^3/min, operando todo el sistema a 25 ºC. La reacción de hidrólisis es de primer orden irreversible, siendo la constante cinética a la temperatura del sistema de 0,158 min^{-1}. Determinar la conversión de salida en el tercer reactor.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, asociación de reactores

Un reactivo **A** se descompone en fase acuosa en un sistema de tres reactores de mezcla completa asociados en serie, donde el primer tanque de 60 litros resulta ser de doble volumen que el segundo y seis veces mayor que el tercero. Se ha determinado que la constante cinética es de 0,274 min^{-1}.

Determinar las concentración a la salida de cada reactor cuando se alimenta al sistema 1.000 l/h de una disolución acuosa de **A** con una concentración inicial de **A** igual a 2 mol/l.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, asociación de reactores

En un reactor de flujo en pistón se ha efectuado una reacción elemental de dimerización en fase líquida:

empleando, para ello, una disolución inicial de **A** de concentración 1 mol/l. En las condiciones de operación, la conversión alcanzada resultó ser del 90%.

Determinar el aumento de producción si se coloca en serie, con el reactor existente, un reactor de mezcla completa dos veces mayor que el de flujo pistón e indicar el orden de colocación más adecuado, teniendo en cuenta que la conversión final es la misma, es decir, el 90%.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones simples, asociación de reactores

Se está efectuando la reacción elemental en fase líquida:

$$A + B \rightarrow 2R + S$$

en un reactor de flujo de pistón empleando cantidades equimolares de **A** y **B**. La conversión es del 96%, con $C_{A0} = C_{B0} = 1$ mol/l.

Para la misma conversión final (96%):

a) Indíquese en cuánto aumentaría la producción si se añadiera un reactor de mezcla perfecta de un volumen diez veces el de flujo de pistón en serie con la unidad existente, y cuál debe ser el primero de la serle.

b) Indíquese si influye la concentración de la alimentación, y en caso afirmativo en el modo en que lo hace.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reactores en serie

La velocidad de una reacción química varía con la concentración del reactivo **A** de la forma que se indica en la siguiente tabla:

C_A [mol/l]	0,02	0,04	0,08	0,12	0,16	0,2	0,26
$-r_A$ [mol/(l·h)]	0,01	0,015	0,03	0,038	0,043	0,045	0,048

Se desea desarrollarla en un sistema formado por tres reactores continuos de mezcla perfecta dispuestos en serie. El caudal de alimentación es de 0,4 m^3/h y la concentración de **A** en el mismo es 0,25 mol/l.

Calcular:

a) La concentración de salida que proporcionan tres tanques de 1 m^3 de capacidad.

b) La concentración de salida que proporcionan tres tanques de 0,5, 1 y 1,5 m^3 de capacidad, dispuestos en este orden.

c) La concentración de salida que proporcionan tres tanques dispuestos en orden inverso al anterior, es decir de 1,5, 1 y 0,5 m^3 de capacidad.

d) El volumen del tercer tanque, si los dos primeros tienen una capacidad de 1 m^3 y se desea una concentración de salida de 0,01 mol/l.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4
Página 5

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones múltiples (paralelo)

El reactivo **A** se isomeriza o dimeriza en fase líquida del modo siguiente:

$$A \rightarrow R \text{ (deseado)} \qquad r_R = k_1 C_A$$

$$2\,A \rightarrow S \text{ (no deseado)} \qquad r_S = k_2 C_A^2$$

a) Con una carga de alimentación de concentración C_{A0}, determínese la concentración máxima de **R** que puede formarse en un reactor discontinuo.

b) Una cantidad de **A** de concentración inicial C_{A0} = 1 mol/l se introduce en el reactor discontinuo y reacciona de modo completo. Si C_S = 0,18 mol/l en la mezcla resultante, ¿qué indica esto sobre la cinética de la reacción?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones múltiples (paralelo)

Se dispone de una mezcla de composición 90% en moles de **A** (45 mol/l) y 10% en moles de impureza **B** (5 mol/l), a partir de la cual se ha de preparar otra mezcla en la que la relación molar de **A** a **B** ha de ser de 100 a 1 ó mayor. Para ello se añade el componente **D** que reacciona con **A** y **B** del modo siguiente:

$$A + D \rightarrow R \qquad -r_A = 21 C_A C_D$$

$$B + D \rightarrow S \qquad -r_B = 147 C_B C_D$$

Suponiendo que las reacciones transcurren hasta la conversión completa, calcúlese la cantidad de **D** que ha de añadirse a una cantidad dada de mezcla inicial para obtener la mezcla deseada.

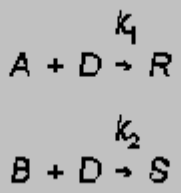
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones múltiples (paralelo)

Cantidades equimolares de **A**, **B** y **D** se cargan en un reactor, donde se combinan de acuerdo con las reacciones elementales:



con $\mathbf{k_2/k_1 = 0{,}2}$.

a) Calcúlese la fracción de **R** en el producto formado si se consume el 50% del componente **A** de la alimentación.

b) Calcúlese la fracción de **R** en el producto formado si se consume el 50% del componente **D** de la alimentación.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3
Página 4

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones múltiples (paralelo)

Un reactivo líquido **A** se descompone de la siguiente forma:

$$A \rightarrow R \qquad r_R = k_1 C_A^2 \qquad k_1 = 0{,}4 \ \frac{m^3}{mol \cdot min}$$

$$A \rightarrow S \qquad r_S = k_2 C_A \qquad k_2 = 2 \ min^{-1}$$

Se carga un reactor discontinuo con una disolución de **A** (C_{A0} = 40 mol/m^3) que se descompone y produce una mezcla de **A**, **R** y **S**. Encontrar $\mathbf{C_R}$ y $\mathbf{C_S}$ para una conversión del 90% del reactivo **A**.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones múltiples (paralelo)

En un ambiente reactivo, el producto químico **A** se descompone como sigue:

$$A \rightarrow R \qquad r_R = C_A \qquad \frac{mol}{l \cdot s}$$

$$A \rightarrow S \qquad r_S = 1 \qquad \frac{mol}{l \cdot s}$$

Para una carga de C_{A0} = 4 mol/l en un reactor discontinuo, ¿cuál será la producción máxima de **R**?

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones múltiples (paralelo)

Considérese la descomposición en paralelo de **A** con diferentes órdenes:

$$A \rightarrow R \qquad r_R = 1$$

$$A \rightarrow S \qquad r_S = 2C_A$$

$$A \rightarrow T \qquad r_T = C_A^2$$

Determinar la máxima concentración de producto deseado **R** en un reactor discontinuo cuando C_{A0} = 2 mol/l.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones múltiples (paralelo)

A las reacciones competitivas en fase líquida:

$$A + B \xrightarrow{k_1} R \qquad \text{(reacción deseada)}$$

$$A + B \xrightarrow{k_2} S \qquad \text{(reacción lateral no deseada)}$$

le corresponden las ecuaciones cinéticas:

$$r_R = 1{,}0\, C_A\, C_B^{0{,}3} \left[\frac{mol}{l \cdot \min}\right]$$

$$r_S = 1{,}0\, C_A^{0{,}5} C_B^{1{,}8} \left[\frac{mol}{l \cdot \min}\right]$$

Calcúlese la fracción de impurezas en la corriente de producto para una conversión del 90%, cuando la carga inicial se obtiene mezclando cantidades iguales de **A** y **B** puros con una concentración de 20 mol/l cada una:

a) Para un reactor tubular.

b) Para un reactor tipo tanque agitado.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2
Página 3

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones múltiples (paralelo)

La descomposición de **A** en paralelo transcurre de la siguiente forma:

$$A \rightarrow R \qquad r_R = 1$$

$$A \rightarrow S \qquad r_S = 2C_A$$

$$A \rightarrow T \qquad r_T = C_A^2$$

Calcúlese, considerando C_{A0} = 1 mol/l, el valor que alcanzaría la concentración de producto **R** en condiciones isotérmicas, cuando la conversión es del 50%:

a) En un reactor tipo tanque agitado.

b) En un reactor tubular.

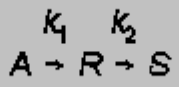
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones múltiples (serie)

En condiciones adecuadas **A** se descompone del modo siguiente, con C_{A0} = 1 mol/l, $C_{R0} = C_{S0} = 0$:



con k_1 = 0,1 min^{-1} y k_2 = 0,1 min^{-1}.

Calcúlese el momento en que **R** alcanza la concentración máxima y el valor de esta concentración.

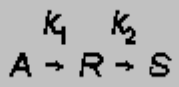
RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

INGENIERÍA QUÍMICA	
Tema	Sistemas de reacción homogéneos
Materia	Reacciones múltiples (serie)

La sustancia **A** reacciona en fase líquida de acuerdo con el esquema:



siendo ambas reacciones irreversibles de primer orden, con $k_1 = 0{,}05\ min^{-1}$ y $k_2 = 0{,}01\ min^{-1}$ en las condiciones de operación.

Se carga un reactor con una disolución de 1,5 mol/l de **A**, en ausencia de **R** y de **S**. Calcular el valor máximo de la concentración de **R** en el reactor y el tiempo al que se obtiene.

RESULTADO

SOLUCIÓN (acceso restringido):
Página 1
Página 2

Volver al Índice

Volver al enunciado del problema

$t = 23,03 \text{ min}$

Volver al enunciado del problema

Ecuación de diseño del reactor discontinuo:

$$t = C_{A0} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Ecuación cinética:

$$-r_A = k C_A = k C_{A0}(1 - X_A)$$

Sustituyendo:

$$t = \frac{C_{A0}}{k C_{A0}} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{1 - X_A} = -\frac{1}{k} \left[\ln (1 - X_A) \right]_0^{X_{Af}}$$

En las condiciones establecidas:

$$t = -\frac{1}{0,1} \ln (1 - 0,9) = 23,03 \text{ min}$$

Volver al enunciado del problema

$t_{exceso} = 4{,}77\ min$

Volver al enunciado del problema

Ecuación de diseño del reactor discontinuo:

$$t = C_{A0} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(-r_A)}$$

Ecuación cinética:

$$-r_A = k C_A = k C_{A0} (1 - x_A)$$

Sustituyendo:

$$t = \frac{C_{A0}}{k C_{A0}} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{1 - x_A} = -\frac{1}{k} \left[\ln (1 - x_A) \right]_0^{x_{Af}}$$

Para $\begin{cases} t_1 = 4 \text{ min} \\ x_{Af} = 0{,}65 \end{cases}$

por lo tanto:

$$4 = -\frac{1}{k} \ln (1 - 0{,}65)$$

de donde:

$$k = \frac{1{,}050}{4} = 0{,}262 \text{ min}^{-1}$$

Para una conversión de $x_{Af} = 0{,}90$:

$$t_2 = -\frac{1}{0{,}262} \ln (1 - 0{,}90) = 8{,}77 \text{ min}$$

Por tanto, el tiempo en exceso será:

$$t_{exceso} = t_2 - t_1 = 8{,}77 - 4 = 4{,}77 \text{ min}$$

Volver al enunciado del problema

a.) El tiempo NO será el doble

b.) $k = \frac{0,693}{t_{1/2}}$

Volver al enunciado del problema

Ecuación de diseño del reactor discontinuo:

$$t = -\int_{C_{A0}}^{C_{Af}} \frac{dC_A}{(-r_A)}$$

Ecuación cinética:

$$-r_A = k C_A$$

Sustituyendo:

$$t = -\frac{1}{k}\int_{C_{A0}}^{C_{Af}} \frac{dC_A}{C_A} = -\frac{1}{k}\left[\ln C_A\right]_{C_{A0}}^{C_{Af}}$$

a.) En el primer caso:

$$t_1 = \frac{1}{k} \ln \frac{C_{A0}}{C_A} \qquad \text{o bien:} \quad \frac{C_{A0}}{C_A} = e^{t_1 k}$$

En el segundo caso:

$$t_2 = \frac{1}{k} \ln \frac{2C_{A0}}{C_A} \qquad \text{o bien:} \quad \frac{2C_{A0}}{C_A} = e^{t_2 k}$$

Relacionando ambas ecuaciones:

$$\frac{1}{2} = e^{k(t_1 - t_2)}$$

o bien:

$$t_1 - t_2 = \frac{\ln 0{,}5}{k}$$

Por tanto, el tiempo necesario para el segundo caso NO será doble que para el primero.

Volver al enunciado del problema

b.) Para que $t_2 = 2t_1$:

$$t_1 - 2t_1 = \frac{\ln 0,5}{k}$$

de donde:

$$t_1 = -\frac{\ln 0,5}{k}$$

o, lo que es lo mismo:

$$k = \frac{0,693}{t_1}$$

Volver al enunciado del problema

$t = 2{,}20\ h$

Volver al enunciado del problema

El reactivo limitante es la benzoquinona (B), por lo que se expresarán las ecuaciones en función de él.

Ecuación de diseño del reactor discontinuo:

$$t = C_{B0} \int_0^{X_{Bf}} \frac{dX_B}{(-r_B)}$$

Ecuación cinética:

$$-r = k C_A C_B$$

$$\left.\begin{aligned} C_B &= C_{B0}(1-X_B) \\ C_A &= C_{A0} - C_{B0} X_B \end{aligned}\right\} -r_B = k C_{B0}(1-X_B)[C_{A0} - C_{B0} X_B]$$

Definiendo la relación molar:

$$m = \frac{C_{A0}}{C_{B0}}$$

se tendrá:

$$-r_B = k C_{B0}^2 (1-X_B)(m - X_B)$$

Sustituyendo en la ecuación de diseño:

$$t = \frac{C_{B0}}{k C_{B0}^2} \int_0^{X_{Bf}} \frac{dX_B}{(1-X_B)(m-X_B)}$$

Resolviendo la integral por fracciones simples:

$$\frac{1}{(1-X_B)(m-X_B)} = \frac{A}{1-X_B} + \frac{B}{m-X_B} = \frac{A(m-X_B) + B(1-X_B)}{(1-X_B)(m-X_B)} =$$

$$= \frac{X_A(-A-B) + (Am+B)}{(1-X_B)(m-X_B)}$$

Por tanto:

$$\left.\begin{aligned} -A-B &= 0 \\ Am+B &= 1 \end{aligned}\right\} \text{ de donde: } \quad A = \frac{1}{m-1}, \quad B = -\frac{1}{m-1}$$

Volver al enunciado del problema

Así pues:

$$t = \frac{1}{k C_{B0}} \left[\frac{1}{m-1} \int_0^{x_{Bf}} \frac{dx_B}{1-x_B} - \frac{1}{m-1} \int_0^{x_{Bf}} \frac{dx_B}{m-x_B} \right] =$$

$$= \frac{1}{k C_{B0}} \frac{1}{m-1} \left[-\ln(1-x_{Bf}) + \ln(m-x_{Bf}) - \ln m \right] =$$

$$= \frac{1}{k C_{B0}} \frac{1}{m-1} \ln \frac{m-x_{Bf}}{m(1-x_{Bf})}$$

Como en las condiciones establecidas:

$$m = \frac{C_{A0}}{C_{B0}} = 1{,}25$$

se tendrá:

$$t = \frac{1}{(9{,}97 \cdot 10^{-3})(0{,}08)} \frac{1}{1{,}25-1} \ln \frac{1{,}25-0{,}95}{1{,}25(1-0{,}95)} =$$

$$= 7.906\,5 = 2{,}20\ \text{h}$$

Volver al enunciado del problema

a.) $t = 2\,h$ $\quad$ $t = 4\,h$

$X_A = 0{,}330$ $\quad$ $X_A = 0{,}551$

$C_R = 0{,}033 \frac{kmol}{m^3}$ $\quad$ $C_R = 0{,}0551 \frac{kmol}{m^3}$

$R = 0{,}033\ kmol$ $\quad$ $R = 0{,}0551\ kmol$

b.) $t = 3{,}46\,h$

Volver al enunciado del problema

Ecuación cinética:

$$-r_A = r_R = k C_A$$

En forma de conversión:

$$-r_A = k C_{A0}(1 - X_A)$$

Ecuación de diseño del reactor discontinuo:

$$t = C_{A0} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo:

$$t = \frac{C_{A0}}{k C_{A0}} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{1 - X_A} = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - X_{Af}}$$

a.) Despejando la conversión de la ecuación anterior:

$$X_{Af} = 1 - e^{-kt}$$

Para $t = 2$ h:

$$X_{Af} = 1 - e^{-(0,2)(2)} = 0,330$$

$$C_R = C_{A0} X_{Af} = (0,1)(0,330) = 0,033 \text{ kmol/m}^3$$

$$[R] = C_R \cdot V = (0,033)(1) = 0,033 \text{ kmol}$$

Para $t = 4$ h:

$$X_{Af} = 1 - e^{-(0,2)(4)} = 0,551$$

$$C_R = C_{A0} X_{Af} = (0,1)(0,551) = 0,0551 \text{ kmol/m}^3$$

$$[R] = C_R \cdot V = (0,0551)(1) = 0,0551 \text{ kmol}$$

b.) Para una conversión $X_{Af} = 0,5$:

$$t = \frac{1}{0,2} \ln \frac{1}{1 - 0,5} = 3,46 \text{ h}$$

Volver al enunciado del problema

$V = 39{,}80\ m^3$

Volver al enunciado del problema

Composición de la mezcla inicial:

$$C_{A0} = \frac{(0{,}46)(1.020)}{46} = 10{,}2 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{B0} = \frac{(0{,}23)(1.020)}{60} = 3{,}91 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{Q0} = \frac{(0{,}31)(1.020)}{18} = 17{,}57 \text{ kmol/m}^3 \quad (\text{agua})$$

El reactivo limitante es el ácido acético (B), por lo que se expresarán las ecuaciones en función de él.

Ecuación de diseño del reactor discontinuo:

$$t = C_{B0} \int_0^{X_{Bf}} \frac{dX_B}{(-r_B)}$$

Ecuación cinética:

$$-r_A = -r_B = k_1 \left(C_A C_B - \frac{C_P C_Q}{K} \right)$$

Utilizando conversiones:

$$C_A = C_{A0} - C_{B0} X_B \qquad C_P = C_{B0} X_B$$

$$C_B = C_{B0} (1 - X_B) \qquad C_Q = C_{Q0} + C_{B0} X_B$$

se tendrá:

$$-r_B = k_1 \left\{ (C_{A0} - C_{B0} X_B) \left[C_{B0} (1 - X_B) \right] - \frac{C_{B0} X_B (C_{Q0} + C_{B0} X_B)}{K} \right\} =$$

$$= k_1 C_{B0}^2 \left[\left(\frac{C_{A0}}{C_{B0}} - X_B \right) (1 - X_B) - \frac{X_B \left(\frac{C_{Q0}}{C_{B0}} + X_B \right)}{K} \right]$$

Teniendo en cuenta que:

Volver al enunciado del problema

$$\frac{C_{A0}}{C_{B0}} = \frac{10,2}{3,91} = 2,61$$

$$\frac{C_{R0}}{C_{B0}} = \frac{17,57}{3,91} = 4,49$$

$$K = 2,93$$

se tendrá:

$$-r_B = k_1 C_{B0}^2 \left(0,66\, x_B^2 - 5,14\, x_B + 2,61\right)$$

o bien:

$$-r_B = k_1 C_{B0} \left(x_B - 7,242\right)\left(x_B - 0,546\right)$$

Sustituyendo en la ecuación de diseño:

$$t = \frac{C_{B0}}{k C_{B0}^2} \int_0^{x_{Bf}} \frac{dx_B}{\left(x_B - 7,242\right)\left(x_B - 0,546\right)}$$

Resolviendo la integral por fracciones simples:

$$\frac{1}{\left(x_B - 7,242\right)\left(x_B - 0,546\right)} = \frac{A}{x_B - 7,242} + \frac{B}{x_B - 0,546} =$$

$$= \frac{A\left(x_B - 0,546\right) + B\left(x_B - 7,242\right)}{\left(x_B - 7,242\right)\left(x_B - 0,546\right)} = \frac{x_B\left(A + B\right) - \left(0,546\,A + 7,242\,B\right)}{\left(x_B - 7,242\right)\left(x_B - 0,546\right)}$$

Por tanto:

$$\left.\begin{aligned} A + B &= 0 \\ 0,546\,A + 7,242\,B &= -1 \end{aligned}\right\} \text{ de donde } \begin{aligned} A &= 0,149 \\ B &= -0,149 \end{aligned}$$

Así pues:

