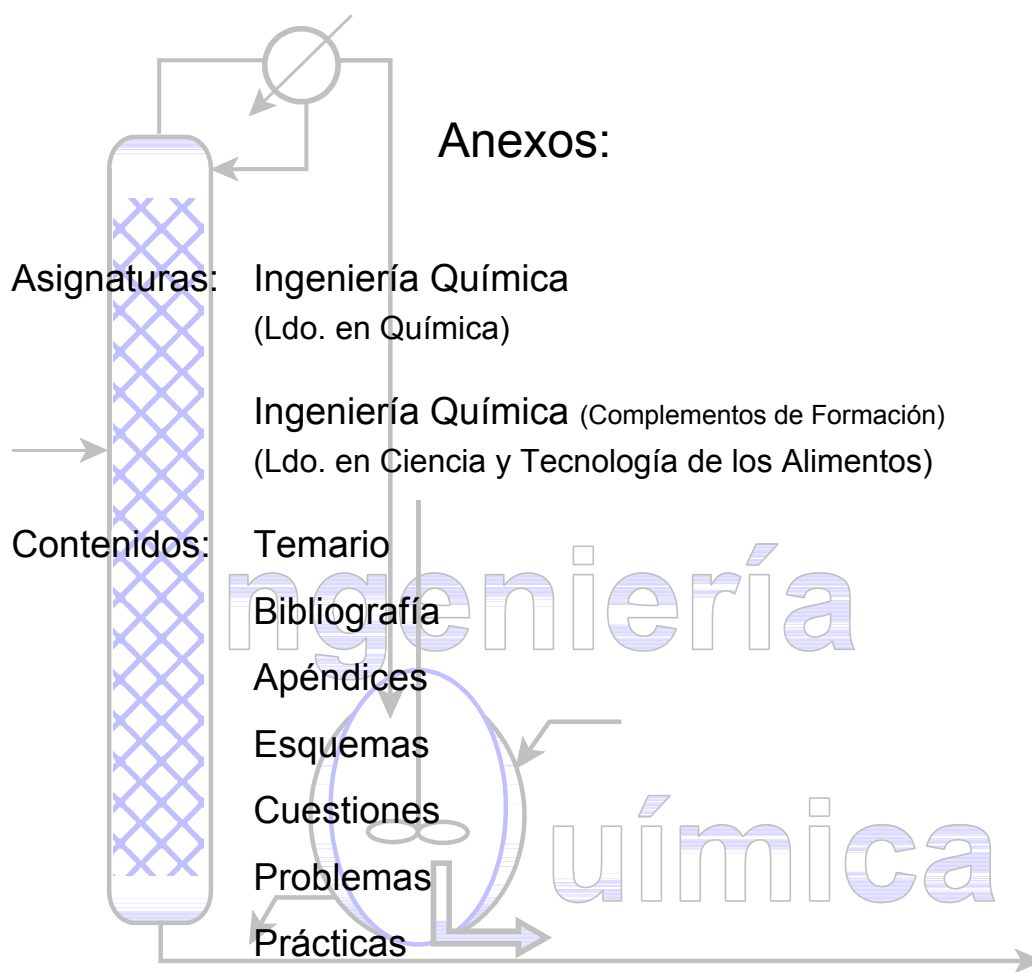

CONCEPTOS DE INGENIERÍA QUÍMICA



Francisco Jarabo Friedrich
Francisco J. García Álvarez

Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica
Universidad de La Laguna

<http://fjarabo.quimica.ull.es/CIQ/CIQ.htm>

TEMARIO

Tema 1: Conceptos fundamentales

- 1.1 Ingeniería Química y procesos industriales
- 1.2 Sistemas de magnitudes y unidades
 - 1.2.1 Conversión de unidades
 - 1.2.2 Ecuaciones dimensionales
- 1.3 Definiciones básicas relativas a un sistema
- 1.4 El estado de equilibrio
 - 1.4.1 Equilibrio entre fases
 - 1.4.2 Equilibrio químico
- 1.5 La evolución hacia el equilibrio
 - 1.5.1 Fenómenos de transporte
 - 1.5.2 Cinética química
- 1.6 Ecuaciones de conservación: modelos

Tema 2: Ecuaciones de conservación

- 2.1 La ecuación general de conservación
- 2.2 Análisis microscópico
 - 2.2.1 Régimen de circulación de un fluido: mecanismos de transporte
 - 2.2.2 Ecuaciones cinéticas de transporte
 - 2.2.2.1 Transporte molecular: propiedades de transporte
 - 2.2.2.2 Transporte convectivo: coeficientes de transporte
- 2.3 Análisis macroscópico
 - 2.3.1 Balance macroscópico de materia
 - 2.3.2 Balance macroscópico de energía
 - 2.3.3 Balance macroscópico de cantidad de movimiento

Tema 3: Balances de materia

- 3.1 Conceptos básicos
 - 3.1.1 Diagrama de flujo
 - 3.1.2 Base de cálculo
 - 3.1.3 Tipos de balance
- 3.2 Balances de materia en régimen estacionario
 - 3.2.1 Derivación, recirculación y purga
 - 3.2.2 Sistemas con reacciones químicas
 - 3.2.2.1 La reacción de combustión
- 3.3 Balances de materia en régimen no estacionario

Tema 4: Balances de energía

- 4.1 Conceptos básicos
 - 4.1.1 Formas de expresión de la energía
 - 4.1.2 Entalpía
 - 4.1.3 Cambios de entalpía en procesos físicos
 - 4.1.4 Cambios de entalpía en procesos químicos
- 4.2 Balance de energía para sistemas abiertos en régimen estacionario
 - 4.2.1 Balance de energía mecánica: Ecuación de Bernuilli
 - 4.2.2 Balance de entalpía
- 4.3 Balance de energía para sistemas cerrados: Primer principio de la Termodinámica

Tema 5: Introducción a las operaciones de separación

- 5.1 Conceptos de operación básica y operación de separación
- 5.2 Tipos de operaciones
- 5.3 Modos de contacto entre fases

Tema 5: Introducción a las operaciones de separación

- 5.4 Tipos de flujo
- 5.5 Clasificación de las operaciones de separación
- 5.6 Objetivos de las operaciones de separación
- 5.7 Las operaciones básicas de flujo de fluidos
- 5.8 Las operaciones básicas de transmisión de calor
- 5.9 Otras operaciones básicas

Tema 6: Operaciones de separación escogidas

- 6.1 Criterios de selección de las operaciones
- 6.2 Destilación
 - 6.2.1 Equilibrio líquido-vapor
 - 6.2.2 Destilación discontinua
 - 6.2.3 Destilaciones continuas
 - 6.2.4 Rectificación
 - 6.2.4.1 Fundamentos del método de cálculo
 - 6.2.4.2 Balances de materia: Rectas operativas
 - 6.2.4.3 Condiciones de la alimentación: Recta “ q ”
 - 6.2.4.4 Procedimiento operativo para la obtención del número de pisos teóricos
 - 6.2.4.5 Condiciones límites de operación: Reflujo total y reflujo mínimo
 - 6.2.4.6 Resolución analítica del método de McCabe-Thiele
- 6.3 Evaporación
 - 6.3.1 Aprovechamiento energético en la evaporación
- 6.4 Sedimentación
 - 6.4.1 Ensayos de sedimentación de laboratorio

Tema 7: Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química

- 7.1 La etapa de reacción en el proceso químico
- 7.2 El medio de reacción
- 7.3 La ecuación cinética
 - 7.3.1 Influencia de la concentración
 - 7.3.2 Influencia de la temperatura
 - 7.3.3 Influencia del medio
 - 7.3.4 Parámetros para la utilización de la ecuación cinética
- 7.4 Formulación de la ecuación cinética
 - 7.4.1 Reacciones elementales
 - 7.4.2 Reacciones no elementales
- 7.5 Obtención experimental de la ecuación cinética
 - 7.5.1 Método integral de análisis de datos cinéticos
 - 7.5.2 Método diferencial de análisis de datos cinéticos
- 7.6 Fundamentos del diseño de reactores
- 7.7 Reactores ideales básicos
 - 7.7.1 Ecuación de diseño del reactor discontinuo
 - 7.7.2 Ecuación de diseño del reactor tipo tanque agitado
 - 7.7.3 Ecuación de diseño del reactor tubular

Tema 8: Sistemas de reacción homogéneos

- 8.1 Objetivos del diseño en sistemas homogéneos
- 8.2 Reacciones simples
 - 8.2.1 Tamaño de reactores individuales
 - 8.2.2 Asociación de reactores
- 8.3 Reacciones múltiples
 - 8.3.1 Distribución de productos para reacciones en paralelo
 - 8.3.2 Distribución de productos para reacciones en serie

Tema 9: Procesos industriales escogidos

- 9.1 Criterios de selección de los procesos
- 9.2 Ácido sulfúrico
 - 9.2.1 Las materias primas
 - 9.2.2 El proceso de fabricación
- 9.3 Amoníaco y ácido nítrico
 - 9.3.1 Las materias primas
 - 9.3.2 El proceso de fabricación
- 9.4 Refino de petróleo
 - 9.4.1 Operaciones de refinería
 - 9.4.1.1 Operaciones previas
 - 9.4.1.2 Fraccionamiento
 - 9.4.1.3 Procesos de conversión
 - 9.4.1.4 Operaciones de refino
 - 9.4.2 Productos de la refinería

BIBLIOGRAFÍA

Bibliografía básica

- **Calleja, G. y otros;** *“Introducción a la Ingeniería Química”*, Ed. Síntesis, Madrid (1999).
- **Costa, E. y otros;** *“Ingeniería Química. 1.- Conceptos generales”*, Ed. Alhambra, Madrid (1983).
- **Costa, J. y otros;** *“Curso de Ingeniería Química”*, Ed. Reverté, Barcelona (2000).
- **Díaz, F., Borges, M.E. y Brito, A.;** *“Fundamentos de Ingeniería Química (Apuntes)”*, ARTE Comunicación Visual, Santa Cruz de Tenerife (2000).
- **Felder, R.M. y Rousseau, R.W.;** *“Principios elementales de los procesos químicos”*, 2ª ed., Addison-Wesley Iberoamericana, Wilmington (1991).
- **Fogler, H.S.;** *“Elements of chemical reaction engineering”*, 3ª ed., Prentice-Hall International, London (1999).
- **Foust, A.S., Wenzel, L.A., Clump, C.W., Maus, L. y Andersen, L.B.;** *“Principios de operaciones unitarias”*, Compañía Editorial Continental S.A., México (1972).
- **González, J.R. y otros;** *“Cinética química aplicada”*, Ed. Síntesis, Madrid (1999).
- **Himmelblau, D.M.;** *“Principios básicos y cálculos en Ingeniería Química”*, 6ª ed., Prentice-Hall Hispanoamericana, México (1997).
- **Levenspiel, O.;** *“El omnilibro de las reacciones químicas”*, Ed. Reverté, Barcelona (1986).
- **Levenspiel, O.;** *“Chemical reaction engineering”*, 3ª ed., John Wiley & Sons, New York (1999).
- **McCabe, W.L, Smith, J.C. y Harriot, P.;** *“Operaciones básicas de Ingeniería Química”*, 4ª ed., McGraw-Hill, Madrid (1991).
- **Santamaría, J.M. y otros;** *“Ingeniería de reactores”*, Ed. Síntesis, Madrid (1999).
- **Smith, J.M.;** *“Ingeniería de la cinética química”*, 3ª ed., Compañía Editorial Continental, S.A., México (1995).

- **Vian, A. y Ocón, J.;** *“Elementos de Ingeniería Química”*, 5ª ed., Aguilar S.A. de Ediciones, Madrid (1972).

Bibliografía suplementaria

- **Badger, W.L. y Banchemo, J.T.;** *“Introducción a la Ingeniería Química”*, Ediciones del Castillo, Madrid (1964).
- **Bird, R.B., Stewart, W.E. y Lightfoot, E.N.;** *“Fenómenos de transporte”*, Ed. Reverté, Barcelona (1975).
- **Costa, E. y otros;** *“Ingeniería Química. 2.- Fenómenos de transporte”*, Ed. Alhambra, Madrid (1984).
- **Costa, E. y otros;** *“Ingeniería Química. 3.- Flujo de fluidos”*, Ed. Alhambra, Madrid (1985).
- **Costa, E. y otros;** *“Ingeniería Química. 4.- Transmisión de calor”*, Ed. Alhambra, Madrid (1986).
- **Costa, E. y otros;** *“Ingeniería Química. 5.- Tránsito de materia (1ª parte)”*, Ed. Alhambra, Madrid (1988).
- **Coulson, J.M. y Richardson, J.F.;** *“Ingeniería Química. Tomo II. Unidades SI. Operaciones básicas”*, 3ª ed., Ed. Reverté, Barcelona (1981).
- **Coulson, J.M., Richardson, J.F. y Sinnott, R.K.;** *“Chemical Engineering. Vol. 6 : Design”*, Pergamon Press, Oxford (1983).
- **Henley, E.J. y Seader, J.D.;** *“Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química”*, Ed. Reverté, Barcelona (1988).
- **Hermida, J.R.;** *“Fundamentos de ingeniería de procesos agroalimentarios”* Ediciones Mundi-Prensa y A. Madrid Vicente Ediciones, Madrid (2000).
- **Mataix, C.;** *“Mecánica de fluidos y máquinas hidráulicas”*, 2ª ed, Ediciones del Castillo, Madrid (1997).
- **Muñoz, V.;** *“Química Técnica. Tomo I”*, Universidad Nacional de Educación a Distancia, Madrid (1991).
- **Muñoz, V.;** *“Química Técnica. Tomo II”*, Universidad Nacional de Educación a Distancia, Madrid (1991).
- **Muñoz, V.;** *“Química Técnica. Tomo III”*, Universidad Nacional de Educación a Distancia, Madrid (1994).

-
- **Muñoz, V.;** *“Química Técnica. Tomo IV”*, Universidad Nacional de Educación a Distancia, Madrid (1998).
 - **Perry, R.H. y Chilton, C.H. (eds.);** *“Manual del ingeniero químico”*, 5ª ed., McGraw-Hill, México (1982).
 - **Reklaitis, G.V.;** *“Balances de materia y energía”*, Nueva Editorial Interamericana, México (1986).
 - **Sawistowski, H. y Smith, W.;** *“Métodos de cálculo en los procesos de transferencia de materia”*, Ed. Alhambra, Madrid (1967).
 - **Streeter, V.L., Wylie, E.B. y Bedford, K.W.;** *“Mecánica de fluidos”*, 9ª ed, McGraw-Hill Interamericana, Santafé de Bogotá (2000).
 - **Vian, A.;** *“El pronóstico económico en Química Industrial”*, 4ª ed., EUDEMA, Madrid (1991).
 - **Vian, A.;** *“Introducción a la química industrial”*, 2ª ed., Ed. Reverté, Barcelona (1994).

APÉNDICES

Unidades básicas		
Magnitud	Nombre	Símbolo
Longitud	metro	m
Masa	kilogramo	kg
Tiempo	segundo	s
Corriente eléctrica	Ampere	A
Temperatura	Kelvin	K
Intensidad luminosa	candela	cd
Unidades Suplementarias		
Magnitud	Nombre	Símbolo
Ángulo	radián	rad
Ángulo sólido	estereorradián	srad

Unidades derivadas			
Magnitud	Nombre	Símbolo	Definición
Fuerza	Newton	N	kg m s^{-2}
Energía	Joule	J	N m
Potencia	Watt	W	J s^{-1}
Frecuencia	Hertz	Hz	s^{-1}

Múltiplos/Submúltiplos		
Nombre	Símbolo	Factor
tera	T	10^{12}
giga	G	10^9
mega	M	10^6
kilo	k	10^3
hecto	h	10^2
deca	da	10^1
deci	d	10^{-1}
centi	c	10^{-2}
mili	m	10^{-3}
micro	:	10^{-6}
nano	n	10^{-9}
pico	p	10^{-12}

Nombres especiales			
Nombre	Símbolo	Expresión	Unidad
Actividad de un radionucléido	becquerel	Bq	s^{-1}
Carga eléctrica, cantidad de electricidad	coulomb	C	sA
Capacidad eléctrica	farad	F	$m^{-2}kg^{-1}s^4A^2$
Índice de dosis absorbida	gray	Gy	m^2s^{-2}
Inductancia	henry	H	$m^2kgA^{-2}s^{-2}$
Frecuencia	hertz	Hz	s^{-1}
Energía, trabajo	joule	J	$m^2kgA^{-2}s^{-2}$
Flujo luminoso	lumen	lm	$cdsr$
Iluminancia	lux	lx	$m^{-2}cdsr$
Fuerza	newton	N	$mkgA^{-2}s^{-2}$
Resistencia eléctrica	ohm	Ω	$m^2kgA^{-3}s^{-2}$
Presión	pascal	Pa	$m^{-1}kgA^{-2}s^{-2}$
Conductancia eléctrica	siemens	S	$m^{-2}kg^{-1}s^3A^2$
Dosis equivalente	sievert	Sv	m^2s^{-2}
Densidad de flujo magnético	tesla	T	$kgA^{-2}s^{-1}$
Potencial eléctrico, fuerza electromotriz	volt	V	$m^2kgA^{-3}s^{-1}$
Potencia, flujo radiante	watt	W	$m^2kgA^{-3}s^{-3}$
Flujo magnético	weber	Wb	$m^2kgA^{-2}s^{-1}$

Factores de conversión		
Para convertir de:	A:	Multiplicar por:
DISTANCIA		
millas (mi)	pies (ft)	5.280
millas (mi)	kilómetros (km)	1,609
pies (ft)	metros (m)	0,3048
pulgadas (in)	milímetros (mm)	25,4
ÁREA		
millas ² (mi ²)	acres (ac)	640
hectáreas (ha)	metros ² (m ²)	10.000
acres (ac)	pies ² (ft ²)	43.560
acres (ac)	hectáreas (ha)	2,471
VOLUMEN		
acre-pie (a-f)	galones (gal)	325.851
acre-pie (a-f)	pies ³ (ft ³)	43.560
metros ³ (m ³)	litros (l)	1.000
metros ³ (m ³)	pies ³ (ft ³)	35,310
pies ³ (ft ³)	litros (l)	28,320
pies ³ (ft ³)	galones (gal)	7,481
litros (l)	cuartos (qt)	1,057
FLUJO		
pies ³ /segundo (cfs)	litros/minuto (lpm)	1.699
pies ³ /segundo (cfs)	galones/minuto (gpm)	448,831
pies ³ /segundo (cfs)	millones de galones/día (mgd)	0,6464

Factores de conversión		
Para convertir de:	A:	Multiplicar por:
MASA		
tonelada inglesa	libras (lb)	2.000
tonelada metrica	kilogramos (kg)	1.000
libras (lb)	onzas (oz)	16
kilogramos (kg)	libras (lb)	2,207
onzas (oz)	gramos (g)	28,349
litros H ₂ O (l)	kilogramos (kg)	1
pies ³ H ₂ O (ft ³)	libras (lb)	62,4
PRESIÓN		
milibares (mb)	Pascales (Pa)	10
milibares (mb)	libras/pulgada ² (psi)	14,5
atmósferas (atm)	milibares (mb)	1.013
atmósferas (atm)	milímetros Hg (mm)	760
atmósferas (atm)	pies H ₂ O (ft)	33,99
CONCENTRACIÓN		
partes/millón (ppm)	miligramos/litro (mg/l)	1
partes/millón (ppm)	toneladas/acre-pie	0,00136

Principales constantes físicas	
Constante universal de los gases (R)	$R = 8,205 \times 10^2 \text{ m}^3 \text{ atm kmol}^{-1} \text{ K}^{-1}$ $R = 8,314 \times 10^{-2} \text{ m}^3 \text{ bar kmol}^{-1} \text{ K}^{-1}$ $R = 8,314 \text{ kJ kmol}^{-1} \text{ K}^{-1}$ $R = 1545 \text{ ft lb}_f \text{ lbmol}^{-1} \text{ } ^\circ\text{R}^{-1}$ $R = 1,986 \text{ Btu lbmol}^{-1} \text{ } ^\circ\text{R}^{-1}$ $R = 1,987 \text{ cal mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$
Constante de Boltzmann	$k = 1,380 \times 10^{-23} \text{ J K}^{-1} \text{ molécula}^{-1}$
Constante de Planck	$h = 6,625 \times 10^{-34} \text{ J s molécula}^{-1}$
Constante de Stefan-Boltzman	$\sigma = 5,670 \times 10^{-8} \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-4}$ $\sigma = 0,1714 \times 10^{-8} \text{ Btu h}^{-1} \text{ ft}^{-2} \text{ } ^\circ\text{R}^{-4}$
Aceleración de la gravedad al nivel del mar	$g = 9,807 \text{ m s}^{-2}$ $g = 980,7 \text{ cm s}^{-2}$ $g = 32,174 \text{ ft s}^{-2}$
Factor de conversión gravitacional (sistemas ingenieriles)	$g_c = 32,1740 \text{ lb}_m \text{ ft lb}_f^{-1} \text{ s}^{-2}$ $g_c = 980,665 \text{ g}_m \text{ cm g}_f^{-1} \text{ s}^{-2}$
Peso molecular del aire	$M_A = 28,97 \text{ g mol}^{-1}$ $M_A = 28,97 \text{ lb}_m \text{ lbmol}^{-1}$
Número de Avogadro	$N_A = 6,024 \times 10^{23} \text{ moléculas mol}^{-1}$
Velocidad de la luz en el vacío	$c = 2,998 \times 10^8 \text{ m s}^{-1}$

