

Bases: Ingeniería Química



Índice general

1. PROCESOS EN LA INDUSTRIA QUÍMICA	13
1.1. Definición de ingeniería química	13
1.2. Definición de proceso químico	13
1.3. Los productos químicos	14
1.4. Plantas y complejos químicos	14
2. SISTEMAS DE MAGNITUDES Y UNIDADES	17
2.1. Magnitudes y unidades	17
2.2. Definición de las unidades fundamentales, SI	17
2.3. Prefijos para submúltiplos del Sistema Internacional	18
2.4. Prefijos para múltiplos del Sistema Internacional	19
2.5. Unidades derivadas, SI	19
2.6. Conversión de lecturas termométricas	19
2.7. Factores de conversión	19
2.7.1. Longitud	20
2.7.2. Superficie	20
2.7.3. Volumen	20
2.7.4. Masa	21
2.7.5. Fuerza	21
2.7.6. Densidad y Peso Específico	21
2.7.7. Viscosidad	22
2.8. Problemas	22

3. BALANCES DE MATERIA	23
3.1. Definición de balance de materia	23
3.2. Tipos de sistemas	23
3.3. Balance de materia a un espesador	24
3.4. Balance de materia a un reactor	24
3.5. Análisis de problemas de balances de masas	25
3.6. Balance de materia a una columna de destilación	26
3.7. Balance de materia a un punto de mezcla	27
3.8. Balances de materia en procesos de combustión	28
3.9. Balances de materia en los que intervienen múltiples subsistemas	29
3.10. Componente de enlace en balances de materia	30
3.11. Problemas	30
4. OPERACIONES UNITARIAS	55
4.1. Sistema compuesto por un tanque decantador y un extractor	55
4.2. Sistema evaporador	56
4.3. Sedimentador	56
4.4. Humidificación	57
4.5. Concepto de fuerza impulsora	58
5. OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MATERIA	59
5.1. Operación de destilación	59
5.1.1. Destilación simple	59
5.1.2. Destilación súbita o flash	59
5.1.3. Destilación con reflujo o rectificación	60
5.1.4. Columnas de destilación	60
5.1.5. Columnas de platos	60
5.1.6. Columnas de relleno	61
5.2. Absorción y desorción	62
5.3. Operación de extracción	63
5.4. Operación de adsorción	64
5.5. Operación de intercambio iónico	65

6. OPERACIONES DE TRANSMISIÓN DE CALOR	67
6.1. Mecanismos de transmisión de calor	67
6.1.1. Conducción	67
6.1.2. Convección	67
6.1.3. Radiación	67
6.2. Aparatos para el intercambio de calor	68
6.2.1. Intercambiadores de calor	68
6.3. Evaporadores	69
6.3.1. Evaporadores de multiple efecto	69
6.4. Condensadores	69
7. OPERACIONES DE TRANSFERENCIA SIMULTÁNEA DE CALOR Y MATERIA	71
7.1. Acondicionamiento de gases y enfriamiento de líquidos	71
7.2. Cristalización	71
7.2.1. Cristalizadores de tanque	72
7.2.2. Cristalizadores evaporadores	72
7.2.3. Cristalizadores a vacío	72
7.3. Secado	72
7.3.1. Secadores de bandejas	73
7.3.2. Secadores rotativos	73
7.3.3. Secadores de evaporación súbita o atomizadores	73
7.4. Liofilización	73
8. OPERACIONES DE DE TRANSPORTE DE CANTIDAD DE MOVIMIENTO	75
8.1. Circulación interna de fluidos: conducciones	75
8.1.1. Dispositivos que suministran energía al fluido: bombas	75
8.1.2. Válvulas	76
8.1.3. Medidores de caudal	76
8.2. Circulación de fluidos a través de un lecho de sólidos	77
8.2.1. Fluidización	77
8.2.2. Filtración	77
8.2.3. Filtros rotatorios	78

8.3. Flotación	78
8.4. Centrifugación	79
8.4.1. Ciclones	79
8.5. Agitación y mezcla de líquidos	79
9. OPERACIONES UNITARIAS COMPLEMENTARIAS	81
9.1. Trituración y molienda	81
9.2. Tamizado	82
9.3. Almacenaje de materiales	82
9.3.1. almacenaje de sólidos	82
9.3.2. Almacenaje de líquidos	82
9.3.3. Almacenaje de gases	83
10. CALCULOS DE PROCESOS POR ETAPAS: ABSORCIÓN	85
10.1. Absorción en contracorriente	85
10.2. Relación mínima líquido-gas	87
10.3. Diseño de columna para absorción de amoniaco en aire	87
10.4. Recuperación de benceno en aire por absorción con hidrocarburo	89
10.5. Absorción de CS_2 en corriente de nitrógeno con aceite de hidrocarburos	90
10.6. Absorción de CO_2 con etanolamina	92
10.7. Absorción de acetona en aire utilizando agua	93
10.8. Absorción de SO_2 con agua en contracorriente	94
10.9. Problemas	95
11. CÁLCULO DE PROCESOS POR ETAPAS: EXTRACCIÓN	97
11.1. Extracción en una sólo etapa	99
11.2. Extracción de ácido acético en mezcla acético-cloroformo utilizando agua	100
11.3. Extracción de ácido acético de disolución acuosa con éter isopropílico	101
11.4. Extracción ácido acético-cloroformo con agua	101
11.5. Extracción en varias etapas de acético-agua con éter isopropílico	102
11.6. Extracción por etapas	103
11.7. Extracción de ácido propiónico con metil-isobutil-carbinol	103
11.8. Problemas	104

12. REACTORES QUÍMICOS	107
12.1. Velocidad de reacción	107
12.2. Conversión x_A	108
12.3. Variación del volumen en reacciones gaseosas	108
12.4. Ley de Arrhenius	108
12.5. Diseño de un reactor discontinuo BR	108
12.6. Diseño de un reactor continuo de mezcla completa, CSTR	110
12.6.1. Tiempo espacial y velocidad espacial	111
12.7. Reactor de flujo de pistón (PFR)	112
12.8. Problemas	113
13. BALANCES DE ENERGÍA	121
13.1. Balance de energía en sistemas abiertos	121
13.1.1. Problemas	122
13.2. Balance de energía en sistemas isotérmicos y estacionarios	126
13.2.1. Problemas	127
14. PRODUCCIÓN DE ENERGÍA	131
14.1. Maquinas térmicas no cíclicas. La máquina de vapor	131
14.2. Procesos cíclicos. El ciclo de Carnot	132
14.2.1. Redimiento del ciclo de Carnot	134
14.3. El ciclo de Rankine	134
14.3.1. Mejoras en el ciclo de Rankine	136
14.4. Problemas	137
15. REFRIGERACIÓN	141
15.1. Cálculo del coeficiente de funcionamiento COP	142
15.2. Ciclo cuasi-real de refrigeración por compresión de vapor: Diagrama T-S	142
15.3. Ciclo cuasi-real de refrigeración por compresión de vapor: Diagrama P-H	144
15.4. Ciclo real de refrigeración por compresión de vapor	144
15.5. Elección del refrigerante	144
15.6. Problemas	145

16. LICUACIÓN DE GASES	147
16.1. Balances de energía al sistema	148
16.2. Problemas	148
17. HUMIDIFICACIÓN	151
17.1. Humedad (o saturación) molar (Y_m)	151
17.2. Humedad (o saturación) absoluta (Y)	151
17.3. Humedad (o saturación) relativa φ	152
17.4. Humedad (o saturación) porcentual (φ_p)	152
17.5. Punto de rocío (T_r)	152
17.6. Volumen específico del gas húmedo	152
17.7. Calor específico del gas húmedo (c)	152
17.8. Entalpía específica húmeda (i)	153
17.9. Temperatura húmeda o temperatura del termómetro húmedo, t_w	153
17.10. Temperatura de saturación adiabática, t_s	153
17.11. Problemas	154
18. BALANCES SIMULTÁNEOS DE MATERIA Y ENERGÍA	159
18.1. Problemas	159
19. CONTROL DE PROCESOS QUÍMICOS	163
19.1. Introducción al control	163
19.2. Tipos de sistemas de control	164
19.3. Elementos de un sistema de control de lazo cerrado	165
19.4. Tipos de acción de control	166
20. CRITERIOS ECONÓMICOS	169
21. OPTIMIZACIÓN ECONÓMICA	173
21.1. Optimización de variables de conjunto	173
21.2. Optimización de variables de detalle	176
22. FENÓMENOS DE TRANSPORTE	177
22.1. Conductividad térmica. Ley de Fourier	177

22.2. Ley de Newton de la viscosidad	178
22.2.1. Ley de Newton en función del momento lineal	179
22.3. Ley de Fick de la difusión	180
23. CONTAMINACIÓN DEL AGUA	183
23.1. Definición de contaminación	183
23.2. Tipos de contaminación	183
23.3. Compuestos contaminantes del agua	184
23.4. Medición analítica de la contaminación	184
23.5. Tratamiento y depuración de aguas residuales	185
23.6. Depuradoras de aguas residuales	186

Lista de Figuras

4.1. <i>Esquema de un sedimentador</i>	57
--	----

Lista de Tablas

PROCESOS EN LA INDUSTRIA QUÍMICA

1.1. Definición de ingeniería química

La ingeniería Química es la profesión en la cual los conocimientos de matemática, química y otras ciencias naturales, adquiridos por el estudio, son aplicados con criterio para desarrollar vías económicas para el uso de materiales y energía en beneficio de la humanidad". (A.I.Ch.E.)

La ingeniería química es el arte de concebir, calcular, diseñar, hacer construir y hacer funcionar las instalaciones donde efectuar a escala industrial cualquier transformación química. (Prof J. Cathalá)

La Ingeniería Química es saber hacer Química a escala industrial (Prof. A. Vian)

La ingeniería Química es una rama de la Ingeniería relacionada con los procesos en los que las materias sufren un cambio en su composición, contenido energético o estado físico (The Institution of Chemical Engineers de Gran Bretaña)

1.2. Definición de proceso químico

Un proceso químico es un conjunto de operaciones químicas y/o físicas destinadas a la transformación de unas materias iniciales en productos finales diferentes.

Se considera que un producto químico es diferente de otro cuando tenga diferentes propiedades, esté en

diferente estado o hayan cambiado sus condiciones. Así, se considera un proceso químico la obtención de sosa en escamas a partir de un bloque de sosa; o incluso la licuación de cloro para su envasado en estado líquido.

1.3. Los productos químicos

Los productos químicos pueden clasificarse en cinco grupos:

- Productos básicos: son productos consumidos en grandes cantidades, con poco valor por unidad de masa, obtenidos por la industria básica a partir de fuentes naturales. Estos productos básicos se emplean para producir un gran número de productos más elaborados. Ejemplos de este tipo de productos son: ácido sulfúrico, amoníaco, etileno...
- Productos intermedios: son compuestos más elaborados, destinados a la producción de productos finales. Algunos ejemplos son: fenol, cloruro de vinilo....
- Productos químicos finos: son productos intermedios de elevada pureza, fabricados en cantidades moderadas y con fines específicos en la industria farmacéutica, alimentaria, etc.
- Productos finales: Se obtienen a partir de los productos intermedios mediante la industria química transformadora. Estos productos tienen las características necesarias para su utilización final, aunque no están en la presentación adecuada para su consumo.
- Productos de consumo: son productos finales envasados, con los aditivos necesarios y listos para ser consumidos.

1.4. Plantas y complejos químicos

Industria química es un término que sirve para designar una factoría autónoma, generalmente designada con una denominación propia. (Ej: AZSA, NICAS, etc) que puede incluir o no la referencia a una corporación mayor a la que pertenezca, en la que esté integrada o de la que forme parte (Ej: Fertiberia, Inespal Aviles, Du Pont Asturias, Acelor Mittal, etc.)

Dentro del recinto de la propia industria o factoría puede haber plantas químicas relativamente diferenciadas o independientes, inclusive autónomas (Plantas de Nomex y Ftalato de Du Pont en Tamón, Plantas de Permanganato y pasta de electrodos de Industrial Química del Nalón en Trubia, etc.)

Las industrias químicas suelen ubicarse próximas entre sí, en parques, campos, polos o complejos, lo hacen por razón de disponibilidad de materias primas, comunicaciones, mercados, fuentes de energía, servicios o ventajas fiscales y legales o de otro tipo, así como por la posible interdependencia y sinergia de los respectivos procesos, ya que las industrias de cabecera suministran productos a las intermedias, y así sucesivamente (Ej: complejo químico Flix de Tarragona). Junto a núcleos industriales de tradición e historia centenaria (Cuenca del Ruhr) se propicia la implantación coyuntural de núcleos industriales en zonas deprimidas o en reconversión, o se desarrolla en países del tercer mundo por razón de existencia de materias primas, bonificaciones, mano de obra barata o legislación medioambiental permisiva. (Explotaciones petroleras tropicales, planta de pesticidas en la India, etc).