Volver al enunciado del problema

$$t = \frac{1}{k C_{B0}} \left[0{,}149 \int_0^{x_{Bf}} \frac{dx}{x_B - 7{,}242} - 0{,}149 \int_0^{x_{Bf}} \frac{dx}{x_B - 0{,}546} \right] =$$

$$= \frac{0{,}149}{(2{,}93 \cdot 10^{-6})(3{,}91)} \left[\ln\left(\frac{0{,}35 - 7{,}242}{-7{,}242}\right) - \ln\left(\frac{0{,}35 - 0{,}546}{-0{,}546}\right) \right] =$$

$$= (4.805{,}48)(0{,}9749) = 4.685\ s = 1{,}3\ h$$

El tiempo total de operación será, considerando el tiempo muerto:

$$t = 1{,}3 + 1 = 2{,}3\ h$$

Como se desea obtener una producción de 50.000 kg/día de P:

$$\frac{50000}{24}\left[\frac{kg\ P}{h}\right] = \frac{n_B}{60}\left[kmol\ B\right] \cdot 0{,}35\left[\frac{kmol\ P}{kmol\ B}\right] \cdot 88\left[\frac{kg\ P}{kmol\ P}\right] \cdot \frac{1}{2{,}3}\left[\frac{1}{h}\right]$$

de donde:

$$n_B = \frac{(50.000)(60)(2{,}3)}{(0{,}35)(88)(24)} = 9{,}334\ kg\ B$$

que corresponderán a una masa de mezcla:

$$n_M = \frac{9{,}334}{0{,}23} = 40.584\ kg$$

y, por tanto, el volumen del reactor será:

$$V = \frac{n_M}{\rho} = \frac{40.584}{1.020} = 39{,}80\ m^3$$

Volver al enunciado del problema

a.) $t = 32{,}84\ \text{min}$

b.) $m = 403{,}93\ \text{kg}$

$V = 538{,}57\ \ell$

Volver al enunciado del problema

Composición de la mezcla inicial:

$$A + B \xrightarrow{H_2SO_4} E + H_2O$$

$M_A = 60 \frac{g}{mol}$ $\qquad \frac{4,97 \text{ mol } B}{1 \text{ mol } A}$

$M_B = 74 \frac{g}{mol}$ $\qquad [H_2SO_4] = 0,032\%$ peso

$$m_{TOTAL} = (1)(60) + (4,97)(74) + m_{H_2SO_4}$$

$$= 427,78 + m_{H_2SO_4}$$

$$\frac{0,032}{100} = \frac{m_{H_2SO_4}}{427,78 + m_{H_2SO_4}}$$

de donde:

$$m_{H_2SO_4} = 0,137 g$$

y, por tanto:

$$m_{TOTAL} = 427,78 + 0,137 = 427,92 g$$

El volumen será, pues:

$$V = \frac{m_T}{\rho} = \frac{427,92}{0,75} = 570,50 \text{ cm}^3$$

y las concentraciones:

$$C_{A0} = \frac{1}{570,56} = 1,75 \cdot 10^{-3} \text{ mol/cm}^3$$

$$C_{B0} = \frac{4,97}{570,50} = 8,71 \cdot 10^{-3} \text{ mol/cm}^3$$

Volver al enunciado del problema

a.) Ecuación de diseño del reactor discontinuo:

$$t = C_{A0} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(-r_A)}$$

Ecuación cinética:

$$-r_A = k C_A^2 = k C_{A0}^2 (1 - x_A)^2$$

Sustituyendo:

$$t = \frac{C_{A0}}{k C_{A0}^2} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(1-x_A)^2} = \frac{1}{k C_{A0}} \left[\frac{1}{1-x_A} \right]_0^{x_{Af}}$$

En las condiciones establecidas:

$$t = \frac{1}{(17,4)(1,75 \cdot 10^{-3})} \left(\frac{1}{1-0,5} - \frac{1}{1-0} \right) = 32,84 \text{ min}$$

b.) $M_E = 116$ g/mol

Se desea producir $100 \frac{kg}{h} = 0,862 \frac{kmol}{h}$

Como la conversión es 0,5 y ésta se produce en:

$$t = \frac{32,84}{60} = 0,547 \text{ h}$$

se tendrá:

$$\frac{(0,5)\ A}{0,547} = 0,862$$

de donde:

$$A = 0,944 \text{ kmol} = 56,62 \text{ kg}$$

Volver al enunciado del problema

$$m_{TOTAL} = 56,62 + (0,944)(4,97)(74) + m_{H_2SO_4}$$
$$= 403,80 + m_{H_2SO_4}$$

$$\frac{0,032}{100} = \frac{m_{H_2SO_4}}{403,80 + m_{H_2SO_4}}$$

de donde:

$$m_{H_2SO_4} = 0,129 \text{ kg}$$

y, por tanto:

$$m_{TOTAL} = 403,80 + 0,129 = 403,93 \text{ kg}$$

El volumen del reactor será, pues:

$$V = \frac{m_T}{\rho} = \frac{403,93}{0,750} = 538,57 \text{ l}$$

Volver al enunciado del problema

$V = 1.356\ l$

Volver al enunciado del problema

Análisis de los datos de laboratorio [se tomará como reactivo limitante el CCl_4 (B), ya que los datos están referidos a él].

Ecuación cinética:

$$-r_B = k_1 C_A C_B - k_2 C_C C_D = k_1 \left(C_A C_B - \frac{C_C C_D}{K} \right)$$

$$\left.\begin{aligned} C_A &= C_{A0} - C_{B0} X_B \\ C_B &= C_{B0}(1 - X_B) \\ C_C &= C_{C0} + C_{B0} X_B \\ C_D &= C_{D0} + C_{B0} X_B \end{aligned}\right\} \quad \left.\begin{aligned} C_{A0} &= C_{B0} \\ C_{C0} &= C_{D0} = 0 \end{aligned}\right\} \quad \left.\begin{aligned} C_A &= C_{B0}(1 - X_B) \\ C_B &= C_{B0}(1 - X_B) \\ C_C &= C_{B0} X_B \\ C_D &= C_{B0} X_B \end{aligned}\right.$$

Sustituyendo:

$$-\frac{dC_B}{dt} = k_1 \left[C_{B0}^2 (1 - X_B)^2 - \frac{C_{B0}^2 X_B^2}{K} \right] = k_1 C_{B0}^2 \left[(1 - X_B)^2 - \frac{X_B^2}{K} \right]$$

o bien:

$$\frac{dX_B}{dt} = k_1 C_{B0} \left[(1 - X_B)^2 - \frac{X_B^2}{K} \right]$$

A partir de los datos de laboratorio:

$$C_{B0} = \frac{(52,5)(0,515)}{10} = 2,7 \text{ mol/l}$$

$$[C_B]_{ef} = \frac{(10,5)(0,515)}{10} = 0,54 \text{ mol/l}$$

La constante de equilibrio puede calcularse de la forma:

	A	+ B	⇌	C	+ D
Inicial	2,7	2,7		0	0
Equilibrio	0,54	0,54		(2,7 − 0,54)	(2,7 − 0,54)

Volver al enunciado del problema

$$K = \left[\frac{C_C\, C_D}{C_A\, C_B}\right]_{eq} = \frac{(2,7-0,54)^2}{0,54^2} = 16$$

La ecuación cinética queda, por tanto:

$$\frac{dx_B}{dt} = 2,7\, k_1 \left[(1-x_B)^2 - \frac{x_B^2}{16}\right]$$

Para obtener el coficiente cinético se utilizará el método integral de análisis de datos, para lo cual se integrará la ecuación cinética:

$$\int_0^{x_B} \frac{dx_B}{(1-x_B)^2 - \frac{x_B}{16}} = (2,7)k_1 t$$

o bien:

$$\int_0^{x_B} \frac{dx_B}{15x_B^2 - 32x_B + 16} = (0,1688)\, k_1 t$$

Resolviendo la integral por fracciones simples:

$$\frac{1}{15x_B^2 - 32x_B + 16} = \frac{1}{(x_B - 1,333)(x_B - 0,8)} = \frac{A}{x_B - 1,333} + \frac{B}{x_B - 0,8} =$$

$$= \frac{A(x_B - 0,8) + B(x_B - 1,333)}{(x_B - 1,333)(x_B - 0,8)} = \frac{x_B(A+B) - (0,8\,A + 1,33\,B)}{(x_B - 1,333)(x_B - 0,8)}$$

Por tanto:

$$\left.\begin{aligned} A + B &= 0 \\ 0,8\,A + 1,33\,B &= -1 \end{aligned}\right\} \text{ de donde: } \quad \begin{aligned} A &= 1,887 \\ B &= -1,887 \end{aligned}$$

Así pues:

Volver al enunciado del problema

$$1{,}887 \int_0^{X_B} \frac{dX_B}{X_B - 1{,}333} - 1{,}887 \int_0^{X_B} \frac{dX_B}{X_B - 0{,}8} = 0{,}1688\, k_1\, t$$

Integrando:

$$\ln \frac{X_B - 1{,}333}{-1{,}333} - \ln \frac{X_B - 0{,}8}{-0{,}8} = 0{,}0895\, k_1\, t$$

Operando:

$$\ln \frac{0{,}6\,(X_B - 1{,}333)}{X_B - 0{,}8} = 0{,}0895\, k_1\, t$$

Así pues, representando el primer miembro frente al tiempo, debería obtenerse una recta, de cuya pendiente podría obtenerse k_1.

A partir de los datos experimentales se puede obtener la siguiente tabla, teniendo en cuenta que:

$$X_B = \frac{C_{B0} - C_B}{C_{B0}} = \frac{V_{B0} - V_B}{V_{B0}}$$

t	X_B	$\ln \frac{0{,}6\,(X_B - 1{,}333)}{X_B - 0{,}8}$
0	0	0,000
10	0,381	0,310
20	0,552	0,673
30	0,640	0,955
50	0,726	1,590

Como puede observarse en la gráfica adjunta, los datos se sitúan sobre una recta, cuyo ajuste por regresión lineal permite obtener:

Volver al enunciado del problema

$[o.o.] = 0,0056$

$[pte.] = 0,032$

$r^2 = 0,9996$

A partir de la pendiente:

$$k_1 = \frac{0,032}{0,0895} = 0,358$$

La ecuación cinética será, pues:

$$-r_B = 0,358\ C_{B0}^2 \left[(1-X_B)^2 - \frac{X_B^2}{16}\right]$$

Para llevar a cabo el diseño del reactor, se calcularán primeramente las concentraciones iniciales de los reactivos, para elegir el reactivo limitante:

$$C_{A0} = \frac{307,2}{96} = 3,2\ \frac{kmol}{m^3}$$

$$C_{B0} = \frac{116,8}{36,5} = 3,2\ \frac{kmol}{m^3}$$

Es indiferente coger cualquiera de los dos, por lo que se usará B, por tener ya la ecuación cinética en función de este componente.

Ecuación de diseño del reactor discontinuo:

$$t = C_{B0} \int_0^{X_{Bf}} \frac{dX_B}{(-r_B)}$$

Volver al enunciado del problema

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$t = \frac{1}{(0{,}358)(3{,}2)} \int_0^{0{,}75} \frac{dx_B}{(1-x_B)^2 - \frac{x_B}{16}}$$

Como la integral es la misma que para los datos de la experiencia, se podrá poner:

$$t = \frac{(16)(1{,}887)}{(0{,}358)(3{,}2)} \ln \frac{0{,}6\,(0{,}75-1{,}333)}{0{,}75-0{,}8} = 51{,}27 \text{ min} = 0{,}85 \text{ h}$$

El tiempo total de operación será, pues:

$$t = 0{,}85 + 0{,}5 = 1{,}35 \text{ h}$$

Se desea producir de C (74 kg/kmol) $500 \frac{kg}{h} =$

$$= 6{,}76 \frac{kmol}{h}$$

Como la conversión es 0,75 y se produce en $t = 1{,}35$ h, se tendrá:

$$\frac{(0{,}75)B}{1{,}35} = 6{,}76$$

de donde:

$$B = 12{,}16 \text{ kmol} = 444 \text{ kg}$$

Como la relación molar entre los reactivos es 1/1:

$$A = 12{,}16 \text{ kmol} = 1.167 \text{ kg}$$

Volver al enunciado del problema

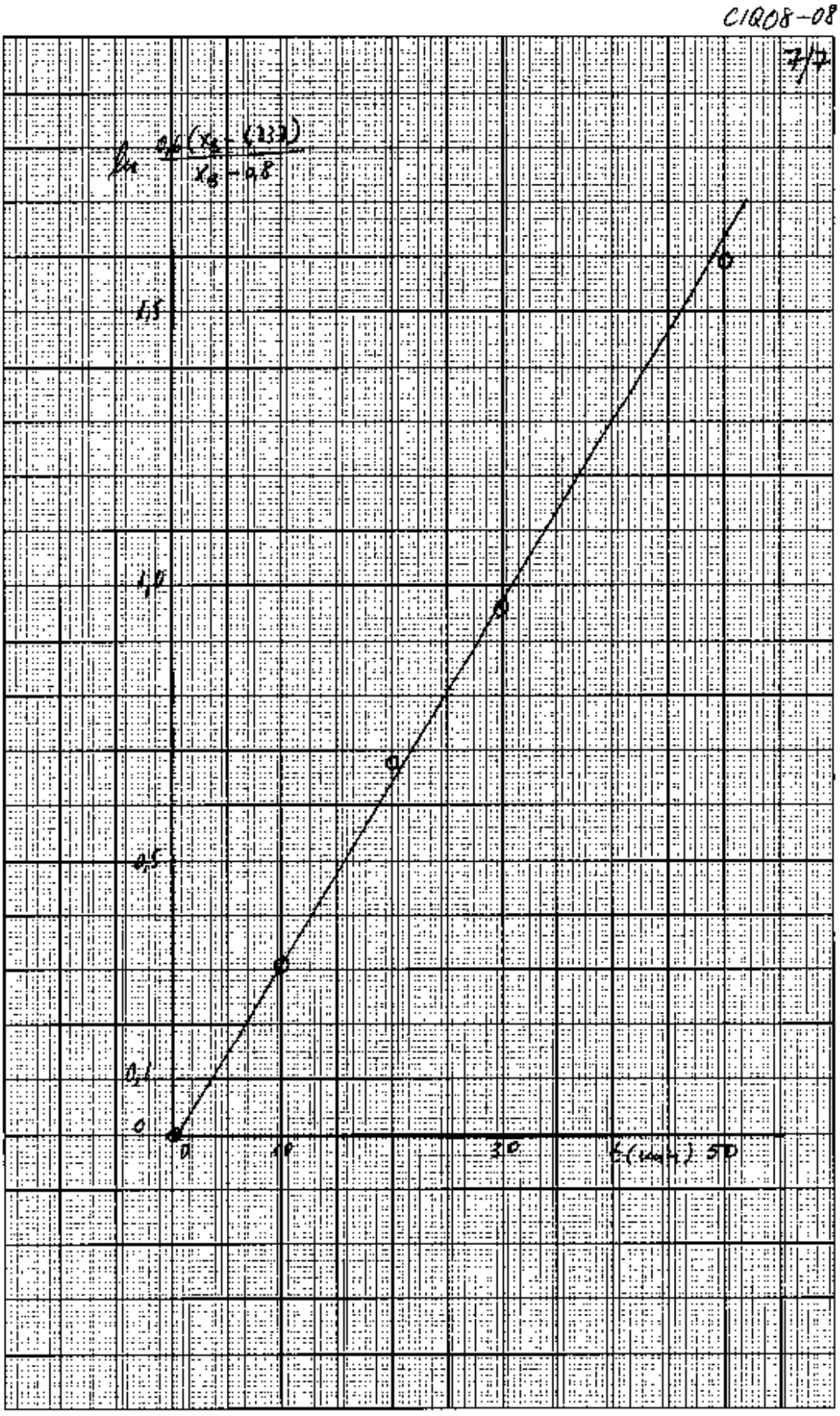
y, por tanto:

$$m_{TOTAL} = 444 + 1.167 = 1.611 \text{ kg}$$

El volumen del reactor será, pues:

$$V = \frac{m_T}{\rho} = \frac{1.611}{1,188} = 1.356 \text{ L}$$

[Volver al enunciado del problema]



Volver al enunciado del problema

$$-r_A = 0,08 \quad \frac{mol}{l \cdot min}$$

$$-r_B = -0,02 \quad \frac{mol}{l \cdot min}$$

$$-r_C = -0,04 \quad \frac{mol}{l \cdot min}$$

Volver al enunciado del problema

Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$\tau = \frac{C_{i0} - C_i}{-r_i}$$

Como

$$\tau = \frac{V}{Q} = \frac{1}{1} = 1\ min$$

La velocidad de reacción de cada uno de los componentes de la reacción puede calcularse mediante la expresión:

$$-r_i = C_{i0} - C_i$$

Es decir:

$$-r_A = C_{A0} - C_A = 0{,}10 - 0{,}02 = 0{,}08 \ \frac{mol}{l \cdot min}$$

$$-r_B = C_{B0} - C_B = 0{,}01 - 0{,}03 = -0{,}02 \ \frac{mol}{l \cdot min}$$

$$-r_C = C_{C0} - C_C = 0 - 0{,}04 = -0{,}04 \ \frac{mol}{l \cdot min}$$

Como puede comprobarse, A desaparece, mientras que B y C se forman.

Volver al enunciado del problema

a.) Reactivo limitante: A
Reactivo en exceso: B
% exceso = 50%

b.) $V = 20\ m^3$

c.) $Q = 4\ m^3/h$

d.) $F_A = 0{,}2\ kmol/h$
$F_B = 1\ kmol/h$

Volver al enunciado del problema

a.) Si la reacción es:

$$A + 2B \longrightarrow R$$

y hay:

$$C_{A0} = 0{,}1 \ \text{kmol/m}^3$$

$$C_{B0} = 0{,}3 \ \text{kmol/m}^3$$

El reactivo limitante es A, ya que $C_{B0} > 2\,C_{A0}$.
El reactivo en exceso será, por tanto, B.
El porcentaje en exceso será:

$$\%\ \text{exceso} = \frac{0{,}3 - (2)(0{,}1)}{(2)(0{,}1)} \cdot 100 = 50\%$$

b.) Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$V = Q \cdot C_{A0} \frac{x_{Af}}{(-r_A)_f}$$

Ecuación cinética:

$$-r_A = r_R = k\,C_A$$

en forma de conversión:

$$-r_A = k\,C_{A0}(1 - x_A)$$

Sustituyendo en la ecuación de diseño:

$$V = \frac{Q\,C_{A0}}{k\,C_{A0}} \frac{x_{Af}}{1 - x_{Af}}$$

Como:

$$F_R = 0{,}2 \ \text{kmol/h}$$

Volver al enunciado del problema

y la conversión deseada es del 50%:

$$F_{A0} = 0,2 \frac{kmol\ B}{h} \cdot \frac{1}{0,5} \frac{kmol\ A}{kmol\ B} = 0,4 \frac{kmol\ A}{h}$$

Como:

$$F_{A0} = C_{A0} Q$$

se tendrá:

$$V = \frac{F_{A0}}{k C_{A0}} \frac{X_{Af}}{1 - X_{Af}} = \frac{0,4}{(0,2)(0,1)} \frac{0,5}{1 - 0,5} = 20\ m^3$$

b.) El caudal volumétrico será:

$$Q = \frac{F_{A0}}{C_{A0}} = \frac{0,4}{0,1} = 4 \frac{m^3}{h}$$

c.) $F_{B0} = C_{B0} Q = (0,3)(4) = 1,2\ m^3/h$

$C_B = C_{B0} - C_{A0} X_A = (0,3) - (0,1)(0,5) = 0,25\ kmol/m^3$

$F_B = C_B Q = (0,25)(4) = 1\ kmol/h$

$C_A = C_{A0}(1 - X_A) = (0,1)(1 - 0,5) = 0,05\ kmol/m^3$

$F_A = C_A Q = (0,05)(4) = 0,2\ kmol/h$

Volver al enunciado del problema

$$-r_A \left[\frac{mmol}{l \cdot h}\right] = 1{,}26\ C_A^2$$

Volver al enunciado del problema

Como la reacción es en fase gaseosa:

$$2A \rightarrow e$$

y como el número de moles varía según el factor de expansión:

$$\varepsilon = \frac{V_{x=1} - V_{x=0}}{V_{x=0}} = \frac{1-2}{2} = -0,5$$

la concentración habrá de expresarse de la forma:

$$C_A = \frac{N_A}{V} = \frac{N_{A0}(1-x_A)}{V_0(1+\varepsilon x_A)} = C_{A0}\frac{(1-x_A)}{(1-0,5x_A)}$$

o bien:

$$x_A = \frac{1 - C_A/C_{A0}}{1 - C_A/2C_{A0}}$$

Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$\frac{V}{Q} = C_{A0}\frac{x_A}{-r_A}$$

de donde puede obtenerse la velocidad de reacción:

$$-r_A = \frac{C_{A0}}{V} Q x_A = \frac{100}{0,1} Q x_A = 1.000\, Q x_A \left[\frac{\text{mmol}}{\ell \cdot s}\right]$$

Como se dispone de datos $(-r_A) - C_A$, puede ensayarse directamente una cinética de orden n:

$$-r_A = k C_A^n$$

que linealizada resulta:

$$\log(-r_A) = \log k + n \log C_A$$

Volver al enunciado del problema

Así pues, construyendo la tabla:

Q [l/h]	C_A [mmol/l]	X_A	$-r_A$ [mmol/l·h]	$\log(-r_A)$	$\log C_A$
30,0	85,7	0,25	7.507	3,875	1,933
9,0	66,7	0,50	4.497	3,653	1,824
3,6	50,0	0,67	2.400	3,380	1,699
1,5	33,3	0,80	1.200	3,079	1,522

Representando $\log(-r_A)$ frente a $\log C_A$ puede observarse en la gráfica adjunta que se obtiene una recta, cuyos parámetros se obtienen por regresión lineal:

$$[o.o.] = 0,0987$$

$$[pte.] = 1,95 \pm 2$$

$$r^2 = 0,998$$

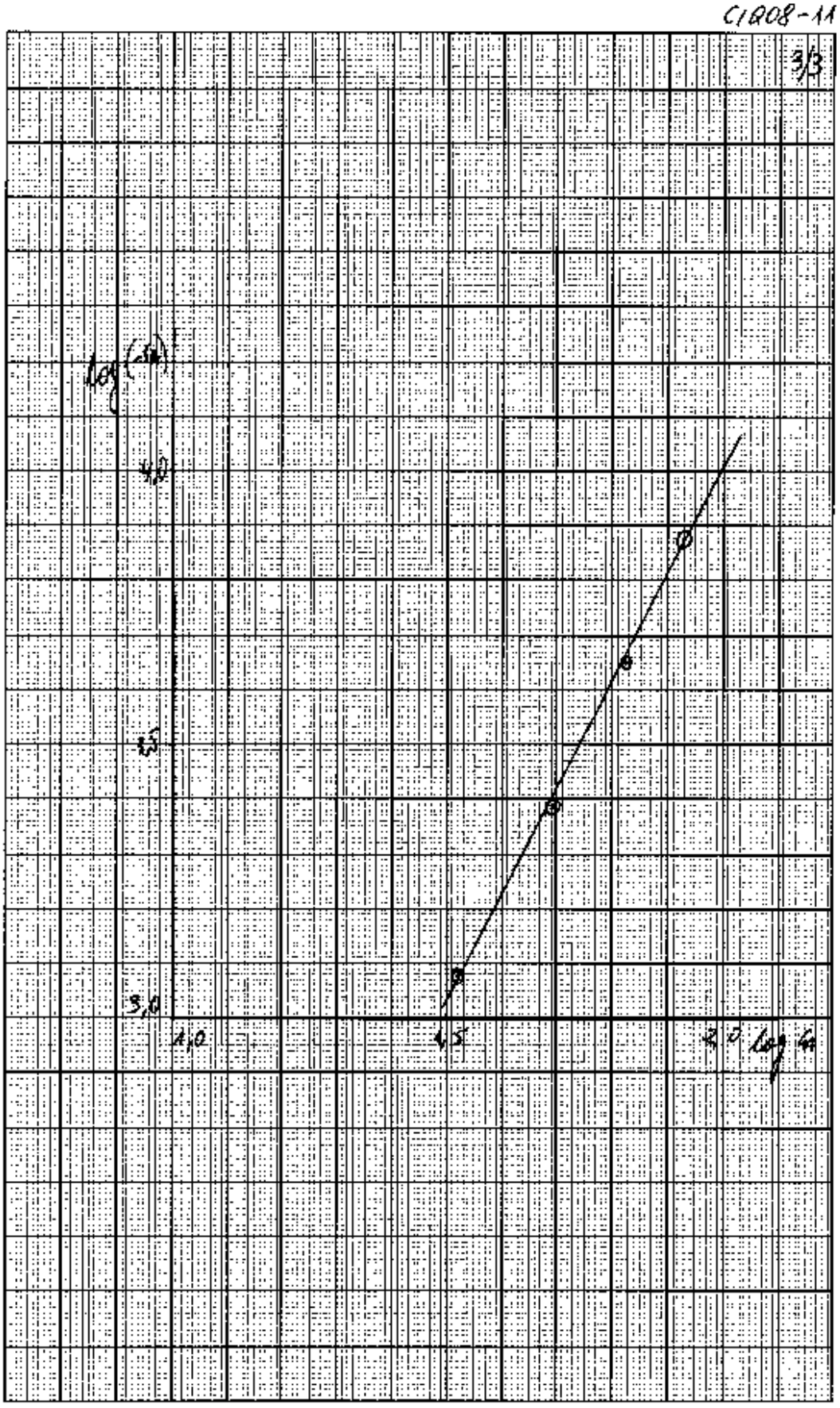
A partir de la ordenada en el origen:

$$k = 10^{0,0987} = 1,26$$

La ecuación cinética será, pues:

$$-r_A = 1,26 \cdot C_A^2 \left[\frac{mmol}{l \cdot h}\right]$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

$$Q = 8 \frac{l}{min}$$

Volver al enunciado del problema

La composición de la corriente de entrada al reactor, al mezclarse dos corrientes de igual caudal, será:

$$C_{A0} = \frac{2,8}{2} = 1,4 \text{ mol/l}$$

$$C_{B0} = \frac{1,6}{2} = 0,8 \text{ mol/l}$$

El reactivo limitante es B, ya que está en menor concentración y la reacción es mol a mol.

Según la estequiometría (reacción elemental) y los coeficientes cinéticos, la ecuación cinética puede ponerse de la forma:

$$-r_B = k_1 C_A C_B - k_2 C_R C_S$$

En función de la conversión del reactivo limitante:

$$C_A = C_{A0} - C_{B0} X_B = 1,4 - (0,8)(0,75) = 0,80$$

$$C_B = C_{B0}(1 - X_B) = (0,8)(1 - 0,75) = 0,20$$

$$C_R = C_{B0} X_B = (0,8)(0,75) = 0,60$$

$$C_S = C_{B0} X_B = (0,8)(0,75) = 0,60$$

Sustituyendo en la ecuación de velocidad:

$$-r_B = (7)(0,80)(0,20) - (3)(0,60)^2 = 0,04 \ \frac{\text{mol}}{\text{l} \cdot \text{min}}$$

Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$\tau = \frac{V}{Q} = \frac{C_{B0} X_B}{(-r_B)}$$

Despejando el caudal:

$$Q = \frac{V(-r_B)}{C_{B0} X_B} = \frac{(120)(0,04)}{(0,8)(0,75)} = 8 \ \frac{\text{l}}{\text{min}}$$

Volver al enunciado del problema

a.) El operario debió caer en la fragua.
b.) Al encender la pipa en una atmósfera de vapores de etanol...

Volver al enunciado del problema

Reacción química:

$$A\ (\text{glioxal}) + B\ (\text{etanol}) \longrightarrow \text{Productos}$$

Como $C_{B0}/C_{A0} = 100$, la cinética de segundo orden puede considerarse como de pseudo-primer orden:

$$-r_A = k C_A C_B \simeq k C_{B0} C_A = k' C_A$$

En forma de conversión:

$$-r_A = k' C_{A0} (1 - X_A)$$

Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$\frac{V}{Q} = \frac{C_{A0} X_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$\frac{V}{Q} = \frac{X_A}{k'(1 - X_A)}$$

Si se supone que la conversión baja debido a una variación de volumen en el reactor, se podría poner:

$$\frac{V_2}{V_1} = \frac{X_{A2}(1 - X_{A1})}{X_{A1}(1 - X_{A2})}$$

Como $V_1 = 450\ l$

$$V_2 = (450)\ \frac{(0,75)(1-0,80)}{(0,80)(1-0,75)} = 337,5\ l$$

Es decir, el cambio de volumen habría sido de:

Volver al enunciado del problema

$\Delta V = 450 - 337,5 = 112,5\ l \simeq 112,5\ kg$

a.) El Dr. Watson iba a manifestar que el operario se debía de haber caído en la tinaja, ya que la concavidad había disminuido de tal forma que el volumen efectivo del reactor correspondía aproximadamente al volumen de una persona de unos 115 kg.

b.) El Dr. Watson no llegó a manifestar su conclusión debido a la explosión que provocó el mismo al encender su pipa en una atmósfera de vapores de etanol.

Volver al enunciado del problema

a.) $(X_A)_{máx} = 1$

b.) $V = 150\ m^3$

Volver al enunciado del problema

a.) Considerando aplicable la ecuación de estado de los gases ideales y la ley de Dalton:

$$C_{A0} = \frac{p_{A0}}{RT} = \frac{(0,30)(1,5)}{(0,082)(600)} = 9,15 \cdot 10^{-3} \frac{kmol}{m^3}$$

La reacción es reversible, pero al ser $k_1 \gg k_2$, puede considerarse prácticamente irreversible.

En efecto, teniendo en cuenta la ecuación cinética:

$$-r_A = k_1 C_A C_B - k_2 C_C$$

Siendo:

$$\left.\begin{aligned} C_A &= C_{A0}(1 - X_A) \\ C_B &= C_{B0} - C_{A0} X_A \\ C_C &= C_{A0} X_A \end{aligned}\right\} \quad \text{Como } \frac{C_{B0}}{C_{A0}} = \frac{0,60}{0,30} = 2 \quad \Rightarrow \quad C_B = C_{A0}(2 - X_A)$$

Por tanto:

$$-r_A = k_1 C_{A0}(1 - X_A) C_{A0}(2 - X_A) - k_2 C_{A0} X_A$$

Como en el equilibrio ha de cumplirse que:

$$-r_A = 0$$

se tendrá:

$$k_1 C_{A0}(1 - X_A)(2 - X_A) = k_2 X_A$$

o bien:

$$X_A^2 - 3 X_A + 2 = 0$$

cuyas soluciones son: $X_{A1} = 2$ (no válida)

$X_{A2} = 1$

Volver al enunciado del problema

Como queda patente, la conversión máxima es la unidad, por lo que la reacción puede considerarse irreversible, es decir, con la ecuación cinética:

$$-r_A = k_1 C_A C_B = k_1 C_{A0}^2 (1 - X_A)(2 - X_A)$$

b.) Ecuación de diseño del reactor tubular:

$$\tau = \frac{V}{Q} = C_{A0} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo:

$$\tau = \frac{C_{A0}}{k_1 C_{A0}^2} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(1-X_A)(2-X_A)} = \frac{1}{k_1 C_{A0}} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(X_A-1)(X_A-2)}$$

Resolviendo la integral por fracciones simples:

$$\frac{1}{(X_A-1)(X_A-2)} = \frac{A}{X_A-1} + \frac{B}{X_A-2} = \frac{A(X_A-2)+B(X_A-1)}{(X_A-1)(X_A-2)} =$$

$$= \frac{X_A(A+B)-(2A+B)}{(X_A-1)(X_A-2)}$$

Por tanto:

$$\left.\begin{aligned} A+B &= 0 \\ 2A+B &= -1 \end{aligned}\right\} \text{ de donde: } \quad \begin{aligned} A &= -1 \\ B &= 1 \end{aligned}$$

Así pues:

Volver al enunciado del problema

$$b = \frac{1}{(8.000)(9,15\cdot10^{-3})}\left[\int_0^{0,60}\frac{dV_4}{V_4-2} - \int_0^{0,60}\frac{dV_4}{V_4-1}\right] =$$

$$= 0,0134\left[\ln\frac{0,60-2}{-2} - \ln\frac{0,60-1}{-1}\right] = 7,5\cdot10^{-3}\ L$$

Teniendo en cuenta el caudal de entrada:

$$V = b\cdot Q = (7,5\cdot10^{-3})(20.000) = 150\ m^3$$

Volver al enunciado del problema

$V = 117\ m^3$

Volver al enunciado del problema

Considerando aplicable la ecuación de estado de los gases ideales y la ley de Dalton:

$$C_{A0} = \frac{y_{A0} P}{RT} = \frac{(0,09)(1)}{(0,082)(293)} = 3,746 \cdot 10^{-3} \text{ mol/l}$$

$$C_{B0} = \frac{y_{B0} P}{RT} = \frac{(0,08)(1)}{(0,082)(293)} = 3,330 \cdot 10^{-3} \text{ mol/l}$$

$$C_{R0} = \frac{y_{R0} P}{RT} = \frac{(0,01)(1)}{(0,082)(293)} = 4,162 \cdot 10^{-4} \text{ mol/l}$$

La ecuación cinética es:

$$-r_A = k C_A^2 C_B$$

y teniendo en cuenta la estequiometría:

$$2A + B \longrightarrow 2R$$

Como A es el reactivo limitante, ya que $2C_{A0} < C_{B0}$, poniendo la estequiometría de la forma:

$$A + \frac{1}{2} B \longrightarrow R$$

se tendrá:

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A)$$

$$C_B = C_{B0} - \frac{1}{2} C_{A0} X_A$$

Por tanto:

$$-r_A = k C_{A0}^2 (1 - X_A)^2 \left(C_{B0} - \frac{1}{2} C_{A0} X_A\right) =$$

$$= k C_{A0}^3 (1 - X_A)^2 \left(\frac{C_{B0}}{C_{A0}} - \frac{1}{2} X_A\right)$$

Para determinar la conversión se considera que, como el caudal es constante, en cualquier momento se cumple que:

Volver al enunciado del problema

$$C_A + C_R = C_{A0} + C_{R0} = (37,460 + 4,162)\cdot 10^{-4} = 41,622\cdot 10^{-4}\ \frac{mol}{l}$$

Como, por otro lado ha de cumplirse que:

$$\frac{C_R}{C_A} = \frac{5}{1}$$

Se tendrá el sistema de ecuaciones:

$$C_A + C_R = 41,622\cdot 10^{-4}$$
$$C_R = 5\,C_A$$

cuya solución da:

$$C_A = 6,937\cdot 10^{-4}\ mol/l$$
$$C_R = 3,469\cdot 10^{-3}\ mol/l$$

Por lo tanto:

$$X_A = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}} = \frac{(37,746 - 6,937)\cdot 10^{-4}}{37,746\cdot 10^{-4}} = 0,816$$

Ecuación de diseño del reactor tubular:

$$\tau = \frac{V}{Q} = C_{A0}\int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo:

$$\tau = \frac{C_{A0}}{k\,C_{A0}^3}\int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(1-X_A)^2\left(\frac{C_{A0}}{C_{A0}} - \frac{1}{2}X_A\right)}$$

y considerando los valores numéricos:

$$\tau = \frac{1}{(1,4\cdot 10^4)(3746\cdot 10^{-3})^2}\int_0^{0,816} \frac{dX_A}{(1-X_A)^2(0,89 - 0,5\,X_A)}$$

Volver al enunciado del problema

La integral puede resolverse numéricamente mediante el método de los trapecios:

$$I = \int_a^b f(x)\,dx \simeq h\left[\frac{1}{2}y_1 + y_2 + \dots + y_{n-1} + \frac{1}{2}y_n\right]$$

Para lo que se construirá la siguiente tabla:

x_A	$\frac{1}{(1-x_A)^2(0,89-0,5x_A)}$		y_i
0	1,123	$\xrightarrow{/2}$	0,562
0,10	1,470		
0,20	1,978		
0,30	2,758		
0,40	4,026	Σ	47,651
0,50	6,250		
0,60	10,593		
0,70	20,576		
0,80	51,020	$\xrightarrow{/2}$	25,510
0,816	61,280	$\longrightarrow$	0,898

$$I = (0,10)(0,562 + 47,651 + 25,510) + 0,898 = 8,270$$

Por tanto:

$$B = (5,090)(8,270) = 42,15 = 1,169 \cdot 10^{-2}\,h$$

Teniendo en cuenta el caudal de entrada:

$$V = B \cdot Q = (1,169 \cdot 10^{-2})(10.000) = 117\ m^3$$

Volver al enunciado del problema

$2 = 33{,}35 \quad 5$

Volver al enunciado del problema

Considerando aplicable la ecuación de estado de los gases ideales y la ley de Dalton, para $T = 488\,K$:

$$C_{A0} = \frac{y_{A0} P}{R T} = \frac{(0,5)(5)}{(0,082)(488)} = 0,0625 \frac{mol}{l}$$

Ecuación de diseño del reactor tubular:

$$\tau = C_{A0} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(-r_A)}$$

Ecuación cinética:

$$-r_A = k C_A^{1/2}$$

Obsérvese que, como la reacción es en fase gaseosa y la mitad del alimento son inertes:

$$A + I \longrightarrow 3R + I$$

y como su número de moles varía según el factor de expansión:

$$\varepsilon = \frac{V_{x=1} - V_{x=0}}{V_{x=0}} = \frac{4-2}{2} = 1$$

la concentración habrá de expresarse de la forma:

$$C_A = \frac{N_A}{V} = \frac{N_{A0}(1-x_A)}{V_0(1+\varepsilon x_A)} = C_{A0} \frac{(1-x_A)}{(1+x_A)}$$

Por lo que la ecuación cinética tomará la forma:

$$-r_A = k C_{A0}^{1/2} \frac{(1-x_A)^{1/2}}{(1+x_A)^{1/2}}$$

Volver al enunciado del problema

Sustituyendo en la ecuación de diseño:

$$\theta = \frac{C_{A0}}{k C_{A0}^{1/2}} \int_0^{x_A} \frac{(1+x_A)^{1/2}}{(1-x_A)^{1/2}} dx_A$$

La integral puede resolverse numéricamente mediante el método de los trapecios:

$$I = \int_a^b f(x)dx \simeq h\left[\frac{1}{2}y_1 + y_2 + \cdots + y_{n-1} + \frac{1}{2}y_n\right]$$

Para lo que se construirá la siguiente tabla:

x_A	$\left(\frac{1+x_A}{1-x_A}\right)^{1/2}$		y_i
0	1,000	$\xrightarrow{1/2}$	0,500
0,10	1,106		
0,20	1,225		
0,30	1,363	Σ	11,334
0,40	1,528		
0,50	1,732		
0,60	2,000		
0,70	2,380		
0,80	3,000	$\xrightarrow{1/2}$	1,500

$$I = (0,10)(0,500 + 11,334 + 1,500) = 1,334$$

Por tanto:

$$\theta = \frac{(0,0625)^{1/2}}{(0,01)}(1,334) = 33,35\ s$$

Volver al enunciado del problema

$V = 6,573\ l$

Volver al enunciado del problema

La reacción puede ponerse de la forma:

$$4A \longrightarrow R + 6S$$

Y su ecuación cinética:

$$-r_A = k C_A$$

Como la reacción es en fase gaseosa y su número de moles varía según el factor de expansión:

$$\varepsilon = \frac{V_{x=1} - V_{x=0}}{V_{x=0}} = \frac{7-4}{4} = 0{,}75$$

La concentración habrá de expresarse de la forma:

$$C_A = \frac{N_A}{V} = \frac{N_{A0}(1-X_A)}{V_0(1+\varepsilon X_A)} = C_{A0}\frac{(1-X_A)}{(1+\varepsilon X_A)}$$

siendo, considerando aplicable la ecuación de estado de los gases ideales, para $T = 923\ K$:

$$C_{A0} = \frac{P}{RT} = \frac{4{,}6}{(0{,}082)(923)} = 0{,}0607\ \frac{mol}{l}$$

Ecuación de diseño del reactor tubular:

$$V = F_{A0}\int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$V = \frac{F_{A0}}{k C_{A0}}\int_0^{X_{Af}} \frac{1+\varepsilon X_A}{1-X_A}\,dX_A$$

Integrando:

Volver al enunciado del problema

$$V = \frac{F_{A0}}{k C_{A0}} \left[-\ln(1-X_A) - \varepsilon \ln(1-X_A) + \varepsilon (1-X_A) \right]_0^{X_{Af}} =$$

$$= \frac{F_{A0}}{k C_{A0}} \left[(1+\varepsilon) \ln \left(\frac{1}{1-X_{Af}} \right) - \varepsilon X_{Af} \right]$$

De donde:

$$V = \frac{1.800}{(10)(0,0607)} \left[(1+0,75) \ln \left(\frac{1}{1-0,8} \right) - (0,75)(0,8) \right] =$$

$$= (2.965,4)(2,217) = 6.573\ \ell$$

Volver al enunciado del problema

$V = 3.510\ \ell$

Volver al enunciado del problema

Considerando aplicable la ecuación de estado de los gases ideales, para $T = 673\ K$:

$$C_{A0} = \frac{P}{RT} = \frac{1}{(0{,}082)(673)} = 0{,}018\ \frac{mol}{l}$$

Por otro lado:

$$F_{A0} = 1.200\left[\frac{mol}{h}\right]\cdot\frac{1}{3.600}\left[\frac{h}{s}\right] = 0{,}333\ \frac{mol}{s}$$