Módulos (números) adimensionales de uso frecuente			
Denominación	Definición	Alternativa	Interpretación
Reynolds	$Re = \frac{v \rho D}{\mu}$		$\frac{\text{Fuerzas de inercia}}{\text{Fuerzas de rozamiento}}$
Froude	$Fr = \frac{v^2}{L g}$		$\frac{\text{Fuerzas de inercia}}{\text{Fuerzas de gravedad}}$
Euler	$Eu = \frac{p}{\rho v^2}$		$\frac{\text{Fuerzas de presión}}{\text{Fuerzas de inercia}}$
Prandtl	$Pr = \frac{C_p \mu}{k}$	$Pr = \frac{v}{\alpha} = \frac{Pe}{Re}$	$\frac{\text{viscosidad cinemática}}{\text{difusividad térmica}}$
Schmidt	$Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}}$	$Sc = \frac{v}{D_{AB}} = \frac{Pe_{AB}}{Re}$	$\frac{\text{viscosidad cinemática}}{\text{difusividad molecular}}$
Lewis	$Le = \frac{k}{\rho C_p D_{AB}}$	$Le = \frac{\alpha}{D_{AB}} = \frac{Sc}{Pr}$	$\frac{\text{difusividad térmica}}{\text{difusividad molecular}}$

Módulos (números) adimensionales de uso frecuente			
Denominación	Definición	Alternativa	Interpretación
Peclet	$Pe = \frac{\rho C_p v L}{k}$	$Pe = Re Pr$	$\frac{\text{convección de calor}}{\text{conducción de calor}}$
Peclet másico	$Pe_{AB} = \frac{v L}{D_{AB}}$	$Pe_{AB} = Re Sc$	$\frac{\text{convección de A}}{\text{difusión de A}}$
Nusselt	$Nu = \frac{h L}{k}$	$Nu = Pe St$	$\frac{(\text{convección} + \text{conducción})}{\text{conducción de calor}}$ de calor
Nusselt másico	$Nu_{AB} = \frac{k_A L}{v}$	$Nu_{AB} = Pe_{AB} Sh$	$\frac{(\text{convección} + \text{difusión})}{\text{difusión de A}}$ de A
Stanton	$St = \frac{h}{\rho C_p v}$	$St = \frac{Nu}{Pe}$	$\frac{(\text{convección} + \text{conducción})}{\text{convección de calor}}$ de calor
Sherwood	$Sh = \frac{k_A}{v}$	$Sh = \frac{Nu_{AB}}{Pe_{AB}}$	$\frac{(\text{convección} + \text{difusión})}{\text{convección de A}}$ de A

Técnicas para facilitar la resolución de problemas

Leer el problema varias veces, pero en ocasiones distintas. Asegurarse de entender todas sus facetas. Subrayar en cada ocasión las diferentes características.

Expresar el problema con palabras propias. Hacer una lista de suposiciones.

Dibujar un diagrama completo del proceso e introducir en él *toda* la información conocida. Introducir símbolos para las variables y parámetros desconocidos.

Escribir formalmente el resultado que se desea obtener: "Quiero calcular ..."

Escoger una base de cálculo.

Relacionar el problema con problemas similares que se hayan resuelto anteriormente, pero tomando nota de las diferencias.

Planear una estrategia de resolución y escribirla, si es necesario. Considerar distintas estrategias.

Escribir todas las ecuaciones y reglas que pudieran aplicarse al problema.

Escribir formalmente todo lo que se sepa acerca del problema y lo que se crea necesario para obtener una solución.

Hablar consigo mismo durante la resolución del problema.

Hacerse preguntas acerca de los datos, procedimientos, ecuaciones, etc., que intervienen en el proceso.

Hablar con otras personas acerca del problema.

Interrumpir la resolución del problema durante unos minutos y realizar alguna otra actividad.

Desglosar la solución del problema en partes más manejables, y comenzar en una etapa con la que se esté familiarizado. Escribir el objetivo de cada subproblema.

Repetir los cálculos, pero en un orden distinto.

Trabajar tanto hacia adelante como hacia atrás dentro del esquema de resolución.

Técnicas para facilitar la resolución de problemas

Pensar si los resultados obtenidos son razonables. Verificar tanto las unidades como el orden de magnitud de los cálculos. ¿Se satisfacen las condiciones límite?

Seguir caminos alternativos para verificar la solución.

Mantener una actitud positiva: es sabido que el problema puede resolverse, sólo falta averiguar cómo.

Hábitos que deben evitarse al resolver problemas

Cuando no se logra resolver un problema, no se reflexiona sobre lo que se hizo mal.

Cuando se enfrenta uno a un problema complejo, no se desarrolla una estrategia ni se averigua exactamente en qué consiste el problema.

Si los primeros esfuerzos por resolver un problema fracasan, se siente desconfianza en la propia capacidad para resolver el problema (¡o cunde el pánico!).

No puede pensarse en estrategias alternativas para resolver un problema.

Cuando uno se confunde con un problema, tiende a intentar lo primero que se le ocurre para resolverlo.

Cuando se enfrenta un problema, se tiende a intentar lo primero que se le ocurre a uno para resolverlo.

Con frecuencia no se detiene uno a pensar en un problema; simplemente se procede como mejor se puede.

No se trata de predecir el resultado de emprender un curso de acción específico.

Cuando uno trata de pensar en las posibles técnicas para resolver un problema, no se le ocurren muchas alternativas.

Cuando se enfrenta uno a un problema novedoso, no se siente confianza en que se puede resolver.

Cuando se trabaja sobre un problema, uno siente que divaga o se aferra a cualquier cosa sin tener una buena idea de qué debe hacer.

Se hacen juicios sin pensar (y luego uno se arrepiente).

No se buscan formas de combinar diferentes ideas o reglas para formar un todo.

A veces se pone uno tan nervioso que no se puede abordar el problema.

Se adentra uno en un problema tan rápidamente, que se resuelve el problema equivocado.

Hábitos que deben evitarse al resolver problemas

Se depende totalmente de los problemas de ejemplo resueltos y se toman como modelos de otros problemas.

No se planea cómo utilizar el tiempo.

Se siente temor de que otros piensen menos de uno.

No se comienza por los problemas fáciles (para uno mismo).

Se hace caso omiso de las palabras que no se conocen.

Se distrae uno fácilmente con lo que le rodea al trabajar.

La tensión que le causa resolver problemas le bloquea a uno y no le deja discernir buenas ideas.

Las trabas académicas y la falta de base le hacen a uno seguir el camino equivocado.

Razones del fracaso en la resolución de problemas

No trabajar sobre un problema en forma sistemática, en lugar de alocadamente (comenzar demasiado pronto, omitir pasos esenciales).

No leer y entender perfectamente el problema.

No trazar un diagrama ni introducir todos los datos en él, junto con símbolos para las incógnitas.

No determinar qué se desconoce.

Aferrarse a la primera estrategia de solución, o con una que es deficiente o incorrecta, sin considerar estrategias alternativas.

Escoger un principio o ecuación equivocados y resolver el problema equivocado.

Trabajar con información falsa.

Escoger la entrada incorrecta de una base de datos, gráfica o tabla.

Introducir datos o parámetros incorrectos en los cálculos.

No incluir las unidades en todos los pasos del cálculo.

Introducir errores por una ejecución descuidada de los cálculos.

Dificultad para distinguir características nuevas en un problema que a primera vista parece familiar.

Manipulaciones algebraicas incorrectas.

Empleo de instrucciones de programas de ordenador insatisfactorios para el problema.

Incapacidad para localizar los datos o coeficientes requeridos por no leer el problema a conciencia o consultar la base de datos equivocada.

Incapacidad para estimar de qué orden de magnitud debe ser la respuesta para compararlo con el de la respuesta calculada.

Insuficiencias de la base de datos personal: se ha olvidado o nunca se han aprendido ciertas leyes, ecuaciones, valores de coeficientes, factores de conversión, etc., esenciales.

Razones del fracaso en la resolución de problemas

Emplear sólo razonamiento hacia adelante, en lugar de emplear ambos tipos de razonamiento, hacia adelante y hacia atrás.

Tensión emocional (temor a equivocarse, parecer tonto o torpe).

Falta de motivación.

Incapacidad para relajarse.

Comparación de hábitos de resolución de problemas

Novato	Experto
Comienza a resolver un problema antes de entender perfectamente lo que se desea o cuál sería un buen camino hacia una solución.	Busca una estrategia para resolver el problema, repasa todo el plan bosquejado, explora mentalmente estrategias alternativas y entiende claramente qué resultado desea obtener.
Se concentra sólo en un conjunto de problemas conocidos que ya ha resuelto antes, y trata de hacer que el problema corresponda a uno de los de ese conjunto.	Se concentra en la similitudes y las diferencias respecto a problemas conocidos; utiliza principios genéricos en lugar de la imitación de problemas.
Escoge un procedimiento sin explorar alternativas.	Examina varios procedimientos en serie o en paralelo.
Da gran importancia a la rapidez de resolución, sin percatarse de sus equivocaciones.	Da la debida importancia a la cautela y a la exactitud de la solución.
No sigue un plan de ataque organizado; salta de un lado a otro y mezcla estrategias de resolución de problemas.	Sigue el procedimiento de resolución de problemas paso por paso, verificando, reevaluando y abandonando caminos sin salida para tomar otros caminos válidos.
No se da cuenta de que faltan datos, conceptos, leyes.	Sabe cuáles son los principios que pueden estar implicados y dónde obtener los datos que faltan.
Da muestras de escaso juicio, hace suposiciones injustificadas.	Evalúa cuidadosamente las suposiciones necesarias.
Renuncia a resolver el problema porque no sabe lo suficiente.	Sabe en qué consisten las dificultades y está dispuesto a aprender más para obtener la información que necesita.
Renuncia a resolver el problema porque no es capaz de abandonar una estrategia que no lo lleva a la solución.	Se da cuenta de que una estrategia podría no conducir a ningún sitio y ha planeado estrategias alternativas por si se presenta esa situación.
Es incapaz de hacer aproximaciones o hace aproximaciones indebidas.	Hace aproximaciones adecuadas.

Comparación de hábitos de resolución de problemas	
Novato	Experto
No se atreve a disentir.	Puede no estar de acuerdo con otros expertos.
Sigue al pie de la letra las instrucciones; se guía "por el libro".	Rompe reglas y hace excepciones.
No sabe cómo manejar datos cualitativos.	Puede manejar datos cualitativos.
Hace caso omiso de los posibles límites.	Reconoce los límites.
Desperdicia el tiempo en cosas sin importancia.	Administra bien su tiempo.

Estrategia para abordar los problemas de balances de materia

Leer el problema con detenimiento y aclarar lo que se desea lograr.

Hacer un esquema gráfico del proceso; definir el sistema mediante límites; utilizar flechas para indicar flujos.

Rotular con símbolos cada flujo y las composiciones que les corresponden, además de otra información que se conozca o se desconozca.

Indicar en el esquema gráfico todos los valores conocidos de composición y flujo de las corrientes junto a cada flujo; calcular las composiciones y flujos adicionales a partir de los datos dados según sea necesario, o bien, identificar inicialmente los parámetros conocidos.

Si no hay suficientes datos, intentar buscarlos en tablas o gráficas, calcularlos a partir de otros datos conocidos o hacer suposiciones válidas acerca de los mismos.

Escoger una base de cálculo.

Hacer una lista de símbolos para cada uno de los valores desconocidos de los flujos y las composiciones, o al menos marcarlos claramente de alguna manera, y contarlos.

Escribir los nombres de un conjunto apropiado de balances por resolver; escribir los balances indicando el tipo de balance junto a cada uno (no olvidar los balances implícitos para las fracciones másicas o molares).

Contar el número de balances independientes que es posible escribir; comprobar que sea posible obtener una solución única; si no es así, será necesario buscar más información o revisar las posibles suposiciones realizadas.

Resolver las ecuaciones; cada cálculo debe hacerse sobre una base consistente.

Verificar las respuestas, sustituyendo algunas de ellas, o todas, en los balances redundantes que haya. ¿Se satisfacen las ecuaciones? ¿Son razonables las respuestas?

Ecuación general			
$\frac{d}{dt} (\pi_m V) = [\pi_1 Q_1 - \pi_2 Q_2] - \sum_s \phi \cdot \vec{S} + G_m V$			
Conservación de la materia			
Términos			
π	$\pi_M V$	$-\sum_s \phi \cdot \vec{S}$	$G_m V$
ρ_i	$\rho_{im} V = m_{iT}$	$\bar{n}_{i1} \vec{S}_1 - \bar{n}_{i2} \vec{S}_2 + \bar{n}_i \vec{S}$	$r_{im} V$
Ecuación final (componente i)			
$\frac{d}{dt} (m_{iT}) = [\rho_{i1} Q_1 - \rho_{i2} Q_2] + r_{im} V$			
Ecuación final (materia total)			
$\frac{d}{dt} (m_T) = [\rho_1 Q_1 - \rho_2 Q_2]$			
Conservación de la energía			
Términos			
π	$\pi_M V$	$-\sum_s \phi \cdot \vec{S}$	$G_m V$
$\rho (E_c + E_p + U)$	$E_{cT} + E_{pT} + U_T$	$\bar{q}_1 \vec{S}_1 - \bar{q}_2 \vec{S}_2 + \bar{q} \vec{S}$	$P_1 (\bar{v}_1 \vec{S}_1) - P_2 (\bar{v}_2 \vec{S}_2) + W$

Ecuación final			
$\frac{d}{dt} (E_{cT} + E_{pT} + U_T) =$ $\left[(E_{c1} + E_{p1} + U_1) \rho_1 Q_1 - (E_{c2} + E_{p2} + U_2) \rho_2 Q_2 \right] +$ $+ Q + \left[P_1 (\vec{v}_1 \vec{S}_1) - P_2 (\vec{v}_2 \vec{S}_2) + W \right]$			
Conservación del momento			
Términos			
π	$\pi_M V$	$-\sum_s \phi \cdot \vec{S}$	$G_m V$
$\rho \vec{v}$	\vec{p}_T	$\vec{R}_1 \vec{S}_1 - \vec{R}_2 \vec{S}_2 - \vec{T} \vec{S}$	$P_1 (\vec{v}_1 \vec{S}_1) -$ $P_2 (\vec{v}_2 \vec{S}_2) +$ $F + m_T g$
Ecuación final			
$\frac{d}{dt} \vec{p}_T =$ $\left[\rho_1 \vec{v}_1 Q_1 - \rho_2 \vec{v}_2 Q_2 \right] - \left[\vec{T} \vec{S} \right] +$ $\left[P_1 (\vec{v}_1 \vec{S}_1) - P_2 (\vec{v}_2 \vec{S}_2) + F + m_T g \right]$			

Capacidades caloríficas para gases ideales		
	C_p aproximada $\left[\frac{kJ}{kmol K} \right]$, $\left[\frac{kcal}{kmol K} \right]$	
Tipo de molécula	T ambiente (≤ 300 K)	T ambiente (> 300 K)
Monoatómica	$\frac{5}{2} R$	$\frac{5}{2} R$
Poliatómica lineal	$\frac{7}{2} R$	$\left(3n - \frac{3}{2} \right) R$
Poliatómica no lineal	$4 R$	$(3n - 2) R$
n: número de átomos por molécula	$R = 8,314 \left[\frac{kJ}{kmol K} \right] = 1,987 \left[\frac{kcal}{kmol K} \right]$	

Capacidades caloríficas a 1 atm y 298 K		
Sustancia	C_p [J kg⁻¹ K⁻¹]	C_p [kcal kg⁻¹ K⁻¹]
Agua (273 - 373 K)	4.186	1,0000
Metanol	2.549	0,6089
Etanol	2.400	0,5733
Hielo (263 - 273 K)	2.093	0,5000
Vapor (373 K)	2.009	0,4799
Benceno	1.750	0,4181
Madera (típica)	1.674	0,3999
Aire (323 K)	1.046	0,2499
Nitrógeno	1.040	0,2484
Oxígeno	915	0,2186
Aluminio	900	0,2150
Vidrio (típico)	837	0,2000
Hierro / acero	452	0,1080
Cinc	387	0,0925
Cobre	387	0,0925
Latón	380	0,0908
Plata	236	0,0564
Mercurio	138	0,0330
Wolframio	134	0,0320
Oro	130	0,0311
Plomo	128	0,0306
Bismuto	123	0,0294

Calores latentes a 1 atm						
Sustancia	Fusión/Solidificación			Vaporización/Condensación		
	T_f [K]	λ_f [J kg ⁻¹]	λ_f [kcal kg ⁻¹]	T_e [K]	λ_e [J kg ⁻¹]	λ_e [kcal kg ⁻¹]
Hidrógeno	13,8	58.604	14,0	20,3	452.088	108,0
Oxígeno	54,4	13.814	3,3	90,2	213.486	51,0
Nitrógeno	63,3	25.535	6,1	77,3	200.928	48,0
Etanol	156	104.231	24,9	351	858.130	205,0
Mercurio	123	11.302	2,7	630	293.020	70,0
Agua	273	333.624	79,7	373	2.256.254	539,0
Plata	369	104.650	25,0	2.466	2.176.720	520,0
Plomo	600	24.697	5,9	2.023	870.688	208,0
Aluminio	932	395.577	94,5	2.740	10.465.000	2.500,0
Oro	1.336	64.464	15,4	2.933	1.578.122	377,0
Cobre	1.359	133.952	32,0	1.460	5.065.060	1.210,0
Hierro	1.808	289.253	69,1	3.023	6.362.720	1.520,0
Wolframio	3.663	191.300	45,7	6.173	1.925.560	460,0
Carbono	3.813	23.860	5,7	4.273	50.232.000	12.000,0

Entalpías de formación estándar (1 atm, 298 K)		
Sustancia	Δ_f° [kJ mol ⁻¹]	Δ_f° [kcal mol ⁻¹]
Elementos / Compuestos inorgánicos		
H ₂ (g)	0	0,00
H (g)	218	52,08
Li (s)	0	0,00
Li (g)	155,2	37,08
Li ₂ O (s)	-595,8	-142,33
Li ₂ O ₂ (s)	-634,7	-151,62
LiH (s)	-90,4	-21,60
LiCl (s)	-408,8	-97,66
LiF (s)	-612,1	-146,23
LiI (s)	-271,1	-64,76
Na (s)	0	0,00
Na (g)	108,8	25,99
NaH (s)	-57,3	-13,69
NaF (s)	-569	-135,93
NaCl (s)	-410,9	-98,16
NaBr (s)	-359,8	-85,95
NaI (s)	-287,9	-68,78
Na ₂ SO ₄ (s)	-1.384,5	-330,75
NaNO ₃ (s)	-466,5	-111,44
NaNO ₂ (s)	-359,4	-85,86
Na ₂ CO ₃ (s)	-1.130,9	-270,16
Na ₂ O (s)	-415,9	-99,36
Na ₂ O ₂ (s)	-504,6	-120,54

Entalpías de formación estándar (1 atm, 298 K)		
Sustancia	Δ_f° [kJ mol ⁻¹]	Δ_f° [kcal mol ⁻¹]
NaO ₂ (s)	-260,7	-62,28
NaC ₂ H ₃ O ₂ (s)	-710,4	-169,71
NaOH (s)	-430,5	-102,84
K (s)	0	0,00
K (g)	90	21,50
KF (s)	-562,7	-134,42
KCl (s)	-436	-104,16
KClO ₃ (s)	-391,2	-93,45
K ₂ O (s)	-361,5	-86,36
K ₂ O ₂ (s)	-493,7	-117,94
KO ₂ (s)	-282,8	-67,56
KOH (s)	-425,9	-101,74
KNO ₃ (s)	-492,9	-117,75
KClO ₄ (s)	-433,5	-103,56
Rb (s)	0	0,00
Compuestos orgánicos		
Metano (g)	-74,9	-17,89
Etano (g)	-84,5	-20,19
Propano (g)	-104	-24,84
Butano (g)	-127,2	-30,39
Pentano (g)	-146,4	-34,97
Pentano (l)	-173,2	-41,38
Hexano (g)	-167,2	-39,94
Hexano (l)	-198,8	-47,49