SISTEMAS DE MAGNITUDES Y UNIDADES

2.1. Magnitudes y unidades

Las magnitudes son nuestros conceptos básicos de medición, como la longitud, tiempo, masa, temperatura, ect. Las unidades son la forma de expresar las magnitudes, como pies, metros, centímetros para la longitud.

Para establecer un sistema de magnitudes y unidades basta elegir un reducido número de magnitudes fundamentales, deduciéndose las restantes a partir de las mismas. Aunque la elección de las magnitudes fundamentales es arbitraria, en los sistemas elementales figuran tres tipos: longitud (L), tiempo (t), y masa (M). El resto de magnitudes se puede obtener a partir de las fundamentales.

2.2. Definición de las unidades fundamentales, SI

- Longitud, metro (símbolo m): el metro es la longitud igual a 1650763,73 longitudes de onda en el vacío de la radiación correspondiente a la transición entre los niveles $2p^{10}$ y $5d^5$ del átomo de ^{86}Kr .
- Masa, kilogramo (símbolo kg): el kilogramo es la masa del prototipo de platino iridiado, sancionado por la III Conferencia General de Pesas y Medidas en 1901 y depositado en el Pabellón de Breteuil de Sévres.

- Tiempo, segundo (símbolo s): el segundo es la duración de 9192631770 periodos de la radiación correspondiente a la transición entre los dos niveles hiperfinos del estado fundamental del átomo de ^{133}Cs .
- Corriente eléctrica, amperio (símbolo A): el amperio es la intensidad de una corriente constante que, mantenida en dos conductores paralelos, rectilíneos, de longitud infinita, de sección circular despreciable y colocados a una distancia de un metro el uno del otro en el vacío, produce entre esos conductores una fuerza igual a 2×10^{-7} newton por metro de longitud.
- Temperatura termodinámica, kelvin (símbolo K): el kelvin es la fracción $1/273.16$ de la temperatura termodinámica del punto triple del agua.
- Intensidad luminosa, candela (símbolo cd): la candela es la intensidad luminosa, en la dirección perpendicular, de una superficie de $1/600000$ metros cuadrados de un cuerpo negro a la temperatura de congelación del platino sometido a una presión de 101325 newton por metro cuadrado.
- Cantidad de sustancia, mol (símbolo mol): el mol es la cantidad de sustancia de un sistema que contiene tantas entidades elementales como átomos hay en 0.012 kg de ^{12}C . El tipo de entidad elemental tiene que ser especificado y puede ser un átomo, una molécula, un ion, un electrón, un fotón, etc..., o una agrupación determinada de estas entidades.

2.3. Prefijos para submúltiplos del Sistema Internacional

Factor	Prefijo	Símbolo
10^{-1}	deci	d
10^{-2}	centi	c
10^{-3}	mili	m
10^{-6}	micro	μ
10^{-9}	nano	n
10^{-12}	pico	p
10^{-15}	femto	f
10^{-18}	ato	a

2.4. Prefijos para múltiplos del Sistema Internacional

Factor	Prefijo	Símbolo
10	deca	da
10^2	hecto	h
10^3	kilo	k
10^6	mega	M
10^9	giga	G
10^{12}	tera	T

2.5. Unidades derivadas, SI

Magnitud	Nombre	Símbolo	Definición
Energía	julio	J	$kg\ m^2\ s^{-2}$
Fuerza	newton	N	$kg\ m\ s^{-2}$
Potencia	vatio	W	$kg\ m^2\ s^{-3} \equiv Js^{-1}$
Presión	pascal	Pa	Nm^{-2}

2.6. Conversión de lecturas termométricas

	T°C	T°F	T°K	T°R
T°C	T°C	$\frac{TF-32}{1,8}$	T°K-273	$\frac{TR-492}{1,8}$
T°F	$1.8T^{\circ}C + 32$	T°F	$1.8^{\circ}K-460$	T°R-460
T°K	$T^{\circ}C+273$	$\frac{TF-32}{1,8} + 273$	T°K	T°R/1.8
T°R	$1.8T^{\circ}C+492$	T°F+460	$1.8T^{\circ}K$	T°R

2.7. Factores de conversión

Recibe el nombre de factor de conversión, el número de unidades de una magnitud -de un sistema de unidades- contenidas en una unidad de la misma magnitud de otro sistema.

2.7.1. Longitud

	inche	metro	foot	yarda	milla	milla m
inche	1	0.0254	0.0833	0.0276	$1,57 \times 10^{-5}$	$1,3 \times 10^{-5}$
metro	39.37	1	3.28	1.09	$6,2 \times 10^{-4}$	$5,2 \times 10^{-4}$
foot	12	0.3048	1	0.33	$1,08 \times 10^{-4}$	$1,5 \times 10^{-4}$
yarda	36	0.9144	3	1	$5,6 \times 10^{-4}$	$4,8 \times 10^{-4}$
milla	63358.14	1609.3	5279.85	1760	1	0.870
milla m	72957.35	1853.2	6069.75	2026.6	1.15	1

2.7.2. Superficie

	in^2	m^2	ft^2	Ha	acre	$milla^2$
in^2	1	$6,45 \times 10^{-4}$	$6,9 \times 10^{-3}$	6×10^{-8}	$1,48 \times 10^{-7}$	$2,5 \times 10^{-10}$
m^2	1550	1	10.764	10^{-4}	$2,36 \times 10^{-4}$	$3,1 \times 10^{-7}$
ft^2	144	0.093	1	$9,2 \times 10^{-6}$	$2,27 \times 10^{-5}$	3×10^{-8}
Ha	$1,66 \times 10^7$	10^4	$1,087 \times 10^5$	1	2.467	$3,85 \times 10^{-3}$
acre	$6,27 \times 10^6$	4047	$4,35 \times 10^4$	0.405	1	$1,56 \times 10^{-3}$
$milla^2$	$4,01 \times 10^9$	$2,59 \times 10^6$	$2,79 \times 10^7$	259	640.205	1

2.7.3. Volumen

	in^3	1	m^3	ft^3	gal (USA)
in^3	1	0.00164	$1,63 \times 10^{-5}$	$5,78 \times 10^{-4}$	$4,3 \times 10^{-3}$
1	61.056	1	10^{-3}	0.035	0.264
m^3	$6,105 \times 10^4$	1000	1	35.3	264
ft^3	1728.5	28.31	0.028	1	7.485
gal (USA)	231	3.785	0.0038	0.134	1

2.7.4. Masa

	kg	U.T.M.	pound	slug	Ton (short)	Ton (large)
kg	1	0.102	2.2	0.068	$1,102 \times 10^{-3}$	$9,84 \times 10^{-4}$
U.T.M.	9.8	1	21.6	0.671	0.0108	$9,64 \times 10^{-3}$
pound	0.454	0.046	1	0.031	5×10^{-4}	$4,5 \times 10^{-4}$
slug	14.605	1.489	32.17	1	0.0160	0.0143
Ton (short)	907.2	92.6	2000	62.5	1	0.892
Ton (large)	1016	103.7	2240	70	1.120	1

2.7.5. Fuerza

	newton	kg_f	poundal	pound(lb_f)
newton	1	0.1020	7.219	0.224
kg_f	9.8	1	70.8	2.2
poundal	0.138	0.014	1	0.031
pound(lb_f)	4.45	0.454	32.7	1

2.7.6. Densidad y Peso Específico

	g/cm^3	$dinas/cm^3$	UTM/m^3	kg/m^3	lb/ft^3
g/cm^3	1	980	102	1000	62.4
$dinas/cm^3$	0.00102	1	0.105	1.02	0.0636
UTM/m^3	0.00980	9.62	1	9.80	0.612
kg/m^3	0.001	0.980	0.102	1	0.0624
lb/ft^3	0.0160	15.7	1.64	16.0	1

2.7.7. Viscosidad

	g/cms	kg/mh	kg/ms	lb/fth	lb/fts	$kg_f s/m^2$	$lb_f s/ft^2$
g/cms	1	360	0.100	241.9	0.0672	0.0102	0.00209
kg/mh	0.00277	1	0.00027	0.672	0.00018	0.000028	0.000006
kg/ms	10	3600	1	2420	0.672	0.102	0.0208
lb/fth	0.00413	1.488	0.000412	1	0.000277	0.000042	0.0000086
lb/fts	14.9	5363.9	1.488	3619	1	0.152	0.0311
$kg_f s/m^2$	98	35316.7	9.8	2385	6.59	1	0.205
$lb_f s/ft^2$	478	172257.6	47.91	116324	32.2	4.88	1

2.8. Problemas

- a) La gasolina tiene una densidad de $0,8 \text{ g/cm}^3$. Determinése la masa de 100 galones de gasolina en libras.
 - b) Conviértase la viscosidad del aire expresada en el sistema inglés ($0,000672 \text{ lb}_m/ft \text{ s}$) a $kg_f \text{ s/m}^2$
- Después de realizar un amplio estudio experimental y un análisis de los datos obtenidos, se propuso la siguiente ecuación empírica para la caída de presión a través de un tipo particular de columna de relleno:

$$\Delta P = 3,61 \frac{\mu^{0,15} N \rho^{0,85} v^{1,85}}{D^{1,15}} \quad (2.1)$$

donde :

ΔP = caída de presión, N/m^2

μ = viscosidad del fluido, $kg/m \text{ s}$

N = profundidad de relleno, m

ρ = densidad del fluido, kg/m^3

v = velocidad del fluido, m/s

D = diametro del relleno, m

a) ¿Cuáles son las unidades de 3.61? b) Supongamos que se proporcionan los datos en lb y en ft y prefieres utilizarlas en lugar de convertirlas al Sistema Internacional. Modifica la fórmula de manera que la caída de presión se siga calculando en N/m^2 .

BALANCES DE MATERIA

3.1. Definición de balance de materia

Balance de materia de un proceso industrial es una contabilidad exacta de todos los materiales que entran, salen, se acumulan o se agotan en un intervalo de operación dado.

Se pueden distinguir cuatro tipos de balances de materia dependiendo del tipo de sistema:

- $\text{Acumulación} = \text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Generación} - \text{Consumo}$.

Es un sistema con entradas, salidas y reacciones químicas.

- $\text{Acumulación} = \text{Entrada} - \text{Salida}$.

Sistema sin reacciones químicas.

- $\text{Entrada} = \text{Salida}$.

Sistema en estado estacionario, no hay acumulación ni reacciones químicas.

- $\text{Acumulación} = \text{Generación} - \text{Consumo}$.

Sistema sin corrientes de entrada ni de salida, pero con reacción química.

3.2. Tipos de sistemas

Se llama sistema a cualquier porción arbitraria o completa de un proceso. Los sistemas se clasifican en:

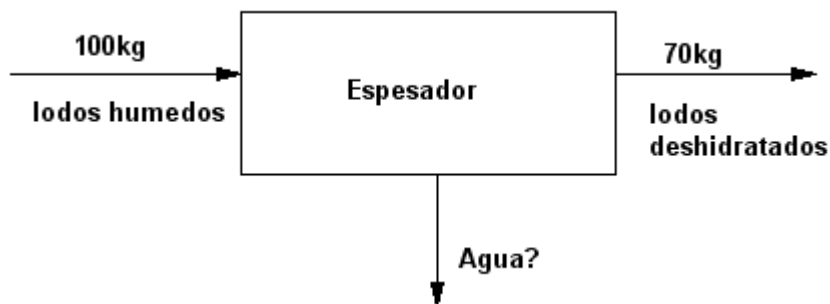
- Sistema abierto o continuo: es aquel en el que la materia se transfiere a través de la frontera del sistema; es decir, entra en el sistema, o sale de él, o ambas cosas.

- Sistema cerrado o por lotes: es aquel en el que no hay transferencia de materia a través de la frontera del sistema.

3.3. Balance de materia a un espesador

Calcular los Kg de agua que salen de un espesador, al que entran 100 kg de lodos húmedos, obteniéndose 70 kg de lodos deshidratados.

Primero se dibuja el diagrama de flujo del sistema.