Ecuación de diseño del reactor tubular:

$$V = F_{A0}\int_0^{x_A}\frac{dx_A}{(-r_A)}$$

Ecuación cinética:

$$-r_A = k\,C_A^2$$

Observar, no obstante, que como la reacción es en fase gaseosa:

$$A \longrightarrow B + C$$

y como el número de moles varía según el factor de expansión:

$$\varepsilon = \frac{V_{x=1} - V_{x=0}}{V_{x=0}} = \frac{2-1}{1} = 1$$

la concentración habrá de expresarse de la forma:

$$C_A = \frac{N_A}{V} = \frac{N_{A0}(1-x_A)}{V_0(1+\varepsilon x_A)} = C_{A0}\frac{(1-x_A)}{(1+x_A)}$$

por lo que la ecuación cinética tomará la forma:

Volver al enunciado del problema

$$-r_A = k C_{A0}^2 \frac{(1-x_A)^2}{(1+x_A)^2}$$

Sustituyendo en la ecuación de diseño:

$$V = \frac{F_{A0}}{k C_{A0}^2} \int_0^{x_{Af}} \frac{(1+x_A)^2}{(1-x_A)^2} dx_A$$

Resolviendo la integral por fracciones simples:

$$\frac{1+2x_A+x_A^2}{(1-x_A)^2} = \frac{Ax_A+B}{1-x_A} + \frac{C}{(1-x_A)^2} = \frac{(Ax_A+B)(1-x_A)+C}{(1-x_A)^2} =$$

$$= \frac{(B+C) + (A-B)x_A + (-A)x_A^2}{(1-x_A)^2}$$

Por tanto:

$$\left.\begin{aligned} B+C &= 1 \\ A-B &= 2 \\ -A &= 1 \end{aligned}\right\} \text{ de donde: } \quad \begin{aligned} A &= -1 \\ B &= -3 \\ C &= 4 \end{aligned}$$

Así pues:

$$V = \frac{F_{A0}}{k C_{A0}^2} \left[-\int_0^{x_{Af}} \frac{x_A dx_A}{1-x_A} - 3\int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{1-x_A} + 4\int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(1-x_A)^2} \right] =$$

$$= \frac{F_{A0}}{k C_{A0}^2} \left[\ln(1-x_A) - (1-x_A) + 3\ln(1-x_A) + \frac{4}{1-x_A} \right]_0^{x_{Af}}$$

$$= \frac{0{,}333}{(0{,}30)(0{,}018)^2} \left[4\ln(1-x_A) - 1 + x_A + \frac{4}{1-x_A} \right]_0^{0{,}4} =$$

$$= (3.429)\left[4\ln 0{,}6 - 3{,}6 + \frac{4}{0{,}6} \right] = 3.510 \text{ l}$$

Volver al enunciado del problema

Reactor tubular más rentable.
(Volumen cuatro veces menor)

Volver al enunciado del problema

Ecuación cinética:

$$-r_A = k C_A = k C_{A0}(1-x_A)$$

Ecuación de diseño del reactor tubular:

$$V = Q C_{A0} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$V = \frac{Q C_{A0}}{k C_{A0}} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{1-x_A} = \frac{Q}{k} \ln \frac{1}{1-x_{Af}}$$

Por tanto:

$$V = \frac{100}{1} \ln \frac{1}{1-0,90} = 230\ l$$

Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$V = Q \frac{C_{A0} x_{Af}}{(-r_A)_f}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$V = \frac{Q C_{A0} x_{Af}}{k C_{A0}(1-x_{Af})} = \frac{Q}{k} \frac{x_{Af}}{1-x_{Af}}$$

Por tanto:

$$V = \frac{100}{1} \frac{0,90}{1-0,90} = 900\ l$$

Como puede observarse, el reactor tubular es mucho más rentable, ya que se puede obtener la misma conversión con un volumen casi 4 veces menor.

Volver al enunciado del problema

a.) $V = 2.050\ \ell$

b.) $V = 768\ \ell$

c.) $V = 40.955\ \ell$

d) $V = 6.658\ \ell$

Volver al enunciado del problema

Reacción del tipo:

$$A + B \longrightarrow 7 + Q + R$$

Pesos moleculares (g/mol): 80,5 ; 84 ; 62

$$[A] = \frac{0,30\ g\ A}{g\ totales} \cdot \frac{1}{80,5}\ \frac{mol\ A}{g\ A} = 3,727 \cdot 10^{-3}\ \frac{mol\ A}{g\ totales}$$

o bien:

$$\frac{1}{[A]} = 268\ \frac{g\ totales}{mol\ A}$$

$$[B] = \frac{0,35\ g\ B}{g\ totales} \cdot \frac{1}{84}\ \frac{mol\ B}{g\ B} = 1,786 \cdot 10^{-3}\ \frac{mol\ B}{g\ totales}$$

o bien:

$$\frac{1}{[B]} = 560\ \frac{g\ totales}{mol\ B}$$

Para $m = C_{B0}/C_{A0} = 1$

$$m = 268 + 560 = 828\ g.$$

$$V = \frac{828}{1,02} = 812\ cm^3 = 0,812\ l$$

$$C_{A0} = \frac{1\ mol}{0,812\ l} = 1,23\ \frac{mol}{l}$$

Producción de P: $50\ \frac{kg}{h} = 806\ \frac{mol}{h}$

Como $X_A = 0,95$:

$$F_{A0} = 806\ \frac{mol\ P}{h} \cdot \frac{1}{0,95}\ \frac{mol\ A}{mol\ P} = 848,9\ \frac{mol}{l}$$

$$Q = \frac{F_{A0}}{C_{A0}} = \frac{848,9}{1,23} = 690\ \frac{l}{h}$$

Volver al enunciado del problema

CIQ08-20
25

Para $m = C_{B0}/C_{A0} = 1,5$

$$m = 268 + (1,5)(560) = 1.108\ g$$

$$V = \frac{1.108}{1,02} = 1.086\ cm^3 = 1,086\ l$$

$$C_{A0} = \frac{1\ mol}{1,086\ l} = 0,92\ \frac{mol}{l}$$

Producción de P: $50\ \frac{kg}{h} = 806\ \frac{mol}{h}$

Como $X_A = 0,95$:

$$F_{A0} = 806\ \frac{mol\ P}{h} \cdot \frac{1}{0,95}\ \frac{mol\ A}{mol\ P} = 848,9\ \frac{mol}{l}$$

$$Q = \frac{F_{A0}}{C_{A0}} = \frac{848,9}{0,92} = 922\ \frac{l}{h}$$

Ecuación cinética:

$$-r_A = k C_A C_B$$

Como conversiones:

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A)$$

$$C_B = C_{B0} - C_{A0} X_A = C_{A0}(m - X_A)$$

Para $m = 1$

$$-r_A = k C_{A0}^2 (1 - X_A)^2$$

Para $m = 1,5$

$$-r_A = k C_{A0}^2 (1 - X_A)(m - X_A)$$

Observese que no se puede generalizar, ya que para $m = 1$ la función general desaparece al integrar.

Volver al enunciado del problema

a.) Ecuación de diseño del reactor tubular:

$$V = Q\,C_{A0}\int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética para $n = 1$:

$$V = \frac{Q\,C_{A0}}{k\,C_{A0}^2}\int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(1-X_A)^2} = \frac{Q}{k\,C_{A0}}\left[\frac{1}{1-X_A}\right]_0^{X_{Af}}$$

Por tanto:

$$V = \frac{6{,}90}{(5{,}2)(1{,}23)}\left[\frac{1}{1-0{,}95} - 1\right] = 2.050\ \ell$$

b.) Ecuación de diseño del reactor tubular:

$$V = Q\,C_{A0}\int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética para $n = 1{,}5$:

$$V = \frac{Q\,C_{A0}}{k\,C_{A0}^2}\int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(1-X_A)(n-X_A)}$$

Resolviendo la integral por fracciones simples:

$$\frac{1}{(1-X_A)(n-X_A)} = \frac{A}{1-X_A} + \frac{B}{n-X_A} = \frac{A(n-X_A)+B(1+X_A)}{(1-X_A)(n-X_A)} =$$

$$= \frac{X_A(-A-B)+(nA+B)}{(1-X_A)(n-X_A)}$$

Por tanto:

$$\left.\begin{aligned} -A-B &= 0 \\ nA+B &= 1 \end{aligned}\right\}\ \text{de donde:}\quad A = \frac{1}{n-1},\qquad B = -\frac{1}{n-1}$$

Volver al enunciado del problema

Luego:

$$V = \frac{Q}{k C_{A0}(m-1)}\left[\int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{1-X_A} - \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{m-X_A}\right] = \frac{Q}{k C_{A0}(m-1)}\left[\ln \frac{m-X_A}{1-X_A}\right]_0^{X_{Af}} =$$

$$= \frac{922}{(5,2)(0,92)(1,5-1)}\left[\ln \frac{1,5-0,9}{1-0,95} - \ln \frac{1,5}{1}\right] = 768\ l$$

c.) Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$V = Q C_{A0} \frac{X_{Af}}{(-r_A)_f}$$

Sustituyendo la ecuación cinética para $m = 1$:

$$V = \frac{Q C_{A0}}{k C_{A0}^2} \frac{X_{Af}}{(1-X_{Af})^2} = \frac{690}{(5,2)(1,23)} \frac{0,95}{(1-0,95)^2} = 40.995\ l$$

d.) Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$V = Q C_{A0} \frac{X_{Af}}{(-r_A)_f}$$

Sustituyendo la ecuación cinética para $m = 1,5$:

$$V = \frac{Q C_{A0}}{k C_{A0}^2} \frac{X_{Af}}{(1-X_{Af})(m-X_{Af})} = \frac{922}{(5,2)(0,92)} \frac{0,95}{(1-0,95)^2} = 6.658\ l$$

Puede observarse que los volúmenes necesarios para obtener la conversión deseada en los reactores tubulares son menores que los correspondientes en los de tipo tanque agitado

Volver al enunciado del problema

Los valores de aC aumentan al aumentar la relación molar en la alimentación y este aumento también hace disminuir el volumen de reactor necesario.

Volver al enunciado del problema

$$\frac{V_{MP}}{V_{PP}} = 10$$

Volver al enunciado del problema

CIQ08-21
1/2

Ecuación cinética:

$$-r_A = k C_A^2$$

En forma de conversión:

$$-r_A = k C_{A0}^2 (1-x_A)^2$$

Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$V_{MP} = Q C_{A0} \frac{x_{Af}}{(-r_A)_f}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$V_{MP} = \frac{Q C_{A0}}{k C_{A0}^2} \frac{x_{Af}}{(1-x_{Af})^2} = \frac{Q}{k C_{A0}} \frac{x_{Af}}{(1-x_{Af})^2}$$

de donde:

$$V_{MP} = \frac{0,05}{(500)(0,01)} \cdot \frac{0,90}{(1-0,90)^2} = 0,9\ l$$

Ecuación de diseño del reactor tubular:

$$V_{FP} = Q C_{A0} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$V_{FP} = \frac{Q C_{A0}}{k C_{A0}^2} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(1-x_A)^2} = \frac{Q}{k C_{A0}} \left[\frac{1}{1-x_{Af}} - 1 \right]$$

de donde:

$$V_{FP} = \frac{0,05}{(500)(0,01)} \frac{0,90}{1-0,90} = 0,09\ l$$

Volver al enunciado del problema

Luego:

$$\frac{V_{H2}}{V_{F7}} = \frac{0,9}{0,09} = 10$$

Volver al enunciado del problema

a.) $(V_A)_{eq} = 1$

b.) $V_{FP} = 65,84\ m^3$

c.) $V_{MP} = 126,05\ m^3$

Volver al enunciado del problema

a.) Considerando aplicable la ecuación de estado de los gases ideales y la ley de Dalton:

$$C_{A0} = \frac{y_{A0} P}{RT} = \frac{(0,333)(1,5)}{(0,082)(600)} = 0,0102 \ \frac{mol}{l}$$

La reacción es reversible, pero al ser $k_1 \gg k_2$, puede considerarse prácticamente irreversible.

En efecto, teniendo en cuenta la ecuación cinética:

$$-r_A = k C_A C_B - k_2 C_R C_S$$

Siendo:

$$\left.\begin{aligned} C_A &= C_{A0}(1-x_A) \\ C_B &= C_{B0} - C_{A0} x_A \\ C_R &= C_{A0} x_A \\ C_S &= C_{A0} x_A \end{aligned}\right\} \quad \text{Como } \frac{C_{B0}}{C_{A0}} = \frac{0,666}{0,333} = 2 \quad \left\} C_B = C_{A0}(2-x_A)\right.$$

Por tanto:

$$-r_A = k_1 C_{A0}(1-x_A)C_{A0}(2-x_A) - k_2 C_{A0}^2 x_A^2$$

Como en el equilibrio ha de cumplirse que:

$$-r_A = 0$$

se tendrá:

$$k_1 (1-x_A)(2-x_A) = k_2 x_A^2$$

o bien:

$$x_A^2 - 3x_A + 2 = 0$$

cuya solución es:

$$x_{A1} = 2 \ (\text{no válido})$$

$$x_{A2} = 1$$

Volver al enunciado del problema

Como queda patente, la conversión de equilibrio es la unidad, por lo que la reacción puede considerarse irreversible, es decir, con la ecuación cinética:

$$-r_A = k_1 C_A C_B = k_1 C_{A0}^2 (1-X_A)(2-X_A)$$

b.) Ecuación de diseño del reactor tubular:

$$V_{FP} = Q C_{A0} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$V_{FP} = \frac{Q C_{A0}}{k_1 C_{A0}^2} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(1-X_A)(2-X_A)} = \frac{Q}{k_1 C_{A0}} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(X_A-1)(X_A-2)}$$

Resolviendo la integral por fracciones simples:

$$\frac{1}{(X_A-1)(X_A-2)} = \frac{A}{X_A-1} + \frac{B}{X_A-2} = \frac{A(X_A-2)+B(X_A-1)}{(X_A-1)(X_A-2)} =$$

$$= \frac{X_A(A+B)-(2A+B)}{(X_A-1)(X_A-2)}$$

Por tanto:

$$\left.\begin{aligned} A+B &= 0 \\ 2A+B &= -1 \end{aligned}\right\} \text{ de donde: } \begin{aligned} A &= -1 \\ B &= 1 \end{aligned}$$

Así pues:

$$V_{FP} = \frac{600}{(500)(0{,}0102)} \left[\int_0^{0{,}60} \frac{dX_A}{X_A-2} - \int_0^{0{,}60} \frac{dX_A}{X_A-1} \right] =$$

$$= (117{,}65) \left[\ln \frac{0{,}60-2}{-2} - \ln \frac{0{,}60-1}{-1} \right] = 65{,}84\ m^3$$

Volver al enunciado del problema

c-) Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$V_{MP} = Q \frac{C_{A0} X_{Af}}{(-r_A)_f}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$V_{MP} = \frac{Q C_{A0}}{k_1 C_{A0}^2} \frac{X_{Af}}{(1-X_{Af})(2-X_{Af})}$$

Así pues:

$$V_{MP} = \frac{600}{(100)(0,0102)} \cdot \frac{0,6}{(1-0,6)(2-0,6)} = 126,05\ m^3$$

Volver al enunciado del problema

a.) $x_A = 0,75$

b.) $x_A = 0,667$

Volver al enunciado del problema

a.) Ecuación cinética:

$$-r_A = k C_A^2$$

En forma de conversiones:

$$-r_A = k C_{A0}^2 (1-x_A)^2$$

Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$V_{MP} = Q \frac{C_{A0} x_{Af}}{(-r_A)_f}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$V_{MP} = \frac{Q C_{A0} x_{Af}}{k C_{A0}^2 (1-x_{Af})^2} = \frac{Q x_{Af}}{k C_{A0} (1-x_{Af})^2}$$

Para una conversión del 50%:

$$V_{MP} = \frac{Q}{k C_{A0}} \frac{0,5}{(1-0,5)^2} = 2 \frac{Q}{k C_{A0}}$$

Si el reactor es 6 veces mayor:

$$(6)\left(2 \frac{Q}{k C_{A0}}\right) = \frac{Q}{k C_{A0}} \frac{x_{Af}}{(1-x_{Af})^2}$$

De donde:

$$\frac{x_{Af}}{(1-x_{Af})^2} = 12$$

o, lo que es lo mismo:

$$12 x_{Af}^2 - 25 x_{Af} + 12 = 0$$

Volver al enunciado del problema

Cuya solución es:

$$X_{Af_1} = 1{,}33 \text{ (inviable)}$$

$$X_{Af_2} = 0{,}75$$

Por tanto:

$$X_{Af} = 0{,}75$$

b.) Ecuación de diseño del reactor tubular:

$$V_{FP} = Q\, C_{A0} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$V_{FP} = \frac{Q\, C_{A0}}{k\, C_{A0}^2} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(1-X_A)^2} = \frac{Q}{k\, C_{A0}} \left[\frac{1}{1-X_A}\right]_0^{X_{Af}} = \frac{Q}{k\, C_{A0}} \left[\frac{1}{1-X_{Af}} - 1\right]$$

Sustituyendo el volumen por el del reactor inicial:

$$2\,\frac{Q}{k\, C_{A0}} = \frac{Q}{k\, C_{A0}} \left[\frac{1}{1-X_{Af}} - 1\right]$$

de donde:

$$2 = \frac{1}{1-X_{Af}} - 1$$

y, por tanto:

$$X_{Af} = 0{,}667$$

Volver al enunciado del problema

$$\frac{C_{B0}}{C_{A0}} = 1{,}306$$

Volver al enunciado del problema

Ecuación cinética:

$$-r_A = k C_A C_B$$

en forma de conversión, considerando:

$$m = \frac{C_{B0}}{C_{A0}} = 1,5$$

Como:

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A)$$

$$C_B = C_{B0} - C_{A0} X_A = C_{A0}(m - X_A)$$

se tendrá:

$$-r_A = k C_{A0}^2 (1 - X_A)(m - X_A)$$

Ecuación de diseño del reactor tubular:

$$V_{FP} = Q C_{A0} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$V_{FP} = \frac{Q C_{A0}}{k C_{A0}^2} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(1 - X_A)(m - X_A)} = \frac{Q}{k C_{A0}} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(X_A - 1)(X_A - m)}$$

Resolviendo la integral por fracciones simples:

$$\frac{1}{(X_A - 1)(X_A - m)} = \frac{A}{X_A - 1} + \frac{B}{X_A - m} = \frac{A(X_A - m) + B(X_A - 1)}{(X_A - 1)(X_A - m)} =$$

$$= \frac{X_A(A + B) - (mA + B)}{(X_A - 1)(X_A - m)}$$

Por tanto:

$$\left.\begin{aligned} A + B &= 0 \\ mA + B &= -1 \end{aligned}\right\} \text{ de donde: } \quad A = -\frac{1}{m - 1}, \quad B = \frac{1}{m - 1}$$

Volver al enunciado del problema

Así pues, reagrupando las variables:

$$\frac{k C_{A0}}{Q} = \frac{1}{V(m-1)}\left[-\int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{X_A - 1} + \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{X_A - m}\right] =$$

$$= \frac{1}{V(m-1)}\left[-\ln\frac{(X_{Af}-1)}{-1} + \ln\frac{(X_A - m)}{-m}\right] =$$

$$= \frac{1}{(30)(1{,}5-1)}\left[-\ln\frac{(0{,}80-1)}{-1} + \ln\frac{(0{,}80-1{,}5)}{-1{,}5}\right] = 0{,}0565\ \text{l}^{-1}$$

Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$V_{MT} = Q\,\frac{C_{A0}\,X_{Af}}{(-r_A)_f}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$V_{MT} = \frac{Q\,C_{A0}}{k\,C_{A0}^2}\,\frac{X_{Af}}{(1-X_{Af})(m-X_{Af})}$$

Reordenando las variables:

$$\frac{k C_{A0}}{Q} = \frac{1}{V}\,\frac{X_{Af}}{(1-X_{Af})(m-X_{Af})}$$

Y, para las mismas condiciones que el reactor tubular:

$$0{,}0565 = \frac{1}{140}\,\frac{0{,}80}{(1-0{,}80)(m-0{,}80)}$$

de donde:

$$m = 1{,}306$$

Volver al enunciado del problema

a.) $L = 46,67\ m$

b.) $V = 0,770\ m^3$

Volver al enunciado del problema

Valor del coeficiente cinético a la temperatura de reacción (773K):

$$k = 7{,}6\cdot 10^{9}\, e^{-\frac{19.220}{773}} = 0{,}121\ s^{-1}$$

Caudal de alimentación, considerando aplicable la ecuación de estado de los gases ideales ($M_A = 146$ g/mol):

$$Q = \frac{m}{M}\frac{RT}{P} = \frac{226{,}8}{146}\,\frac{(0{,}082)(773)}{5} = 19{,}693\ \frac{m^3}{h} =$$

$$= 5{,}47\cdot 10^{-3}\ \frac{m^3}{s}$$

Ecuación cinética:

$$-r_A = k\,C_A$$

Observar, no obstante, que como la reacción es en fase gaseosa:

$$A \longrightarrow B + C$$

y como el número de moles varía según el factor de expansión:

$$\varepsilon = \frac{V_{X=1} - V_{X=0}}{V_{X=0}} = \frac{2-1}{1} = 1$$

la concentración habrá de expresarse de la forma:

$$C_A = \frac{N_A}{V} = \frac{N_{A0}(1-X_A)}{V_0(1+\varepsilon X_A)} = C_{A0}\,\frac{(1-X_A)}{(1+X_A)}$$

por lo que la ecuación cinética tomará la forma:

$$-r_A = k\,C_{A0}\,\frac{(1-X_A)}{(1+X_A)}$$

Volver al enunciado del problema

a) Ecuación de diseño del reactor tubular:

$$V_{FP} = Q C_{A0} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$V_{FP} = \frac{Q C_{A0}}{k C_{A0}} \int_0^{X_{Af}} \frac{1+X_A}{1-X_A} dX_A$$

Integrando:

$$V_{FP} = \frac{Q}{k} \left[-\ln(1-X_A) - \ln(1-X_A) + (1-X_A) \right]_0^{X_{Af}} =$$

$$= \frac{Q}{k} \left[-2\ln(1-X_{Af}) - X_{Af} \right]$$

Así pues:

$$V_{FP} = \frac{5{,}47 \cdot 10^{-3}}{0{,}121} \left[-2\ln(1-0{,}9) - 0{,}9 \right] = 0{,}168\ m^3$$

La longitud del reactor será:

$$L = \frac{V}{S} = \frac{0{,}168}{3{,}6 \cdot 10^{-3}} = 46{,}67\ m$$

b) Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$V_{MT} = Q C_{A0} \frac{X_{Af}}{(-r_A)_f}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$V = \frac{Q C_{A0}}{k C_{A0}} \frac{X_{Af}(1+X_{Af})}{(1-X_{Af})}$$

Volver al enunciado del problema

Por tanto:

$$V = \frac{5,47 \cdot 10^{-3}}{0,121} \frac{(0,9)(1+0,9)}{(1-0,9)} = 0,770\ m^3$$

Volver al enunciado del problema

a.) $V = 0{,}322\ m^3$

b.) $V_{MP} = 0{,}668 \cdot 10^{-3}\ m^3$

Volver al enunciado del problema

Como se trata de isómeros, $M_B = M_A$, y la estequiometría puede tratarse en masa, así como las concentraciones pueden expresarse en kg/m^3.