Entalpías de formación estándar (1 atm, 298 K)		
Sustancia	Δ_f° [kJ mol ⁻¹]	Δ_f° [kcal mol ⁻¹]
2-Metilpropano (g)	-135,6	-32,39
2-Metilbutano (g)	-154,4	-36,88
2-Metilbutano (l)	-179,9	-42,98
2,2-Dimetilpropano (g)	-166	-39,66
Ciclopropano (g)	53,1	12,69
Ciclobutano (g)	27	6,45
Ciclopentano (g)	-77,4	-18,49
Ciclopentano (l)	-105,9	-25,30
Ciclohexano (g)	-123	-29,38
Ciclohexano (l)	-156,2	-37,31
cis-1,2-Dimetilciclohexano (l)	-211,9	-50,62
trans-1,2-Dimetilciclohexano (l)	-218,4	-52,17
Propeno (g)	20,4	4,87
1,3-Butadieno (g)	110,2	26,33
1-Buteno (g)	-0,1	-0,02
Z-2-Buteno (g)	-7	-1,67
E-2-Buteno (g)	-11,2	-2,68
2-Metilpropeno (g)	-16,9	-4,04
2-Metil-1-buteno (g)	-36,3	-8,67
2-Metil-2-buteno (g)	-42,6	-10,18
3-Metil-1-buteno (g)	-29	-6,93
Ciclohexeno (l)	-38,8	-9,27
Ciclohexeno (g)	-5,4	-1,29
1-Metilciclopenteno (g)	-5,4	-1,29

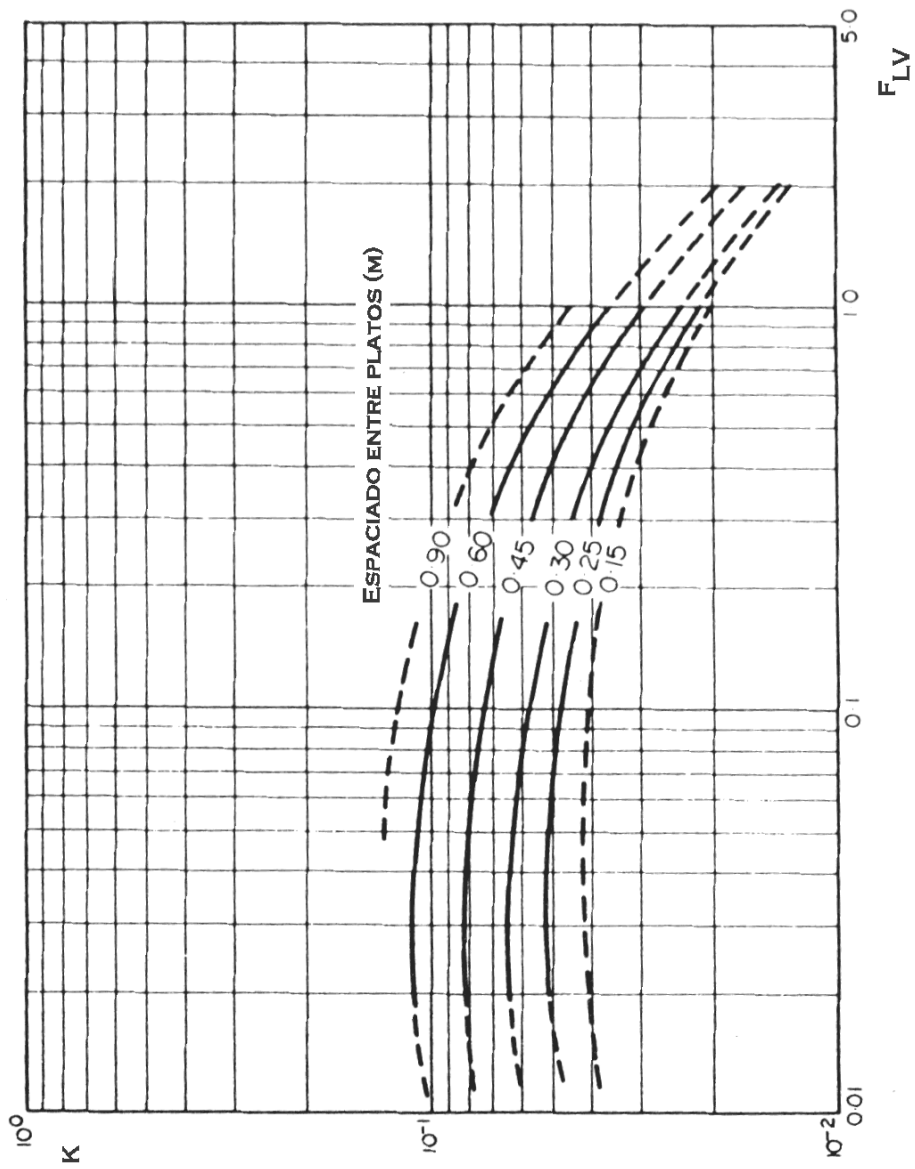
Entalpías de formación estándar (1 atm, 298 K)		
Sustancia	Δ_f° [kJ mol ⁻¹]	Δ_f° [kcal mol ⁻¹]
3-Metilciclopenteno (g)	8,7	2,08
4-Metilciclopenteno (g)	14,8	3,54
Eteno (g)	52,3	12,49
Etino (g)	226,7	54,16
Propino (g)	185,4	44,29
1-Butino (g)	165,2	39,46
2-Butino (g)	146,3	34,95
Benceno (g)	82,8	19,78
Benceno (l)	49	11,71
Estireno (l)	103,8	24,80
Tolueno (g)	50	11,94
Tolueno (l)	12	2,87
Etilbenceno (l)	-12,5	-2,99
m-Xileno (l)	-25,4	-6,07
o-Xileno (l)	-24,4	-5,83
p-Xileno (l)	-24,4	-5,83
n- Propilbenceno (l)	-38,4	-9,17
Isopropilbenceno [Cumeno] (l)	-41,2	-9,84
Nitrobenceno (l)	15,9	3,80

Entalpías de combustión estándar (1 atm, 298 K)		
Sustancia	Δ_f° [kJ mol ⁻¹]	Δ_f° [kcal mol ⁻¹]
Hidrógeno	286	68,32
Carbono	394	94,12
Monóxido de carbono	283	67,61
Metano	890	212,61
Etano	1.560	372,67
Eteno	1.411	337,08
Etino	1.300	310,56
Propano	2.221	530,58
Propeno	2.059	491,88
Butano	2.879	687,77
Hexano	4.164	994,74
Ciclohexano	3.921	936,69
Benceno	3.268	780,70
Octano	5.472	1.307,21
1,4-Dimetilbenceno	4.554	1.087,91
Dodecano	8.088	1.932,15
Eicosano	13.320	3.182,04
Etanol	1.367	326,56
Etanal	1.167	278,79
Ácido etanóico	875	209,03
Propanona	1.791	427,85
Fenol	3.054	729,57

Intersección de la recta q con la curva de equilibrio	
$x_e = \frac{1}{q} \left(\sqrt{G^2 + \frac{q x_A}{\alpha - 1}} - G \right)$	$G = \frac{1}{2} \left[\frac{\alpha}{\alpha - 1} - (q + x_A) \right]$
$y_e = \frac{1}{q - 1} \left(\sqrt{G^2 + \frac{q x_A}{\alpha - 1}} - G - x_A \right)$	

Relación de reflujo mínima (Underwood, 1932)
$\left(\frac{L}{d} \right)_{mín.} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{x_D}{x_e} - \alpha \frac{1 - x_D}{1 - x_e} \right]$
Número mínimo de pisos teóricos (Fenske, 1932)
$NMPT = \frac{\log \left[\frac{x_D (1 - x_R)}{x_R (1 - x_D)} \right]}{\log \alpha} - 1$

Número de pisos teóricos (Esplugas, Ortego y Mans, 1981)	
Ecuación general	
$NPT = \frac{\ln \left[\frac{y_1 + A - E_2}{y_1 + A - E_1} \cdot \frac{y_2 + A - E_1}{y_2 + A - E_2} \right]}{\ln \frac{E_1}{E_2}}$	$E_1 = \frac{A - B}{2} + \sqrt{\left(\frac{A + B}{2} \right)^2 - C}$
	$E_2 = \frac{A - B}{2} - \sqrt{\left(\frac{A + B}{2} \right)^2 - C}$
Para la sección de enriquecimiento (NPT_e)	Para la sección de agotamiento (NPT_a)
$A = \frac{\frac{L}{D} - (\alpha - 1) x_D}{(\alpha - 1) \left(\frac{L}{D} + 1 \right)}$	$A = \frac{\frac{L}{D} d + q + (\alpha - 1) (1 - d) x_R}{(\alpha - 1) \left[\left(\frac{L}{D} + 1 \right) d + (q - 1) \right]}$
$B = - \frac{\alpha}{\alpha - 1}$	$B = - \frac{\alpha}{\alpha - 1}$
$A = \frac{\alpha x_D}{(\alpha - 1) \left(\frac{L}{D} + 1 \right)}$	$A = \frac{\alpha (1 - d) x_R}{(\alpha - 1) \left[\left(\frac{L}{D} + 1 \right) d + (q - 1) \right]}$
$y_1 = x_D$ $y_2 = y_e$	$y_1 = y_e$ $y_2 = x_R$
	$d = \frac{x_A - x_R}{x_D - x_R}$
$NPT = NPT_e + NPT_a$	



Evaporación: Ecuaciones auxiliares	
Ecuación de Antoine	$\log p^{\circ} [mm\ Hg] = A - \frac{B}{C + T [^{\circ}C]}$
	$A = 8,03723$ $B = 1.709,248$ $C = 231,5$
	$T [^{\circ}C] = \frac{B}{A - \log p^{\circ} [mm\ Hg]} - C$
Ecuación de Regnault	$\lambda_{agua} \left[\frac{kcal}{kg} \right] = 606,5 - 0,695 T_b [^{\circ}C]$

Sedimentación: Ecuaciones de diseño	
Ecuación del área	$A = \frac{L_o C_o}{v} \left(\frac{1}{C} - \frac{1}{C_F} \right)$
Ecuación de la altura	$h = \frac{L_o C_o}{A} \left(\frac{t_R}{\rho_s} + \int_0^{t_R} \frac{1}{C} dt \right)$

ESQUEMAS

**Los Esquemas se pueden encontrar (en formatos
.htm y .pdf) en las direcciones:**

ASIGNATURA: Ingeniería Química (Ldo. en Química)

http://fjarabo.quimica.ull.es/CIQ/CiqFICHA/ArbolMen/Ficha_00.HTM

http://fjarabo.quimica.ull.es/CIQ/CiqFICHA/ArbolMen/Hicha_00.HTM

ASIGNATURA: Ingeniería Química (CF) (Ldo. CyT Alimentos)

http://fjarabo.quimica.ull.es/CIQ/CiqFICHA/ArbolMen/Ficha_TA.HTM

http://fjarabo.quimica.ull.es/CIQ/CiqFICHA/ArbolMen/Hicha_TA.HTM

CUESTIONES

Cuestión nº 1)

Indicar algunos procesos químicos que satisfagan las necesidades sociales en las siguientes áreas: alimentación, vivienda, transporte, energía, sanidad.

Cuestión nº 2)

Definir los siguientes conceptos, citando algunos ejemplos: magnitud, unidad, factor de conversión, dimensión, módulo adimensional.

Cuestión nº 3)

Construir un cuadro comparativo de magnitudes fundamentales para los tres sistemas absolutos de unidades que existen: cegesimal (C.G.S.), Giorgy o internacional (M.K.S.) e inglés (F.P.S.).

Cuestión nº 4)

Indicar las magnitudes fundamentales adicionales (además de kg, m, s) que se definen en el S.I. (Sistema Internacional de Unidades).

Cuestión nº 5)

Definir los siguientes conceptos, proponiendo algún ejemplo: propiedad intensiva, estado de un sistema, fase, principio de Le Chatelier.

Cuestión nº 6)

Aplicar la regla de las fases de Gibbs para determinar los grados de libertad de un sistema formado por acetona pura líquida en equilibrio con vapor de acetona y nitrógeno.

Cuestión nº 7)

Responder a las siguientes cuestiones:

- ¿Cuál es la ley de Dalton-Raoult y en qué condiciones es válida?
- ¿Cuál es la ley de Henry y en qué condiciones es válida?
- ¿Qué es el coeficiente de reparto o coeficiente de distribución?

Cuestión nº 8)

Definir los regímenes de circulación de un fluido.

Cuestión nº 9)

Definir el módulo de Reynolds, indicando su significado físico. ¿Cuáles son sus intervalos de valores aproximados para régimen laminar y turbulento?

Cuestión nº 10)

¿Por qué se consideran despreciables los términos debidos al transporte molecular cuando se lleva a cabo un balance macroscópico de cualquier propiedad extensiva?

Cuestión nº 11)

¿A qué especies es posible aplicar la ecuación macroscópica de conservación de la materia?

Cuestión nº 12)

Analizar los conceptos “reactivo limitante” y “reactivo en exceso”. Definir los términos “conversión”, “rendimiento” y “selectividad”.

Cuestión nº 13)

Detallar los tres componentes de la energía total de un sistema.

Cuestión nº 14)

Detallar las dos formas en que puede transferirse la energía entre un sistema cerrado y sus alrededores.

Cuestión nº 15)

¿Qué tipo de balance de energía resulta ser el conocido primer principio de la Termodinámica, deducido para sistemas cerrados?

Cuestión nº 16)

Definir el concepto de “operación básica”. ¿Qué son las operaciones de separación?

Cuestión nº 17)

Identifíquense los regímenes de funcionamiento en las operaciones continuas y discontinuas.

Cuestión nº 18)

Cuando se desean separar los componentes presentes en una sola fase, muchas veces se genera una segunda fase que actúe como receptora de alguno de los compuestos que se desea separar.

- a) ¿Cómo puede generarse esa segunda fase?
- b) ¿Qué métodos se utilizan para poner en contacto ambas fases?

Cuestión nº 19)

Justificar el hecho de que en la mayoría de las operaciones de separación se opere con flujo en contracorriente en vez de con flujo en paralelo.

Cuestión nº 20)

¿Qué se entiende en las operaciones de separación por el concepto de “mecanismo controlante”? ¿Puede controlar la operación más de un mecanismo? Poner algunos ejemplos.

Cuestión nº 21)

Enumerar los tres métodos de destilación más utilizados, por orden creciente de importancia.

Cuestión nº 22)

¿Qué diferencias existen entre las operaciones continuas de destilación convencional y destilación súbita?

Cuestión nº 23)

¿Qué mejoras introduce la rectificación en la operación de destilación?

Cuestión nº 24)

¿Cuáles son las principales causas que pueden dificultar o desaconsejar la evaporación?

Cuestión nº 25)

¿Por qué siempre es necesario realizar ensayos de sedimentación para diseñar un sedimentador industrial?

Cuestión nº 26)

¿Qué es la ecuación cinética? ¿Qué variables afectan a la velocidad de reacción?

Cuestión nº 27)

Definir:

- a) Reacción elemental.
- b) Mecanismo de reacción.
- c) Etapa controlante.
- d) Molecularidad.

Cuestión nº 28)

¿Cuáles son los tres tipos básicos de reactores? ¿Cómo se obtiene la relación entre la velocidad de producción, la composición de los productos y la velocidad de la reacción química? ¿Qué es el tiempo espacial?

Cuestión nº 29)

Cuando se asocian reactores tipo tanque en serie para llevar a cabo una reacción simple, ¿podría sustituirse el conjunto por una sola unidad cuyo volumen fuese

la suma de los volúmenes de los reactores más pequeños, para conseguir el mismo efecto?

Cuestión nº 30)

Definir:

- a) Reacciones en paralelo.
- b) Reacciones en serie.
- c) Rendimiento.

Tema 9: Procesos industriales escogidos

Cuestión nº 31)

Indicar las aplicaciones industriales más importantes del ácido sulfúrico.

Cuestión nº 32)

¿Cuál es el esquema de producción básico del ácido sulfúrico y los consiguientes planteamientos para el proceso industrial?

Cuestión nº 33)

Indicar las tres etapas del método de contacto para la fabricación del ácido sulfúrico. ¿Qué es el "óleum"?

Cuestión nº 34)

¿Cuál es el esquema de producción básico del amoníaco y los consiguientes planteamientos para el proceso industrial?

Cuestión nº 35)

¿Cuáles son las materias primas más importantes para la síntesis del amoníaco y para la síntesis del ácido nítrico?

Cuestión nº 36)

Indicar las etapas del proceso de preparación del gas de síntesis a partir del gas natural para su utilización en la síntesis del amoníaco.

Cuestión nº 37)

Indicar esquemáticamente los procesos de fabricación de amoníaco y de ácido nítrico.

Cuestión nº 38)

Enumerar los cuatro grandes grupos de operaciones a que es sometido el petróleo crudo en una refinería.

Cuestión nº 39)

Relacionar las denominadas “operaciones de refino” a que son sometidas las diferentes fracciones del petróleo obtenidas en una refinería.

Cuestión nº 40)

Relacionar las fracciones del petróleo obtenidas en una refinería que se aprovechan como productos acabados para su utilización directa.

PROBLEMAS

CONCEPTOS FUNDAMENTALES

Problema nº 1)

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

- a) W/(m·K)
- b) cal/(s·m·°C)

Nota:

$$1 \text{ Btu} = 1.054,19 \text{ J} = 251,96 \text{ cal}$$

$$1 \text{ °C} = 1,8 \text{ °F}$$

Problema nº 2)

Convertir:

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

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

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

Nota:

$$1 \text{ ft} = 12 \text{ in}$$

Problema nº 3)

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 [ft³]
 A: Área filtrante [ft²]
 ΔP : Diferencia de presión [lbf/in²]
 S: Fracción másica del sólido en la suspensión
 M: Relación entre el peso de la torta húmeda y el peso de la torta seca
 θ : Tiempo de filtración [s]
 μ : Viscosidad del líquido [lb/(ft·s)]
 ρ : Densidad del líquido [lb/ft³]
 α : Resistencia específica de la torta de material sólido [s²/lb]

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

$$\begin{array}{lll} V \text{ en cm}^3 & A \text{ en cm}^2 & \Delta P \text{ en atm} \\ \mu \text{ en cP} & \rho \text{ en} & \alpha \text{ en s}^2/\text{g} \\ & \text{g/cm}^3 & \end{array}$$

Nota:

$$1 \text{ atm} = 14,606 \text{ psi}$$

Problema nº 4)

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?

Problema nº 5)

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/(hft²°F)], k es la conductividad térmica del fluido [Btu/(hft°°F)], C_s es la capacidad calorífica del sólido [Btu/(lb°°F)], ρ es la densidad del sólido [lb/ft³], G es la velocidad másica del fluido [lb/(hft²)], η es la eficacia de la fluidización [adimensional], μ es la viscosidad del fluido [lb/(hft)] 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:

$$1 \text{ }^\circ\text{F} = (5/9) \text{ K}$$

Problema nº 6)

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

Problema nº 7)

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 [°C]	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

Problema nº 8)

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 [°C]	Heptano P_1° [mmHg]	Octano P_2° [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.

Problema nº 9)

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

T [°C]	Hexano P_1° [mmHg]	Heptano P_2° [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

T [°C]	Hexano P_1° [mmHg]	Heptano P_2° [mmHg]
99,2	1.765	760

- Suponiendo mezcla ideal, calcular los datos de equilibrio y representar los diagramas (T-x,y) y (x,y).
- 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.
- ¿Cuál es la temperatura de burbuja y la temperatura de rocío de una mezcla que contiene 30% en moles de hexano?
- ¿Cuál es la composición de una fase líquida cuya temperatura de burbuja es 80 °C? ¿Y la de una fase gaseosa cuya temperatura de rocío de 80 °C?

Problema nº 10)

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:

- Temperatura frente a fracción molar del vapor y del líquido (T-x,y).
- Diagrama (x-y), en fracción molar.
- Diagrama (x,y), calculado usando el valor media aritmética para la volatilidad relativa a $x = 0$ y $x = 1$.
- ¿Cuál es la temperatura de burbuja y la de rocío de una mezcla de composición 40% en moles de fenol?
- ¿Cuál es la composición de una fase líquida cuya temperatura de burbuja es de 118 °C y la de una fase gaseosa cuya temperatura de rocío es de 118 °C. ¿Qué relación hay entre ambas composiciones?

Datos:

Presiones de vapor en función de la temperatura:

T [°C]	Fenol P_1° [mmHg]	o-cresol P_2° [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

BALANCES DE MATERIA**Problema nº 11)**

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.

Problema nº 12)

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?

Problema nº 13)

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.

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

Problema nº 14)

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.

Problema nº 15)

Un tanque contiene 10.000 kg de una disolución saturada de Na_2CO_3 ($M = 106$ g/mol) a 30°C . Se desea cristalizar de esta disolución 3.000 kg de $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ sin agua en exceso. ¿A qué temperatura es preciso enfriar la disolución?