En el espesador no hay acumulación de materia ni reacción química. El balance de materia al espesador puede escribirse como:

Entrada = Salida

$$100\text{kg} = 70 + x$$

$$x = 100 - 70 = 30\text{kg de agua}$$

3.4. Balance de materia a un reactor

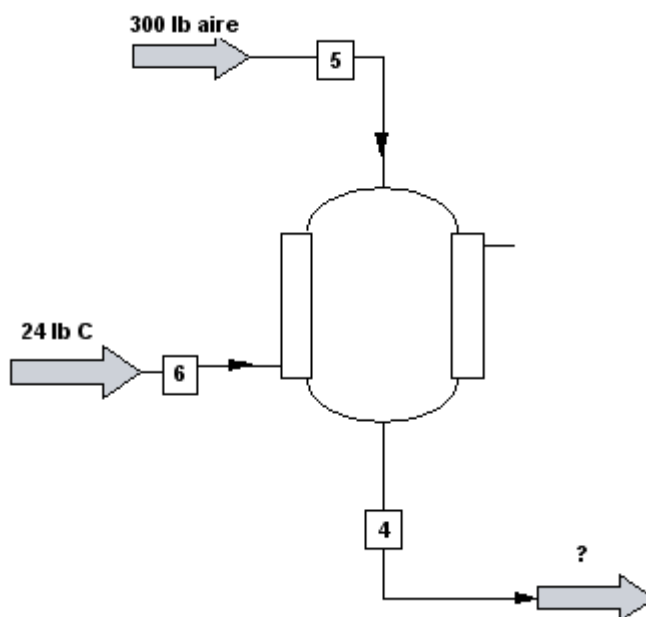
A un reactor químico entran 24 lb de carbono y 300 lb de aire. En el reactor tiene lugar la combustión del carbono según el proceso: $C + O_2 \rightarrow CO_2$. Calcula las libras y moles que salen del reactor

Dibujamos el diagrama de flujo:

Calculamos las lb-mol de carbono, oxígeno y nitrógeno en la entrada:

Carbono:

$$24 \text{ lb } C \frac{1 \text{ lb} - \text{mol } C}{12 \text{ lb } C} = 2 \text{ lb} - \text{mol } C \quad (3.1)$$



Oxígeno:

$$300 \text{ lb aire} \frac{1 \text{ lb} - \text{mol aire}}{29 \text{ lb aire}} \frac{21 \text{ lb} - \text{mol } O_2}{100 \text{ lb} - \text{mol aire}} = 2,18 \text{ lb} - \text{mol } O_2 \quad (3.2)$$

Nitrógeno:

$$300 \text{ lb aire} \frac{1 \text{ lb} - \text{mol aire}}{29 \text{ lb aire}} \frac{79 \text{ lb} - \text{mol } N_2}{100 \text{ lb} - \text{mol aire}} = 8,20 \text{ lb} - \text{mol } N_2 \quad (3.3)$$

Teniendo en cuenta la estequiometría de la reacción y el reactivo limitante (carbono), se calculan las lb-mol de los gases a la salida del reactor.

Dióxido de carbono: 2 lb-mol

Las lb-mol de dióxido de carbono formadas son iguales a las consumidas de carbono.

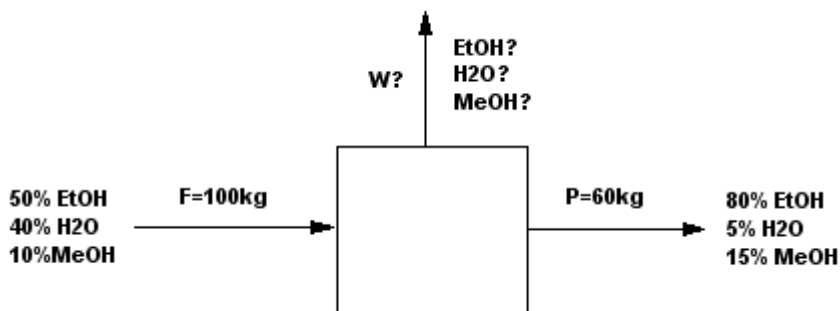
Oxígeno: $2,18 - 2 = 0,18 \text{ lb} - \text{mol de } O_2$. 2 lb-mol de oxígeno reaccionan con el carbono, por tanto, salen 0,18 lb-mol de oxígeno.

Nitrógeno: 8,20 lb-mol. El nitrógeno es inerte, por tanto, sale la misma cantidad que entra.

3.5. Análisis de problemas de balances de masas

Tenemos una corriente F de 100 kg formada por 50 de EtOH, 40 de H_2O y 10 de MeOH. Sale una corriente P de 60kg, formada por 80 EtOH, 5 H_2O y 15 MeOH. ¿Cuál es el valor de la corriente W y su composición?

Para resolver el problema comenzamos escribiendo el balance de masas total.



Entrada = Salida

$$100 = 60 + W \longrightarrow W = 40 \text{ kg} \quad (3.4)$$

Sea w_{iF} la fracción másica del componente i en la corriente F . Haciendo un balance de masas al componente i :

$$w_{iF}F = w_{iP}P + w_{iW}W \quad (3.5)$$

Planteando este balance de materia para todos los componentes nos da:

$$EtOH : (0,50)(100) = (0,8)(60) + w_{EtOH,w}W \quad (3.6)$$

$$H_2O : (0,40)(100) = (0,05)(60) + w_{H_2O,w}W \quad (3.7)$$

$$MeOH : (0,10)(100) = (0,15)(60) + w_{MeOH,w}W \quad (3.8)$$

La suma de estas tres ecuaciones da el balance global. Por tanto, estas cuatro ecuaciones no son independientes y no son suficientes para el cálculo de las cuatro incógnitas. Necesitamos una ecuación más que sea independiente.

$$w_{EtOH} + w_{H_2O} + w_{MeOH} = 1 \quad (3.9)$$

Esta última ecuación indica que la suma de fracciones másicas para todos los componentes de una corriente es la unidad.

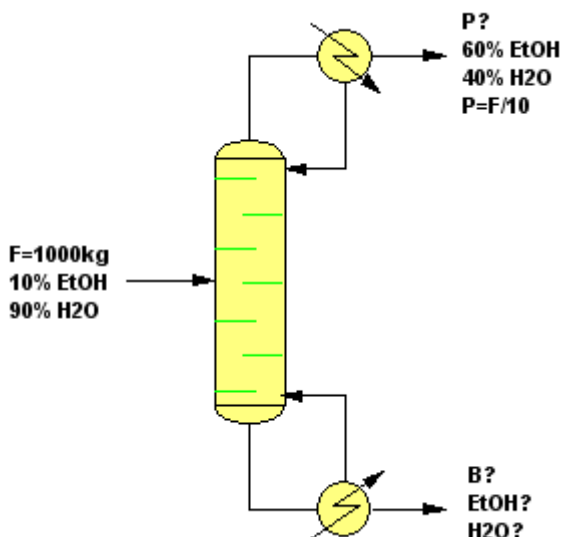
3.6. Balance de materia a una columna de destilación

Sabemos que la corriente de destilado es la décima parte de la alimentación.

$$P = \frac{F}{10} = \frac{1000 \text{ kg}}{10} = 100 \text{ kg} \quad (3.10)$$

Aplicando un balance de materia total:

$$1000 = 100 + B \longrightarrow B = 900 \text{ kg} \quad (3.11)$$



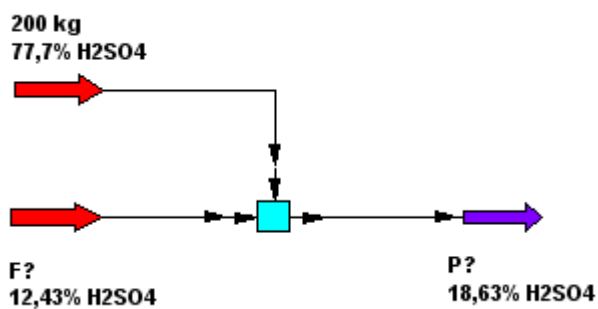
Aplicando balances de materia a etanol y agua se obtiene su fracción másica en la corriente B.

$$\text{EtOH} : (0,10)(1000) = (0,60)(100) + W_{\text{EtOH},B}(900) \longrightarrow W_{\text{EtOH},B} = 0,044 \quad (3.12)$$

$$\text{H}_2\text{O} : (0,9)(1000) = (0,40)(100) + W_{\text{H}_2\text{O},B}(900) \longrightarrow W_{\text{H}_2\text{O},B} = 0,956 \quad (3.13)$$

3.7. Balance de materia a un punto de mezcla

Calcula las corrientes F y P



Es un problema con dos incógnitas F y P. Para resolverlo buscamos dos ecuaciones independientes: balance de materia global y balance al ácido sulfúrico.

$$200 + F = P \quad (3.14)$$

$$(0,777)(200) + (0,1243)F = (0,1863)P \quad (3.15)$$

La solución del sistema nos da: $F = 1910$ kg, $P = 2110$ kg.

Se puede comprobar que la solución es correcta haciendo un balance al agua.

3.8. Balances de materia en procesos de combustión

Es conveniente conocer las siguientes definiciones:

- Gas de combustión: Todos los gases que resultan de un proceso de combustión, incluido el vapor de agua. (base húmeda)
- Análisis Orsat: todos los gases que resultan de un proceso de combustión sin incluir el vapor de agua.
- Aire teórico: cantidad de aire u oxígeno requerido para lograr la combustión completa. También se conoce como aire u oxígeno requerido.
- Aire en exceso: cantidad de aire u oxígeno en exceso con respecto al requerido para una combustión completa.

$$\% \text{aire en exceso} = \frac{\text{aire en exceso}}{\text{aire requerido}} \cdot 100 \quad (3.16)$$

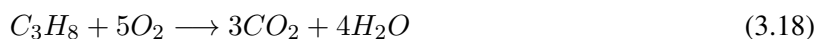
También puede definirse como:

$$\% \text{aire en exceso} = \frac{O_2 \text{ que entra en el proceso} - O_2 \text{ requerido}}{O_2 \text{ requerido}} \cdot 100 \quad (3.17)$$

Ejemplo:

Se queman 20 kg de propano con 400 kg de aire para producir 44 kg de CO_2 y 12 kg de CO. Calcula el % de aire en exceso.

Planteamos la reacción de combustión:



Aunque en el proceso parte del carbono se convierte en CO, el cálculo del aire en exceso supone que todo el carbono se transforma en CO_2

- El oxígeno que entra en el proceso:

$$400 \text{ kg aire} \cdot \frac{1 \text{ kg - mol aire}}{29 \text{ kg aire}} \cdot \frac{21 \text{ kg - mol } O_2}{100 \text{ kg - mol aire}} = 2,90 \text{ kg - mol } O_2 \quad (3.19)$$

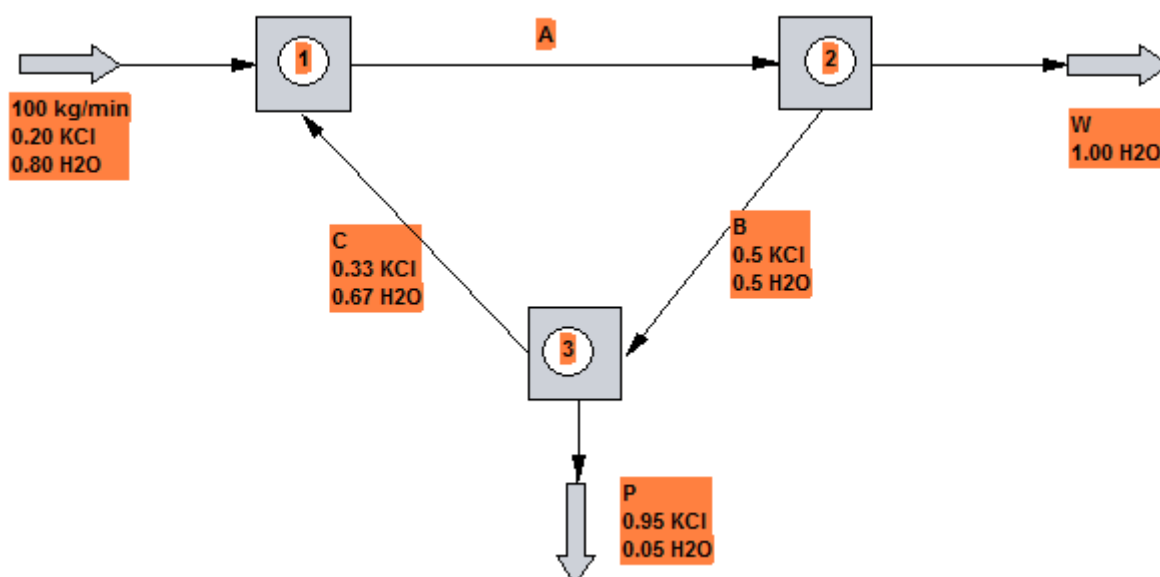
- El oxígeno requerido en el proceso:

$$20 \text{ kg } C_3H_8 \frac{1 \text{ kg} - \text{mol } C_3H_8}{44 \text{ kg } C_3H_8} \cdot \frac{5 \text{ kg} - \text{mol } O_2}{1 \text{ kg} - \text{mol } C_3H_8} = 2,27 \text{ kg} - \text{mol } O_2 \quad (3.20)$$

Aplicando la definición de aire en exceso se obtiene:

$$\% \text{aire exceso} = \frac{2,90 - 2,27}{2,27} \cdot 100 = 28 \% \quad (3.21)$$

3.9. Balances de materia en los que intervienen múltiples subsistemas



Cuando en un problema de balances de materia tenemos varios subsistemas aplicaremos dos tipos de balance:

- Balance de materia a todo el sistema.
- Balance de materia a cada subsistema.