Por tanto:

$$C_{A0} = 1.020 \ kg/m^3$$

Ecuación cinética:

$$-r_A = k C_A$$

En forma de conversiones:

$$-r_A = k C_{A0}(1-x_A)$$

a.) Ecuación de diseño del reactor discontinuo:

$$t = C_{A0} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$t = \frac{C_{A0}}{k C_{A0}} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(1-x_A)} = \frac{1}{k}\left[\ln \frac{1}{1-x_{Af}}\right]$$

De donde:

$$t = \frac{1}{0,1}\left[\ln \frac{1}{1-0,95}\right] = 30 \ min$$

$$t_{real} = 30 \ min + 60 \ min = 90 \ min = 1,5 \ h$$

Se tendrá, pues, para cada carga de reactor:

$$M_0 = 5.000 \left[\frac{kg \ B}{día}\right] \cdot \frac{1}{24}\left[\frac{día}{h}\right] \cdot 1,5 \left[\frac{h}{carga}\right] = 312,5 \ \frac{kg \ B}{carga}$$

Volver al enunciado del problema

$$V_R = 312{,}5\ [kg\ B] \cdot \frac{1}{0{,}95}\left[\frac{kg\ A}{kg\ B}\right] \cdot \frac{1}{1.020}\left[\frac{m^3}{kg\ A}\right] = 0{,}322\ m^3$$

b.) Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$V_{MP} = \frac{F_{A0}}{k} \frac{X_{Af}}{(-r_A)_f}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$V_{MP} = \frac{F_{A0}}{k C_{A0}} \frac{X_{Af}}{1 - X_{Af}}$$

$$F_{A0} = 5.000\left[\frac{kg\ B}{día}\right] \cdot \frac{1}{24}\left[\frac{día}{h}\right] \cdot \frac{1}{60}\left[\frac{h}{min}\right] \cdot \frac{1}{0{,}95}\left[\frac{kg\ A}{kg\ B}\right] \cdot \frac{1}{1.020}\left[\frac{m^3}{kg\ A}\right] =$$

$$= 3{,}583 \cdot 10^{-3}\ \frac{m^3}{min}$$

De donde:

$$V_{MP} = \frac{3{,}583 \cdot 10^{-3}}{(0{,}1)(1.020)} \cdot \frac{0{,}95}{1 - 0{,}95} = 9668 \cdot 10^{-3}\ m^3$$

Volver al enunciado del problema

a.) $V = 53,07\ m^3$

b) $V_{FP} = 45,7\ m^3$

c.) $V_{MP} = 915,2\ m^3$

Volver al enunciado del problema

Como se dispone de datos $(-r_A) - C_A$ de un reactor discontinuo, podrá ensayarse directamente una cinética de orden n:

$$-r_A = k C_A^n$$

que linealizada resulta:

$$\log(-r_A) = \log k + n \log C_A$$

Así pues, construyendo la tabla:

$(-r_A)$ [mol/(l·s)]	C_A [mol/l]	$\log(-r_A)$	$\log C_A$
$2{,}25 \cdot 10^{-3}$	1,50	−2,648	0,176
$5{,}61 \cdot 10^{-4}$	0,75	−3,251	−0,125
$2{,}50 \cdot 10^{-4}$	0,50	−3,602	−0,301
$6{,}25 \cdot 10^{-5}$	0,25	−4,204	−0,602

y representando $\log(-r_A)$ frente a $\log C_A$ puede observarse en la gráfica adjunta que se obtiene una recta, cuyos parámetros se obtienen por regresión lineal:

$$[\text{o.o.}] = -3{,}000$$
$$[\text{pte.}] = 1{,}999 \simeq 2$$
$$r^2 = 0{,}9999$$

A partir de la ordenada en el origen:

$$k = 10^{-3{,}000} = 0{,}001$$

La ecuación cinética será, pues:

$$-r_A = 0{,}001\ C_A^2 \left[\frac{\text{mol}}{\text{l}\cdot\text{s}}\right]$$

Volver al enunciado del problema

En forma de conversión:

$$-r_A = k C_{A0}^2 (1-x_A)^2$$

siendo $$k = 0{,}001 \left[\frac{l}{mol \cdot s}\right]$$

a.) Ecuación de diseño del reactor discontinuo:

$$t = C_{A0} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$t = \frac{C_{A0}}{k C_{A0}^2} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(1-x_A)^2} = \frac{1}{k C_{A0}} \left[\frac{1}{1-x_A}\right]_0^{x_{Af}} =$$

$$= \frac{1}{(0{,}001)(1{,}7)} \left[\frac{1}{1-0{,}95} - \frac{1}{1-0}\right] = 11.176{,}55 = 3{,}1\ h$$

$$t_{total} = 3{,}1 + 0{,}5 = 3{,}6\ h$$

Como se desea obtener una producción de:

$$40.000 \frac{kg}{día} \text{ de C}$$

$$\frac{40.000}{24}\left[\frac{kg\ C}{h}\right] \cdot \frac{1}{70}\left[\frac{kmol\ C}{kg\ C}\right] = N_{A0}\left[kmol\ A\right] \cdot \frac{1}{3{,}6}\left[\frac{1}{h}\right] \cdot 0{,}95 \left[\frac{kmol\ C}{kmol\ A}\right]$$

de donde:

$$N_A = \frac{(40.000)(3{,}6)}{(24)(70)(0{,}95)} = 90{,}226\ kmol$$

y, por tanto:

$$V = \frac{N_{A0}}{C_{A0}} = \frac{90{,}226}{1{,}7} = 53{,}07\ m^3$$

Volver al enunciado del problema

b.) Ecuación de diseño del reactor tubular:

$$\tau_{PF} = \frac{V}{Q} = C_{A0} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$\tau_{PF} = \frac{V}{Q} = \frac{C_{A0}}{k C_{A0}^2} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(1-X_A)^2} = \frac{1}{k C_{A0}} \left[\frac{1}{1-X_A} \right]_0^{X_{Af}} =$$

$$= \frac{1}{(0{,}001)(1{,}7)} \left[\frac{1}{1-0{,}95} - \frac{1}{1-0} \right] = 11.176{,}5\ s = 3{,}1\ h$$

Como la producción es de:

$$F_C = \frac{40.000}{70} \cdot \frac{1}{24} = 23{,}81\ \frac{kmol}{h}$$

y, según el balance de materia:

$$F_{A0} X_A = F_C$$

o bien:

$$Q\, C_{A0} X_A = F_C$$

de donde:

$$Q = \frac{F_C}{C_{A0} X_A} = \frac{23{,}81}{(1{,}7)(0{,}95)} = 14{,}74\ \frac{m^3}{h}$$

y, por tanto:

$$V_{PF} = Q \cdot \tau = (14{,}74)(3{,}1) = 45{,}7\ m^3$$

c.) Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$\tau_{MT} = \frac{V}{Q} = C_{A0} \frac{X_{Af}}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

Volver al enunciado del problema

$$\theta = \frac{C_{A0}}{k C_{A0}^2} \frac{V_{mf}}{(1-V_{mf})^2} = \frac{1}{(0,001)(1,7)} \frac{0,95}{(1-0,95)^2} = 223,529\ s = 62,09\ h$$

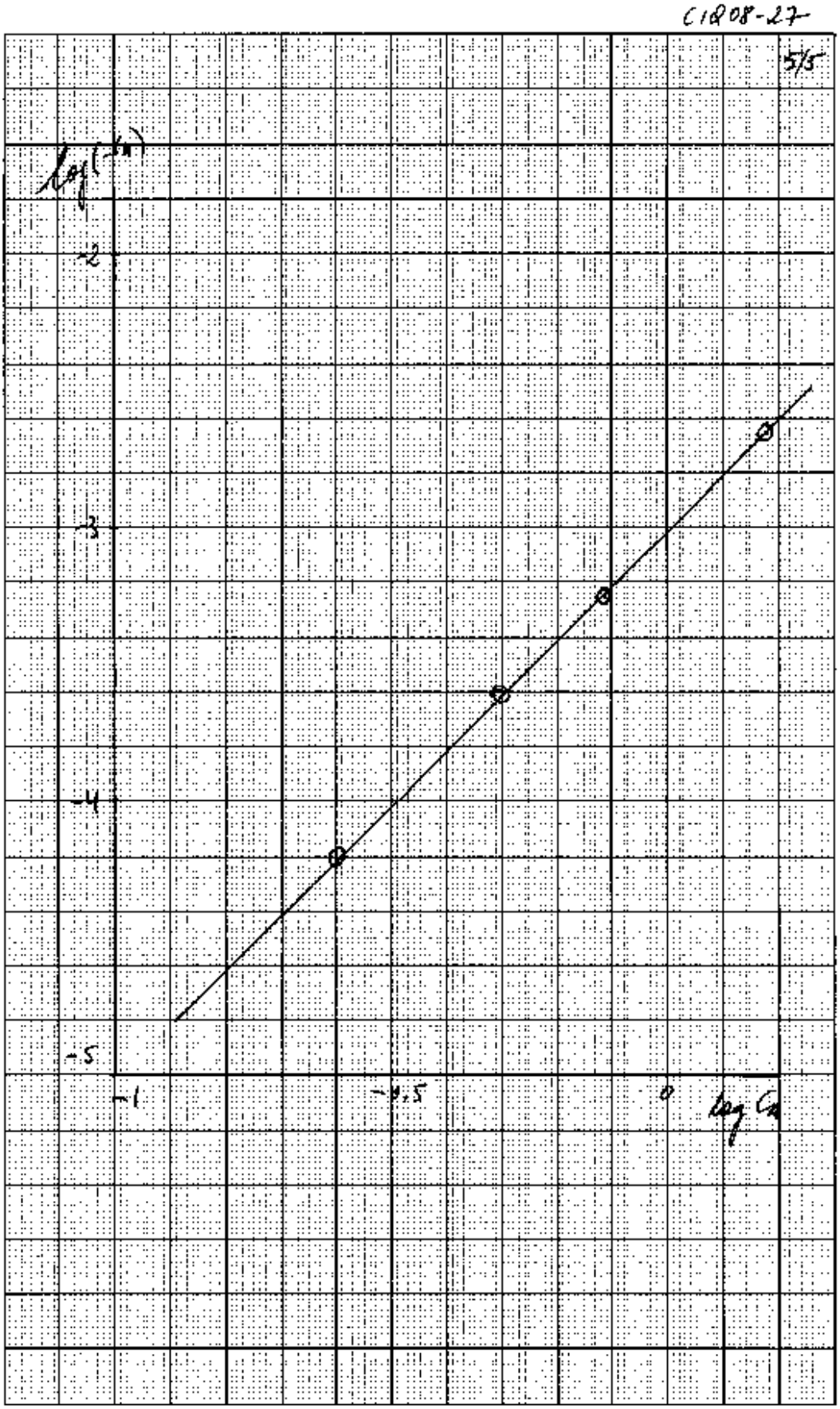
Como el caudal será también:

$$Q = \frac{F_c}{C_{A0} V_{mf}} = \frac{23,81}{(1,7)(0,95)} = 14,74\ \frac{m^3}{h}$$

se tiene:

$$V_{MP} = Q \cdot \theta = (14,74)(62,09) = 915,2\ m^3$$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

a.) Representar $\frac{1}{(-r_A)}$ frente a x_A

b.) No se necesita información adicional.

$$t = 27{,}36\ s$$

c.) $V_{MP} = 52{,}952\ l$

$V_{FP} = 20{,}7\ l$

Volver al enunciado del problema

Como la reacción se realiza en fase gaseosa con la presencia de inerte:

$$A + I \longrightarrow 3B + I$$

y como el número de moles varía según el factor de expansión:

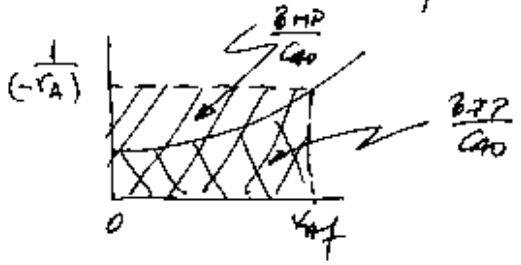
$$\varepsilon = \frac{V_{\chi=1} - V_{\chi=0}}{V_{\chi=0}} = \frac{4-2}{2} = 1$$

Las ecuaciones de diseño de los reactores continuos en función de la conversión son:

$$\tau_{MP} = \frac{V}{Q} = C_{A0} V_{MP} \frac{1}{(-r_A)_f}$$

$$\tau_{PF} = \frac{V}{Q} = C_{A0} \int_0^{V_{MP}} \frac{d\chi_A}{(-r_A)}$$

4.) Para obtener el volumen del reactor continuo basta representar los valores de $1/(-r_A)$ frente a la conversión:



Como muestran las ecuaciones de diseño, para el reactor tipo tanque agitado, el área del rectángulo permitirá obtener el volumen del reactor, mientras que para el reactor tubular se obtendrá dicho volumen a partir del área bajo la curva.

Volver al enunciado del problema

Como se utilizan conversiones, los cálculos no estarán afectados por el factor de expansión.

Suponiendo comportamiento ideal, la concentración inicial de reactivo será:

$$\left.\begin{array}{l} y_A = 0,5 \text{ (equimolar con inerte)} \\ P = 10 \text{ atm} \end{array}\right\}$$

$$T = 149°C = 422\ K$$

por tanto:

$$C_{A0} = \frac{P_{A0}}{RT} = \frac{(0,5)(10)}{(0,082)(422)} = 0,144\ \frac{mol}{l}$$

b.) Si se trata de un reactor discontinuo, su ecuación de diseño será:

$$t = C_{A0} \int_0^{X_A f} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

con lo cual no se necesitará ninguna información adicional para determinar el tiempo.

Representando los datos correspondientes en la tabla que se da a continuación, a partir de la gráfica adjunta se obtiene:

$$\int_0^{0,70} \frac{dX_A}{(-r_A)} = 38\ [cm^2] \cdot \frac{1}{0,2}\left[\frac{u^2}{cm^2}\right] = 190\ u^2$$

Por tanto:

$$t = (0,144)(190) = 27,36\ s$$

Volver al enunciado del problema

$(-r_A)\cdot 10^3$ [mol/(l·s)]	$(-1/r_A)$ [(l·s)/mol]	x_A
5,3	188,68	0,0
5,2	192,31	0,1
5,0	200,00	0,2
4,5	222,22	0,3
4,0	250,00	0,4
3,3	303,03	0,5
2,5	400,00	0,6
1,8	555,55	0,7
1,25	800,00	0,8
1,0	1.000,00	0,85

c.) Para el reactor tipo tanque agitado se obtiene de la grafica, para $x_A = 0,8$:

$$\frac{\theta_{MP}}{C_{A0}} = 128\,[cm^2]\,\frac{1}{0,2}\left[\frac{u^2}{cm^2}\right] = 640\,u^2$$

Por lo tanto, para

$$Q = 2.070\,\frac{l}{u} = 0,575\,\frac{l}{s}$$

$$V_{MP} = Q\,C_{A0}\left(\frac{\theta}{C_{A0}}\right) = (0,575)(0,144)(640) = 52,992\,l$$

Para el reactor tubular, se obtiene de la grafica, para $x_A = 0,8$:

$$\frac{\theta_{FP}}{C_{A0}} = 50\,[cm^2]\cdot\frac{1}{0,2}\left[\frac{u^2}{cm^2}\right] = 250\,u^2$$

Volver al enunciado del problema

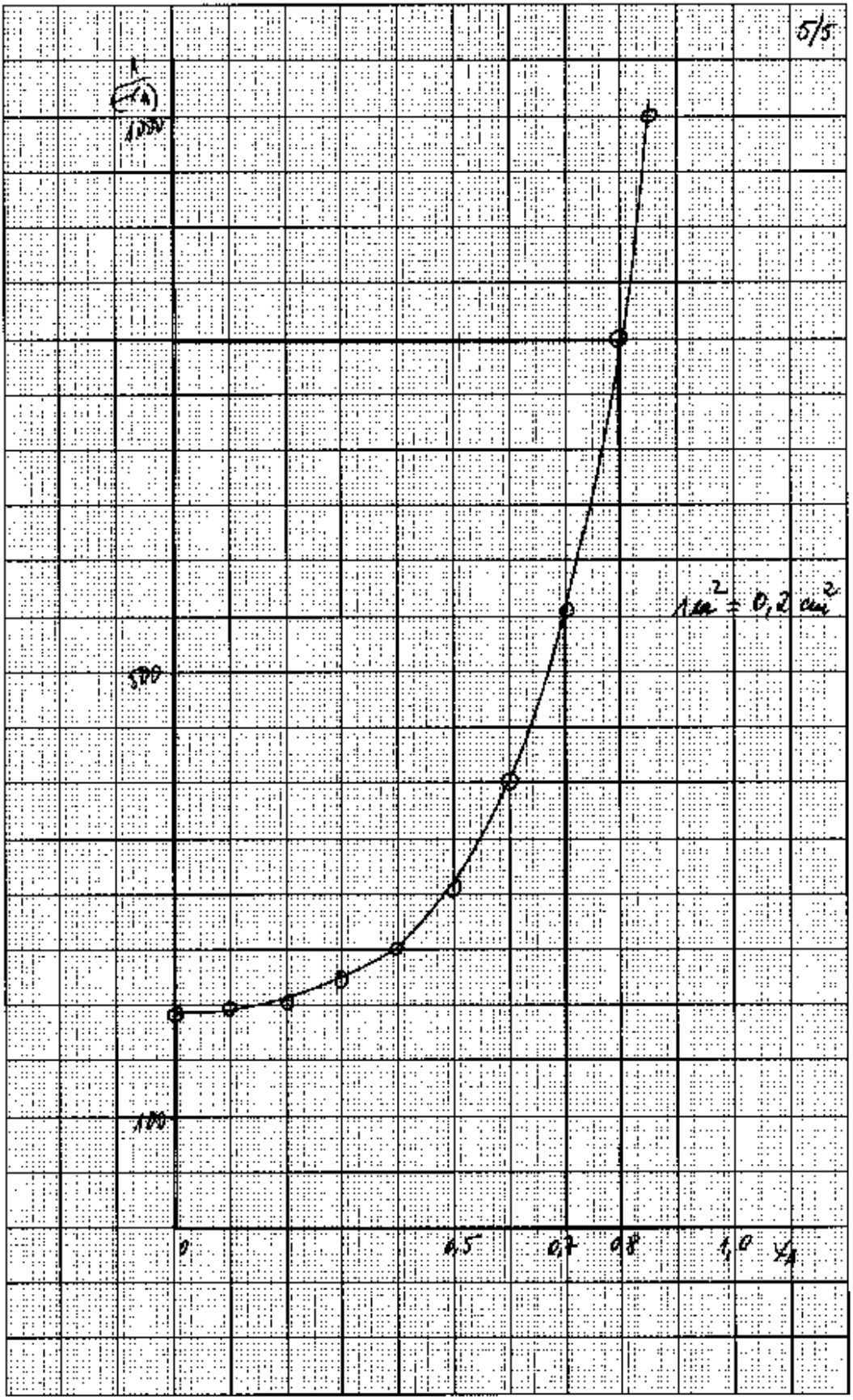
Por lo tanto, para

$$Q = 2.070 \frac{l}{h} = 0,575 \frac{l}{s}$$

$$V_{FP} = Q\, C_{A0} \left(\frac{\tau}{C_{A0}}\right) = (0,575)(0,144)(250) = 20,7\ l$$