Datos:

Solubilidad del Na_2CO_3 en función de la temperatura:

T [$^\circ\text{C}$]	Solubilidad [g Na_2CO_3 /100 g H_2O]
0	7
10	12,5
20	21,5
30	38,8

Problema nº 16)

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.

Problema nº 17)

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.

Problema nº 18)

A menudo puede recuperarse un soluto de una disolución mediante el uso de un segundo disolvente que sea inmisible 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 refinera 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)?

Problema nº 19)

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.

Problema nº 20)

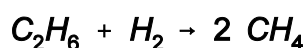
Una corriente de aire húmedo, con 0,06 kg de agua por kg de aire seco, se seca en una torre de relleno, poniéndolo en contacto con una disolución de ácido sulfúrico del 72%. Este ácido se prepara recirculando parte del ácido sulfúrico que sale de la columna (concentración del 67%) y mezclándolo con ácido sulfúrico del 98%. Si la columna está diseñada para tratar 440 m³/h de aire húmedo medidos a presión atmosférica y 360 K, con un rendimiento del 91%, calcular los caudales máscicos de todas las corrientes implicadas.

Notas:

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

Problema nº 21)

Las reacciones:

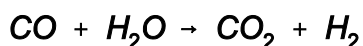


se llevan a cabo en un reactor continuo en régimen estacionario. La alimentación consiste en un 85% en moles de etano (C_2H_6) y el resto sustancias inertes (I). La conversión de etano es del 50,1% y el rendimiento a etileno (C_2H_4) es del 47,1%.

Calcúlese la composición molar del producto gaseoso y la selectividad del etileno en la producción de metano.

Problema nº 22)

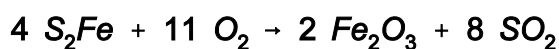
La mezcla estequiométrica H_2-N_2 (75% H_2 y 25% N_2) para la síntesis del amoníaco se prepara mezclando “gas de fábrica” (78% N_2 , 20% CO y 2% CO_2) con “gas de agua” (50% H_2 y 50% CO). El monóxido de carbono, que actúa como veneno del catalizador de síntesis, se elimina haciendo reaccionar esta mezcla de gases con vapor de agua, para formar dióxido de carbono e hidrógeno mediante la reacción de conversión:



Posteriormente se elimina el CO_2 mediante lavado por absorción con disolvente. Suponiendo que todas 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.

Problema nº 23)

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:



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 piritita cargada, calcular:

- El peso de cenizas producidas.
- El porcentaje de azufre perdido en las cenizas.
- El análisis del gas de horno en base libre de SO_3 .
- Volumen de aire seco requerido (m^3) a $27^\circ C$ y 750 mm Hg.

Nota:

Pesos atómicos (kg/kmol): S: 32; Fe: 56

Problema nº 24)

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:

- Composición elemental del fuel-oil (% en peso).
- Porcentaje de aire en exceso usado en la combustión.
- Volumen de aire alimentado al horno en condiciones normales (m^3) por cada kg de fuel-oil consumido.

Problema nº 25)

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 °C y 750 mmHg) habrá que tratar en los absorbedores?

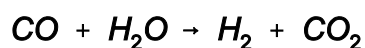
Suponiendo que se recupera el 50% del azufre quemado, en forma de SO_2 , ¿cuántas toneladas de ácido sulfúrico de 66 °Bé (93,19% de H_2SO_4), se podrían obtener anualmente como subproducto de esta fábrica?

Problema nº 26)

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:



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?

Problema nº 27)

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.

Problema nº 28)

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?

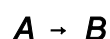
Mezcla perfecta significa que, en cada instante, la concentración de la corriente de salida es la que existe dentro del tanque. Supóngase que las densidades de todas las corrientes son constantes e iguales entre sí, de tal manera que la fracción en peso de ácido es igual a la fracción en volumen.

Problema nº 29)

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:



$$-r_A \left[\frac{\text{mol}}{\text{l} \cdot \text{min}} \right] = 0,09 C_A$$

Determinar:

- El tiempo que deberá transcurrir hasta que la concentración de **A** en la corriente de salida sea de 0,05 mol/l.
- Las concentraciones de **A** y de **B** en la corriente de salida cuando se haya alcanzado el régimen estacionario.
- El tiempo necesario para alcanzar el régimen estacionario en el sistema.
- El tiempo necesario para alcanzar el 99,99% de la concentración de **A** en la salida que tendría en el régimen estacionario.
- La concentración de **A** en la salida, en régimen estacionario, si no existiera reacción química.
- El tiempo necesario para alcanzar régimen estacionario si no existiera reacción química.
- 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.

Problema nº 30)

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.

BALANCES DE ENERGÍA**Problema nº 31)**

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/m² y 673 K. El vapor sale de ella con un desnivel de 6 m respecto a la entrada, a presión atmosférica (101,3 kN/m²) 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]	ρ [kg/m ³]
4.000	673	2.920	13,6
101,3	398	2.542	0,55

Problema nº 32)

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:

$$1 \text{ Pa} = 1 \text{ N/m}^2$$

Problema nº 33)

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)

Problema nº 34)

Para reducir el contenido en agua de una muestra de caseína se utiliza un secadero que consume 4 Nm³/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%.

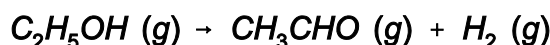
Calcular la eficacia térmica del secadero, definida como el calor necesario respecto al calor aportado.

Datos:

El calor latente de vaporización del agua en las condiciones del secadero es de 2.257 kJ/kg.

Problema nº 35)

Se lleva a cabo la deshidrogenación de etanol para formar acetaldehído en un reactor adiabático:



El reactor se alimenta con el vapor de etanol a 300 °C, y se obtiene una conversión del 30%.

Calcular la temperatura del producto, usando las siguientes capacidades caloríficas constantes [kJ/(kmol^oC)]: etanol: 110; acetaldehído: 80; hidrógeno: 29. La entalpía de la reacción es $\Delta H_r (25 \text{ }^\circ\text{C}) = +68.950 \text{ kJ/kmol}$.

Problema nº 36)

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 ($-\Delta H_r$) 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 °C.

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 °C. Tanto el combustible como el agua de refrigeración y el aire para la combustión entran a 25°C.

Calcular:

- El caudal molar y la composición de los gases de escape en base húmeda.
- Las pérdidas de calor en el sistema en kJ/min.

Datos:

Calor específico del agua líquida: 1 kcal/(kg°C).

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°C)]
CO_2	0,24
O_2	0,234
N_2	0,25
$\text{H}_2\text{O (g)}$	0,46
$\text{H}_2\text{O (l)}$	1,00

Problema nº 37)

Se quema por completo monóxido de carbono a 10 °C y una presión de 2 atm con 50 % de aire en exceso que está a 538 °C. Los productos de la combustión salen de la cámara de combustión a 427 °C.

Calcular el calor generado en la cámara de combustión expresados en kJ por kilogramo de CO que entra.

Datos:

Entalpías de formación a 25 °C y 1 atm:

Compuesto	ΔH_f° [kJ/kmol]
CO	- 110,52
CO ₂	- 393,51

Capacidades caloríficas medias en el intervalo de temperaturas considerado:

Compuesto	C_p [kJ/(kmol ^o C)]
CO	29,64
O ₂	30,45
N ₂	29,51
CO ₂	40,78

Problema nº 38)

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 °C y los gases de combustión lo abandonan a 600 °C.

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°C)]
H ₂	7,00
N ₂	7,10
CO	7,20
O ₂	7,50
CO ₂	10,8
CH ₄	11,6
H ₂ O	8,50

Entalpías de combustión a 25 °C y 1 atm:

Compuesto	ΔH ^o _c [cal/mol]
CO	- 67.600
H ₂	- 58.000
CH ₄	- 192.800

Problema nº 39)

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 $20 \text{ }^\circ\text{C}$ 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: $4,185 \text{ kJ}/(\text{kg}^\circ\text{C})$

Densidad de la leche: $10^3 \text{ kg}/\text{m}^3$

Entalpía del vapor de agua a 2 atm referida al agua líquida a $0 \text{ }^\circ\text{C}$ y 1 atm : $2.700 \text{ kJ}/\text{kg}$.

Problema nº 40)

Un tanque con un pistón móvil contiene un gas; la temperatura inicial del gas es $25 \text{ }^\circ\text{C}$.

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 $100 \text{ }^\circ\text{C}$ (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 $100 \text{ }^\circ\text{C}$.

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.

OPERACIONES DE SEPARACIÓN ESCOGIDAS**Problema nº 41)**

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:

- La concentración del destilado.
- La concentración del líquido que queda en la caldera.
- 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.

Problema nº 42)

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.

Determinese 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

x	y	x	y
0,40	0,555	0,85	0,904
0,45	0,603	0,90	0,934

Problema nº 43)

Una mezcla de benceno-tolueno de composición 55% en moles de benceno entra a 30 °C 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 [°C]	x	y	T [°C]	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 °C son, para el benceno 0,43 kcal/(kg°C) y para el tolueno 0,46 kcal/(kg°C). Los calores de vaporización de los componentes a 93,3 °C son, para el benceno 90 kcal/kg y para el tolueno 92 kcal/kg. El calor de mezcla se considera nulo.

Problema nº 44)

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.

Problema nº 45)

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 de 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 20°C, determinar las cantidades y composiciones de las fases líquida y vapor obtenidas.

Datos:

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°C) y para el agua 18 cal/(mol°C).

Los datos de equilibrio del sistema etanol-agua a 1 atm, en fracciones molares de etanol, son:

T [°C]	x	y	T [°C]	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

Problema nº 46)

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 90°C y 95°C, respectivamente. Los calores molares del alimento (mezcla con 55% de **A**) son los siguientes:

Estado líquido: $C_p = 40$ kcal/(kmol°C).

Estado vapor: $C_p = 25$ kcal/(kmol°C).

Trazar la recta **q** y determinar la relación mínima de reflujo para la separación deseada cuando el alimento sea:

- a) Líquido a 60 °C.

- b) Líquido saturado (90°C).
- c) Mezcla líquido (1/3) – vapor (2/3).
- d) Vapor saturado (95°C).
- e) Vapor recalentado (127°C).

Problema nº 47)

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.

Problema nº 48)

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 °C 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 20°C (calor específico: 44 kcal/(kmol°C)).
- 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 ($\lambda = 532$ 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 °C y sale a 65,5 °C, ¿qué cantidad de agua será necesaria en kg/min?

Problema nº 49)

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 $L/V = 3/4$.

Determinése 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.

Problema nº 50)

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 °C. 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 °C y sale a 45 °C.
- k) El consumo horario de vapor de calefacción en la caldera si se dispone de vapor saturado a 1,5 atm de presión absoluta ($\lambda = 532$ 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 °C.

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 \cdot °C)]	λ [kcal/kmol]
Cloroformo	27,462	6.800
Benceno	34,364	7.400

Problema nº 51)

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^{°C} 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 °C) y la temperatura de entrada de la alimentación es de 43,3 °C. La ebullición se produce dentro del evaporador a 62,2 °C, siendo el coeficiente global de transmisión de calor de 943 W/m²°C.

Suponiendo despreciable el aumento del punto de ebullición, calcular:

- El caudal de producto concentrado (kg/s).
- El caudal de vapor de calefacción necesario (kg/s).
- La economía del sistema (vapor generado respecto a vapor consumido).
- El área de transmisión de calor (m²).

Datos:

El tablas de vapor saturado se puede encontrar:

$$H_w = 2.725,90 \text{ kJ/kg}$$

$$h_w = 563,41 \text{ kJ/kg}$$

Problema nº 52)

Se desea concentrar una disolución acuosa de hidróxido sódico con un concentración inicial del 20% (alimentada a 30°C) hasta el 50%. Para ello se utilizará un evaporador de 25 m² 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/m²°C; 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/°C.

Calcular:

- 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:

$$1 \text{ atm} = 101,3 \text{ kPa}$$

Utilídense las ecuaciones de Antoine y Regnault para el cálculo del equilibrio P-T y de los calores latentes, respectivamente.

Problema nº 53)

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 °C 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 °C. Los coeficientes globales de transmisión de calor se estiman en 1.800 y 1.500 kcal/hAm²°C 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 °C en el primer efecto y de 8 °C 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°C. 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.

Problema nº 54)

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:

- La concentración de sólidos en suspensión a la salida.
- La cantidad de sólidos que pasan a engrosar diariamente la zona de sedimentos (fondo del depósito).

Problema nº 55)

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 $2,63 \text{ g/cm}^3$ y la del líquido de $1,0 \text{ g/cm}^3$. 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.

INTRODUCCIÓN A LA INGENIERÍA DE LA REACCIÓN QUÍMICA**Problema nº 56)**

Introducción a la Ingeniería de la Reacción Química para una reacción en fase gaseosa a 400 K viene dada por:

$$-\frac{dp_A}{dt} = 3,66 p_A^2 \quad \frac{atm}{h}$$

- Indíquense las unidades del coeficiente cinético.
- Calcúlese el coeficiente cinético para esta reacción, si la ecuación cinética viene expresada por:

$$-r_A = -\frac{1}{V} \frac{dN_A}{dt} = k C_A^2 \quad \frac{mol}{l \cdot h}$$

Problema nº 57)

Se sabe por experiencia que la descomposición del ozono en fase homogénea transcurre de acuerdo con Introducción a la ecuación cinética:

$$-r_{O_3} = k \frac{[O_3]^2}{[O_2]}$$

- Indíquese el orden global de la reacción.
- Sugírase un mecanismo en dos etapas para explicar esta cinética, e indíquese como podría comprobarse el mecanismo sugerido.

Problema nº 58)

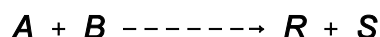
La descomposición térmica del etano es de primer orden. Se han obtenido las siguientes constantes de velocidad a distintas temperaturas:

T (°C)	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.

Problema nº 59)

Para hallar la expresión cinética de la reacción:



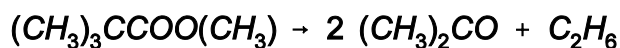
se ha realizado un ensayo en un reactor discontinuo a temperatura uniforme y en disolución acuosa, de tal modo que la mezcla tiene volumen y presión constante. La concentración inicial de **A** es 0,3 mol/l y los datos de concentración frente al tiempo se dan en la siguiente tabla:

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.

Problema nº 60)

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

SISTEMAS DE REACCIÓN HOMOGÉNEOS**Problema nº 61)**

La reacción:

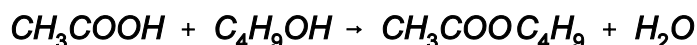


es de primer orden respecto a cada uno de los reaccionantes y se desarrolla en fase líquida en un reactor de flujo pistón de 30 l de volumen. El alimento se introduce con una razón de $C_{B0}/C_{A0} = 1,5$ y se alcanza una conversión de **A** del 80%.

Se desea sustituir el sistema actual por otro constituido por un reactor continuo de mezcla perfecta de 140 l, de capacidad. ¿Qué razón de C_{B0}/C_{A0} proporciona la misma conversión de **A** si las condiciones de alimentación, caudal y concentración se mantienen constantes?

Problema nº 62)

Se ha estudiado la formación del acetato de butilo en un reactor discontinuo que opera a 100 °C, 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:

$$-r_A = k C_A^2$$

siendo **A** el ácido acético y la constante cinética $k = 17,4 \text{ ml}/(\text{mol} \cdot \text{min})$.

Calcular:

- El tiempo requerido para obtener una conversión del 50%.
- El volumen del reactor y la masa inicial que debe ser cargada para producir 100 kg/h del éster.

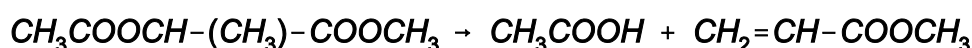
Datos:

La densidad se puede considerar constante e igual a 0,75 g/cm³.

El tiempo de carga y descarga del reactor se supone despreciable.

Problema nº 63)

Ratchford y Fisher han estudiado la pirólisis del metil acetoxipropionato a temperaturas próximas a 500 °C y varias presiones:



Por debajo de 565 °C la reacción de pirólisis es esencialmente de primer orden con una constante de velocidad dada por:

$$k = 7,6 \cdot 10^9 e^{\frac{-19.220}{T}} \quad [\text{s}^{-1}]$$

donde T se expresa en kelvin.

a) Se desea diseñar un reactor tubular a escala planta piloto que opere isotérmicamente a 500 °C. ¿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 3,610⁻³ m² 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.

Problema nº 64)

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	0,20	0,26
-r _A [mol/(l·h)]	0,005	0,015	0,030	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 $0,4 \text{ m}^3/\text{h}$ y la concentración de **A** en el mismo es $0,25 \text{ mol/l}$.

Calcular:

- La concentración de salida que proporcionan tres tanques de $0,5$, 1 y $1,5 \text{ m}^3$ de capacidad, dispuestos en este orden.
- La concentración de salida que proporcionan tres tanques de 1 m^3 de capacidad.
- El volumen del tercer tanque, si los dos primeros tienen una capacidad de 1 m^3 y se desea una concentración de salida de $0,01 \text{ mol/l}$.

Problema nº 65)

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%.

RESULTADOS DE LOS PROBLEMAS

CONCEPTOS FUNDAMENTALES

Problema nº 1)

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

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

Problema nº 2)

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

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

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

Problema nº 3)

$$V_2 = \frac{1424,39 \text{ A}^2 \Delta T (1 - M \cdot S)}{\mu \cdot f \cdot S \cdot \alpha} \cdot A$$

Problema nº 4)

La ecuación de Arrhenius es dimensionalmente consistente si la constante de velocidad miembro tiene las dimensiones:

$$\frac{\text{mol}}{\text{cm}^3 \cdot \text{s}^{2,74}}$$

Problema nº 5)

$$k = 0,2982 (\text{g} \cdot \text{s})^{0,4} \cdot \left(\frac{\text{g} \cdot \text{g}}{\mu \cdot \text{M}_f} \right)^{0,36}$$

Problema nº 6)

Presiones parciales:

$$P_{\text{Benceno}} = 63,946 \text{ mmHg}$$

$$P_{\text{Tolueno}} = 16,845 \text{ mmHg}$$

Composición en peso del vapor:

$$\text{Benceno: } 76,2\%$$

$$\text{Tolueno: } 23,8\%$$

Problema nº 7)

$$K_m = 1,125$$

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

Problema nº 8)

a) Gráficas $(T-x, y)$ y $(x-y)$.

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

T	98,4	105,0	110,0	115,0	120,0	125,2
α	2,205	2,250	2,170	2,140	2,080	2,020
y	1,000	0,804	0,672	0,475	0,287	0,000

Problema nº 9)

a.) Gráficas $(T-x, y)$ y $(x-y)$.b.) $\alpha_m = 2,47$ c.) $T_b = 87^\circ\text{C}$
 $T_r = 92,5^\circ\text{C}$ d.) $x_1 = 0,525$
 $y_1 = 0,74$

Problema nº 10)

a.) Gráfico $(T-x, y)$.b.) Gráfico $(x-y)$.c.) Gráfico $(x-y)$ con $\alpha = 1,3065$ d.) $T_b = 117,25^\circ\text{C}$
 $T_r = 117,8^\circ\text{C}$ e.) $x_1 = 0,28$
 $y_1 = 0,38$ Son composiciones de equilibrio.