Debe tenerse en cuenta que la ecuación que resulta del balance total es dependiente de las ecuaciones obtenidas por balance a los diferentes subsistemas.

1. Balance de masa a todo el sistema: $100 = P + W$

Balance al KCl: $(0,20) \cdot (100) = 0,95P$

2. Balance a la unidad 1: $100 + C = A$

$$\text{Balance al KCl: } (0,20) \cdot (100) + 0,33C = w_{KCl,A}A$$

3. Balance a la unidad 2: $A = B + W$

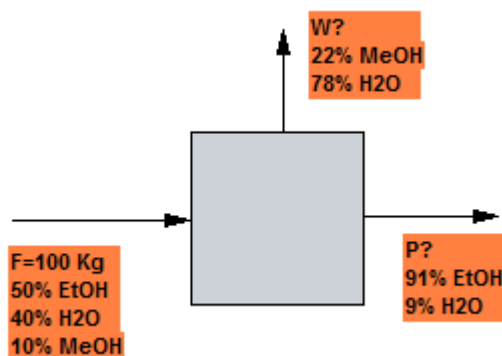
$$\text{Balance al KCl: } w_{KCl,A}A = 0,50B$$

Podemos escribir una última ecuación para la corriente A: $w_{KCl,A} + w_{H_2O,A} = 1$.

Hemos planteado 7 ecuaciones independientes que permiten por resolución del sistema obtener las 7 incógnitas.

3.10. Componente de enlace en balances de materia

El componente de enlace es un material que pasa de una corriente a otra sin sufrir cambios. Una vez identificado el componente de enlace puede escribirse un balance de materia que incluya solo las dos corrientes que lo contienen. Tanto el metanol como el etanol pueden emplearse como componentes de



enlace por estar en dos de las corrientes. Sin embargo, el agua no es un componente de enlace ya que está presente en las tres corrientes.

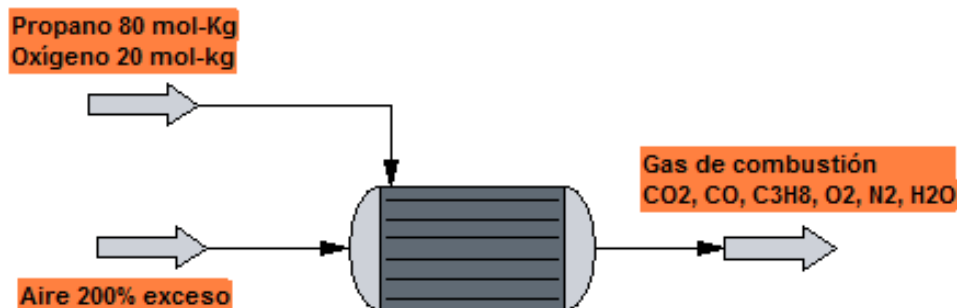
Tomando como componente de enlace el metanol, podemos escribir

$$w_{MeOH,F}F = w_{MeOH,W}W \quad (0,10) \cdot (100) = 0,22W \quad W = 45,5 \text{ kg} \quad (3.22)$$

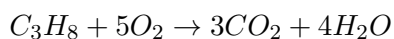
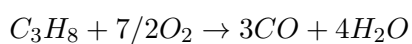
3.11. Problemas

1. A la cámara de combustión de una caldera se alimenta una mezcla gaseosa formada por propano y oxígeno, con un 80 % del primero, que se quema con un 200 % de exceso de aire. Sabiendo que un 80 % del propano se transforma en CO_2 , un 10 % en CO y el resto permanece sin quemarse,

calcular la composición del gas de combustión.



Reacciones que tienen lugar:



Entrada:

Base de cálculo 100 mol-Kg de alimentación.

Oxígeno teórico: 400 mol-Kg

Oxígeno requerido: 380 mol-Kg

Oxígeno que entra: requerido $\times 3 = 1140$ mol-Kg

Nitrógeno que entra: 4289 mol-Kg.

Oxígeno consumido: 348 mol-Kg

Salida:

CO_2 : 192 mol-Kg

CO: 24 mol-Kg

C_3H_8 : 8 mol-Kg

Oxígeno: 812 mol-Kg

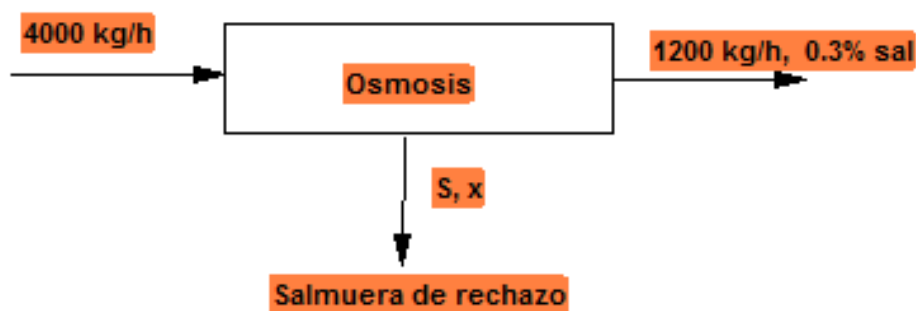
Nitrógeno: 4289 mol-Kg

Agua: 288 mol-Kg.

Moles totales a la salida: 5613 mol-Kg

Composición del gas de combustión: 0.14 % C_3H_8 ; 14.47 % O_2 ; 76.41 % N_2 ; 3.42 % CO_2 ; 0.43 % CO ; 5.13 % H_2O

2. Supóngase que en una planta de desalinización de ósmosis inversa se tratan 4000 kg/h de una disolución salina con un 4 % en peso de sal, y que las condiciones de operación son tales que se obtienen 1200 kg/h de agua desalinizada con un 0.3 % en peso de sales. Calcular: a) El caudal volumétrico; b) La salinidad de la salmuera de rechazo.



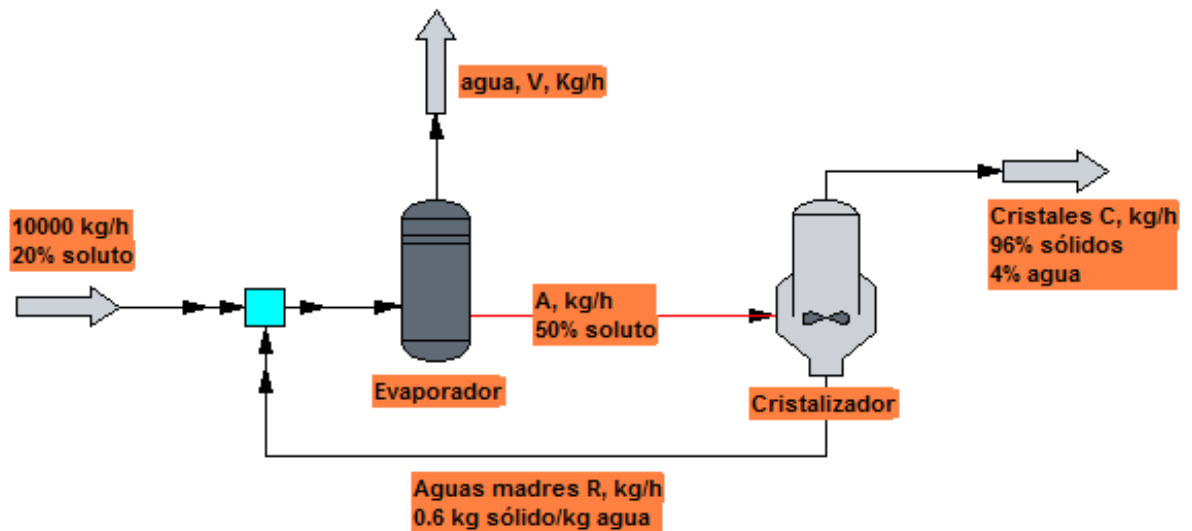
Balance global: $4000 = 1200 + S$

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

Balance parcial a la sal: $4000 \cdot 0,04 = 1200 \cdot 0,003 + S \cdot X$

$X = 0.0558$

3. Considérese un sistema evaporador y cristalizador como el del esquema. En él se tratan 10000 kg/h de una disolución que contiene 20 % de sólido en peso. La disolución concentrada con un 50 % en peso de sólidos que sale del evaporador se lleva al cristalizador donde se enfría, cristalizando el sólido y extrayéndose los cristales con un 4 % de agua. La disolución saturada, conteniendo 0.6 kg de sólido/kg de agua, se recircula, incorporándose a la corriente de alimento del evaporador. Calcular los flujos másicos. a) Sal húmeda producida; b) Disolución recirculada; c) Agua evaporada.



Balance global total: $10000 = V + C \rightarrow V = 7917 \text{ kg/h}$

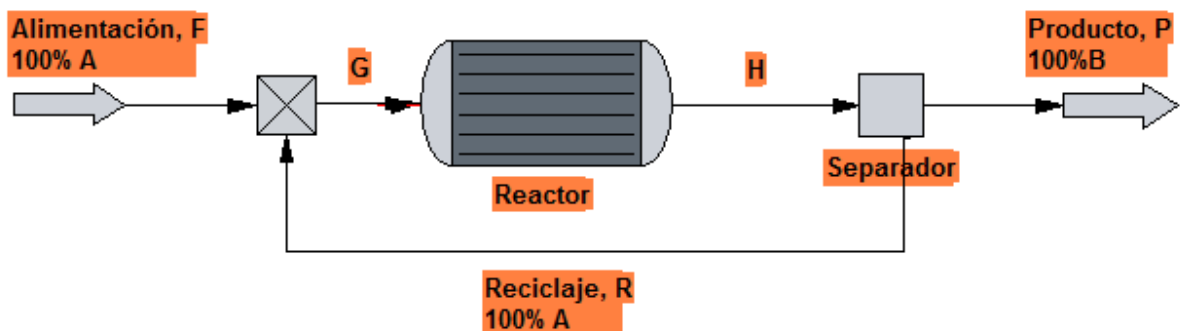
Balance global parcial (solute): $10000 \cdot 0,2 = C \cdot 0,96 \rightarrow C = 2083 \text{ kg/h}$

Balance local total (evaporador): $10000 + R = A + V$

Balance local parcial (evaporador, soluto): $10000 \cdot 0,2 = R \frac{0,6}{0,6+1} = A \cdot 0,5$

Resolviendo el sistema se obtiene $A=9751 \text{ kg/h}$ y $R=7668 \text{ kg/h}$

4. Mediante un proceso como el que se muestra en la figura, una sustancia A se convierte en B. Sabiendo que la conversión por paso es del 30 %, calcular la cantidad de A que se recicla en el proceso.



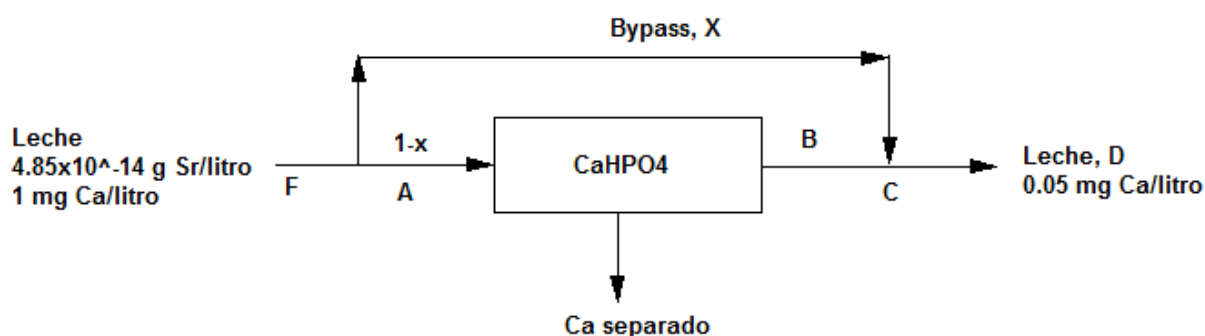
Base de cálculo: 100 moles de alimentación.