Volver al enunciado del problema

C1808-28



Volver al enunciado del problema

$$-r_A \left[\frac{mol}{l \cdot s}\right] = 0{,}0208\ C_A^2$$

Volver al enunciado del problema

Se supondrá una reacción cinética de orden n:

$$-r_A = k\, C_A^n$$

Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$\tau_{mp} = \frac{V}{Q} = \frac{C_{A0} - C_{Af}}{(-r_A)_f}$$

Para el primer reactor:

$$\frac{V}{Q} = \frac{1}{k}\ \frac{1-0,5}{(0,5)^n}$$

Para el segundo reactor:

$$\frac{2V}{Q} = \frac{1}{k}\ \frac{0,5-0,25}{(0,25)^n}$$

Dividiendo ambas ecuaciones:

$$\frac{1}{2} = \frac{0,5}{0,25}\ \frac{(0,25)^n}{(0,5)^n}$$

o bien:

$$\frac{1}{2} = \frac{(0,25)^{n-1}}{(0,5)^{n-1}}$$

de donde:

$$\left(\frac{1}{2}\right)^1 = \left(\frac{1}{2}\right)^{n-1}$$

y, por tanto:

$$n = 2$$

como para el primer reactor $\tau = 96$:

$$96 = \frac{1}{k}\ \frac{1-0,5}{(0,5)^2}$$

Volver al enunciado del problema

se obtendrá:

$$k_2 = 0{,}0208 \ \frac{L}{mol \cdot s}$$

Por tanto, la ecuación cinética será:

$$-r_A = 0{,}0208 \ C_A^2$$

Volver al enunciado del problema

a.) $b = 1.000$ min

b.) $b = 80$ min

Volver al enunciado del problema

Como la reacción:

$$A + B \rightarrow X + Y$$

es de segundo orden, no hay variación de volumen y se emplean concentraciones iguales de reactivos, la ecuación cinética será:

$$-r_A = k C_A^2 = k C_{A0}^2 (1 - x_A)^2$$

Ecuación de diseño del reactor discontinuo:

$$t = C_{A0} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$t = \frac{C_{A0}}{k C_{A0}^2} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(1-x_A)^2} = \frac{1}{k C_{A0}} \left[\frac{1}{1-x_{Af}} - 1 \right]$$

Como $x_{Af} = 0{,}99$ para $t = 10$ min:

$$k C_{A0} = \frac{1}{10} \left[\frac{1}{1-0{,}99} - 1 \right] = 9{,}9 \text{ min}^{-1}$$

Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$\tau_{MP} = \frac{V}{Q} = C_{A0} \frac{x_{Af} - x_{A0}}{(-r_A)_f} = \frac{C_{A0}}{k C_{A0}^2} \frac{x_{Af} - x_{A0}}{(1-x_{Af})^2} = \frac{1}{k C_{A0}} \frac{x_{Af} - x_{A0}}{(1-x_{Af})^2}$$

a) Un solo tanque:

$$\tau_{MP} = \frac{1}{9{,}9} \frac{0{,}99 - 0}{(1-0{,}99)^2} = 1.000 \text{ min}$$

Volver al enunciado del problema

5.) Dos tanques en serie de igual volumen:

$$\tau_{MP1} = \frac{V_1}{Q} = \frac{1}{k C_{A0}} \frac{X_{A1} - X_{A0}}{(1 - X_{A1})^2}$$

$$\tau_{MP2} = \frac{V_2}{Q} = \frac{1}{k C_{A0}} \frac{X_{A2} - X_{A1}}{(1 - X_{A2})^2}$$

Como el caudal es el mismo (disposición en serie) y los volúmenes han de ser iguales:

$$\tau_{MP1} = \tau_{MP2}$$

por tanto:

$$\frac{X_{A1} - X_{A0}}{(1 - X_{A1})^2} = \frac{X_{A2} - X_{A1}}{(1 - X_{A2})^2}$$

es decir:

$$\frac{X_{A1}}{(1 - X_{A1})^2} = \frac{0{,}99 - X_{A1}}{(1 - 0{,}99)^2}$$

de donde:

$$X_{A1}^3 - 2{,}99 X_A^2 + 2{,}98 X_A - 0{,}99 = 0$$

cuya solución permite obtener:

$$X_{A1} = 9951$$

y, por tanto:

$$\tau_{MP1} = \tau_{MP2} = \frac{1}{9{,}9} \frac{0{,}951 - 0}{(1 - 0{,}951)^2} = 40 \text{ min}$$

y el tiempo total, al estar ambos reactores en serie:

$$\tau_{MP} = \tau_{MP1} + \tau_{MP2} = 40 + 40 = 80 \text{ min}$$

Volver al enunciado del problema

a.) $(X_A)_{1\ Reactor} = 0,612$

$(X_A)_{2\ Reactores} = 0,688$

b.) $(X_A)_{paralelo} = 0,612$

c.) $(X_A)_{Tubular} = 0,794$

d) $(X_A)_{MP+FP} = 0,746$

Volver al enunciado del problema

C1Q08-31
1/

Ecuación cinética:

$$-r_A = k C_A = k C_{A0}(1-X_A)$$

$$k = 0{,}158\ [min^{-1}]$$

Ecuaciones de diseño:

$$\tau_{MP} = \frac{V}{Q} = C_{A0}\frac{X_{Af}-X_{A0}}{(-r_A)_f} = \frac{1}{k}\frac{X_{Af}-X_{A0}}{1-X_{Af}}$$

$$\tau_{FP} = \frac{V}{Q} = C_{A0}\int_{X_{A0}}^{X_{Af}}\frac{dX_A}{(-r_A)} = \frac{1}{k}\int_{X_{A0}}^{X_{Af}}\frac{dX_A}{(1-X_A)} = \frac{1}{k}\ln\frac{1-X_{A0}}{1-X_{Af}}$$

a.)

$Q = 500\ \frac{cm^3}{min}$ $\quad X_{A0}=0$ $\longrightarrow$ (P) $\longrightarrow X_{Af}$

$V = 5.000\ cm^3$

$$\tau_{MP} = \frac{5.000}{500} = \frac{1}{0{,}158}\frac{X_{Af}-0}{1-X_{Af}}$$

de donde:

$$X_{Af} = 0{,}612$$

$Q = 500\ \frac{cm^3}{min}$ $\quad X_{A0}=0$ $\longrightarrow$ (P) $\longrightarrow X_{A1}$ $\longrightarrow$ (P) $\longrightarrow X_{A2}$

$V_1 = 2.500\ cm^3$ $\quad V_2 = 2.500\ cm^3$

$$\tau_{MP1} = \frac{2.500}{500} = \frac{1}{0{,}158}\frac{X_{A1}-0}{1-X_{A1}}$$

de donde:

$$X_{A1} = 0{,}441$$

$$\tau_{MP2} = \frac{2.500}{500} = \frac{1}{0{,}158}\frac{X_{A2}-0{,}441}{1-X_{A2}}$$

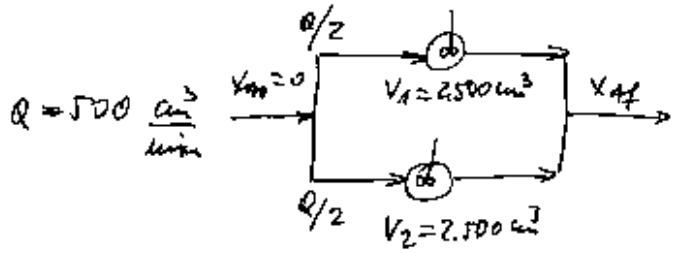
Volver al enunciado del problema

de donde:

$$X_{Af} = 0{,}688$$

La conversión será mayor utilizando dos reactores en serie.

b.)



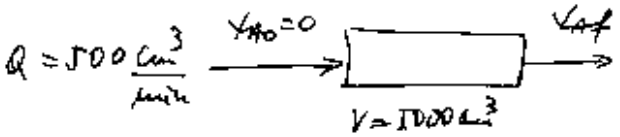
$$\tau_{MP1} = \tau_{MP2} = \frac{2.500}{250} = \frac{1}{0{,}158}\ \frac{X_{Af} - 0}{1 - X_{Af}}$$

de donde:

$$X_{Af} = 0{,}612$$

Se obtiene la misma conversión que con un solo reactor de 5 l.

c.)



$$\tau_{FP} = \frac{5.000}{500} = \frac{1}{0{,}158}\ \ln\frac{1-0}{1-X_{Af}}$$

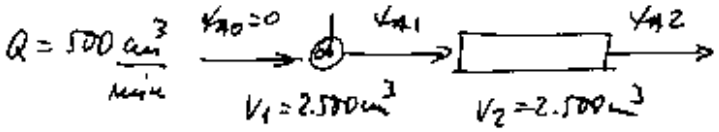
de donde:

$$X_{Af} = 0{,}794$$

La conversión es mayor que en cualquiera de los casos anteriores.

Volver al enunciado del problema

d.)



$$\tau_{MP} = \frac{2.500}{500} = \frac{1}{0,158} \quad \frac{X_{A1} - 0}{1 - X_{A1}}$$

de donde:

$$X_{A1} = 0,441$$

$$\tau_{FP} = \frac{2.500}{500} = \frac{1}{0,158} \ln \frac{1 - 0,441}{1 - X_{A2}}$$

de donde:

$$X_{A2} = 0,746$$

La conversión es mayor que en a) y b), pero menor que en c).

Volver al enunciado del problema

$y_A = 0,748$

Volver al enunciado del problema

Ecuación cinética:

$$-r_A = kC_A = kC_{A0}(1-X_A)$$

$$k = 0{,}158\ [min^{-1}]$$

Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$\tau_{MP} = \frac{V}{Q} = C_{A0}\,\frac{X_{Af} - X_{A0}}{(-r_A)_f}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$\tau = \frac{V}{Q} = \frac{C_{A0}}{kC_{A0}}\,\frac{X_{Af} - X_{A0}}{1 - X_{Af}} = \frac{1}{k}\,\frac{X_{Af} - X_{A0}}{1 - X_{Af}}$$

El caudal será el mismo para los dos reactores:

$$Q = 400\,\frac{cm^3}{min} = 0{,}4\,\frac{l}{min}$$

Primer reactor ($V_1 = 1\,l$)

$$\frac{1}{0{,}4} = \frac{1}{0{,}158}\,\frac{X_{A1} - 0}{1 - X_{A1}}$$

de donde:

$$X_{A1} = 0{,}283$$

Segundo reactor ($V_2 = 2\,l$)

$$\frac{2}{0{,}4} = \frac{1}{0{,}158}\,\frac{X_{A2} - 0{,}283}{1 - X_{A2}}$$

de donde:

$$X_{A2} = 0{,}599$$

Volver al enunciado del problema

Tercer reactor ($V_3 = 1,5\ \ell$)

$$\frac{1,5}{0,4} = \frac{1}{0,158}\ \frac{X_{A3} - 0,599}{1 - X_{A3}}$$

de donde:

$$X_{A3} = 0,748$$

Obsérvese que la conversión obtenida en un reactor único cuyo volumen fuese el volumen total ($V = 4,5\ \ell$) sería:

$$\frac{4,5}{0,4} = \frac{1}{0,158}\ \frac{X_{A3}}{1 - X_{A3}}$$

de donde:

$$X_{A3} = 0,640$$

que, como puede verse, es inferior a la del sistema de reactores en serie.

Volver al enunciado del problema

$C_{A1} = 1{,}01 \text{ mol/l}$

$C_{A2} = 0{,}676 \text{ mol/l}$

$C_{A3} = 0{,}581 \text{ mol/l}$

Volver al enunciado del problema

Según las unidades de la constante cinética, debe tratarse de una reacción de primer orden:

$$-r_A = k\, C_A$$

$$k = 0{,}274\ [min^{-1}]$$

Los volúmenes de los tanques serán:

$$V_1 = 60\ l$$
$$V_2 = 30\ l$$
$$V_3 = 10\ l$$

y el caudal de alimentación:

$$Q = 1.000\ \frac{l}{h} = 16{,}67\ \frac{l}{min}$$

Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$\tau_{mp} = \frac{V}{Q} = \frac{C_{A0} - C_{Af}}{(-r_A)_f}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$\frac{V}{Q} = \frac{1}{k}\ \frac{C_{A0} - C_{Af}}{C_{Af}}$$

Para el primer reactor:

$$\frac{60}{16{,}67} = \frac{1}{0{,}274}\ \frac{2 - C_{A1}}{C_{A1}}$$

de donde:

$$C_{A1} = 1{,}01\ \frac{mol}{l}$$

Para el segundo reactor:

Volver al enunciado del problema

$$\frac{30}{16,67} = \frac{1}{0,274} \quad \frac{1,01 - C_{A2}}{C_{A2}}$$

de donde:

$$C_{A2} = 0,676 \ \frac{mol}{l}$$

Para el tercer reactor:

$$\frac{10}{16,67} = \frac{1}{0,274} \quad \frac{0,676 - C_{A3}}{C_{A3}}$$

de donde:

$$C_{A3} = 0,581 \ \frac{mol}{l}$$

Volver al enunciado del problema

$$\frac{[Q]_{FP+MP}}{Q_0} = 2,07$$

$$\frac{[Q]_{MP+FP}}{Q_0} = 1,5$$

Mejor orden: FP + MP

Volver al enunciado del problema

Como la reacción es elemental, la ecuación cinética es:

$$-r_A = k C_A^2$$

Ecuación de diseño del reactor tubular:

$$\tau_{FP} = \frac{V}{Q} = -\int_{C_{A0}}^{C_{Af}} \frac{dC_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$\tau_{FP} = \frac{V}{Q} = -\frac{1}{k}\int_{C_{A0}}^{C_{Af}} \frac{dC_A}{C_A^2} = \frac{1}{k}\left(\frac{1}{C_{Af}} - \frac{1}{C_{A0}}\right)$$

Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$\tau_{MP} = \frac{V}{Q} = \frac{C_{A0} - C_{Af}}{(-r_A)_f}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$\tau_{MP} = \frac{V}{Q} = \frac{1}{k}\,\frac{C_{A0} - C_{Af}}{C_{Af}^2}$$

En el reactor tubular original:

$$C_{A0} = 1 \frac{mol}{l}$$

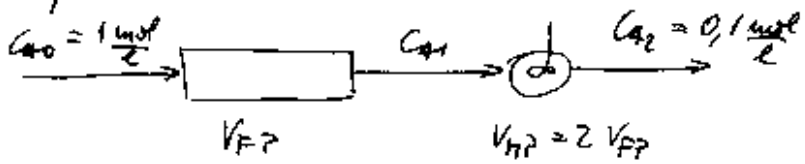
$$C_{Af} = 1(1 - 0{,}9) = 0{,}1 \frac{mol}{l}$$

y, por tanto:

$$[\tau_{FP}]_0 = \frac{1}{k}\left(\frac{1}{0{,}1} - \frac{1}{1}\right) = \frac{9}{k}$$

Volver al enunciado del problema

Disposición FP + MP



$$\tau_{FP} = \frac{1}{k}\left(\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A0}}\right) = \frac{1}{k}\left(\frac{1}{C_{A1}} - \frac{1}{1}\right)$$

de donde:

$$C_{A1} = \frac{1}{1 + \tau_{FP}\, k}$$

$$\tau_{MP} = \frac{1}{k}\,\frac{C_{A1} - C_{A2}}{C_{A2}^2}$$

a decir:

$$2\,\tau_{FP} = \frac{1}{k}\,\frac{\frac{1}{1+\tau_{FP}k} - 0,1}{0,1^2}$$

de donde:

$$(\tau_{FP}\cdot k)^2 + 6(\tau_{FP}\cdot k) - 45 = 0$$

Cuya solución lleva a:

$$X_1 = 4,348$$

$$X_2 = -10,348 \text{ (inválida)}$$

Por tanto:

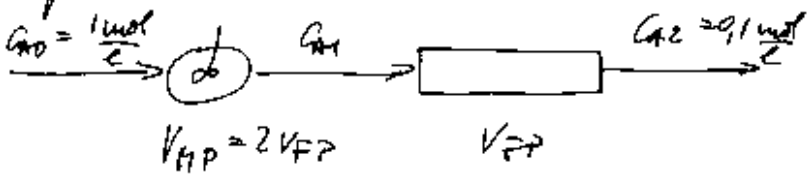
$$[\tau_{FP}]_1 = \frac{4,348}{k}$$

Comparando con el reactor inicial se obtiene un aumento de producción:

$$\frac{[\tau_{FP}]_0}{[\tau_{FP}]_1} = \frac{[Q]_1}{[Q]_0} = \frac{9/k}{4,348/k} = 2,07$$

Volver al enunciado del problema

Disposición FP + MP



$$\tau_{FP} = \frac{1}{k}\left(\frac{1}{C_{A2}} - \frac{1}{C_{A1}}\right) = \frac{1}{k}\left(\frac{1}{1} - \frac{1}{C_{A1}}\right)$$

de donde:

$$C_{A1} = \frac{1}{10 - \tau_{FP}\, k}$$

$$\tau_{MP} = \frac{1}{k}\ \frac{C_{A0} - C_{A1}}{C_{A1}^2}$$

es decir:

$$2\tau_{FP} = \frac{1}{k}\ \frac{1 - \frac{1}{10 - \tau_{FP} k}}{\left(\frac{1}{10 - \tau_{FP} k}\right)^2}$$

de donde:

$$(\tau_{FP} \cdot k)^2 - 21(\tau_{FP} \cdot k) + 90 = 0$$

Cuya resolución lleva a:

$$x_1 = 15 \quad (\text{inválida, ha de ser} < 9)$$
$$x_2 = 6$$

Por tanto:

$$[\tau_{FP}]_2 = \frac{6}{k}$$

Comparando con el reactor inicial se obtiene un aumento de producción:

$$\frac{[\tau_{FP}]_0}{[\tau_{FP}]_2} = \frac{[Q]_2}{[Q]_0} = \frac{9/k}{6/k} = 1{,}5$$

Volver al enunciado del problema

El orden de colocación más adecuado es, según los resultados obtenidos, primero el reactor tubular y luego el reactor tipo tanque agitado.

Volver al enunciado del problema

a.) $\frac{[Q]_{FP+MP}}{Q_0} = 3{,}88$

$\frac{[Q]_{MP+FP}}{Q_0} = 1{,}84$

Orden: FP + MP

b.) Al aumentar G_{A0} aumentará la producción.
Las producciones relativas no varían.