BALANCES DE MATERIA

Problema nº 11)

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

Problema nº 12)

$$\text{Acido de bateria preparado} = 2.110 \text{ kg}$$

Problema nº 13)

$$\text{Destilado} = 871,6 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Rendico:

$$\text{Benceno} = 72 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Tolueno} = 1056 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Problema nº 14)

Componentes en cabeza (mols):

$$\text{Etileno} = 2$$

$$\text{Etano} = 3$$

$$\text{Propileno} = 5$$

$$\text{Propano} = 14,404$$

$$\text{Isobutano} = 1,285$$

Componentes en cola (mols):

$$\text{Propano} : 0,594$$

$$\text{Isobutano} : 2,3715$$

$$n\text{-butano} : 35$$

$$n\text{-Pentano} : 15$$

Problema nº 15)

$$T = 25,8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Problema nº 16)

$$a.) \frac{\text{kg } H_2}{\text{kg sólidos}} = 0,30$$

$$b.) \text{Benceno recuperado} = 83,35\%$$

Problema nº 17)

$$a.) \text{Solucera de rochar:}$$

$$\text{Caudal} = 2800 \text{ kg/h}$$

$$\text{Sol} = 5,58\%$$

$$b.) \text{Incremento de salinidad} = 2,227\%$$

Problema nº 18)

$$\text{Recuperación} = 89,6\%$$

Problema nº 19)

$$\text{Caudal de agua} = 7.650 \text{ kg/h}$$

$$\text{Sólidos en el producto} = 51\%$$

Problema nº 20)

$$\begin{aligned}
 \text{Aire de entrada} &= 415,58 \text{ kg/h} \\
 \text{Aire de salida} &= 394 \text{ kg/h} \\
 \text{Acido comercial (entrada)} &= 68,36 \text{ kg/h} \\
 \text{Acido seco} &= 430,42 \text{ kg/h} \\
 \text{Acido humedo (salida)} &= 89,76 \text{ kg/h} \\
 \text{Acido humedo re-entrado} &= 362,05 \text{ kg/h}
 \end{aligned}$$

Problema nº 21)

Composición del producto (% mol):

$$C_2H_2 = 30,31$$

$$C_2H_4 = 28,60$$

$$CH_4 = 3,64$$

$$H_2 = 26,79$$

$$I = 10,72$$

$$\text{Selectividad} = 7,85 \frac{\text{kmol } C_2H_2}{\text{kmol } CH_4}$$

Problema nº 22)

$$\text{Proposición} = 2,14 \frac{\text{kmol gas de agua}}{\text{kmol gas de fábrica}}$$

Problema nº 23)

- a.) Cantidad = 74,08 kg
 b.) Ataque perdido = 4,10%
 c.) Gas del horno:
 $SO_2 = 5,70\%$
 $O_2 = 12,89\%$
 $N_2 = 81,45\%$
 d.) Aire seco = 598,5 m³

Problema nº 24)

- a.) Composición del fuelóleo (% pes):
 $C = 94,66$
 $H = 5,34$
 b.) Aire en exceso = 52,74%
 c.) Aire suministrado = 15 Nm³/kg fuel

Problema nº 25)

$$\begin{aligned}\text{Gas de chimenea} &= 0,218\% \text{ SO}_2 \\ \text{Cantidad de gas} &= 5.060 \text{ m}^3/\text{min} \\ \text{Producción de H}_2\text{SO}_4 &= 8.924 \text{ Tm/año}\end{aligned}$$

Problema nº 26)

$$\begin{aligned}\text{Densidad} &= 64,53\% \\ \text{Composición del gas de salida (Po mol):} \\ \text{H}_2 &= 64,93 \\ \text{CO} &= 32,45 \\ \text{N}_2 &= 2,62\end{aligned}$$

Problema nº 27)

$$\text{Fracción de purga} = 18,59\%$$

Problema nº 28)

$$t = 162,9 \text{ min}$$

Problema nº 29)

- 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.) $t = 921 \text{ min}$

Problema nº 30)

- a.) $C = 0,126 \frac{\text{kg sal}}{\text{kg disolución}}$
b.) $\text{Disolución} = 160 \text{ kg}$
 $\text{Sal} = 20,156 \text{ kg}$

BALANCES DE ENERGÍA

Problema nº 31)

$$\eta = 76,5\%$$

Problema nº 32)

$$W = 0,61 \text{ kW}$$

Problema nº 33)

$$W = 6,77 \text{ kW}$$

Problema nº 34)

$$\eta = 47,3\%$$

Problema nº 35)

$$T = 112,15 \text{ }^\circ\text{C}$$

Problema nº 36)

$$a.) \text{ Gas de escape} = 0,8192 \text{ kmol/min}$$

$$\text{CO}_2 = 10,94\%$$

$$\text{O}_2 = 2,36\%$$

$$\text{N}_2 = 74,20\%$$

$$\text{H}_2\text{O} = 12,50\%$$

$$b.) \text{ Pérdidas} = 336,4 \text{ kJ/min}$$

Problema nº 37)

$$Q = -10.144 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Problema nº 38)

Composición de los gases de combustión (% mol):

$$\text{CO}_2 = 9,56$$

$$\text{O}_2 = 2,88$$

$$\text{N}_2 = 71,43$$

$$\text{H}_2\text{O} = 16,13$$

$$Q = -5.951.608 \frac{\text{kcal}}{100 \text{ kmol metano}} \text{ de } \text{H}_2$$

Problema nº 39)

$$T = T_{ref} + \frac{V_0 (T_0 - T_{ref}) + \frac{\Delta H_v W}{C_p F} t}{V_0 + \frac{W}{F} t}$$

$$T = 89,5^\circ C$$

Problema nº 40)

$$\left. \begin{array}{l} a.) \quad \Delta U = 8,36 \text{ kJ} \\ b.) \quad Q = 100 \text{ J} \end{array} \right\}$$

OPERACIONES DE SEPARACIÓN ESCOGIDAS**Problema nº 41)**

- a.) $y_m = 0,518$
b.) $x = 0,181$
c.) 84,16% de benceno destilado

Problema nº 42)

$$\frac{D}{L_0} = 0,974$$
$$y_m = 0,237$$

Problema nº 43)

- a.) $x = 0,46$
 $y = 0,675$
b.) $T = 93,35^\circ\text{C}$
c.) $Q = 5.373 \text{ kcal/kmol}$

Problema nº 44)

a.) Alimento entra como vapor;
no hay separación.

$$b.) \frac{V}{A} = 0,51 \quad \gamma = 0,45$$

$$\frac{L}{A} = 0,49 \quad x = 0,35$$

c.) Alimento entra como líquido;
no hay separación.

Problema nº 45)

$$a.) T_A = 200^\circ\text{C}$$

$$b.) \frac{V}{A} = 0,278 \quad \gamma = 0,442$$

$$\frac{L}{A} = 0,722 \quad x = 0,105$$

Problema nº 46)

$$a.) [x_0]_q = 0,48$$

$$(L/D)_{\min} = 1,435$$

$$b.) [x_0]_q = 0,55$$

$$(L/D)_{\min} = 1,500$$

$$c.) [y_0]_q = 0,825$$

$$(L/D)_{\min} = 1,879$$

$$d.) [y_0]_q = 0,55$$

$$(L/D)_{\min} = 2,393$$

$$e.) [y_0]_q = 0,50$$

$$(L/D)_{\min} = 2,519$$

Problema nº 47)

$$a.) x_2 = 0,409$$

$$b.) \beta = 0,186 \text{ mol/E}$$

$$R = 0,814 \text{ mol/E}$$

Problema nº 48)

$$a.) \quad D = 152 \text{ kmol/h} \\ R = 198 \text{ kmol/h}$$

$$b.) \quad (NPT)_1 = 11,33 \quad [A = 6^\circ] \\ (NPT)_2 = 19,66 \quad [A = 5^\circ] \\ (NPT)_3 = 11,50 \quad [A = 7^\circ]$$

$$c.) \quad m_1 = 9,895 \text{ kg/h} \\ m_2 = 12,072 \text{ kg/h} \\ m_3 = 6,519 \text{ kg/h}$$

$$d.) \quad m' = 135,672 \text{ kg/h}$$

Problema nº 49)

$$NPT = 13$$

$$\text{Alimentación} = 7^\circ$$

Problema nº 50)

- a.) $D = 77,53 \text{ kmol/h}$
 $R = 142,47 \text{ kmol/h}$
- b.) $y = 4,70x - 1,30$
- c.) $\left(\frac{L}{D}\right)_{\min} = 3,62$
- d.) $(N_{TT})_{\min} = 13$
- e.) $y = 0,81x + 0,176 \text{ (EAE)}$
 $y = 1,316x + 0,009 \text{ (EAA)}$
- f.) $N_{TT} = 27$
 Alineación = 13°
- g.) $m_1 = 92,313 \text{ kg/h}$
- h.) $m_2 = 6,258 \text{ kg/h}$

Problema nº 51)

- a.) $L = 0,0983 \text{ kg/s}$
- b.) $W = 0,64 \text{ kg/s}$
- c.) $E_{\text{economía}} = 0,89$
- d.) $A = 20,46 \text{ m}^2$

Problema nº 52)

$$W = 1,18 \text{ kg/s}$$
$$\frac{\text{kg vapor generado}}{\text{kg vapor consumido}} = 0,82$$

Problema nº 53)

$$A = 49,56 \text{ m}^2$$

Problema nº 54)

$$a.) C = 80 \text{ mg/l}$$
$$b.) \text{ Sólidos acumulados} = 103,68 \text{ kg/día}$$

Problema nº 55)

$$A = 175 \text{ m}^2$$
$$h = 1,10 \text{ m}$$

INTRODUCCIÓN A LA INGENIERÍA DE LA REACCIÓN QUÍMICA

Problema nº 56)

$$a.) \text{ atm}^{-1} \text{ s}^{-1}$$

$$b.) k_2 = 120 \left[\frac{\text{l}}{\text{mol} \cdot \text{s}} \right]$$

Problema nº 57)

$$a.) \text{ Orden global: } 1$$

$$b.) \text{ Segunda reacción:}$$

(reversible ($k_4 > 0$))
lenta (k_3 pequeña)

Problema nº 58)

$$E = 74.008 \text{ cal/mol}$$

$$k_0 = 1,20 \cdot 10^{15} \text{ s}^{-1}$$

Problema nº 59)

$$\text{Orden: } 2$$

$$k = 0,1 \left[\text{l} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{min}^{-1} \right]$$

Problema nº 60)

$$-r_A = 903 \text{ } \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ h}}$$

SISTEMAS DE REACCIÓN HOMOGÉNEOS

Problema nº 61)

$$\frac{C_{B0}}{C_{A0}} = 1,306$$

Problema nº 62)

$$a.) \quad t = 32,84 \text{ min}$$

$$b.) \quad m = 407,93 \text{ kg}$$

$$V = 538,57 \text{ l}$$

Problema nº 63)

$$a.) \quad L = 46,67 \text{ m}$$

$$b.) \quad V = 0,770 \text{ m}^3$$

Problema nº 64)

- a.) $G_A = 0,040 \text{ mol/l}$
b.) $G_A = 0,048 \text{ mol/l}$
c.) $G_A = 0,042 \text{ mol/l}$
d.) $V = 13,2 \text{ m}^3$

Problema nº 65)

$$\frac{[Q]_{H_2+H_2O}}{Q_0} = 2,07$$

$$\frac{[Q]_{H_2+H_2O}}{Q_0} = 1,5$$

Mejor orden: F7 + H7

PRÁCTICAS

Temas básicos

- Balances de materia y energía:
 - **Balance de materia en régimen no estacionario**

- Operaciones de separación:
 - **Rectificación en columna de relleno: Altura equivalente a un piso teórico**
 - **Sedimentación intermitente. Cálculo de un sedimentador continuo**

- Reactores químicos:
 - **Reactor discontinuo: Cálculos cinéticos para el diseño de reactores industriales**

Normas básicas

- Los alumnos serán distribuidos en grupos, cuyo número máximo de componentes lo determinará el profesor de la asignatura.
- A cada uno de los alumnos se le entregará una ficha el primer día de clase, que deberán entregar debidamente cumplimentada al profesor encargado de la práctica que se realice en primer lugar el segundo día de clase.
- Se espera de los alumnos un correcto comportamiento, una exquisita puntualidad, una vestimenta cómoda pero acorde con el entorno y las circunstancias en que se encuentran y, por motivos de higiene y seguridad, será necesaria la utilización de una bata.
- Cada uno de los componentes de un grupo ha de disponer de sus propias anotaciones de datos experimentales, cálculos y comentarios, sin perjuicio de que la presentación formal del informe sea única para todo el grupo.
- Antes del comienzo del procedimiento experimental, el profesor podrá plantear diferentes cuestiones acerca de la práctica que va a ser realizada, con objeto de valorar el grado de preparación alcanzado por los alumnos. Una vez obtenidos los resultados, éstos deberán ser consultados con el profesor antes de comenzar a redactar el informe. Salvo circunstancias especiales, la realización experimental no se adelantará a la fecha prevista.
- Los informes de las prácticas deberán ser entregados inexcusablemente el día de la fecha indicada por el profesor encargado de la misma.
- Los informes se entregarán preferentemente manuscritos, valorándose la bondad de los resultados, la presentación de los datos experimentales, la adecuación a los puntos relacionados con la presentación de los resultados y su presentación formal.

Presentación del informe

El informe que presentan los alumnos sobre la realización de una práctica es un documento que forma parte inseparable de la misma, y servirá al profesor para completar sus criterios de evaluación del trabajo realizado en el laboratorio y en la etapa posterior de análisis de los datos obtenidos. Con objeto de facilitar su redacción, los alumnos han de verificar previamente los resultados obtenidos con el profesor, que deberá dar su visto bueno a los mismos antes de ser reflejados en el informe.

Bajo el punto de vista formal, el informe ha de ser presentado en papel de formato **DIN-A4**, manuscrito (las representaciones gráficas en papel milimetrado) y grapado; si contuviese algún documento de tamaño mayor (gráficas, planos, registros de aparatos, etc.), éste se doblará cuidadosamente para no sobrepasar el formato. Asimismo, deberá tener siempre una **portada**, donde se harán constar los siguientes datos:

- Título de la práctica
- Titulación y curso
- Curso académico
- Número del grupo
- Componentes del grupo

Bajo el punto de vista conceptual, el contenido del informe se ajustará al siguiente esquema:

- Objetivos del proceso que se va a estudiar
- Enumeración secuencial de cada uno de los pasos seguidos para efectuar la toma de datos
- Relación (tabulada, en su caso) de los datos medidos directamente (datos brutos)
- Elaboración de los datos (obtención de resultados) y respuestas a las cuestiones

- Bibliografía consultada (en el formato normalizado que se utiliza en este manual), si es diferente a la citada en este manual
- Representaciones gráficas

Balances de Materia

En un proceso industrial, el balance de materia es la aplicación al mismo de la conservación de la materia. Su aplicación conduce a una ecuación que expresa el cómputo total de la materia que entra, sale se acumula y se genera (o desaparece) en un recinto determinado:

$$\textit{Entrada} + \textit{Generación} = \textit{Salida} + \textit{Acumulación}$$

El balance de materia puede aplicarse considerando la materia total, un componente (especie química) o un elemento:

- En el balance de materia total el término **Generación** es nulo, ya que de acuerdo con el propio principio de la conservación de la materia, ésta sólo se puede transformar.
- Si el sistema contiene varios componentes, pueden establecerse tantos balances como componentes se consideren, relacionados entre sí; el término **Generación** indica la cantidad de componente que se produce (por reacción química) a partir de otro que desaparece (por la misma reacción). Si no hay reacción, el término **Generación** será nulo.
- Cuando se aplica el balance a un elemento, también será nulo el término **Generación**, ya que no sólo no hay variación de masa, sino tampoco de la naturaleza del elemento, aunque éste pase a formar parte de diferentes compuestos.
- Si el sistema opera en régimen estacionario, es decir, las propiedades físico-químicas no varían con el tiempo en el interior del recinto considerado, el término **Acumulación** será nulo, ya que no puede haber acumulación de materia en el recinto (de haberla, cambiarían las propiedades).

Para realizar el balance de materia, es necesario considerar todos y cada uno de los términos implicados con precisión, expresándolos en las mismas unidades. De esta forma podrá calcularse uno de sus términos en función de los demás, que figurarán como datos.

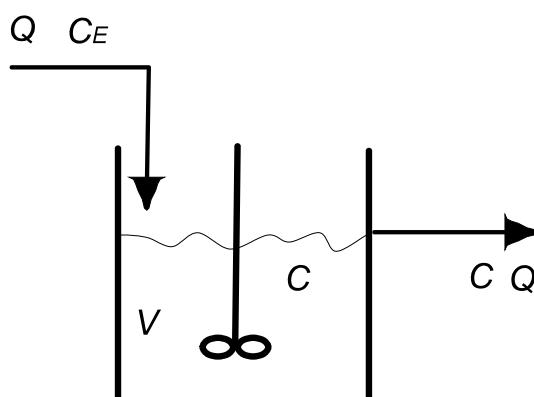
**Balance de materia en
régimen no estacionario**

Objetivos de la práctica

- Determinar la variación de la concentración de un soluto con el tiempo en un tanque de volumen constante al aplicar una corriente de agua.
- Comprobar el cumplimiento de la ecuación resultante del tratamiento teórico del problema.

Fundamento teórico

Se considerará un sistema formado por un tanque de volumen constante V , conteniendo una disolución de NaCl, perfectamente mezclada, de concentración C , sobre el cual comienza a verterse una corriente de agua (que se considerará, en principio, conteniendo una concentración C_E de soluto) con un caudal Q , según se muestra en el siguiente esquema:



Obsérvese que, al ser constante el volumen del tanque, el caudal de salida será idéntico al de entrada y al estar su contenido perfectamente mezclado, la concentración de la corriente de salida será idéntica a la del interior del tanque.

Los términos de un balance de materia aplicado al soluto (NaCl) serían:

Entrada $\left[\frac{\text{mol}}{\text{s}} \right]$	$Q \left[\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right] \cdot C_E \left[\frac{\text{mol}}{\text{m}^3} \right]$
Generación $\left[\frac{\text{mol}}{\text{s}} \right]$	No hay reacción química
Salida $\left[\frac{\text{mol}}{\text{s}} \right]$	$Q \left[\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right] \cdot C \left[\frac{\text{mol}}{\text{m}^3} \right]$

$Acumulación \left[\frac{mol}{s} \right]$	$V [m^3] \cdot \frac{dC}{dt} \left[\frac{mol}{m^3 s} \right]$
--	--

siendo, por tanto, la ecuación del balance:

$$Q C_E = Q C + V \frac{dC}{dt}$$

Como la entrada es agua pura, ($C_E = 0$), se tendrá:

$$Q C = - V \frac{dC}{dt}$$

Ecuación diferencial que será necesario integrar para obtener la variación de la concentración a lo largo del tiempo.

Separando variables e integrando entre los límites:

$$t = 0 \quad C = C_o$$

$$t = t \quad C = C_t$$

se obtiene:

$$t = - \frac{V}{Q} \ln \frac{C_t}{C_o}$$

o bien, teniendo en cuenta que la concentración es la variable dependiente:

$$C_t = C_o e^{-\frac{Q}{V} t}$$

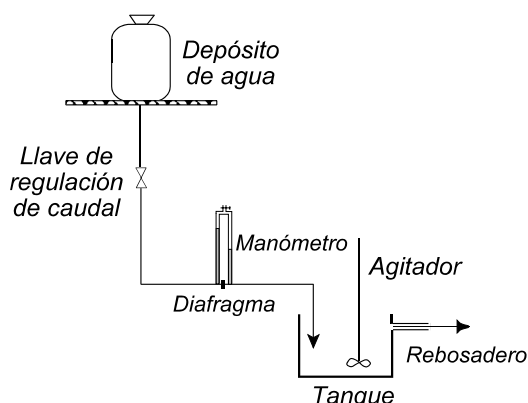
Esta ecuación indica que, operando a un caudal de agua constante y determinado que fluye sobre un tanque de volumen constante que contiene inicialmente una concentración C_o de NaCl, el valor de esta magnitud decrecerá exponencialmente con el tiempo, hasta producirse el lavado total del tanque

Dispositivo experimental

Para estudiar la variación de la concentración de NaCl con el tiempo se dispone de la instalación experimental esquematizada en la figura.

Como material auxiliar para medir caudales y concentraciones se dispone asimismo de una probeta, un cronómetro y un conductímetro de campo.

El volumen del tanque es de **1,8 l** y se trabajará con una disolución de NaCl **0,2 M**, que se preparará en un matraz aforado de 2 l de capacidad.



Realización práctica

La realización práctica consiste en la medida del caudal de entrada y de la concentración de salida en función del tiempo. El caudal se mide con un diafragma, que proporciona lecturas de alturas manométricas, mientras que la obtención de la concentración se fundamenta en medidas de conductividad. Ello hace necesario obtener las relaciones entre las variables medidas y las variables utilizadas, es decir, es necesario proceder a un calibrado de los dos dispositivos de medida.

Calibrado del diafragma

Se sabe que el caudal está relacionado con la diferencia de altura manométrica mediante una ecuación del tipo:

$$Q = K \sqrt{\Delta h}$$

Por tanto, será necesario calcular caudales mediante medidas de volúmenes en tiempos determinados y relacionarlos con la altura manométrica correspondiente. Se tomarán, al menos, seis medidas para ello, obteniendo la recta de calibrado del diafragma mediante la linealización de la ecuación anterior y la representación de los datos en papel doble logarítmico.

Calibrado del conductímetro

Se sabe que la conductividad varía linealmente con la concentración de la forma:

$$\kappa = a + b C$$

Utilizando agua y la disolución de NaCl preparada podrán obtenerse dos valores de conductividad para sendos valores de concentración lo que permite, mediante la resolución del correspondiente sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas, obtener los parámetros **a** y **b** de la ecuación anterior y, por tanto, la recta de calibrado del conductímetro.

Operación

Se llena el tanque con la disolución de NaCl, vertiendo ésta hasta que salga líquido por el rebosadero. Se instala en su interior el agitador y se pone en funcionamiento. Por otro lado se fija un caudal de agua mediante la válvula de regulación, cuidando de que la caída de presión en el diafragma se mantenga constante; el agua vertida se recoge en un vaso y se desecha. Una vez conseguido un caudal estacionario (arbitrario, pero determinado), se introduce la entrada de agua en el tanque y se comienza a contar el tiempo. A partir de este momento se tomarán muestras de la corriente de salida cada 4 - 5 minutos para medir su conductividad. El experimento se prolongará durante una hora, o hasta que el valor de la conductividad de la corriente de salida sea igual a la del agua de entrada.