Balance global total: $F = P \rightarrow P = 100$

Balance local total al separador: $(F + R) \cdot 0,7 = R \cdot 1 + P \cdot 0 \rightarrow R = 233 \text{ moles}$

5. J. Silverman inventó un proceso para la separación de estroncio-90 radiactivo contenido en la le-

che, poniendo ésta en contacto con un lecho de $CaHPO_4$. El proceso elimina eficazmente todo el estroncio-90; sin embargo, separa también el 97 % de los iones calcio. Esto representa un serio problema, ya que, según las normas sanitarias, la leche ha de contener por lo menos 0.05 mg/l de calcio. Leche conteniendo $4,85 \times 10^{-14}$ g/l de estroncio-90 y 1 mg/l de calcio se pone en contacto con $CaHPO_4$ para separar todo el estroncio que sea posible, dentro de la exigencia sanitaria para el contenido en calcio. ¿Cuál será la concentración de estroncio en la corriente de salida, expresada en g/l, suponiendo que la composición del lecho no varía, de forma que la concentración de salida no varía con el tiempo?



Base de cálculo 1 litro de leche.

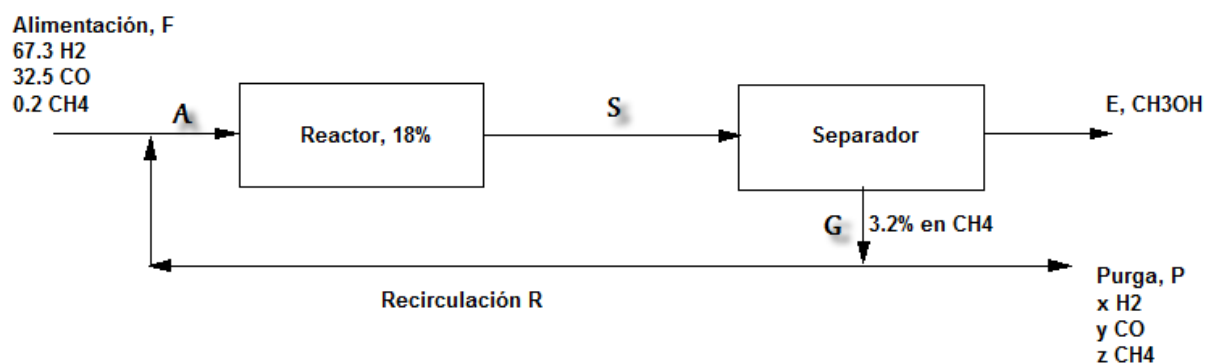
Balance global total: $F = D = 1$ litro

Balance local parcial (punto de mezcla C, calcio): $x \cdot 1 + (1 - x)(1 - 0,97) = 1 \cdot 0,05 \rightarrow x = 0,0206$ litros

Balance local parcial (punto de mezcla C, estroncio) $x \cdot 4,85 \times 10^{-14} + B \cdot 0 = D \cdot y \rightarrow y = 10^{-5}$ g/l

6. Se ha despertado un interés considerable en la conversión de carbón en productos líquidos más útiles para la subsecuente producción de compuestos químicos. Dos de los principales gases que podemos generar en condiciones apropiadas a partir de la combustión de carbón in situ en presencia de vapor de agua (como sucede en presencia de aguas freáticas) son H_2 y CO. Después de lavarlos, estos dos gases se pueden combinar para producir metanol de acuerdo con la siguiente ecuación: $CO + 2H_2 \rightarrow CH_3OH$. Se usa un flujo de purgado para mantener la concentración de CH_4 en la salida del separador en no más de 3.2 % mol. La conversión por paso de CO es del 18 %. Todas las composiciones están en fracciones molares o porcentajes molares. Los flujos están en moles. Calcular:

- Los moles de reciclaje
- Los moles de metanol producido
- La cantidad purgada por mol de alimentación
- La composición del gas de purga.



Base de cálculo 100 moles de alimentación.

Balance global parcial al H: $135,5 = 4E + 2x + 4z$

Balance global parcial al C: $32,5 = y + z + E$

Balance global parcial al O: $32,5 = E + y$

La corriente de purga contiene un 3.2 % de CH_4 , $z = 0,032P$, es decir, $z = 0.032(x+y+z)$.

Este sistema de cuatro ecuaciones nos permite calcular las cuatro incógnitas, x, y, z, E .

$x = 4.8$ moles; $y = 1.25$ moles; $z = 0.2$ moles; $E = 31.25$ moles. La corriente de purga $P = 6.25$ moles.

6.25 moles purgados/100 moles alimentados = 0.0625

Composición de la corriente de purga: H_2 : 76.8 %; CO: 20 %; CH_4 : 3.2 %.

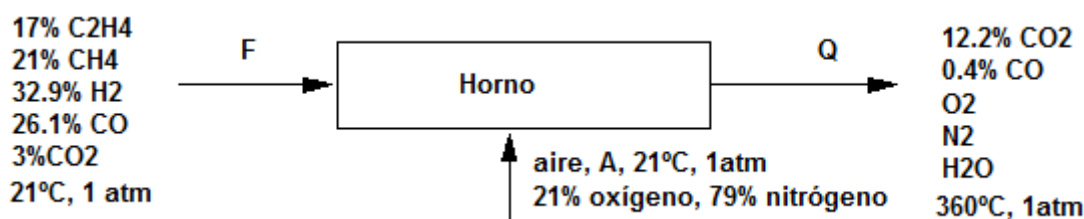
	F	A	S	G	R	P	E
H_2	67.3	$67.3 + 0.768R$	-	-	$0.768R$	4.8	-
CO	32.5	$32.5 + 0.2R$	$(32.5 + 0.2R)0.82$	ídem S	$0.2R$	1.25	
CH_4	0.2	$0.2 + 0.032R$	ídem A	ídem A	$0.032R$	-	-
CH_3OH	-	-	$(32.5 + 0.2R)0.18$	-	-	-	ídem S

Para obtener flujo molar recirculado hacemos un balance local (al punto de purga) y parcial (CO):

$$(32,5 + 0,2R)(0,82) = 0,2R + 1,25 \quad (3.23)$$

$R = 705$ moles

7. Un horno quema gas de la siguiente composición en % en volumen: $C_2H_4 = 17\%$; $CH_4 = 21\%$; $H_2 = 32,9\%$; $CO = 26,1\%$; $CO_2 = 3\%$. Tanto el gas como el aire entran a $21^\circ C$ y 1 atm, y están prácticamente secos. Los gases de combustión abandonan la chimenea a $360^\circ C$ y 0.92 atm y tienen 12.2 % en volumen de CO_2 , 0.4 % de CO (ambos en base seca), además de O_2 , N_2 y H_2O . calcular: a) Los m^3 de aire suministrados por m^3 de gas.
b) El porcentaje de exceso de aire
c) Los m^3 de gases de chimenea por m^3 de gas utilizado



Base de cálculo 100 moles de alimentación

Balance global parcial (carbono): $84 = 0,122Q + 0,004Q \rightarrow Q = 667,5 \text{ moles}$, en base seca.

Moles de agua producidos durante la combustión: 108.9 mol

$Q = 776.4$ moles, en base húmeda.

Balance global parcial (nitrógeno): $1,58A = 1335x_{N_2}$

Balance global parcial (oxígeno): $32,1 + 0,42A = 165,53 + 1335x_{O_2} + 108,9$

Suma de fracciones molares en Q igual a 1: $0,122 + 0,004 + x_{O_2} + x_{N_2} = 1$

Resolviendo el sistema obtenemos $A = 704.52$ moles de aire

En las condiciones de la alimentación 100 moles equivalen a $2,41 m^3$.

En las condiciones de la alimentación 704.52 moles de aire equivalen a $16,98 m^3$ a) $\frac{16,98}{2,41} =$

7,04 volumen de aire/volumen de alimentación

La corriente $Q = 776.4$ moles, equivale a un volumen de $43,804 m^3$

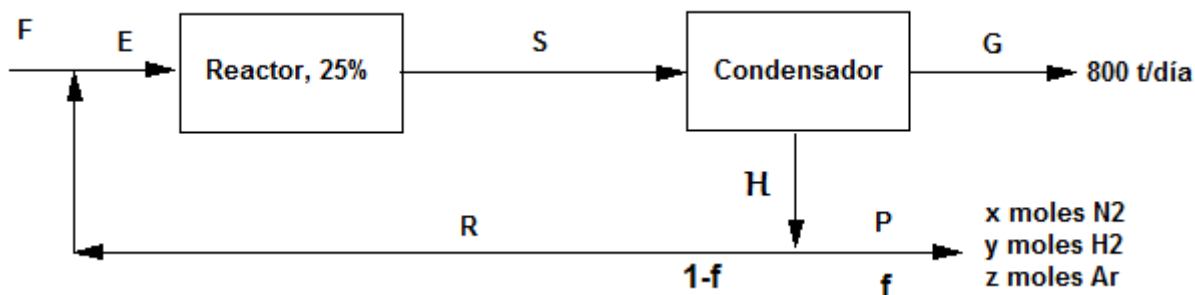
c) $\frac{43,804}{2,41} = 18,17$ volumen de gases de chimenea/volumen de alimentación

b) $\% \text{oxígeno exceso} = \frac{O_2 \text{ entra} - O_2 \text{ requerido}}{O_2 \text{ requerido}}$

8. En una planta se producen 800 t/día de amoníaco a partir de una mezcla equimolar de nitrógeno/hidrógeno, que contiene 0.15 moles de argón por cada 100 moles de mezcla N_2/H_2 . En el reactor se alcanza una conversión del 25 %. El amoníaco producido condensa y los gases que no han reaccionado se recirculan al reactor. La concentración de argón a la entrada de éste, una vez mezcladas las corrientes de recirculación y de alimentación fresca, no debe ser superior a 3.5 mo-

les/100 moles de mezcla N_2/H_2 . Calcular:

- Flujo molar de alimentación fresca
- Flujo molar de la corriente de recirculación a la salida del condensador
- Flujo molar de la corriente de purga.



- $9,69 \times 10^7$ moles/da; b) $2,67 \times 10^8$ moles/da; c) $2,46 \times 10^6$ moles/da

Respuesta:

Base de cálculo: 100 moles de N_2/H_2 en F.

	F	E	S	H	G	P	R
N_2	25	x	0.75x	0.75x	-	0.75xf	0.75x(1-f)
H_2	75	3x	$3x \cdot 0,75$	$3x \cdot 0,75$	-	$3x \cdot 0,75f$	$3x \cdot 0,75(1-f)$
I	0.15	0.14x	0.14x	0.14x	-	0.14xf	0.14x(1-f)
NH_3	-	-	$0,25x \cdot 2$	-	$0,25x \cdot 2$	-	-

En la corriente A tenemos 3.5 moles de Ar por cada 100 moles de mezcla nitrógeno/hidrógeno.

La fracción molar de Ar en esta corriente es: $3,5/103,5 = 0,0338$. Dicha fracción molar se puede

igualar a $\frac{I}{4x+I} = 0,0338$. Despejando los moles de inerte: $I = 0,14x$

Balance local (punto de mezcla), parcial al nitrógeno:

$$25 + 0,75x(1-f) = x$$

Balance a los inertes en el punto de mezcla:

$$0,15 + 0,14x(1-f) = 0,14x$$

Resolviendo el sistema: $x = 97.57$ y $f = 0.008$

Amoniaco producido con la base de cálculo tomada: $0.5x = 48.78$ moles

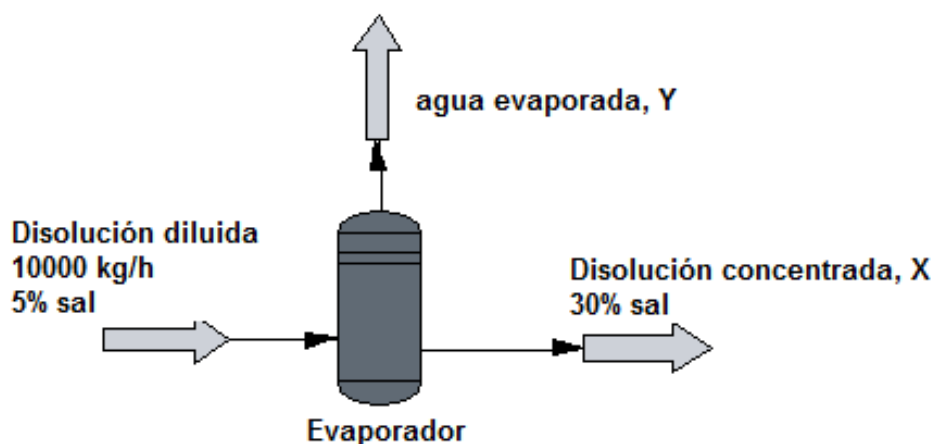
Transformamos en moles los 800 kg de amoniaco que se desean producir: $4,7 \times 10^7$ moles.

$$\text{Factor de escala: } \frac{4,7 \times 10^7}{48,78} = 6,65 \times 10^5 \text{ dia}^{-1}$$

Multiplicando los datos de la tabla por el factor de escala se obtienen los flujos molares reales que circulan por el sistema.