Volver al enunciado del problema

Como la reacción

$$A + B \longrightarrow 2R + S$$

S elemental, en fase líquida y se emplean cantidades equimolares de A y B, la ecuación cinética será:

$$-r_A = k C_B^2 = k C_{A0}^2 (1 - x_A)^2$$

Ecuación de diseño del reactor tubular:

$$\tau_{FP} = \frac{V}{Q} = C_{A0} \int_{x_{A0}}^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(-r_A)}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$\tau_{FP} = \frac{V}{Q} = \frac{C_{A0}}{k C_{A0}^2} \int_{x_{A0}}^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(1 - x_A)^2} = \frac{1}{k C_{A0}} \left[\frac{1}{1 - x_{Af}} - \frac{1}{1 - x_{A0}} \right]$$

Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$\tau_{TP} = \frac{V}{Q} = C_{A0} \frac{x_{A0} - x_{Af}}{(-r_A)_f}$$

Sustituyendo la ecuación cinética:

$$\tau_{TP} = \frac{V}{Q} = \frac{C_{A0}}{k C_{A0}^2} \frac{x_{A0} - x_{Af}}{(1 - x_{Af})^2} = \frac{1}{k C_{A0}} \frac{x_{Af} - x_{A0}}{(1 - x_{Af})^2}$$

En el reactor tubular original:

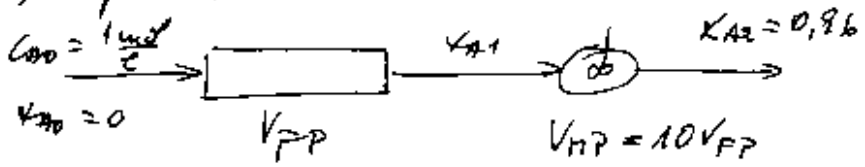
$$C_{A0} = 1 \text{ mol/l} \qquad \begin{cases} x_{A0} = 0 \\ x_{Af} = 0{,}96 \end{cases}$$

y, por tanto:

$$\tau_{FP} = \frac{1}{k C_{A0}} \left[\frac{1}{1 - 0{,}96} - \frac{1}{1} \right] = \frac{24}{k C_{A0}}$$

Volver al enunciado del problema

4.) Disposición FP + MP



$$\tau_{FP} = \frac{1}{k C_{A0}} \left[\frac{1}{1 - x_{A1}} - \frac{1}{1} \right] = \frac{1}{k C_{A0}} \frac{x_{A1}}{1 - x_{A1}}$$

de donde:

$$x_{A1} = \frac{\tau_{FP} k C_{A0}}{1 + \tau_{FP} k C_{A0}}$$

$$\tau_{MP} = \frac{1}{k C_{A0}} \frac{x_{A2} - x_{A1}}{(1 - x_{A2})^2}$$

y dado:

$$10\, \tau_{FP} = \frac{1}{k C_{A0}} \frac{0,96 - \dfrac{\tau_{FP} k C_{A0}}{1 + \tau_{FP} k C_{A0}}}{(1 - 0,96)^2}$$

Cuya solución lleva a:

$$x_1 = 6,191$$
$$x_2 = -9,691 \text{ (inviable)}$$

Por tanto:

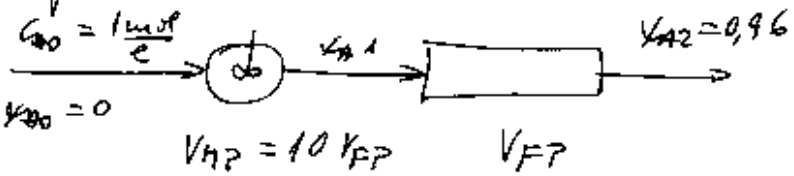
$$[\tau_{FP}]_1 = \frac{6,191}{k C_{A0}}$$

Comparando con el reactor inicial se obtiene un aumento de producción:

$$\frac{[\tau_{FP}]_0}{[\tau_{FP}]_1} = \frac{[Q]_1}{[Q]_0} = \frac{24/k C_{A0}}{6,191/k C_{A0}} = 3,88$$

Volver al enunciado del problema

Disposición MP + FP



$$\tau_{FP} = \frac{1}{k C_{A0}} \left[\frac{1}{1 - X_{A2}} - \frac{1}{1 - X_{A1}} \right] = \frac{1}{k C_{A0}} \left[\frac{1}{1 - 0{,}96} - \frac{1}{1 - X_{A1}} \right]$$

de donde:

$$X_{A1} = \frac{\tau_{FP} k C_{A0} - 24}{\tau_{FP} k C_{A0} - 25}$$

$$\tau_{MP} = \frac{1}{k C_{A0}} \frac{X_{A1} - X_{A0}}{(1 - X_{A1})^2}$$

es decir:

$$10\, \tau_{FP} = \frac{1}{k C_{A0}} \frac{\frac{\tau_{FP} k C_{A0} - 24}{\tau_{FP} k C_{A0} - 25} - 0}{\left(1 - \frac{\tau_{FP} k C_{A0} - 24}{\tau_{FP} k C_{A0} - 25}\right)^2}$$

de donde:

$$(\tau_{FP} k C_{A0})^2 - 59 (\tau_{FP} k C_{A0}) + 600 = 0$$

cuya solución lleva a:

$X_1 = 45{,}939$ (inviable, ha de ser < 24)

$X_2 = 13{,}061$

Por tanto:

$$[\tau_{FP}]_2 = \frac{13{,}061}{k C_{A0}}$$

Comparando con el reactor inicial se obtiene un aumento de producción:

$$\frac{[\tau_{FP}]_0}{[\tau_{FP}]_2} = \frac{[Q]_2}{[Q]_0} = \frac{24/k C_{A0}}{13{,}061/k C_{A0}} = 1{,}84$$

Volver al enunciado del problema

El orden de colocación más adecuado es, según los resultados obtenidos, primero el reactor tubular y luego el reactor tipo tanque.

b.) Como C_{A0} aparece en el denominador de las ecuaciones de diseño, al aumentar su valor, disminuirán los tiempos espaciales y, por tanto, aumentará la producción. No obstante, los valores de producción relativos obtenidos seguirán siendo los mismos, ya que C_{A0} se cancela en las ecuaciones de comparación.

Volver al enunciado del problema

a.) $C_A = 0{,}040\ mol/l$

b.) $C_A = 0{,}048\ mol/l$

c.) $C_A = 0{,}042\ mol/l$

d) $V = 13{,}2\ m^3$

Volver al enunciado del problema

Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado:

$$\theta = \frac{V}{Q} = \frac{C_{A0} - C_{Af}}{(-r_A)_f}$$

Como se dispone de los datos $(-r_A) - C_A$, puede intentarse obtener la ecuación cinética a partir de ella o utilizarlos directamente en el cálculo de los reactores.

Así, la ecuación anterior puede ponerse de la forma, para cualquier reactor de una serie:

$$(-r_A)_i = -\frac{1}{\theta_i}(C_{Ai} - C_{Ai-1})$$

Ecuación de una recta de pendiente $-1/\theta_i$ que pasa por los puntos $[C_{Ai}; (-r_{Ai})]$ y $[C_{Ai-1}; 0]$. Por tanto, podrán obtenerse las concentraciones de salida de cada reactor, conociendo la de entrada, mediante la curva $(-r_A) - C_A$, como se muestra en la gráfica adjunta.

a.) $\theta_1 = \theta_2 = \theta_3 = \frac{V}{Q} = \frac{1}{0,4} = 2,5\ h$

$$-\frac{1}{\theta_1} = -\frac{1}{\theta_2} = -\frac{1}{\theta_3} = -0,4$$

Primer reactor:

Recta $\begin{cases} (0,25; 0) \\ (0,125; 0,05) \end{cases}$ Corte: $C_{A1} = 0,146\ \frac{mol}{l}$

Volver al enunciado del problema

Segundo reactor:

Recta $\begin{cases} (0,146;\ 0) \\ (0,04;\ 0,05) \end{cases}$ Corte: $C_{A2} = 0,078 \frac{mol}{l}$

Tercer reactor:

Recta $\begin{cases} (0,078;\ 0) \\ (0,028;\ 0,02) \end{cases}$ Corte: $C_{A3} = 0,040 \frac{mol}{l}$

5.) Primer reactor:

$$\tau_1 = \frac{0,5}{0,4} = 1,25$$

$$-\frac{1}{\tau_1} = -0,8$$

Recta $\begin{cases} (0,25;\ 0) \\ (0,188;\ 0,05) \end{cases}$ Corte: $C_{A1} = 0,194 \frac{mol}{l}$

Segundo reactor:

$$\tau_2 = \frac{1}{0,4} = 2,50$$

$$-\frac{1}{\tau_2} = -0,40$$

Recta $\begin{cases} (0,194;\ 0) \\ (0,069;\ 0,05) \end{cases}$ Corte: $C_{A2} = 0,106 \frac{mol}{l}$

Tercer reactor:

$$\tau_3 = \frac{1,5}{0,4} = 3,75$$

Volver al enunciado del problema

$-\frac{1}{\tau_3} = -0,267$

Recta $\begin{cases} (0,106; 0) \\ (0,041; 0,02) \end{cases}$ Corte: $C_{A3} = 0,048 \frac{mol}{l}$

c.) Primer reactor:

$\tau_1 = \frac{1,5}{0,4} = 3,75$

$-\frac{1}{\tau_1} = -0,267$

Recta $\begin{cases} (0,25; 0) \\ (0,063; 0,05) \end{cases}$ Corte: $C_{A1} = 0,114 \frac{mol}{l}$

Segundo reactor:

$\tau_2 = \frac{1}{0,4} = 2,50$

$-\frac{1}{\tau_2} = -0,40$

Recta $\begin{cases} (0,114; 0) \\ (0,035; 0,03) \end{cases}$ Corte: $C_{A2} = 0,060 \frac{mol}{l}$

Tercer reactor:

$\tau_3 = \frac{0,5}{0,4} = 1,25$

$-\frac{1}{\tau_3} = -0,8$

Recta $\begin{cases} (0,060; 0) \\ (0,023; 0,03) \end{cases}$ Corte: $C_{A3} = 0,042 \frac{mol}{l}$

Volver al enunciado del problema

d.) Primer reactor:

$\theta_1 = \frac{1}{0,4} = 2,50$

$-\frac{1}{\theta_1} = -0,40$

Recta $\begin{cases}(0,25;\ 0)\\(0,125;\ 0,05)\end{cases}$ Corte: $C_{A1} = 0,146\ \frac{mol}{l}$

Segundo reactor:

$\theta_2 = \frac{1}{0,4} = 2,50$

$-\frac{1}{\theta_1} = -0,40$

Recta $\begin{cases}(0,146;\ 0)\\(0,021;\ 0,05)\end{cases}$ Corte: $C_{A2} = 0,076\ \frac{mol}{l}$

Tercer reactor:

En la gráfica $\begin{cases}C_{A3} = 0,01\\-r_A = 0,002\end{cases}$

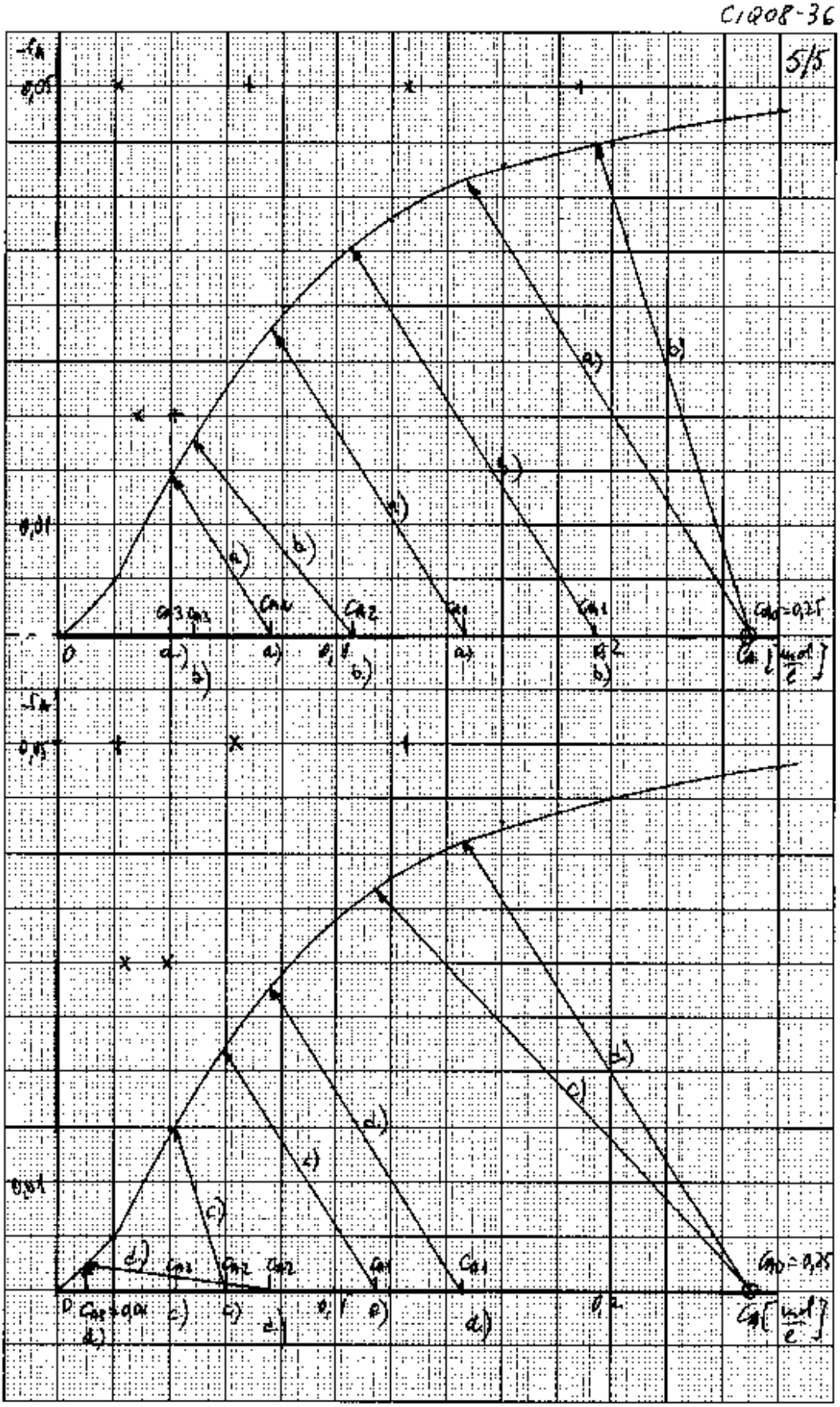
Por tanto: $0,002 = -\frac{1}{\theta_3}(0,010 - 0,076)$

de donde: $\theta_3 = 33\ h$

Por tanto:

$V = Q \cdot \theta = (0,4)(33) = 13,2\ m^3$

Volver al enunciado del problema



Volver al enunciado del problema

a.) $(C_R)_{max} = \frac{1}{2} \frac{k_1}{k_2} \ln\left(1 + \frac{2k_2}{k_1} C_{A0}\right)$

b.) Relación entre constantes:

$$\frac{k_2}{k_1} = 0{,}652$$

Volver al enunciado del problema

El esquema de reacciones propuesto permite poner las ecuaciones cinéticas de la forma:

$$\frac{dC_R}{dt} = k_1 C_A$$

$$\frac{dC_S}{dt} = k_2 C_A^2$$

y, por tanto, según la estequiometría:

$$-\frac{dC_A}{dt} = k_1 C_A + 2 k_2 C_A^2$$

a.) El valor máximo de C_R se alcanzará cuando la conversión del reactivo sea máxima, es decir, cuando $C_A = 0$. Si inicialmente no hay productos ($C_{R0} = C_{S0} = 0$) se tendrá:

$$\frac{dC_R}{-dC_A} = \frac{k_1 C_A}{k_1 C_A + 2 k_2 C_A^2} = \frac{1}{1 + 2\frac{k_2}{k_1} C_A}$$

Integrando:

$$C_R = \frac{1}{2} \frac{k_1}{k_2} \ln \frac{1 + 2\frac{k_2}{k_1} C_{A0}}{1 + 2\frac{k_2}{k_1} C_A}$$

Como $C_A = 0$ para $(C_R)_{máx}$:

$$(C_R)_{máx} = \frac{1}{2} \frac{k_1}{k_2} \ln \left(1 + 2\frac{k_2}{k_1}\right) C_{A0}$$

b.) La variación de C_S con C_A se obtiene de la forma:

$$\frac{dC_S}{dC_A} = \frac{k_2 C_A^2}{k_1 C_A + 2 k_2 C_A^2} = \frac{C_A}{\frac{k_1}{k_2} + 2 C_A}$$

Volver al enunciado del problema

Integrando:

$$-\int_0^{C_5} dC_5 = \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{C_A\, dC_A}{2C_A + \frac{k_1}{k_2}}$$

Haciendo el cambio de variable:

$$z = 2C_A + \frac{k_1}{k_2} \qquad C_A = \frac{1}{2}\left(z - \frac{k_1}{k_2}\right)$$

$$dz = 2\,dC_A \qquad dC_A = \frac{1}{2}\,dz$$

$$\int \frac{C_A\, dC_A}{2C_A + \frac{k_1}{k_2}} = \frac{1}{4}\int \frac{(z - k_1/k_2)\,dz}{z} = \frac{1}{4}\int dz - \frac{1}{4}\frac{k_1}{k_2}\int \frac{dz}{z}$$

De donde:

$$C_5 = \frac{1}{2}C_{A0} - \frac{1}{2}C_A - \frac{1}{4}\frac{k_1}{k_2}\ln\frac{2C_{A0} + k_1/k_2}{2C_A + k_1/k_2}$$

Si la conversión es total, $C_A = 0$ y, por tanto:

$$\frac{1}{2}C_{A0} - C_5 = \frac{1}{4}\frac{k_1}{k_2}\ln\left(2\frac{k_2}{k_1}C_{A0} + 1\right)$$

Como $\begin{cases} C_{A0} = 1 \\ C_5 = 0{,}8 \end{cases}$

Se tendrá:

$$\frac{k_2}{k_1} = \frac{\ln\left(2\frac{k_2}{k_1} + 1\right)}{1{,}28}$$

Realizando un tanteo por iteración directa, se obtiene:

$$\frac{k_2}{k_1} = 0{,}652$$

que representa la relación entre las cinéticas de la reacción.

Volver al enunciado del problema

$$C_{D0} = 19{,}599 \ \frac{mol}{l}$$

Volver al enunciado del problema

El esquema de reacción:

$$A + D \xrightarrow{k_1} R$$
$$B + D \xrightarrow{k_2} S$$

tiene como ecuaciones cinéticas:

$$-\frac{dC_A}{dt} = k\, C_A C_B \qquad (k_1 = 21)$$

$$-\frac{dC_B}{dt} = k_2\, C_B C_D \qquad (k_2 = 147)$$

siendo los balances de materia:

$$C_{A0} = C_A + C_R$$
$$C_{B0} = C_B + C_S$$
$$C_{D0} = C_D + C_R + C_S$$

de donde:

$$C_{A0} + C_{B0} = C_A + C_B + C_{D0} - C_D$$

Como D interviene en las dos reacciones, se consumirá antes que A o B, por lo que será el reactivo limitante. Por tanto, si las reacciones transcurren hasta conversión completa, $C_D = 0$ y se tendrá:

$$C_{D0} = C_{A0} + C_{B0} - (C_A + C_B)$$

Será necesario calcular, pues, las concentraciones de A y B que quedan después de reaccionar, considerando que la disolución final deberá cumplir la condición:

$$\frac{C_A}{C_D} \geq 100$$

Volver al enunciado del problema

Dividiendo ambas ecuaciones cinéticas:

$$\frac{dC_A}{dC_B} = \frac{k_1}{k_2}\frac{C_A}{C_B}$$

o bien:

$$\frac{dC_A}{C_A} = \frac{k_1}{k_2}\frac{dC_B}{C_B}$$

Integrando:

$$\ln\frac{C_A}{C_{A0}} = \frac{k_1}{k_2}\ln\frac{C_B}{C_{B0}}$$

Como $C_A = 100\,C_B$:

$$\ln\frac{100\,C_B}{C_{A0}} = \frac{k_1}{k_2}\ln\frac{C_B}{C_{B0}}$$

Para $\begin{cases} C_{A0} = 45 \\ C_{B0} = 5 \end{cases}$ $\quad \ln(2{,}22\,C_B) = 0{,}143\,\ln(0{,}7\,C_B)$

de donde:

$$C_B = \left(\frac{0{,}2^{\,0{,}143}}{2{,}22}\right)^{1{,}167} = 0{,}301\ \frac{mol}{l}$$

y, por tanto:

$$C_A = 100\,C_B = 30{,}1\ \frac{mol}{l}$$

Del balance de materia:

$$C_{D0} = 45 + 5 - (30{,}1 + 0{,}301) = 15{,}599\ \frac{mol}{l}$$

Es decir, por cada litro de disolución de A+B habrá que añadir 19,6 moles de D para obtener la mezcla deseada.