Presentación de los resultados

1. Linealizar la ecuación del diafragma
2. Representar los datos experimentales obtenidos para el diafragma en el papel logarítmico adecuado.
3. Calcular la pendiente de la recta obtenida y comparar su valor con el teórico.
4. Obtener la recta de calibrado del conductímetro, expresándola como **C = f(K)**.
5. Representar los datos experimentales obtenidos para el proceso de lavado del tanque.
6. Calcular el cociente **Q/V** para el caudal utilizado.

7. Linealizar la ecuación integrada del balance de materia y representar los datos experimentales en el papel logarítmico adecuado.
8. Calcular el cociente Q/V a partir de la representación gráfica.
9. Comparar los dos valores de Q/V .
10. Muchas veces se utiliza para el cálculo en sistemas continuos como el que se está estudiando el parámetro “tiempo de residencia”, “tiempo espacial” o “constante de tiempo”, τ , definido como el tiempo necesario para tratar un volumen de alimentación igual al volumen del tanque o, lo que es lo mismo, el tiempo que una porción de fluido que entra al tanque tarda en salir de él. ¿Cuál sería el valor de este parámetro para el experimento realizado?
11. Si se realizase un experimento análogo, pero utilizando como corriente de entrada, en vez de agua, una disolución de NaCl 0,1 M, ¿cómo habría que representar los datos experimentales para obtener el valor de Q/V ? Razonar la respuesta planteando un nuevo balance de materia (con $C_E \dots 0$), integrando la ecuación obtenida y linealizándola convenientemente.
12. Si se realizase otro experimento, utilizando como corriente de entrada una disolución de una sal de bario que precipitase parte del cloruro presente en el tanque, es decir, que en el interior de éste se produjese una reacción química que hiciese desaparecer el NaCl a una velocidad dada por: $r \left[\frac{\text{mol}}{\text{m}^3 \cdot \text{s}} \right] = -k C$ siendo $k = 0,1 \text{ s}^{-1}$ el coeficiente cinético de la reacción, ¿cómo se vería afectada la concentración de salida del tanque? Razónese la respuesta planteando un nuevo balance de materia, con generación, integrando la ecuación obtenida y linealizándola convenientemente.

Bibliografía

- Costa, E. y otros; “Ingeniería Química I. Conceptos generales”, Ed. Alhambra, Madrid (1983).
- Costa, J. y otros; “Curso de Química Técnica”, Ed. Reverté, Barcelona (1988)

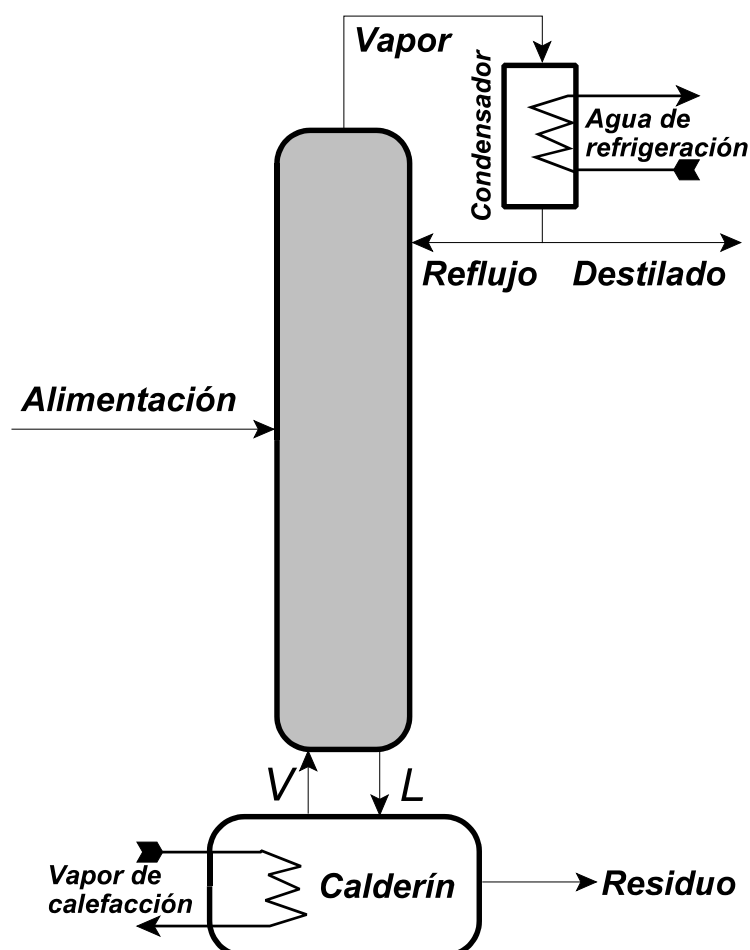
- McCabe, W.L. y Smith, J.C.; “Operaciones básicas de Ingeniería Química”, Ed. Reverté, Barcelona (1973).
- Vian, A. y Ocón, J.; “Elementos de Ingeniería Química”, Ed. Aguilar, Madrid (1972).

Transferencia de
materia

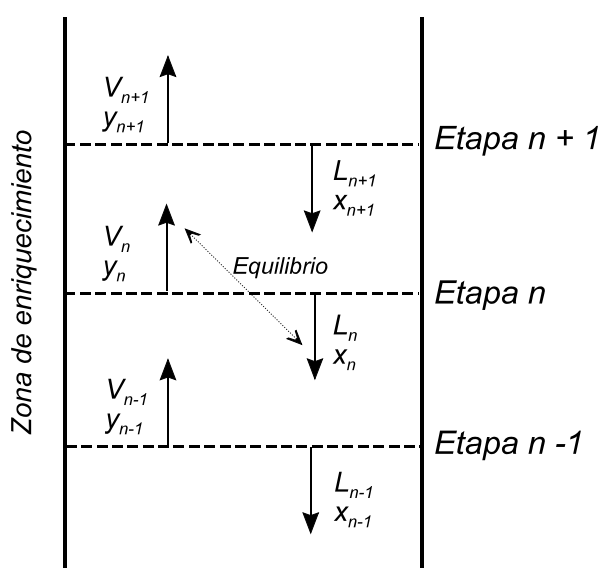
Rectificación

El desplazamiento de uno o varios de los componentes de una mezcla fluida respecto a la masa global de la misma debido a la acción de una fuerza impulsora (diferencia de concentraciones del componente que se desplaza) se conoce como **transferencia de materia**. Si ésta se produce entre fases, puede aprovecharse el fenómeno para obtener la separación de los componentes de una mezcla.

Las operaciones de separación por transferencia de materia tienen como objetivo la separación de los componentes de una mezcla originalmente homogénea, haciendo posible el paso de algunos de ellos a una segunda fase, con lo que aquélla se pone en contacto. Esta segunda fase puede formarse a partir de la primera cambiando las condiciones de presión y temperatura. Si la mezcla original es líquida y se genera a partir de ellas un vapor por calefacción, puede aprovecharse la diferencia entre las presiones de vapor de los diferentes componentes en una operación denominada “destilación”. Si se lleva a cabo la destilación con enriquecimiento del vapor, lo que se logra poniendo en contacto el vapor con el líquido procedente de su propia condensación, la operación se llama “**rectificación**”.

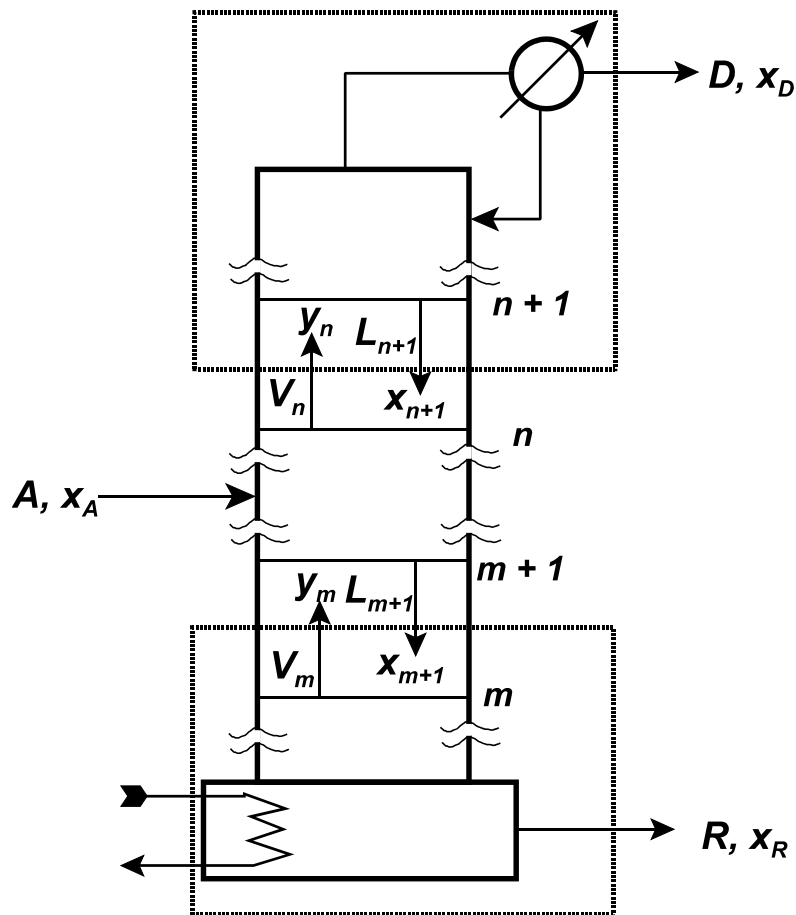


El dispositivo para llevar a cabo una rectificación consta de una columna cilíndrica, por donde circulan en contracorriente las fases líquida y vapor, un calderín en su base, en el que hierve continuamente una mezcla de los componentes a separar para producir un vapor ascendente que circulará por la columna, y un condensador conectado a la parte superior de la columna, que suministra el líquido descendente, que se denomina “**reflujo**”. Para el cálculo de las columnas de rectificación se han propuesto varios métodos pero los más utilizados, sobre todo para mezclas binarias, se basa en el concepto de “**etapa de equilibrio**” o “**piso teórico**”, unidad en la que se alcanza teóricamente el equilibrio entre el líquido y el vapor, de modo que el líquido que desciende a la etapa inferior estuviese en equilibrio con el vapor que asciende a la superior. Es decir, las corrientes de líquido y de vapor que llegan a una etapa de equilibrio modifican sus composiciones por acción mutua, tendiendo hacia el equilibrio. Esta tendencia supone un aumento de la concentración de vapor y una disminución de la concentración del líquido en el componente más volátil.



A lo largo de la columna hay una variación continua de la concentración de la mezcla. El vapor se concentra en el componente más volátil a medida que asciende y el líquido se concentra en el menos volátil al descender. En resumen, la volatilidad de ambas fracciones aumenta de abajo a arriba y la temperatura de ebullición disminuye.

El diseño de una columna de rectificación consiste básicamente en el cálculo del número de etapas teóricas para conseguir una separación determinada. Para ello se combinan los balances de materia que relacionan las composiciones entre cada dos etapas (que no están en equilibrio) y las ecuaciones del equilibrio líquido-vapor, que relacionan las composiciones de equilibrio de las corrientes que salen de cada etapa. El caso más sencillo lo constituye el método gráfico de **McCabe-Thiele**, que lleva a cabo estos cálculos de forma gráfica, sobre un diagrama de equilibrio líquido-vapor (x - y) partiendo de unos balances de materia en los que se consideran constantes los caudales molares en las secciones de enriquecimiento (por encima de la alimentación) y de agotamiento (por debajo de la alimentación).



Así, en la zona de enriquecimiento:

$$V y_n = L x_{n+1} + D x_D$$

de donde:

$$y_n = \frac{L}{V} x_{n+1} + \frac{D}{V} x_D$$

ecuación que relaciona la composición del vapor que asciende, y_n , y la del líquido que desciende, x_{n+1} , y se denomina “**recta operativa de enriquecimiento**” (ROE), recta de pendiente L/V en un diagrama x - y .

Considerando el balance de materia total:

$$V = L + D$$

y definiendo la denominada “**relación de reflujo**”, L/D , es decir, la relación entre el caudal de líquido descendente y el extraído (destilado), se suele poner:

$$y_n = \frac{\frac{L}{D}}{\frac{L}{D} + 1} x_{n+1} + \frac{1}{\frac{L}{D} + 1} x_D$$

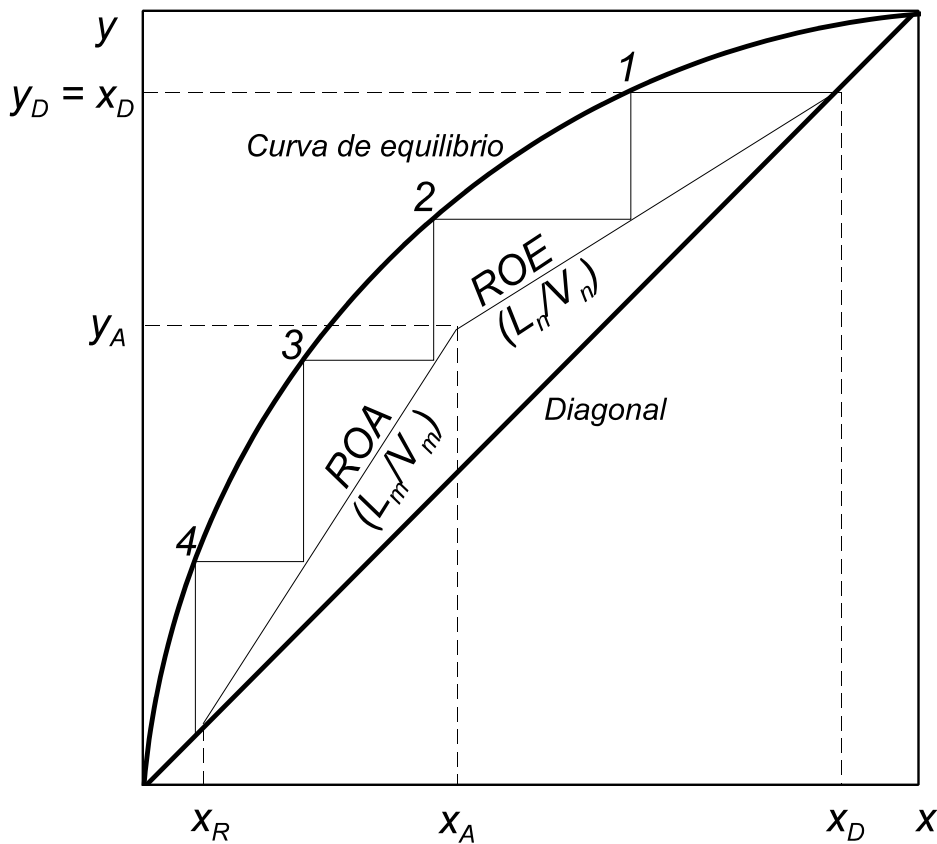
Análogamente, en la zona de agotamiento:

$$V' y_m = L' x_{m+1} - R x_R$$

de donde:

$$y_m = \frac{L'}{V'} x_{m+1} - \frac{R}{V'} x_R$$

ecuación que relaciona las mismas variables en la zona de agotamiento y se denomina “**recta operativa de agotamiento**”, (ROA), recta de pendiente L'/V' en un diagrama **x-y**.



Para obtener el número de etapas teóricas mediante el método de McCabe-Thiele, se representan en un diagrama **x-y** la curva de equilibrio y las rectas operativas.

Como se conocen las composiciones del destilado y del residuo (grado de separación deseado), el número de escalones que se puede trazar entre la curva y las rectas operativas determina el número de etapas teóricas del sistema, tal como se muestra en la Figura.

Sedimentación

Existen operaciones básicas de separación sólido-fluido que tienen gran aplicación y se presentan en muchos de los procesos industriales: filtración, sedimentación, centrifugación, fluidización, separación neumática, flotación, etc. Estas operaciones físicas están basadas en el *flujo externo* de los fluidos, es decir, el flujo alrededor de cuerpos sumergidos en el seno del fluido. Las fuerzas que intervienen en estas operaciones son fuerzas de gravedad, centrífugas y de flotación, así como las fuerzas mecánicas asociadas al propio movimiento del fluido. Todas estas fuerzas determinan la velocidad relativa entre el fluido y el sólido y, por tanto, la velocidad de desplazamiento o separación fluido-sólido.

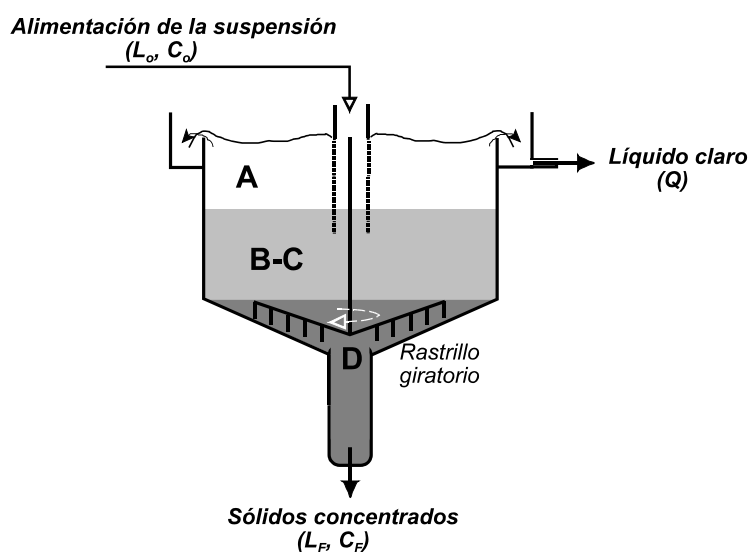
La *sedimentación* es una operación de separación sólido-fluido en la que las partículas sólidas de una suspensión, más densas que el fluido, se separan de éste por la acción de la gravedad. Cuanto mayor sea la diferencia entre la densidad del sólido y la del fluido, más fácil será la separación. El producto de mayor interés en unos casos es el fluido libre de partículas sólidas, y en otros es el propio producto sólido, lo que puede determinar la forma de llevar a cabo la operación.

Cuando la suspensión es muy diluida y la relación entre diámetro de la partícula y diámetro del recipiente es muy pequeña (alrededor de 1/200), las partículas se sedimentan libremente, sin choques entre ellas, por lo que su movimiento no está afectado sensiblemente por el de las demás. En estas condiciones ideales, el fenómeno se conoce como *sedimentación libre*. Sin embargo, cuando la concentración inicial de sólidos es mayor o el recipiente tiene un diámetro relativamente pequeño, las partículas chocan continuamente entre sí durante la sedimentación, retrasándose el proceso al reducirse la velocidad de descenso de las partículas. En este caso, más frecuente en la práctica, se conoce como *sedimentación impedida* o *sedimentación retardada*.

Industrialmente la mayoría de las separaciones se llevan a cabo de forma continua en equipos donde se alimenta continuamente la suspensión, mientras que los sólidos sedimentados y el líquido claro salen continuamente en corrientes distintas. Los **sedimentadores** o **espesadores**, consisten en un depósito cilíndrico que suele tener fondo cónico de poca inclinación. La suspensión se alimenta por el centro del

sedimentador, a una cierta profundidad por debajo del nivel del líquido; el líquido claro se retira por la parte superior a través de un rebosadero y los sólidos por el fondo, mediante una bomba de lodos. La relación diámetro/altura de estos equipos es muy elevada, del orden de 5/1.

En los sedimentadores continuos pueden distinguirse zonas de clarificación, sedimentación y de compresión, como se muestra en la figura siguiente:



Si en un sedimentador continuo se aumenta el caudal L_0 de la suspensión a tratar, llegará un momento en que se arrastrarán los sólidos que saldrán con el líquido claro del rebosadero; con caudales pequeños de suspensión se obtendrán lodos muy concentrados. Por tanto, existirá un caudal que permitirá un funcionamiento óptimo del sedimentador. El cálculo de un sedimentador se plantea generalmente de la siguiente forma: conocido el caudal L_0 (m^3/s) y la concentración C_0 (kg/m^3), de la suspensión que se va a tratar y fijada la concentración final deseada, C_F (kg/m^3), de los lodos, se determina su área y su altura.

Se ha comprobado experimentalmente que la variable que determina la capacidad del sedimentador es la sección o diámetro del mismo por lo que lógicamente será la variable de diseño a determinar en los métodos de cálculo del mismo. Es evidente que en el sedimentador continuo, a distintas alturas del mismo se encontrarán todas las concentraciones comprendidas entre C_0 y C_F ; conocida la velocidad de sedimentación de los sólidos, y, para una determinada concentración, C , el área de

sedimentación necesaria será aquella que permita que todos los sólidos alimentados pasen a su través.