Por ejemplo, $F = 100,15 \text{ mol} \times 9,65 \times 10^5 \text{ día}^{-1} = 9,69 \times 10^7 \text{ mol/día}$

9. Sea el evaporador de la figura, donde se concentran 10000 kg/h de una disolución salina diluida de 5 % en peso hasta una concentración del 30 % en peso. Calcular el caudal másico de agua evaporada.

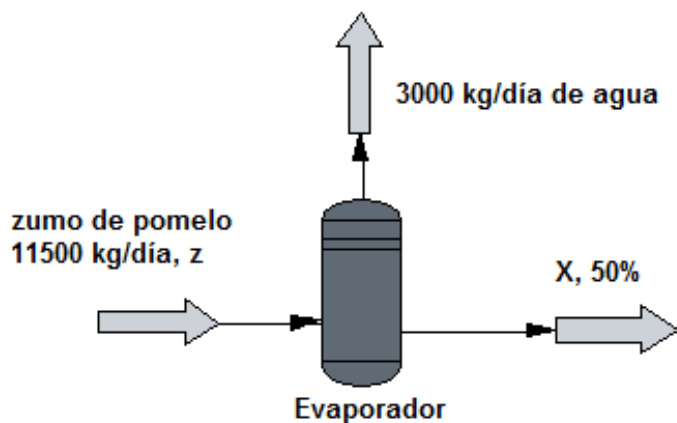


Balance global total: $10000 = x + y$

Balance global parcial (sal): $10000 \cdot 0,05 = x \cdot 0,3 + y \cdot 0$

Resolviendo el sistema se obtiene: $x=1667 \text{ kg/h}$; $y=8333 \text{ kg/h}$.

10. Se ha diseñado un evaporador para una alimentación de 11500 kg/día de zumo de pomelo de forma que evapore 3000 kg/día de agua y se obtenga una disolución concentrada al 50 %. ¿Con qué concentración inicial se deberá alimentar el zumo y qué cantidad de disolución concentrada al 50 % se obtiene?.

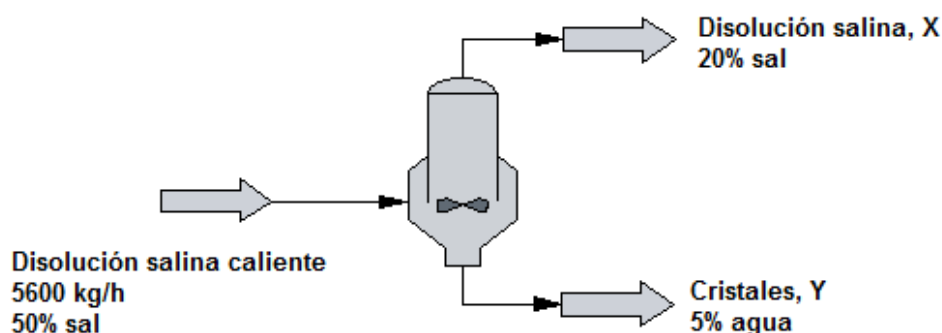


Balance global total: $11500 = 3000 + X$

Balance global parcial (zumo): $11500 \cdot z = 3000 \cdot 0 + X \cdot 0,5$

Resolviendo el sistema: $x=8500$ kg/día; $z=0.3695$.

11. Sea el cristalizador de la figura, al que se alimentan 5600 kg/h de una disolución salina caliente con una concentración de 50 % en peso de sal. Al enfriar cristaliza la sal, separándose una disolución fría saturada con 20 % en peso de sal y cristales húmedos con 5 % en peso de agua. Calcular los caudales máxicos de disolución saturada y de cristales húmedos que salen del cristalizador.

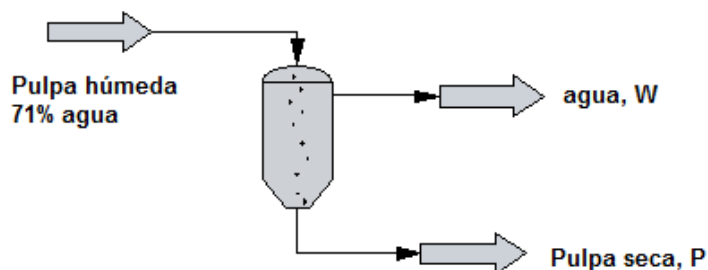


Balance global total: $5600 = X + Y$

Balance global parcial (sal): $5600 \cdot 0,5 = X \cdot 0,2 + Y \cdot 0,95$

Resolviendo el sistema: $X=3360$ kg/h; $Y=2200$ kg/h.

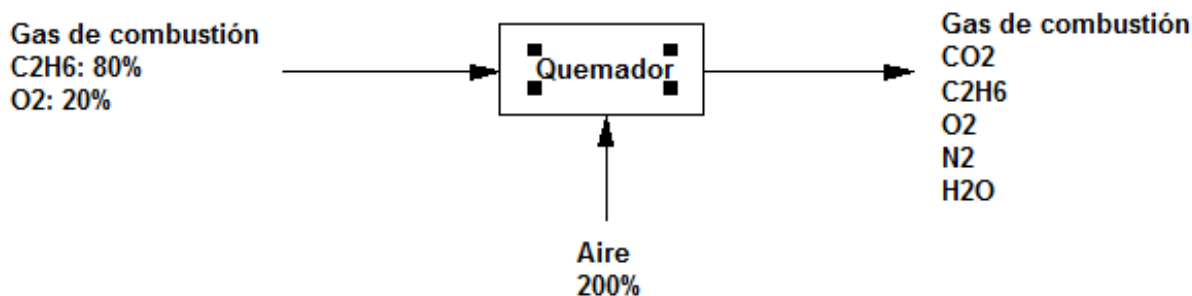
12. Se encontró que una pulpa húmeda de papel contenía 71 % de agua. Después de secarla se encontró que se había eliminado el 60 % del agua original. Calcular:
- La cantidad de pulpa seca.
 - La masa de agua eliminada por kg e pulpa húmeda.



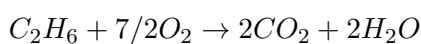
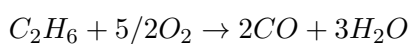
Base de cálculo 1 kg de pulpa. En 1 kg de pulpa húmeda tenemos 0.710 kg de agua, de los cuales se elimina el 60 %, equivalente a $W=0.426$ kg.

Balance global total: $1 = 0,426 + P \rightarrow P = 0,574$ kg de pulpa seca.

13. Inicialmente se mezcla etano con oxígeno para obtener un gas de 80 % de C_2H_6 y 20 % de O_2 que después se quema con un 200 % de exceso de aire. El 80 % del etano pasa a CO_2 , 10 % pasa a CO y 10 % permanece sin quemarse. Calcular la composición del gas de escape (combustión) sobre una base húmeda.



Base de cálculo 100 mol-kg de gas de combustión



Cálculo del oxígeno teórico, oxígeno requerido para la combustión completa: 280 mol-kg

Oxígeno requerido (aire): $280 - 20 = 260$

Oxígeno que entra por el aire (200 % en exceso): 780 mol-kg

Nitrógeno que entra: 2930 mol-kg.

Oxígeno consumido: $224 + 20 = 244$ mol-kg.

Salida:

Dióxido de carbono: 128 mol-kg.

Monóxido de carbono: 16 mol-kg.

Agua: $192 + 24 = 216$ mol-kg.

Oxígeno: $780 + 20 - 244 = 556$ mol-kg

Nitrógeno: 2930 mol-kg.

C_2H_6 : 8 mol-kg

14. Una disolución acuosa de hidróxido de sodio contiene 20 % en masa de NaOH. Se desea producir una disolución al 8 % de NaOH diluyendo un flujo de una disolución al 20 % con un flujo de agua pura.

a) Calcular los cocientes (g de H_2O /g de la disolución de alimentación) y (g de la disolución pro-

ducto/g de la disolución de alimentación).

b) Determinar las velocidades de flujo de la disolución de alimentación y del agua de dilución necesarias para producir $2310 \text{ lb}_m/\text{min}$ de la disolución al 8 %.



Base de cálculo 100 g de disolución

Balance global total: $100 + Q_1 = Q_2$

Balance global parcial (NaOH): $100 \cdot 0,2 = Q_2 \cdot 0,08$

Resolviendo el sistema: $Q_2 = 250 \text{ g de NaOH}$ y $Q_1 = 150 \text{ g de agua}$.

a) $150 \text{ g de agua}/100 \text{ g de alimentación} = 1.5$

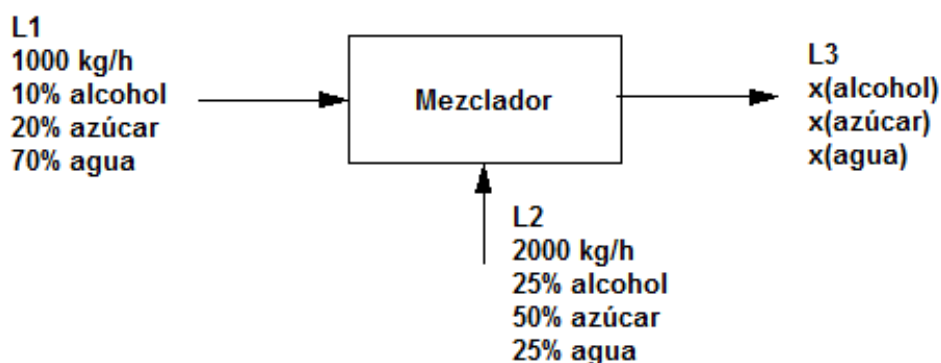
$250 \text{ g de disolución al } 8\%/100 \text{ g de alimentación} = 2.5$

b) Utilizamos un factor de escala: $\frac{2310}{250} = 9,24 \text{ lb/gmin}$

lb/min de alimentación: 924

lb/min de agua: 1386

15. Una corriente de 1000 kg/h que contiene 10 % de alcohol, 20 % de azúcar y el resto de agua, se mezcla con 2000 kg/h de una corriente con 25 % de alcohol, 50 % de azúcar y el resto agua. ¿Cuál será la composición de la mezcla resultante?



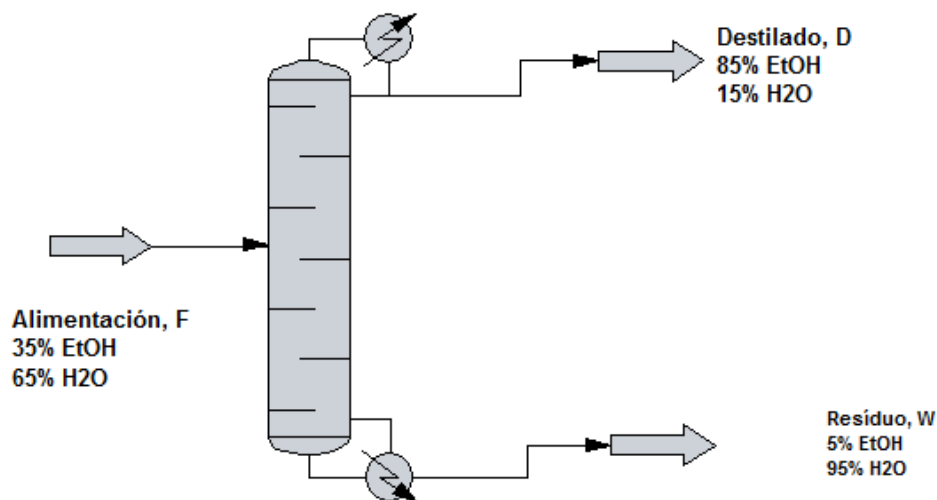
Balance global total: $L_1 + L_2 = L_3 \rightarrow L_3 = 3000 \text{ kg/h}$

Balance global parcial (alcohol): $1000 \cdot 0,1 + 2000 \cdot 0,25 = 3000 \cdot x_{alcohol} \rightarrow x_{alcohol} = 0,2$

Balance global parcial (azúcar): $1000 \cdot 0,2 + 2000 \cdot 0,5 = 3000 \cdot x_{azucar} \rightarrow x_{azucar} = 0,4$

16. En la figura se muestra una columna de destilación típica junto con la información que se conoce de cada una de las corrientes. Calcular.

- kg de destilado por kg de alimentación.
- kg de destilado por kg de residuo.