Volver al enunciado del problema

a.) $X_R = 0,21$

b.) $X_R = 0,16$

Volver al enunciado del problema

El esquema de reacción:

$$A + D \xrightarrow{k_1} R$$
$$B + D \xrightarrow{k_2} S$$

tiene como ecuaciones cinéticas:

$$\frac{-dC_A}{dt} = k_1 C_A C_D$$
$$\frac{-dC_B}{dt} = k_2 C_B C_D$$

Siendo los balances de materia:

$$C_{A0} = C_A + C_R$$
$$C_{B0} = C_B + C_S$$
$$C_{D0} = C_D + C_R + C_S$$

Dividiendo ambas ecuaciones cinéticas:

$$\frac{dC_A}{dC_B} = \frac{k_1}{k_2} \frac{C_A}{C_B}$$

o bien:

$$\frac{dC_A}{C_A} = \frac{k_1}{k_2} \frac{dC_B}{C_B}$$

Integrando:

$$\ln \frac{C_A}{C_{A0}} = \frac{k_1}{k_2} \ln \frac{C_B}{C_{B0}}$$

Según los datos:

$$\frac{k_1}{k_2} = \frac{1}{0,2} = 5$$

$$C_{A0} = C_{B0} = C_{D0}$$

Volver al enunciado del problema

a.) Según el enunciado:

$$G_R = 0{,}5\, G_{AO}$$

Del balance de A:

$$G_{AO} = 0{,}5\, G_{AO} + G_R$$

de donde:

$$G_R = 0{,}5\, G_{AO}$$

De la ecuación diferencial integrada:

$$\ln 0{,}5 = 5 \ln \frac{G_B}{G_{BO}}$$

de donde:

$$G_B = 0{,}87\, G_{BO}$$

Del balance de materia de B:

$$G_{BO} = 0{,}87\, G_{BO} + G_S$$

de donde:

$$G_S = 0{,}13\, G_{BO}$$

Del balance de materia de D:

$$G_{DO} = G_D + 0{,}5\, G_{AO} + 0{,}13\, G_{BO}$$

de donde:

$$G_D = G_{DO} - 0{,}5\, G_{AO} - 0{,}13\, G_{BO} = 0{,}37\, G_{DO}$$

La fracción de R en el producto será:

$$X_R = \frac{0{,}5}{0{,}5 + 0{,}87 + 0{,}37 + 0{,}5 + 0{,}13} = 0{,}21$$

Volver al enunciado del problema

b.) Según el enunciado:

$$C_D = 0,5\, C_{D0}$$

Del balance de materia de D:

$$C_{D0} = 0,5\, C_{D0} + C_E + C_S$$

de donde:

$$C_E + C_S = 0,5\, C_{D0} = 0,5\, C_{A0}$$

De la suma de los balances de A y B:

$$C_{A0} + C_{B0} = C_A + C_B + (C_E + C_S) = C_A + C_B + 0,5\, C_{A0}$$

de donde:

$$C_A = 1,5\, C_{A0} - C_B$$

Sustituyendo en la ecuación integrada:

$$\ln \frac{1,5\, C_{A0} - C_B}{C_{A0}} = 5 \ln \frac{C_B}{C_{A0}}$$

$$1,5 - \frac{C_B}{C_{A0}} = \left(\frac{C_B}{C_{A0}}\right)^5$$

es decir:

$$\frac{C_B}{C_{A0}} = \left(1,5 - \frac{C_B}{C_{A0}}\right)^{1/5}$$

Resolviendo por iteración directa se obtiene:

$$\frac{C_B}{C_{A0}} = 0,9$$

es decir:

$$C_B = 0,90\, C_{A0}$$

Por tanto:

$$C_A = 1,5\, C_{A0} - 0,90\, C_{A0} = 0,60\, C_{A0}$$

Volver al enunciado del problema

Del balance de A:

$$C_{A0} = C_A + C_R$$

$$C_R = C_{A0} - 0{,}60\,C_{A0} = 0{,}40\,C_{A0}$$

Del balance de B:

$$C_{B0} = C_B + C_S$$

$$C_S = C_{B0} - 0{,}90\,C_{A0} = 0{,}10\,C_{A0}$$

La fracción total de R en el producto será, pues:

$$x_R = \frac{0{,}40}{0{,}60 + 0{,}90 + 0{,}50 + 0{,}40 + 0{,}10} = 0{,}16$$

Volver al enunciado del problema

$C_R = 27,95 \ mol/m^3$

$C_S = 8,05 \ mol/m^3$

Volver al enunciado del problema

De las ecuaciones cinéticas puede obtenerse:

$$\frac{dC_R}{dt} = k_1 C_A^2$$

$$\frac{dC_S}{dt} = k_2 C_A$$

$$-\frac{dC_A}{dt} = k_1 C_A^2 + k_2 C_A$$

El rendimiento del producto R será:

$$\frac{dC_R}{-dC_A} = \frac{k_1 C_A^2}{k_1 C_A^2 + k_2 C_A} = \frac{C_A}{C_A + \frac{k_2}{k_1}} = \frac{C_A}{C_A + K}$$

Como inicialmente no hay producto, $C_{R0} = 0$, por tanto:

$$C_R = -\int \frac{C_A\, dC_A}{C_A + K}$$

Haciendo el cambio de variable:

$$\left.\begin{array}{l} C_A + K = z \\ C_A = z - K \\ dC_A = dz \end{array}\right\} \quad C_R = -\int \frac{(z-K)\,dz}{z} = -\int dz + K\frac{dz}{z}$$

de donde:

$$C_R = z_0 - z + K \ln \frac{z}{z_0}$$

y, deshaciendo los cambios:

$$C_R = C_{A0} - C_A + \frac{k_2}{k_1} \ln \frac{C_A + \frac{k_2}{k_1}}{C_{A0} + \frac{k_2}{k_1}}$$

Como la conversión es del 90%:

Volver al enunciado del problema

$$C_A = C_{A0}(1-x_A) = 40(1-0,9) = 4 \text{ mol/m}^3$$

Por lo que:

$$C_R = 40 - 4 + \frac{2}{0,4} \ln \frac{4+\frac{2}{0,4}}{40+\frac{2}{0,4}} = 27,95 \text{ mol/m}^3$$

La concentración de S puede obtenerse mediante un balance de materia:

$$C_{A0} = C_A + C_R + C_S$$

de donde:

$$40 = 4 + 27,95 + C_S$$

y, por tanto:

$$C_S = 8,05 \text{ mol/m}^3$$

Volver al enunciado del problema

$(C_R)_{máx} = 2{,}39\ mol/l$

Volver al enunciado del problema

Las ecuaciones cinéticas pueden ponerse de la forma:

$$\frac{dC_R}{dt} = C_A$$

$$\frac{dC_S}{dt} = 1$$

$$\frac{-dC_A}{dt} = C_A + 1$$

Para el producto R:

$$\frac{dC_R}{-dC_A} = \frac{C_A}{C_A + 1}$$

El valor máximo de la concentración de producto se alcanzará cuando la conversión de reactivo sea máxima, es decir, cuando $C_A = 0$. Como además inicialmente no hay productos, $C_{R_0} = 0$. Por tanto, integrando:

$$C_R = -\int \frac{C_A \, dC_A}{C_A + 1}$$

Haciendo el cambio de variable:

$$\left.\begin{array}{l} C_A + 1 = z \\ C_A = z - 1 \\ dC_A = dz \end{array}\right\} \quad C_R = -\int \frac{(z-1)\,dz}{z} = -\int dz + \int \frac{dz}{z}$$

de donde:

$$C_R = z_0 - z + \ln \frac{z}{z_0}$$

y deshaciendo los cambios:

$$C_R = C_{A_0} - C_A + \ln \frac{C_A + 1}{C_{A_0} + 1}$$

y, por tanto:

$$C_R = 4 - 0 + \ln \frac{1}{5} = 2{,}39 \text{ mol/l}$$

Volver al enunciado del problema

$(C_R)_{máx} = 0{,}67 \text{ mol/l}$

Volver al enunciado del problema

Las ecuaciones cinéticas pueden ponerse de la forma:

$$\frac{dC_R}{dt} = 1$$

$$\frac{dC_S}{dt} = 2C_A$$

$$\frac{dC_T}{dt} = C_A^2$$

$$-\frac{dC_A}{dt} = 1 + 2C_A + C_A^2$$

Para el producto R:

$$\frac{dC_R}{-dC_A} = \frac{1}{1 + 2C_A + C_A^2} = \frac{1}{(C_A+1)^2}$$

El valor máximo de la concentración de producto se alcanzará cuando la conversión del reactivo sea máxima, es decir, cuando $C_A = 0$. Como además inicialmente no hay productos, $C_{R0} = 0$. Por tanto, integrando:

$$C_R = \int_{C_A}^{C_{A0}} \frac{dC_A}{(C_A+1)^2} = -\frac{1}{C_{A0}+1} + \frac{1}{C_A+1}$$

Como $C_{A0} = 2$ mol/l

$$C_R = -\frac{1}{3} + \frac{1}{1} = 0{,}67 \text{ mol/l}$$

Volver al enunciado del problema

a.) $[\phi_{impureza}]_{FP} = 0,81$

b.) $[\phi_{impureza}]_{MP} = 0,50$

Volver al enunciado del problema

De las ecuaciones cinéticas, como $k_1 = k_2 = 1$

$$\frac{dC_R}{dt} = C_A C_B^{0,3}$$

$$\frac{dC_S}{dt} = C_A^{0,5} C_B^{1,8}$$

A partir del esquema de reacción puede obtenerse:

$$-\frac{dC_A}{dt} = C_A C_B^{0,3} + C_A^{0,5} C_B^{1,8}$$

El rendimiento instantáneo del producto será:

$$\varphi_{R/A} = \frac{dC_R}{-dC_A} = \frac{C_A C_B^{0,3}}{C_A C_B^{0,3} + C_A^{0,5} C_B^{1,8}} = \frac{1}{1 + C_A^{-0,5} C_B^{1,5}}$$

y el rendimiento instantáneo en impurezas:

$$\varphi_{S/A} = \frac{dC_S}{-dC_A} = \frac{C_A^{0,5} C_B^{1,8}}{C_A C_B^{0,3} + C_A^{0,5} C_B^{1,8}} = \frac{1}{C_A^{0,5} C_B^{-1,5} + 1}$$

Las concentraciones iniciales de los reactivos serán:

$$C_{A0} = C_{B0} = \frac{20}{2} = 10 \frac{mol}{l}$$

Como la relación entre los reactivos es equimolar y reaccionan asimismo de forma equimolar, en cualquier momento, $C_A = C_B$, por lo que las ecuaciones anteriores quedan de la forma:

$$\varphi_{R/A} = \frac{dC_R}{-dC_A} = \frac{1}{1 + C_A}$$

$$\varphi_{S/A} = \frac{dC_S}{-dC_A} = \frac{1}{C_A^{-1} + 1} = \frac{C_A}{1 + C_A}$$

Volver al enunciado del problema

a.) Rendimiento global para el reactor tubular:

$$\phi_{FP} = \frac{1}{C_{Af} - C_{A0}} \int_{C_{A0}}^{C_{Af}} \varphi \, dC_A$$

Sustituyendo el rendimiento instantáneo de las impurezas:

$$\phi_{FP} = \frac{1}{C_{Af} - C_{A0}} \int_{C_{A0}}^{C_{Af}} \frac{C_A \, dC_A}{1 + C_A}$$

Haciendo el cambio de variable:

$$\left.\begin{array}{l} 1 + C_A = z \\ C_A = z - 1 \\ dC_A = dz \end{array}\right\} \quad I = \int \frac{(z-1)\,dz}{z} = \int dz - \int \frac{dz}{z} = z - z_0 - \ln \frac{z}{z_0}$$

Deshaciendo los cambios:

$$\phi_{FP} = \frac{1}{C_{Af} - C_{A0}} \left[C_{Af} - C_{A0} + \ln \frac{1 + C_{A0}}{1 + C_{Af}} \right]$$

Como la conversión es del 90%:

$$C_{Af} = C_{A0}(1 - X_A) = 10(1 - 0{,}9) = 1 \text{ mol/l}$$

Por tanto:

$$\phi_{FP} = \frac{1}{1 - 10} \left[1 - 10 + \ln \frac{1 + 10}{1 + 1} \right] = 0{,}81$$

b.) Rendimiento global para el reactor tipo tanque agitado:

$$\phi_{TP} = \varphi_{C_A = C_{Af}}$$

Volver al enunciado del problema

Sustituyendo el rendimiento instantáneo de las impurezas:

$$\phi_{HP} = \frac{C_{af}}{1 + C_{af}}$$

Por tanto, para la conversión del 90%:

$$\phi_{HP} = \frac{1}{1+1} = 0{,}50$$

Volver al enunciado del problema

a.) $[Cr_f]_{MP} = 0{,}220 \text{ mol/l}$

b.) $[Cr_f]_{FP} = 0{,}165 \text{ mol/l}$

Volver al enunciado del problema

Las ecuaciones cinéticas pueden ponerse de la forma:

$$\frac{dC_R}{dt} = 1$$

$$\frac{dC_S}{dt} = 2C_A$$

$$\frac{dC_T}{dt} = C_A^2$$

$$\frac{-dC_A}{dt} = 1 + 2C_A + C_A^2$$

Para cada uno de los productos:

$$\varphi_R = \frac{dC_R}{-dC_A} = \frac{1}{1+2C_A+C_A^2} = \frac{1}{(C_A+1)^2}$$

$$\varphi_S = \frac{dC_S}{-dC_A} = \frac{2C_A}{1+2C_A+C_A^2} = \frac{2C_A}{(C_A+1)^2}$$

$$\varphi_T = \frac{dC_T}{-dC_A} = \frac{C_A^2}{1+2C_A+C_A^2} = \frac{C_A^2}{(C_A+1)^2}$$

a) Rendimiento global para el reactor tipo tanque agitado:

$$\phi_{MP} = \varphi_{C_A = C_{Af}}$$

Sustituyendo el rendimiento instantáneo de R:

$$\phi_{MP} = \frac{1}{(C_{Af}+1)^2}$$

Como la conversión es del 50%:

$$C_{Af} = C_{A0}(1 - X_A) = 1(1 - 0{,}5) = 0{,}5 \text{ mol/l}$$

Por tanto:

$$\phi_{MP} = \frac{1}{(0{,}5+1)^2} = 0{,}44$$

Volver al enunciado del problema

Conocido el rendimiento, se podrá obtener la concentración final de R:

$$\phi_{MP} = \frac{C_{Rf}}{C_{A0} - C_{Af}}$$

de donde:

$$C_{Rf} = (C_{A0} - C_{Af})\,\phi_{MP} = (1-0{,}5)(0{,}44) = 0{,}220 \ \frac{mol}{l}$$

b.) Rendimiento global para el reactor tubular:

$$\phi_{FP} = \frac{1}{C_{Af} - C_{A0}} \int_{C_{A0}}^{C_{Af}} \varphi \, dC_A$$

Sustituyendo el rendimiento instantáneo de R:

$$\phi_{FP} = \frac{1}{C_{Af} - C_{A0}} \int_{C_{A0}}^{C_{Af}} \frac{dC_A}{(C_A+1)^2} = \frac{1}{C_{Af} - C_{A0}} \left[-\frac{1}{C_A+1} \right]_{C_{A0}}^{C_{Af}} =$$

$$= \frac{1}{C_{Af} - C_{A0}} \left[\frac{1}{C_{A0}+1} - \frac{1}{C_{Af}+1} \right]$$

Por tanto, para la conversión del 50%:

$$\phi_{FP} = \frac{1}{0{,}5-1} \left[\frac{1}{1+1} - \frac{1}{0{,}5+1} \right] = 0{,}33$$

Conocido el rendimiento, se podrá obtener la concentración final de R:

$$\phi_{FP} = \frac{C_{Rf}}{C_{A0} - C_{Af}}$$

de donde:

$$C_{Rf} = (C_{A0} - C_{Af})\,\phi_{FP} = (1-0{,}5)(0{,}33) = 0{,}165 \ \frac{mol}{l}$$

Volver al enunciado del problema

$t_{máx} = 10\ min$

$(C_R)_{máx} = 0{,}368\ mol/l$

Volver al enunciado del problema

El esquema de reacción propuesto puede escribirse también de la forma:

$$A \xrightarrow{k_1} R$$
$$R \xrightarrow{k_2} S$$

Con las ecuaciones cinéticas:

$$-\frac{dC_A}{dt} = k_1 C_A \qquad (1)$$

$$\frac{dC_R}{dt} = k_1 C_A - k_2 C_R \qquad (2)$$

$$\frac{dC_S}{dt} = k_2 C_S \qquad (3)$$

Integrando (1):

$$-\frac{dC_A}{C_A} = k_1\, dt$$

$$-\ln \frac{C_A}{C_{A0}} = k_1 t$$

o bien:

$$C_A = C_{A0}\, e^{-k_1 t}$$

Sustituyendo en (2) y teniendo en cuenta que $k_1 = k_2$:

$$\frac{dC_R}{dt} = k_1 C_{A0}\, e^{-k_1 t} - k_1 C_R$$

o bien:

$$\frac{dC_R}{dt} + k_1 C_R = k_1 C_{A0}\, e^{-k_1 t}$$

Ecuación diferencial lineal de primer orden, del tipo:

$$\frac{dy}{dx} + P(x)\, y = Q(x)$$

$$y = C_R \qquad P(x) = k_1$$

$$x = t \qquad Q(x) = k_1 C_{A0}\, e^{-k_1 x}$$

Volver al enunciado del problema

cuya solución es:

$$y = e^{-\int P dx}\left[\int Q e^{\int P dx} dx + C\right]$$

o sea:

$$y = e^{-k_1 x}\left[k_1 C_{A0} \int e^{-k_1 x} e^{k_1 x} dx + C\right]$$

Condiciones límite:

$$t = 0 \quad C_R = 0$$

con lo cual:

$$C = 0$$

y, por tanto:

$$C_R = k_1 C_{A0} t e^{-k_1 t}$$

El valor de C_R máximo se obtiene derivando esta expresión e igualándola a cero, lo que permite obtener, en primer lugar, el tiempo:

$$\frac{dC_R}{dt} = k_1 C_{A0} e^{-k_1 t} - k_1^2 C_{A0} t e^{-k_1 t} = 0$$

$$k_1 C_{A0} e^{-k_1 t} = k_1^2 C_{A0} t e^{-k_1 t}$$

de donde:

$$t_{máx} = \frac{1}{k_1} = \frac{1}{0{,}1} = 10 \text{ min}$$

Para obtener el valor de C_R máximo se sustituye esta expresión en la de C_R:

$$(C_R)_{máx} = \frac{k_1}{k_1} C_{A0} e^{-k_1/k_1} = C_{A0} e^{-1} =$$

$$= 0{,}368\, C_{A0} = (0{,}368)(1) = 0{,}368 \ \frac{\text{mol}}{\text{l}}$$

Volver al enunciado del problema

$t_{máx} = 40{,}24\ min$

$(C_R)_{máx} = 1{,}0\ mol/l$

Volver al enunciado del problema

El esquema de reacción propuesto puede escribirse también de la forma:

$$A \xrightarrow{k_1} R$$
$$R \xrightarrow{k_2} S$$

con las ecuaciones cinéticas:

$$-\frac{dC_A}{dt} = k_1 C_A \qquad (1)$$
$$\frac{dC_R}{dt} = k_1 C_A - k_2 C_R \qquad (2)$$
$$\frac{dC_S}{dt} = k_2 C_S \qquad (3)$$

Integrando (1):

$$-\frac{dC_A}{C_A} = k_1 dt$$
$$-\ln\frac{C_A}{C_{A0}} = k_1 t$$

o bien:

$$C_A = C_{A0} e^{-k_1 t}$$

Sustituyendo en (2):

$$\frac{dC_R}{dt} = k_1 C_{A0} e^{-k_1 t} - k_2 C_R$$

o bien:

$$\frac{dC_R}{dt} + k_2 C_R = k_1 C_{A0} e^{-k_1 t}$$

Ecuación diferencial lineal de primer orden, del tipo:

$$\frac{dy}{dx} + P(x) y = Q(x)$$

$y = C_R$ $\quad P(x) = k_2$

$x = t$ $\quad Q(x) = k_1 C_{A0} e^{-k_1 t}$

cuya solución es:

Volver al enunciado del problema

$$y = e^{-\int P dx}\left[\int Q e^{\int P dx} dx + C\right]$$

es decir:

$$y = e^{-k_2 x}\left[k_1 C_{A0} \int e^{-k_1 x} e^{k_2 x} dx + C\right]$$

Condiciones límites:

$$t = 0 \quad C_R = 0$$

de donde:

$$C = -\frac{k_1 C_{A0}}{k_2 - k_1}$$

y, por tanto:

$$C_R = \frac{k_1 C_{A0} e^{-k_2 t}}{k_2 - k_1}\left[e^{(k_2 - k_1)t} - 1\right] = \frac{k_1 C_{A0}}{k_2 - k_1}\left(e^{-k_1 t} - e^{-k_2 t}\right)$$

El valor máximo de C_R se obtiene derivando esta expresión e igualándola a cero, lo que permite obtener, en primer lugar, el tiempo:

$$\frac{dC_R}{dt} = \frac{k_1 C_{A0}}{k_2 - k_1}\left(-k_1 e^{-k_1 t} + k_2 e^{-k_2 t}\right) = 0$$

$$k_1 e^{-k_1 t} = k_2 e^{-k_2 t}$$

de donde:

$$t_{max} = \frac{\ln \frac{k_2}{k_1}}{k_2 - k_1} = \frac{\ln \frac{0,01}{0,05}}{0,01 - 0,05} = 40,24 \text{ min}$$

Para obtener el valor de C_R máximo se sustituye esta expresión en la de C_R:

$$(C_R)_{max} = \frac{k_1 C_{A0}}{k_2 - k_1}\left(e^{-k_1 \ln \frac{k_2/k_1}{k_2 - k_1}} - e^{-k_2 \ln \frac{k_2/k_1}{k_2 - k_1}}\right)$$

de donde:

$$(C_R)_{max} = C_{A0}\left(\frac{k_1}{k_2}\right)^{\frac{k_2}{k_2 - k_1}} = (1,5)\left(\frac{0,05}{0,01}\right)^{\frac{0,01}{0,01 - 0,05}} = 1,0 \ \frac{\text{mol}}{\ell}$$