En cualquier sección **A** del sedimentador, por debajo del tubo de entrada, la velocidad del sólido debido a la corriente de entrada será:

$$v_o \left[\frac{m}{s} \right] = \frac{L_F \left[\frac{m^3}{s} \right]}{A \left[m^2 \right]}$$

mientras que la velocidad del sólido debido a la fuerza de gravedad se representará por **v**.

La velocidad total del solido que pasa a través de la sección **A** será, pues:

$$v_t \left[\frac{m}{s} \right] = \frac{L_F}{A} + v$$

Por tanto, el caudal másico de sólido que atraviesa dicha sección podrá expresarse como:

$$\begin{aligned} M \left[\frac{kg}{s} \right] &= v_t \left[\frac{m}{s} \right] \cdot A \left[m^2 \right] \cdot C \left[\frac{kg}{m^3} \right] \\ &= \left(\frac{L_F}{A} + v \right) \cdot A \cdot C \end{aligned}$$

Como el sedimentador opera en estado estacionario, este valor deberá coincidir con el caudal másico de sólidos que entra en el sedimentador, es decir:

$$M_o \left[\frac{kg}{s} \right] = L_o \left[\frac{m^3}{s} \right] \cdot C_o \left[\frac{kg}{m^3} \right]$$

o, lo que es lo mismo:

$$\left(\frac{L_F}{A} + v \right) \cdot A \cdot C = L_o C_o$$

Teniendo en cuenta que los parámetros de diseño son L_o , C_o y C_F , el balance de sólidos alrededor del sedimentador permite poner (por el rebosadero no han de salir sólidos):

$$L_o \left[\frac{m^3}{s} \right] \cdot C_o \left[\frac{kg}{m^3} \right] = L_F \left[\frac{m^3}{s} \right] \cdot C_F \left[\frac{kg}{m^3} \right]$$

de donde:

$$L_F = \frac{L_o C_o}{C_F}$$

y, por tanto:

$$v \cdot A \cdot C = L_o C_o - L_F C = L_o C_o - L_o C_o \frac{C}{C_F}$$

obteniéndose finalmente:

$$A = \frac{L_o C_o}{v} \left(\frac{1}{C} - \frac{1}{C_F} \right)$$

Esta ecuación permitirá el cálculo del área del sedimentador para todas las concentraciones, C , comprendidas entre C_o y C_F , tomándose el valor máximo resultante como el área mínima necesaria para la separación propuesta. Naturalmente, para poder llevar a cabo estos cálculos es necesario disponer de los valores de v correspondientes a todas las concentraciones comprendidas entre C_o y C_F , y para ello se requieren datos de sedimentación intermitente, $h - t$, es decir, la evolución de la altura de la interfase del líquido claro con el tiempo a la concentración de la suspensión inicial, C_o .

Una vez conocida el área del sedimentador, se podrá obtener su **altura** a partir del cálculo de su volumen, que será la suma del ocupado por los sólidos y del ocupado por el líquido.

El volumen ocupado por los sólidos se podrá calcular como el producto del caudal volumétrico de sólidos y el tiempo de permanencia (o tiempo de residencia) de los mismos en el sedimentador (ya que no salen sólidos por el rebosadero), que será aquél en que la concentración de la suspensión alcance el valor establecido por diseño para el lodo:

$$V_S [m^3 \text{ sól.}] = \frac{L_o \left[\frac{m^3 \text{ susp.}}{s} \right] C_o \left[\frac{kg \text{ sól.}}{m^3} \right]}{\rho_s \left[\frac{kg \text{ sól.}}{m^3 \text{ sól.}} \right]} \cdot t_R [s]$$

$$= L_o C_o \frac{t_R}{Q_s}$$

Obsérvese que todos los parámetros de la primera fracción son datos de diseño, mientras que t_R ha de determinarse a partir de los datos de sedimentación intermitente como el tiempo al cual se alcanza en la curva $h - t$ la concentración deseada, C_F .

Para calcular el volumen ocupado por el líquido habrá que suponer, en principio, que el volumen ocupado por la suspensión es aproximadamente igual al ocupado por el líquido solo (o que las densidades de ambos son casi iguales), de forma que:

$$C \left[\frac{kg \text{ sól.}}{m^3 \text{ susp.}} \right] \approx C \left[\frac{kg \text{ sól.}}{m^3 \text{ liq.}} \right]$$

Además, como sale líquido claro por el rebosadero, a lo largo del tiempo de residencia de la suspensión en el sedimentador, t_R , la concentración de la suspensión irá variando con el tiempo, por lo que será necesario utilizar un valor medio, C_m , a lo largo de t_R , que habrá de obtenerse por integración. La ecuación del volumen ocupado por el líquido podrá ponerse, pues, de la forma:

$$V_L [m^3 \text{ liq.}] = \frac{L_o C_o \left[\frac{kg \text{ sól.}}{s} \right]}{C_m \left[\frac{kg \text{ sól.}}{m^3 \text{ liq.}} \right]} \cdot t_R [s]$$

$$= L_o C_o \int_0^{t_R} \frac{1}{C} dt$$

En este caso, los factores externos a la integral son datos de diseño, mientras que los valores $1/C - t$ habrán de ser determinados a partir de los datos de sedimentación intermitente, $h - t$.

Conocidos ahora ambos volúmenes, la altura teórica del sedimentador será:

$$h_{teór.} [m] = \frac{V_S + V_L}{A} = \frac{V_T}{A}$$

A esta altura teórica habría que sumarle las correspondientes a la zona del rebosadero y a la zona troncocónica del fondo que, al no corresponder a secciones rectas, no se han considerado. Suele realizarse esta corrección de forma empírica, sumando una altura adicional comprendida entre **0,8** y **1,2** m. Se tendrá así, en definitiva:

$$h_{total} = h_{teór.} + h_{corr.}$$

que será la altura real de diseño.

Rectificación en columna de relleno

Objetivos de la práctica

- Analizar los datos de equilibrio líquido-vapor del sistema binario tetracloruro de carbono - benceno que se utilizan en el cálculo de una columna de rectificación.
- Estudiar el comportamiento de una columna de relleno que opera de forma discontinua a reflujo total.
- Aplicar los conceptos de etapa de equilibrio, piso teórico y altura equivalente a un piso teórico.

Fundamento teórico

En muchos casos interesa conocer el límite mínimo del número de etapas teóricas de una columna de rectificación, por debajo del cual no es posible la separación de las mezclas con las concentraciones de destilado y residuo especificadas. Ello se consigue determinando el número mínimo de etapas teóricas en condiciones de reflujo total, si bien dichas condiciones no tienen interés en la práctica, pues no existiría corriente de destilado, ni tampoco de residuo, ni de alimento.

Como se aumenta el reflujo, aumenta la pendiente de la recta operativa de enriquecimiento (ROE):

$$y_n = \frac{L}{V} x_{n+1} + \frac{D}{V} x_D$$

alcanzando un valor límite cuando el reflujo es total, es decir, cuando ya no hay destilado, porque todo el líquido se devuelve a la columna. Como:

$$D = 0$$

$$V = L$$

la recta operativa se transforma en:

$$y_n = x_{n+1}$$

es decir, la diagonal del diagrama de equilibrio **x-y**.

Asimismo, para la recta operativa de agotamiento (ROA):

$$y_m = \frac{L'}{V'} x_{m+1} - \frac{R}{V'} x_R$$

será:

$$R = 0$$

$$V' = L'$$

y también se tendrá:

$$y_m = x_{m+1}$$

es decir, asimismo la diagonal del diagrama de equilibrio **x-y**.

El trazado de los escalones para poder obtener el número de etapas teóricas (que será el mínimo) por el método de **McCabe-Thiele** se hace en este caso entre la curva de equilibrio y la diagonal.

Por otra parte, muchas operaciones de rectificación se llevan a cabo en columnas de relleno, cuya construcción es mucho más sencilla, y en las que la variación de las concentraciones a lo largo de toda la columna es continua, a diferencia de la variación discontinua que supone el tratamiento mediante el modelo de etapas de equilibrio, mucho más adecuado para el diseño de columnas de platos. No obstante, dicho modelo sigue utilizándose en los cálculos, introduciéndose un factor de correspondencia entre el piso teórico y la altura de un relleno. Así, se define la “**altura equivalente a un piso teórico**”, **AEPT**, como la altura de relleno que provoca un cambio en la composición de las fases equivalente a la que provoca un piso teórico, es decir, es la altura de relleno que representa una etapa de equilibrio.

Conocida la altura equivalente de determinado relleno, basta con multiplicar por el número de pisos teóricos necesarios para conocer la altura total del relleno:

$$H [m] = AEPT [m] \cdot NPT [-]$$

En cuanto a la utilización de los datos de equilibrio, aunque en los problemas de rectificación que se resuelven mediante el método de McCabe-Thiele interesan los datos **x-y**, en muchos casos es preferible una relación analítica entre ambas concentraciones, principalmente cuando se analiza sólo una parte del diagrama de

equilibrio. Si la mezcla binaria tiene un comportamiento próximo al ideal y se cumple, por tanto, la ley de Raoult:

$$y_A = \frac{P_A}{P} = \frac{x_A P_A}{P}$$

$$y_B = 1 - y_A = \frac{P_B}{P} = \frac{x_B P_B}{P}$$

es frecuente que el cociente de las presiones de vapor se mantenga prácticamente constante dentro de un intervalo de temperaturas. En estas condiciones se define el parámetro “**volatilidad relativa**”, α , de la forma:

$$\alpha = \frac{\frac{P_A}{P_B}}{\frac{x_A}{x_B}} = \frac{\frac{y_A}{x_A}}{\frac{y_B}{x_B}}$$

Llamando x e y a las fracciones molares del componente **A** para simplificar la nomenclatura, puede poderse:

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

que permite obtener analíticamente la curva de equilibrio mediante la ecuación:

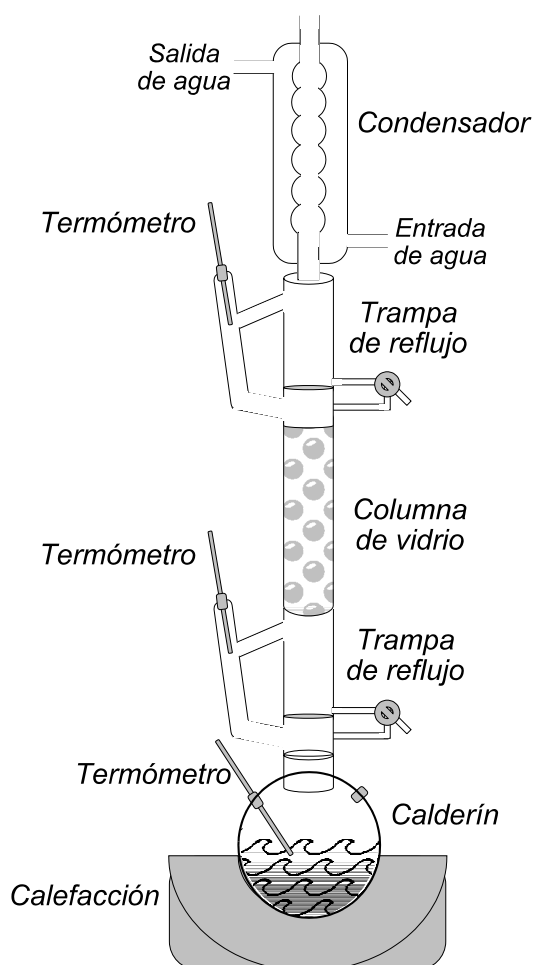
$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1) x}$$

Dispositivo experimental

Para estudiar algunos aspectos de la rectificación de mezclas binarias se dispone de un sistema de rectificación de laboratorio. Está formado por un matraz de tres bocas de unos 2 litros de capacidad que hace de calderín, rodeado de una manta calefactora con regulador de potencia; una columna de unos 50 cm de altura y 3,4 cm de diámetro interno, conteniendo un relleno de anillos Raschig de 5 mm, y un condensador de vapor, refrigerado por agua. El condensador está abierto a la

atmósfera a través de un tubo que contiene gel de sílice con indicador de humedad (azul, seco; rosado, húmedo) para evitar la entrada de agua atmosférica a la columna, ya que es inmisible con la mezcla líquida que se utiliza para el estudio: tetracloruro de carbono (Cl_4C) - benceno (C_6H_6) en una proporción inicial aproximada del 50% en moles, que llena el calderín en unas 2/3 partes de su capacidad. A ambos extremos del relleno se han instalado sendas trampas de reflujo, en las que puede recogerse el reflujo que circula en esas dos zonas de la columna. Según la posición de la llave de la trampa, se puede hacer que el líquido recogido en ella recircule, se acumule (llave cerrada) o se pueda extraer para determinar su composición. Sendos termómetros miden las temperaturas en el interior del calderín y a la salida del condensador.

Como material auxiliar se dispone asimismo de un refractómetro para medir la composición del líquido extraído de la columna y algunas muestras de distintos tipos de relleno.



Realización práctica

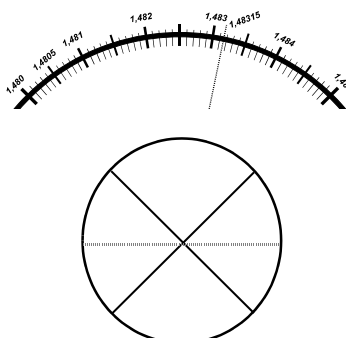
Se enciende el reostato, fijando su potencia inicial al 80% y bajándola al 60% cuando haya comenzado la ebullición. Comprobar que el agua de refrigeración está circulando y que las llaves de las trampas de reflujo están en la posición de recirculación. Medir la altura ocupada por el relleno con ayuda de una cinta métrica y esperar a que se alcance el régimen estacionario comprobando la estabilidad en el tiempo de las temperaturas del sistema.

Una vez alcanzado el estado estacionario, anotar las temperaturas y obtener sendas muestras de unos 2 - 3 cm³ de ambos extremos de la columna a través de las trampas de reflujo, sobre sendos tubos de ensayo. La concentración de estas muestras se determinará por análisis refractométrico.

Posteriormente se procede a medir el caudal de reflujo en ambos extremos de la columna, midiendo el tiempo que tarda en llenarse cada trampa hasta la marca de aforo, correspondiente a 30 cm³.

Refractometría

La determinación del índice de refracción se lleva a cabo mediante un refractómetro de prismas. Se coloca una película de la muestra líquida (la gota pendiente de una varilla de vidrio) entre dos prismas por los que atraviesa una luz monocromática (vapor de sodio, amarilla) y se ajusta el ángulo de incidencia mediante un cursor de hilos enfocado sobre la interfase de los prismas. El resultado de este ajuste se lee mediante otro visor sobre una escala graduada en forma de índice de refracción. En la figura se muestra un ejemplo de las imágenes de sendos visores.



La muestra se mantiene a temperatura constante mediante un circuito de agua exterior, regulado con un termostato. Antes de introducir la muestra deben limpiarse los prismas con unas gotas de acetona y una torunda de algodón. Una vez analizada la muestra, debe retirarse ésta mediante una torunda de algodón y volver a limpiar los prismas con acetona. La lectura correspondiente a cada muestra debe efectuarse, al menos, tres veces.

El índice de refracción se transforma en concentración mediante un calibrado previo del aparato con mezclas de concentraciones perfectamente conocidas. El resultado de este calibrado para el sistema $\text{Cl}_4\text{C} - \text{C}_6\text{H}_6$ permite obtener la ecuación:

$$x_{\text{Cl}_4\text{C}} = 36,887 - 24,570 \eta$$

donde η es el índice de refracción a 25°C y x viene expresado en fracción molar.

Datos complementarios

Datos de equilibrio a 1 atm de la mezcla $\text{Cl}_4\text{C} - \text{C}_6\text{H}_6$, en fracciones molares de Cl_4C :

x	0,00	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1,00
y	0,00	0,11	0,23	0,33	0,43	0,53	0,62	0,72	0,81	0,91	1,00

Presentación de los resultados

1. A partir de los datos de equilibrio proporcionados, calcular la volatilidad relativa media del sistema en estudio y establecer la expresión analítica para calcular el equilibrio.
2. Obtener las composiciones del destilado y del residuo.
3. Construir un diagrama de equilibrio ampliado a las composiciones de la columna y aplicar sobre él el método gráfico de McCabe-Thiele para determinar el NPT en las condiciones del sistema.
4. ¿Se produce una fracción de piso teórico? ¿Cómo podría calcularse su valor?
5. Obtener la AEPT.
6. Determinar los caudales de reflujo en ambos extremos de la columna. ¿Por qué no son iguales? ¿Qué condiciones tendrían que darse para que lo fueran?

7. Por qué es necesario bajar la potencia de calefacción una vez haya comenzado la ebullición?

Bibliografía

- Calleja, G. (ed.); "Introducción a la Ingeniería Química", Ed. Síntesis, Madrid (1999).
- Costa, J. y otros; "Curso de Química Técnica", Ed. Reverté, Barcelona (1988)
- Vian, A. y Ocón, J.; "Elementos de Ingeniería Química", 5ª ed., Ed. Aguilar, Madrid (1972).

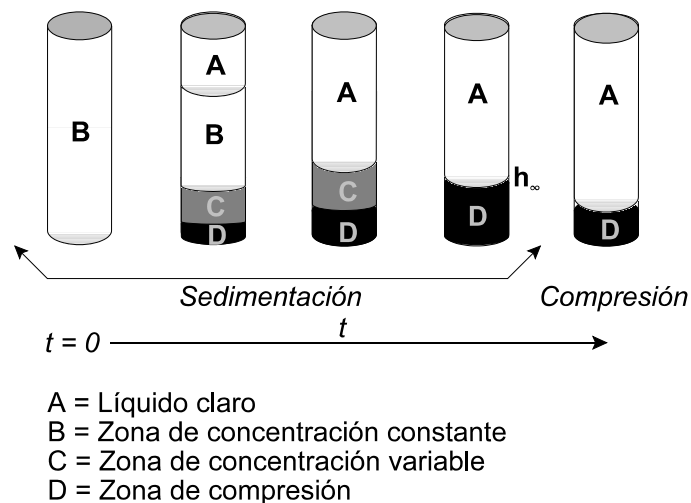
**Sedimentación
intermitente.
Cálculo de un
sedimentador continuo**

Objetivos de la práctica

- Obtener la velocidad de sedimentación de un sólido a partir de un ensayo de sedimentación intermitente de laboratorio.
- Utilizar los datos obtenidos para diseñar un sedimentador continuo, calculando su diámetro y su altura.

Fundamento teórico

Para la obtención experimental en el laboratorio de las velocidades reales de sedimentación se realiza un ensayo que consiste en la sedimentación de una suspensión, de concentración de sólidos conocida, en una probeta. Las distintas etapas que se observan se esquematizan en la siguiente figura:

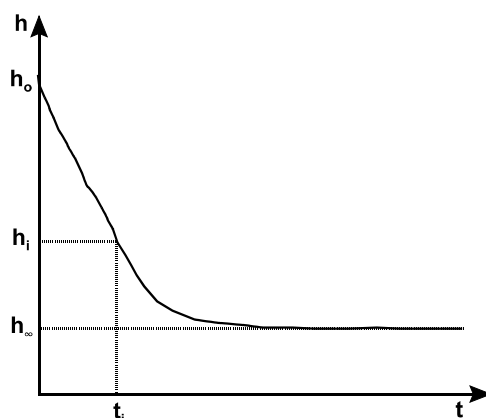


Al comienzo del ensayo de sedimentación todas las partículas descienden en sedimentación libre y velocidad constante en la zona (B) de la suspensión, cuya concentración de sólidos es también constante. Por encima de esta zona aparece una zona (A), de líquido claro. A lo largo del ensayo la altura h del límite de separación del líquido claro (A) y la zona de sólidos suspendidos (B), disminuye a velocidad constante y en el fondo de la probeta aparece una nueva zona (D), que contiene las partículas sedimentadas, al tiempo que entre las zonas (B) y (D) surge una zona de transición (C)

cuyo contenido en sólidos varía entre el que existe en la zona (B) hasta el que hay en la zona (D).

Cuando la sedimentación avanza, las zonas (B) y (C) disminuyen de tamaño hasta desaparecer, marcando en ese momento el comienzo de la etapa de compresión de la zona (D). Este instante se denomina *punto crítico* y, a partir del mismo, el líquido contenido en la zona A es desplazado por los sólidos, al tiempo que el espesor de la zona de compresión disminuye.

Los datos $h - t$ obtenidos a partir del ensayo de laboratorio tienen la forma que muestra la siguiente figura:



A partir de estos datos será necesario determinar de qué forma la velocidad de descenso de las partículas sólidas, v , es decir, la velocidad de sedimentación, es afectada por la concentración de la suspensión, C , con objeto de poder sustituir dicha relación en la ecuación que permite calcular el área de un sedimentador continuo.