Base de cálculo: 1 kg de alimentación

Balance global total: $F = D + W$

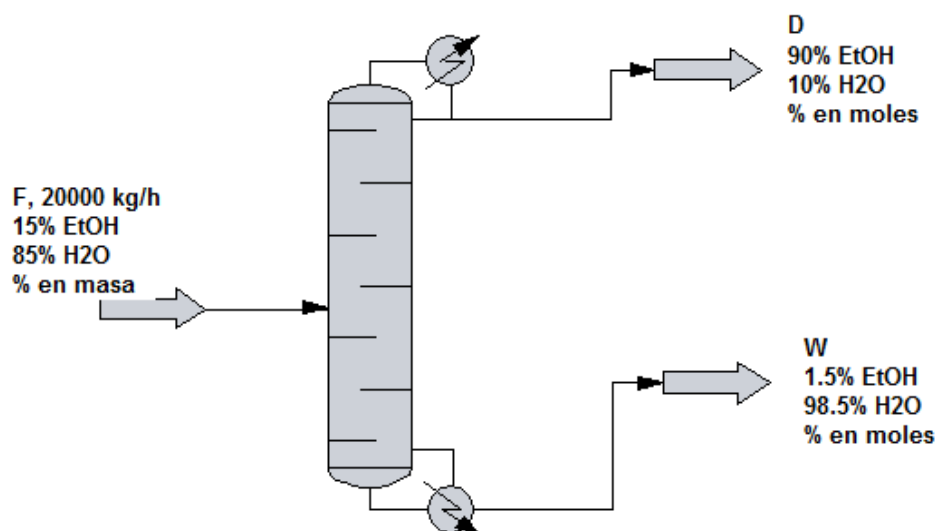
Balance global parcial (EtOH): $0,35 \cdot 1 = 0,85 \cdot D + 0,05 \cdot W$

Resolviendo el sistema: $D=0.375$ kg; $W=0.625$ kg

kg destilado/kg alimentación = 0.375

kg destilado/kg residuo = 0.6

17. Se desea diseñar una columna de rectificación para separar 20000 kg/h de una mezcla que contiene 15 % de etanol y 85 % en peso de agua, con el objeto de obtener un producto destilado con un 90 % en moles de etanol y un residuo con un 1.5 % de etanol en moles. Calcular la cantidad de destilado y de residuo obtenido en kg/h.



En la corriente F tenemos 62.22 mol-kg EtOH/h y 944.4 mol-kg agua/h. Sumando ambas cantidades $F=1009.92$ mol-kg/h.

Balance global total: $1009.62=D+W$

Balance global parcial (EtOH): $62.22=0.9D+0.015W$

Resolviendo el sistema: $D=56.58$ mol-kg/h; $W=952.6$ mol-kg/h

Pasando los mol-kg a kg/h: $D= 2444.2$ kg/h; $W=1754$ kg/h.

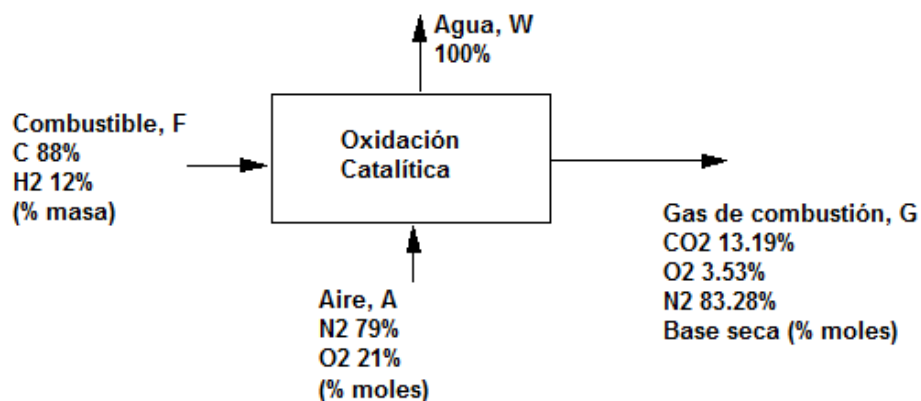
18. Se pueden utilizar trazas de componentes para determinar regímenes de flujo en tuberías, en equipo de proceso y en ríos que de otra forma serían difíciles de medir. Supóngase que el análisis de agua en un arroyo muestra 280 ppm de Na_2SO_4 . Si se adicionan 10 lb de Na_2SO_4 a la corriente de manera uniforme durante 1h y el análisis corriente abajo donde el mezclado es completo indica 3300 ppm de Na_2SO_4 ¿cuántos galones de agua fluyen por hora?

Solución: 384 galones/hora.

19. La ventaja principal de la incineración catalítica de los gases olorosos u otras sustancias desagradables con respecto a la combustión directa es el bajo costo. Los incineradores catalíticos operan a bajas temperaturas (500 a 900°C comparadas con 1100 a 1500°C de los incineradores térmicos) y usan en forma sustancial menos combustible. A causa de las temperaturas de operación más bajas, los materiales de construcción no necesitan ser tan resistentes al calor, reduciendo los costes de instalación y construcción.

En una prueba, un líquido con una composición de 88 % de C y 12 % de H_2 (en peso) se vaporiza y se quema hasta un gas de combustión (gc) de la siguiente composición: $CO_2=13.19$ %;

$O_2=3.53\%$; $N_2=83.28\%$. Para regular el volumen del aparato de combustión, determínese la cantidad en mol-lb de gc seco que se producen por 100 kg de líquido alimentado. ¿Cuál es el porcentaje de aire en exceso empleado?



Base de cálculo 100 kg de alimentación.

En 100 kg de alimentación tenemos 7.33 mol-kilogramos de C y 6 mol-kilogramos de H_2 .

Las reacciones de combustión son: $C + O_2 \rightarrow CO_2$ y $H_2 + 1/2 O_2 \rightarrow H_2O$.

En la combustión se forman 7.33 mol-kilogramos de CO_2 y 6 mol-kilogramos de agua.

$W=6$ mol-kilogramos y $G=55.57$ mol-kilogramos.

Composición de la corriente G: 7.33 mol-kilogramos CO_2 ; 1.96 mol-kilogramos de O_2 ; 46.28 mol-kilogramos de N_2

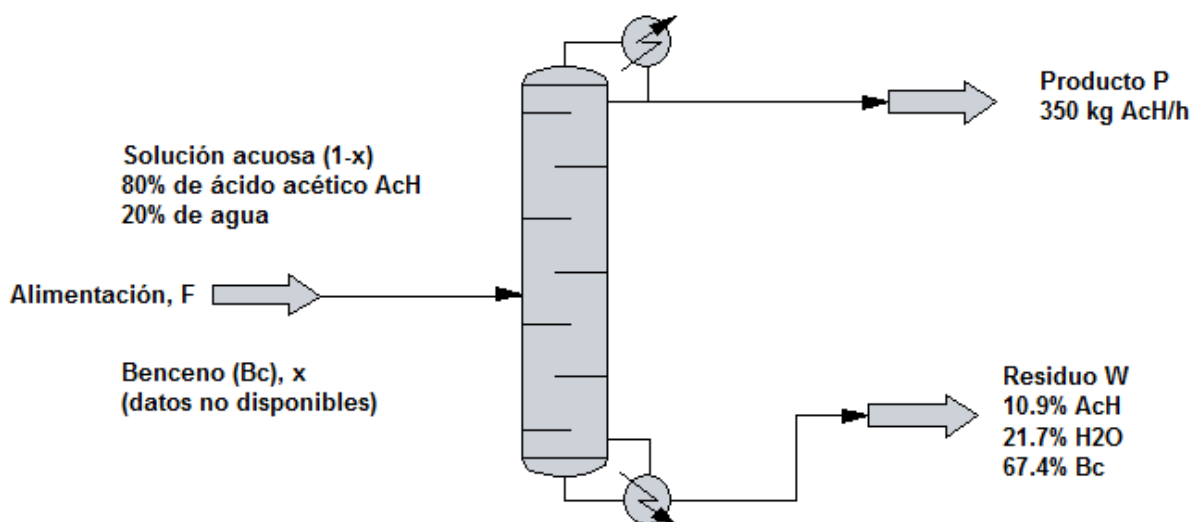
Oxígeno teórico: 7.33 mol-kilogramos gastados en la combustión del carbono y 3 mol-kilogramos en la combustión del hidrógeno.

Total: 10.33 mol-kilogramos.

El nitrógeno que sale en G es el mismo que entra en A: 46.28 mol-kilogramos de N_2 y 12.30 mol-kilogramos de oxígeno.

Porcentaje de oxígeno en exceso: 19.07

20. Se va a usar una torre de destilación continua para separar ácido acético, agua y benceno. En la figura se muestran los datos calculados a partir de una prueba. Los datos correspondientes a la composición del benceno en la alimentación no se tomaron a causa de un desperfecto instrumental. Calcular el flujo de benceno en la alimentación por hora.



Llamamos x a la composición de benceno en F y $1-x$ a la fracción de $\text{AcH}/\text{H}_2\text{O}$.

Balance global total: $F = 350 + W$

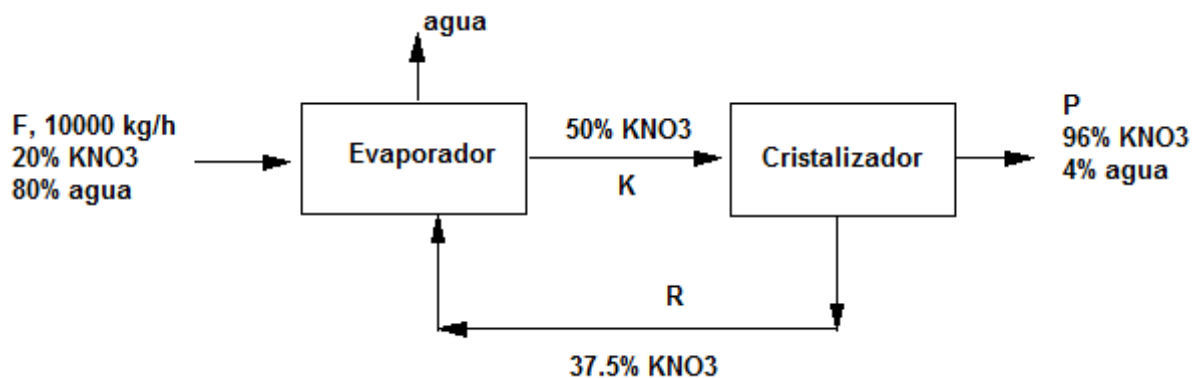
Balance global parcial (AcH): $F \cdot 0,8(1 - x) = 350 \cdot 1 + W \cdot 0,109$

Balance global parcial (Bc): $F \cdot x = W \cdot 0,674$

Sistema de 3 ecuaciones con 3 incógnitas que nos da: $F=511 \text{ kg/h}$; $W=461 \text{ kg/h}$ y $x=0,383$

Flujo de benceno en la alimentación: $F \cdot x = 311 \text{ kg/h}$.

21. En un proceso en el que se produce KNO_3 se alimentan 1000 kg/h de una disolución que contiene un 20 % en peso de KNO_3 . Esta disolución entra en un evaporador en el que se elimina agua para producir una disolución al 50 % de KNO_3 . Esta última se introduce a un cristizador a 38°C y se obtienen cristales con un 96 % en peso de KNO_3 . Las aguas madres salen con 37.5 % de KNO_3 y se recirculan al evaporador. Calcular la cantidad de corriente recirculada y la cantidad de cristales producidos.



Balance global total: $F = W + P$

Balance global parcial (KNO_3): $F \cdot 0,2 = P \cdot 0,96$

Resolviendo el sistema: $P=208.33$ kg/h; $W=791.67$ kg/h

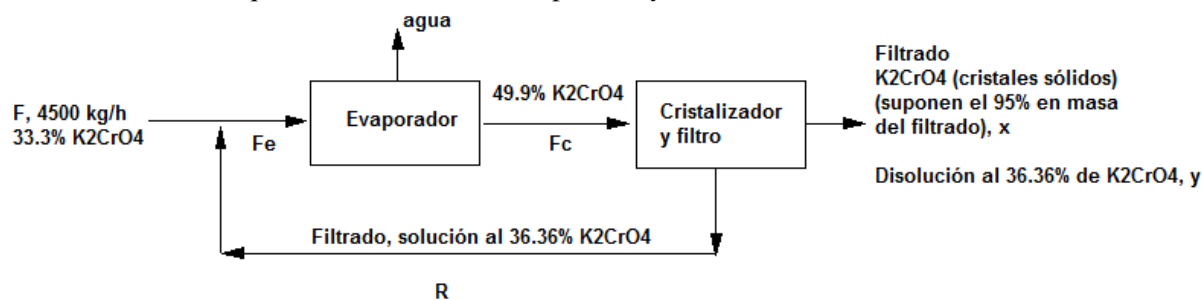
Balance local total (evaporador): $F + R = W + K$

Balance local parcial (evaporador, KNO_3): $F \cdot 0,2 + R \cdot 0,375 = K \cdot 0,5$

Resolviendo el sistema: $R=766.7$ kg/h; $K=975.01$ kg/h.