Así, si se llama h_i a la altura del límite inferior de la zona (A), su posición en cada momento vendrá dada por:

$$h_i = h_0 - v t_i$$

es decir, si se miden las alturas desde la base de la probeta, la diferencia entre la altura inicial, h_0 (a la que le corresponde la concentración inicial, C_0), y el espacio recorrido por los sólidos, que sedimentan a la velocidad v . Obsérvese en este punto que para continuar con el razonamiento, se aceptará la hipótesis propuesta por Kynch (1952),

que considera que la velocidad de sedimentación, v , solamente depende de la concentración de la suspensión, C .

Reordenando los términos de la ecuación anterior:

$$h_i - v t_i = h_o$$

y teniendo en cuenta que a esa velocidad v le corresponde una concentración C , podrá establecerse el balance de materia:

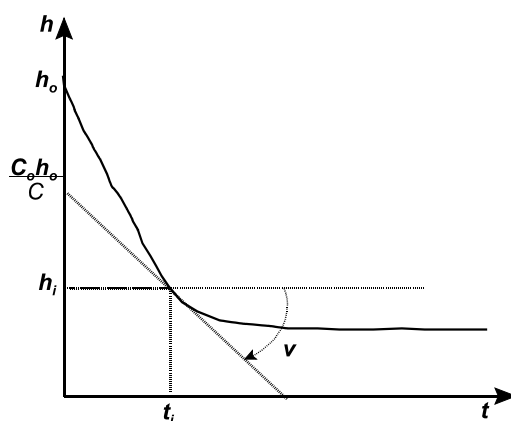
$$(h_i - v t_i) \cdot C \cdot A \text{ [kg]} = h_o \cdot C_o \cdot A \text{ [kg]}$$

ya que todos los sólidos presentes al principio en la suspensión (C_o en h_o) tendrán que pasar por la interfase de separación entre el líquido claro y los sólidos suspendidos.

Operando esta ecuación se obtiene:

$$h_i = \frac{h_o C_o}{C} - v t_i$$

ecuación de una recta en la gráfica experimental de sedimentación intermitente $h - t$, que representa la pendiente (tangente) en cualquier punto i de la curva obtenida (velocidad de desplazamiento de la interfase, dh/dt , variable a lo largo del experimento).



La pendiente de esta recta será la velocidad de sedimentación, v , a la concentración C , que puede obtenerse a partir de su ordenada en el origen (ya que se conocen h_o y C_o).

En resumen, trazando varias tangentes a la curva $h - t$ de sedimentación intermitente podrán obtenerse las parejas de valores $v - C$ necesarias para el cálculo

del área del sedimentador continuo. Evidentemente, se obtendrán tantos valores del área como pendientes se determinen. El valor utilizado para el diseño tendrá que ser el mayor de todos los obtenidos, con objeto de asegurar que el área utilizada permita el paso de todos los sólidos contenidos en la suspensión.

Obsérvese que las tangentes pueden ser trazadas partiendo de valores predeterminados de la ordenada en el origen, o lo que es lo mismo, de la concentración (ya que L_o y C_o son datos de diseño del sedimentador continuo), lo que facilita no sólo el trazado geométrico, sino también la obtención del tiempo de residencia, t_R , de los sólidos en el sedimentador, dato imprescindible para el cálculo de la altura del sedimentador continuo.

Dispositivo experimental

El ensayo de sedimentación intermitente se realizará en una probeta de vidrio de 1 l de capacidad, que dispone de una escala graduada de alturas, utilizando una suspensión de carbonato cálcico. Esta suspensión se preparará con una concentración de **60 g/l** a partir de CaCO_3 comercial ($\rho_s = 2,63 \text{ g/cm}^3$). El tiempo se medirá con un cronómetro y para poder ver mejor el avance de la interfase, se iluminará la probeta por la parte posterior a la de su observación mediante un flexo.

Realización práctica

Se introduce la suspensión en la probeta hasta una altura determinada (h_o), se agita vigorosamente y se deposita la probeta sobre una superficie horizontal, momento en que se pone en marcha el cronómetro. Durante la primera media hora de sedimentación se tomarán medidas de altura de la interfase descendente a intervalos de **1 min.**; durante la segunda media hora, a intervalos de **2 min.** y durante la tercera media hora, a intervalos de **5 min.**

Con ayuda de los datos obtenidos se desea calcular las dimensiones (área y altura) de un sedimentador continuo que se alimentará con una suspensión de CaCO_3 comercial de concentración **60 kg/m³** a un caudal de **100 m³/h** con objeto de producir una suspensión concentrada de **120 kg/m³** y un sobrenadante limpio.

Presentación de los resultados

1. Identificar los datos de diseño del sedimentador continuo, L_o , C_o y C_F . ¿Cuál es la relación entre la concentración de la suspensión de la probeta y los datos de diseño?
2. Obtener los datos de variación de la altura de la interfase en la probeta con el tiempo. Representarlos gráficamente y trazar a través de los puntos obtenidos la mejor curva posible.
3. Calcular los valores de las ordenadas en el origen que se obtendrían de tangentes de concentraciones comprendidas entre el 60% y el 100% de la concentración del lodo (cinco valores, al menos).
4. A partir de las ordenadas calculadas, trazar las correspondientes tangentes a la curva $h - t$, determinando los respectivos valores de h_i , t_i y v . Obtener el tiempo de residencia de los sólidos en el sedimentador, t_R .
5. Representar la curva de variación de la velocidad de sedimentación con la concentración.
6. Calcular las áreas que le corresponden a cada pareja $v - C$; representar los valores de A obtenidos frente a la concentración y determinar gráficamente el área mínima del sedimentador.
7. Demuéstrese la suposición realizada de que el volumen ocupado por la suspensión es aproximadamente igual al ocupado por el líquido solo. Realícese el cálculo obteniendo el volumen de $CaCO_3$ que contiene 1 m^3 del lodo concentrado.
8. Calcular el volumen de sólidos, y el volumen del líquido mediante integración numérica o gráfica. Obtener el volumen teórico del sedimentador.
9. Calcular la altura teórica del sedimentador y corregirla con un valor intermedio del intervalo recomendado para obtener la altura real de diseño.

Bibliografía

- Calleja, G. (ed.); "Introducción a la Ingeniería Química", Ed. Síntesis, Madrid (1999).

- McCabe, W.L. y Smith, J.C.; “Operaciones básicas de Ingeniería Química”, Ed. Reverté, Barcelona (1973).
- Svarovsky, L. (ed.); “Solid-liquid separation”, Chemical Engineering Series, Butterworths, London (1977).

Reactores químicos

El diseño de un reactor químico implica esencialmente el cálculo de su volumen para obtener una determinada cantidad de producto bajo unas condiciones de operación establecidas. El aspecto más importante en el diseño es la información necesaria sobre el sistema de reacción, con consideraciones tales como las fases presentes, el régimen térmico o el grado de mezcla, pero entre las que destaca el **modo de operación**.

El modo de operación permite clasificar los reactores como discontinuos o continuos. Los reactores **discontinuos** o “por cargas” (“*batch*”) operan según una secuencia de carga de reactivos, reacción química y descarga de productos; funcionan en régimen no estacionario y son muy sencillos de manejar. Los reactores **continuos** se utilizan para operaciones a gran escala, operan en estado estacionario y se agrupan en dos tipos básicos que se corresponden con los dos modelos de flujo relacionados con los dos grados de mezcla entre los distintos componentes: si la mezcla es completa en el interior del reactor se habla del modelo de “mezcla perfecta”, que se produce en el “**reactor tipo tanque agitado**”; si no hay mezcla en absoluto en el interior del reactor se habla del modelo de “flujo en pistón”, que se produce en el “**reactor tubular**”.

Para obtener la ecuación de diseño del reactor químico, es decir, la relación entre la velocidad de producción y la composición de los productos y la velocidad de la reacción química se utilizan los balances de materia, que se aplican, cuando se opera en una sola fase (reacciones homogéneas) a cada uno de los tres tipos de reactores básicos que se utilizan como modelos: discontinuo, tipo tanque agitado y tubular.

A continuación se presentan de forma esquemática para cada uno de dichos modelos, sus correspondientes balances de materia, esquemas de funcionamiento y ecuaciones de diseño, en la que $-r_A$ es la velocidad de reacción y x_A es la conversión, definida como:

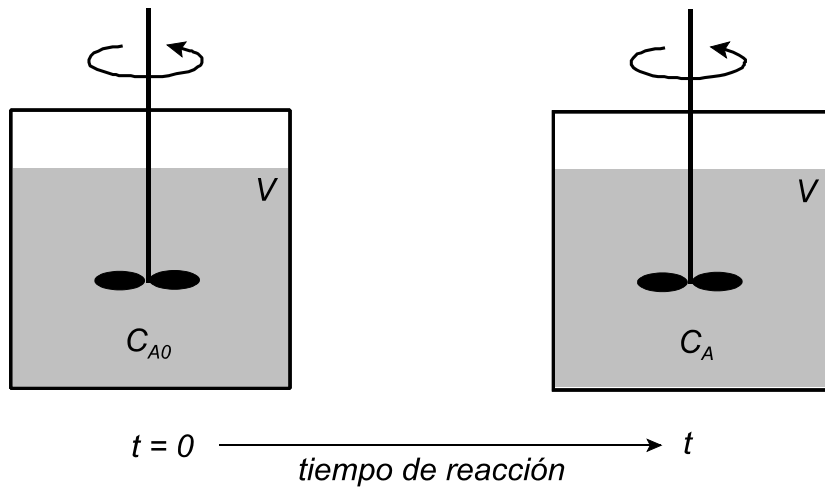
$$x_A = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}}$$

Reactor discontinuo

$$G = A$$

$$G = - (-r_A) \left[\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \text{ s}} \right] \cdot V [\text{m}^3]$$

$$A = \frac{dN_A}{dt} \left[\frac{\text{kmol}}{\text{s}} \right]$$



$$t = C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{(-r_A)}$$

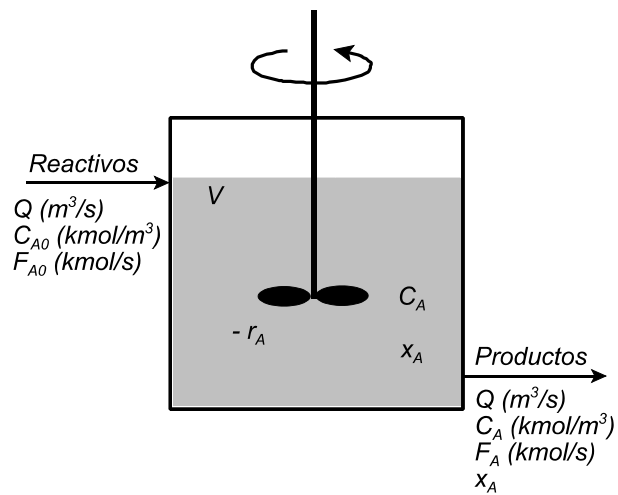
Reactor tipo tanque agitado

$$E + G = S$$

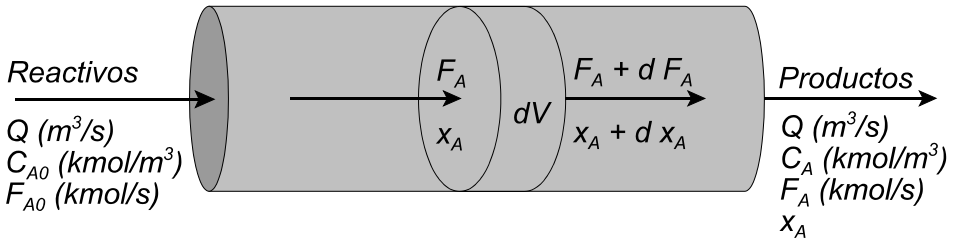
$$E = Q \left[\frac{m^3}{s} \right] \cdot C_{A0} \left[\frac{kmol}{m^3} \right] = F_{A0} \left[\frac{kmol}{s} \right]$$

$$G = - (-r_A) \left[\frac{kmol}{m^3 s} \right] \cdot V \left[m^3 \right]$$

$$S = Q \left[\frac{m^3}{s} \right] \cdot C_A \left[\frac{kmol}{m^3} \right] = F_A \left[\frac{kmol}{s} \right]$$



$$V = Q C_{A0} \frac{x_A}{(-r_A)}$$

Reactor tubular
$E + G = S$
$E = Q \left[\frac{m^3}{s} \right] \cdot C_A \left[\frac{kmol}{m^3} \right] = F_A \left[\frac{kmol}{s} \right]$ $G = - (-r_A) \left[\frac{kmol}{m^3 s} \right] \cdot dV [m^3]$ $S = Q \left[\frac{m^3}{s} \right] \cdot (C_A + dC_A) \left[\frac{kmol}{m^3} \right] = (F_A + dF_A) \left[\frac{kmol}{s} \right]$

$V = Q C_{A0} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(-r_A)}$

Obsérvese que en todas las ecuaciones de diseño aparece la velocidad de reacción, lo que implica el conocimiento de ésta para su resolución. Por otro lado, la operación del reactor discontinuo es la más simple, por lo que suele usarse este reactor y su ecuación de diseño para determinar la velocidad de reacción, que posteriormente se utilizara en el diseño de los sistemas continuos correspondientes.

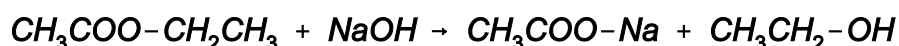
**Reactor discontinuo.
Cálculos cinéticos para
el diseño de reactores
industriales**

Objetivos de la práctica

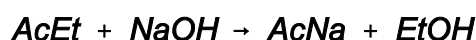
- Realizar el seguimiento experimental de la conversión de una reacción química con el tiempo.
- Utilizar la ecuación de diseño de un reactor discontinuo para obtener el modelo cinético de la reacción, así como sus parámetros.
- Predecir el comportamiento de reactores industriales continuos a partir de los datos de laboratorio.

Fundamento teórico

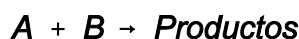
La reacción que será sometida a estudio cinético es la saponificación del acetato de etilo, que se considerará irreversible:



Para simplificar la nomenclatura se considerará de la forma:



o bien, para su estudio cinético:



Se tendrá que demostrar que la velocidad de esta reacción depende de la concentración (a temperatura constante) según el siguiente modelo de ecuación cinética:

$$-r_A \left[\frac{\text{mol}}{\text{l} \cdot \text{s}} \right] = k C_A C_B$$

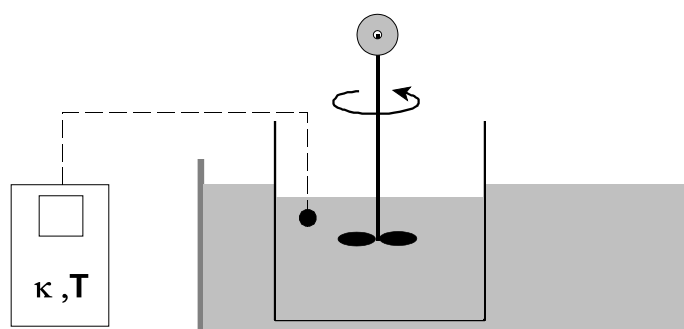
es decir, se trata de una reacción de primer orden respecto a cada uno de los reactivos, o de segundo orden global.

Para poder utilizar esta ecuación cinética habrá que obtener su coeficiente cinético, **k**, y corroborar los órdenes (exponentes de las concentraciones) indicados, lo que obliga al procedimiento experimental, para lo que se utilizará el reactor discontinuo. Además, para facilitar los cálculos se partirá de concentraciones iguales de ambos reactivos (por lo que siempre $C_A = C_B$) y se utilizará como variable la conversión, por lo que la ecuación cinética quedará de la forma:

$$-r_A = k C_{A0}^2 (1 - x_A)^2$$

Dispositivo experimental

Para realizar el estudio experimental de la reacción química se dispone de un reactor discontinuo agitado de laboratorio, que opera a temperatura constante. Dicho reactor consiste en un vaso de precipitado de 1 litro de capacidad, introducido en un baño termostático que permite controlar la temperatura. La mezcla en el reactor se consigue mediante un agitador de paletas accionado por un pequeño motor eléctrico y la conductividad se mide mediante una célula sumergida en la mezcla reaccionante y conectada a un conductímetro de sobremesa. La distribución esquemática de estos elementos se muestra en la **Figura**.



Como material auxiliar para medir las concentraciones en función del tiempo se dispone de un conductímetro y un cronómetro, así como del material necesario para la preparación de las disoluciones de los reactivos (probetas, pipetas, matraces aforados, balanza). Se trabajará con un volumen de reacción de **500 ml**, a una concentración inicial de cada uno de los reactivos de **0,05 mol/l**.

Realización práctica

La realización práctica consiste en la medida de concentraciones de la disolución que reacciona en función del tiempo. Como la obtención de la concentración se fundamenta en medidas de conductividad, se hace necesario obtener la relación entre

la variable medida y la variable utilizada, es decir, será necesario calibrar el dispositivo de medida.

Calibrado del conductímetro

Se sabe que la conductividad del sistema de reacción en estudio es debida principalmente a los iones OH^- , muy superior a la de los iones Ac^- ; los productos de la reacción no son iónicos, por lo que no afecta a esta variable. Así pues, la conductividad es una medida fiable de la concentración, e irá disminuyendo con el transcurso de la reacción según una relación lineal:

$$k = a + b x_A$$

que permitirá obtener la conversión, x_A , mediante medidas de k , siempre que se conozcan los parámetros a y b de esta ecuación.

Para obtener estos parámetros puede utilizarse el propio sistema de reacción. Si inicialmente se carga el reactor sólo con la disolución de NaOH:

$$x_A = 0 \quad k = k_0$$

mientras que, si se considera la reacción irreversible, a un tiempo suficientemente alto ($t \rightarrow \infty$), se tendrá:

$$x_A = 1 \quad k = k_\infty$$

Por tanto, la conversión puede calcularse en función de la conductividad mediante la expresión:

$$x_A = \frac{k_0 - k}{k_0 - k_\infty}$$

Operación

Calcular la cantidad de NaOH necesaria para obtener 500 ml de una disolución de 0,05 mol/l y pesarla. Preparar la disolución en el matraz aforado correspondiente, verterla en el reactor y esperar a que adquiera la temperatura de reacción (30°C); medir la conductividad de esta reacción. Calcular la cantidad de AcEt necesaria para obtener 500 ml de una disolución de 0,05 mol/l, pesarla y reservarla.

Cuando el sistema esté a la temperatura de régimen y convenientemente agitado, se añade el AcEt al reactor y se comienza a contar el tiempo. A partir de este momento se medirá la conductividad a intervalos de **5 s**, o mayores, cuando las variaciones sean más pequeñas. El experimento se prolongará durante una hora, o hasta que el valor de la conductividad no sufra variación durante más de 60 s.

Presentación de los resultados

1. Establecer la ecuación de calibrado del conductímetro.
2. Representar los datos experimentales (conductividades) y las correspondientes conversiones frente al tiempo. ¿Es importante conocer las unidades de la conductividad para calcular correctamente la conversión?
3. Sustituyendo la ecuación cinética propuesta para la reacción en estudio en la ecuación de diseño del reactor discontinuo, obtener la ecuación teórica que relaciona el tiempo con la conversión.
4. Transformar los datos experimentales de acuerdo con el modelo teórico para obtener una recta que permita el cálculo del coeficiente cinético de la reacción.
5. ¿Qué indica el ajuste de los datos experimentales a una recta respecto de los órdenes de reacción? ¿Para qué condiciones es válido el coeficiente cinético obtenido?
6. ¿Cómo quedaría formulada la ecuación cinética para la reacción estudiada en función de la conversión de AcEt, si se opera con relaciones entre concentraciones iniciales $M = C_{B_0}/C_{A_0}$?
7. Si se desea llevar a cabo esta saponificación a 30°C en un reactor industrial tipo tanque, alimentando una corriente de 100 m³/s de una disolución que contiene 0,1 kmol/m³ de AcEt y 0,5 kmol/m³ de NaOH, para obtener una conversión del 95%, ¿qué volumen de reactor se necesitaría?
8. Si se desea llevar a cabo la reacción en las mismas condiciones mencionadas pero en un reactor industrial tubular, ¿cuál sería en este caso el volumen necesario?
9. ¿Cuál de los dos reactores industriales sería más rentable?

Bibliografía

- Calleja, G. (ed.); “Introducción a la Ingeniería Química”, Ed. Síntesis, Madrid (1999).
- Costa, J. y otros; “Curso de Química Técnica”, Ed. Reverté, Barcelona (1988).
- Levenspiel, O.; “Chemical reaction engineering”, 3ª ed., John Wiley & Sons, New York (1999).
- Morales, J. y otros; “Introducción a la experimentación en cinética química”, Textos y Prácticas Docentes, nº 19, Secretariado de Publicaciones, Universidad de La Laguna, La Laguna (1991).