22. En la figura se muestra el diagrama de flujo de un proceso en régimen estacionario para la recuperación del cromato de potasio cristalino (K_2CrO_4) a partir de una disolución acuosa de esta sal. Se combinan 4500 kg/h de una disolución que contiene 1/3 de K_2CrO_4 en masa, y un flujo de recirculación que contiene 36.36 % de K_2CrO_4 ; el flujo combinado alimenta un evaporador. El flujo concentrado que sale del evaporador contiene 49.4 % de K_2CrO_4 ; este flujo alimenta un cristalizador, en donde se enfría (produciendo la precipitación de cristales de K_2CrO_4 a partir de la disolución) y después se filtra. El filtrado consiste en cristales de K_2CrO_4 y una disolución que contiene 36.36 % en masa de K_2CrO_4 ; los cristales representan el 95 % de la masa total del filtrado. La disolución se pasa a través de un filtro, que contiene también 36.36 % de K_2CrO_4 , es el flujo de recirculación.

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



Relación entre disolución de filtrado y cristales $x/y=95/5$, que también podemos escribir como:

$$x = \frac{95}{5}y.$$

Balance global total: $F = W + x + y$

Balance global parcial (K_2CrO_4): $F \cdot 0,33 = W \cdot 0 + x \cdot 1 + y \cdot 0,3636$

Sistema de ecuaciones que nos da: $y=77.5$ kg/h; $x=1472.5$ kg/h; $W=2950$ kg/h

Balance local total (cristalizador): $F_c = R + x + y$

Balance local parcial (cristalizador, agua): $F_c \cdot 0,506 = y \cdot 0,6364 + R \cdot 0,6364$

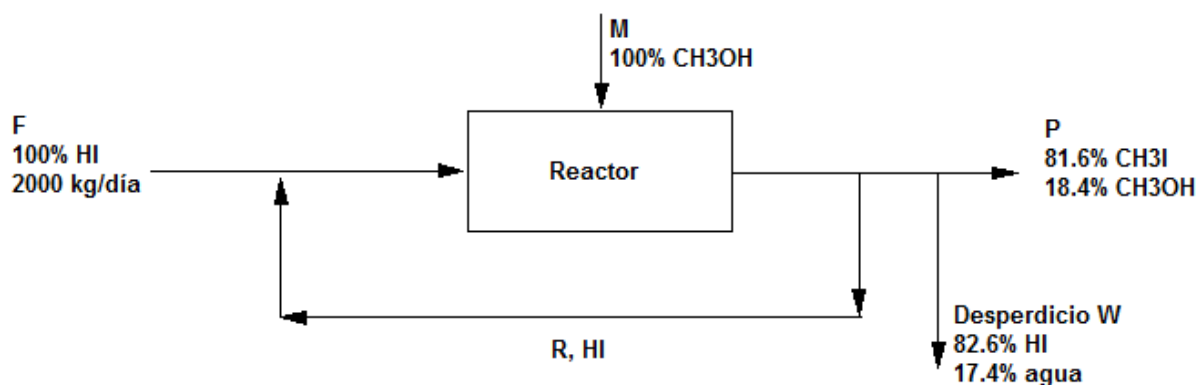
Resolviendo el sistema: $F_c = 7186.3 \text{ kg/h}$; $R = 5636.3 \text{ kg/h}$.

$R/F = 1.25$.

23. En un proceso propuesto para la preparación del yoduro de metilo, se agregan 2000 kg/día de ácido yodhídrico a un exceso de metanol: $HI + CH_3OH \rightarrow CH_3I + H_2O$

Si el producto contiene 81.6 % en peso de CH_3I junto con el metanol sin reaccionar, y el desperdicio contiene 82.6 % en peso de ácido yodhídrico y 17.4 % de agua, calcular, suponiendo que la reacción se completa en un 40 % en el recipiente de reacción:

- El peso de metanol agregado por día.
- La cantidad de HI recirculado.



Balance global total: $F + M = P + W$

Balance global parcial (hidrógeno):

$$2000 \cdot \frac{1}{128} + M \cdot \frac{4}{32} = W(0,826) \cdot \frac{1}{128} + W(0,174) \cdot \frac{2}{18} + P(0,816) \cdot \frac{3}{142} + P(0,184) \cdot \frac{4}{32}$$

$$\text{Balance global parcial (yodo): } 2000 \cdot \frac{1}{128} = W(0,826) \cdot \frac{1}{128} + P(0,816) \cdot \frac{1}{142}$$

$$\text{Balance global parcial (oxígeno): } M \cdot \frac{1}{32} = P(0,184) \cdot \frac{1}{32} + W(0,174) \cdot \frac{1}{18}$$

$$\text{Balance global parcial (carbono): } M \cdot \frac{1}{32} = P(0,816) \cdot \frac{1}{32} + P(0,184) \cdot \frac{1}{142}$$

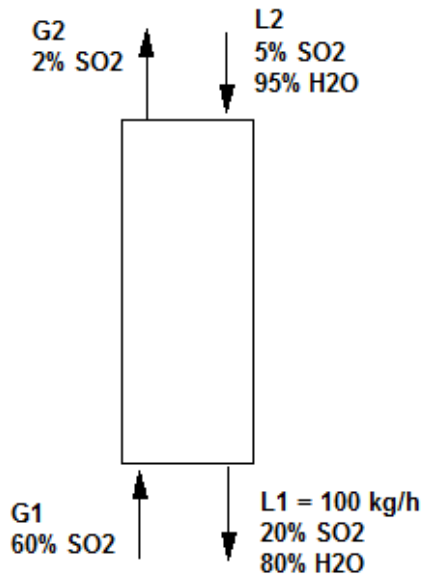
Resolviendo el sistema formado por las tres últimas ecuaciones se obtiene: $P = 1630 \text{ kg/día}$; $M = 599.84 \text{ kg/día}$ y $W = 969.88 \text{ kg/día}$.

Haciendo un balance local parcial al HI en el punto de salida de la corriente R, se obtiene:

$$(2000 + R) \cdot 0,6 = 0,826 \cdot W + R. \quad R = 997 \text{ kg/h.}$$

24. Una columna de absorción de SO_2 se diseña para producir una solución acuosa de SO_2 . Si el agua de entrada contiene 5 % de SO_2 y el agua de salida 20 % de SO_2 , ¿qué cantidad de solución al 5 %

se necesita para obtener 100 kg/h de solución de SO_2 al 20 %? ¿qué cantidad de gases se deben tratar si los gases entrantes contienen 60 % en peso de SO_2 y los salientes 2 %



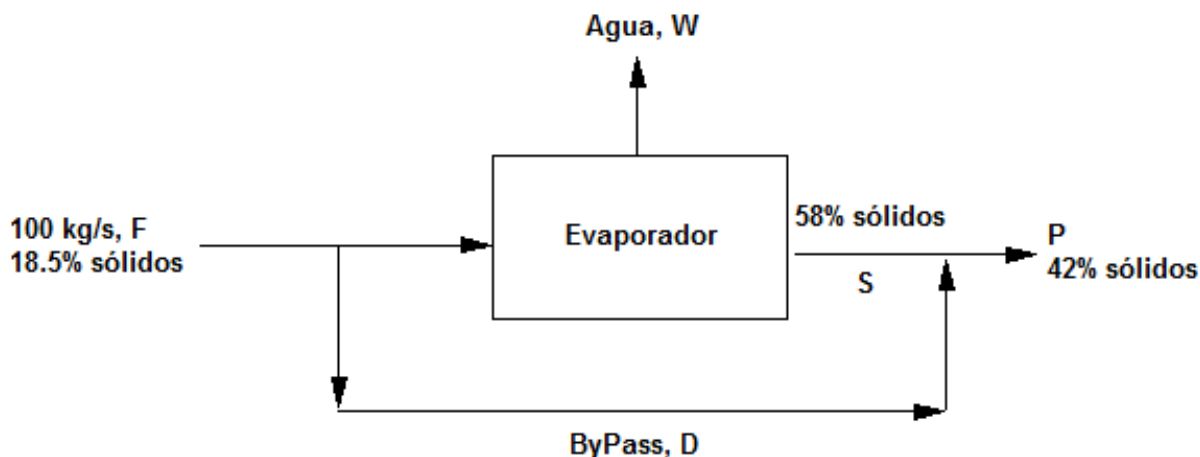
Balance global total: $L_2 + G_1 = L_1 + G_2$

Balance global parcial (agua): $0,95L_2 = 0,8L_1 \rightarrow L_2 = 84,2 \text{ kg/h}$

Balance global parcial (SO_2): $0,6G_1 + 0,05L_2 = 0,2L_1 + 0,02G_2$

Del balance global total y del parcial al SO_2 obtenemos: $G_1 = 26,7 \text{ kg/h}$ y $G_2 = 10,9 \text{ kg/h}$

25. Para concentrar zumo de naranja se parte de un extracto que contiene 12.5 % de sólidos. El zumo pasa a los evaporadores que trabajan al vacío y parte se deriva, para luego diluir el zumo concentrado que sale del evaporador con 58 % de sólidos hasta la concentración final del 42 % de sólidos. La finalidad es mejorar el sabor del zumo, ya que durante la evaporación pierde ciertos saborizantes volátiles. Calcular el peso de agua evaporada por cada 100 kg/s de zumo diluido que entra al proceso. Calcular también la cantidad derivada de zumo.



Balance global total: $F = W + P$

Balance global parcial (sólidos) $0,125F = 0,42P$

Resolviendo el sistema: $P=29.76 \text{ kg/s}$; $W=70.24 \text{ kg/s}$

Balance local total (punto de mezcla): $S + D = P$

Balance local parcial (punto de mezcla, sólido): $0,58S + 0,125D = 0,42P$

Resolviendo el sistema: $S=19.29 \text{ kg/s}$; $P=10.47 \text{ kg/s}$

http://youtu.be/n6J_Tm93EVI

26. Para secar un sólido, se le pone en contacto con aire caliente en contracorriente en un secadero industrial. El aire caliente se obtiene a partir de aire ambiental tras precalentarlo en un quemador en el que se introduce gas natural como combustible. El gas natural que se utiliza contiene un 95 % de CH_4 y un 5 % de N_2 (en volumen). El gas de chimenea que sale del quemador se ha sometido a análisis Orsat, el cual ha arrojado el siguiente resultado: 9.1 % de CO_2 ; 0.2 % de CO ; 4.6 % de O_2 y 86.1 % de N_2 , porcentajes expresados en % en volumen. Teniendo en cuenta estos datos:
- Hacer un diagrama de bloques que represente el proceso descrito anteriormente.
 - La cantidad de combustible que se introduce en el quemador por cada 100 moles de gas de chimenea.
 - El porcentaje en exceso de aire empleado para la combustión.
 - El volumen de vapor de agua que se produce en la combustión por cada 100 moles de gas de chimenea, sabiendo que sale a 932°F y 29.39 psi.
- RESPUESTA, b) 9.79 mol-g gas natural; c) 22.34 % ; d) 589.61 l/100 mol-g gas chimenea.
27. Para obtener una disolución de sosa cáustica al 4 % en peso, se disuelven lentejas de sosa cáustica con agua. El proceso de disolución se lleva a cabo introduciendo una parte del agua utilizada co-

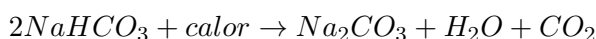
mo materia prima en un recipiente que contiene las lentejas de sosa cáustica. A la salida de dicho recipiente se tiene una disolución con un 17 % en peso, de sosa. La otra parte del agua se deriva, uniéndose posteriormente en proporción tal que dé la disolución al 4 % que se pretende.

a) ¿Qué porcentaje de agua debe derivarse si se quieren producir 2t/h de la disolución al 4 %.

b) ¿Qué cantidad de agua debe introducirse por cada corriente?.

Respuesta: a) 79.68 %; b) alimentación fresca: 1.92 t/h; alimentación al proceso: 0.39 t/h; derivación: 1.53 t/h.

28. Para la fabricación del vidrio o de detergentes se utilizan cantidades importantes de carbonato sódico. En torrelavega, Solvay produce 2500 t/día de carbonato sódico utilizando el método denominado al amoníaco o proceso Solvay, que consiste en hacer reaccionar en medio acuoso, cloruro sódico con bicarbonato amónico obteniendo bicarbonato sólido tras una operación final de filtración. Calcinando el bicarbonato sódico ($NaHCO_3$) así obtenido, se produce su descomposición obteniéndose el carbonato sódico deseado, además de agua y dióxido de carbono, de acuerdo con la reacción:



Dependiendo de la eficacia de la operación de filtración, el $NaHCO_3$ producido puede presentar oscilaciones en su contenido de humedad. Dado que el funcionamiento del proceso de calcinación se ve perjudicado por estas oscilaciones, el $NaHCO_3$ que sale de la operación de filtración se mezcla con una parte del Na_2CO_3 seco producido, el cual se recircula a la cabecera del proceso de calcinación, de modo que la mezcla a introducir en el proceso de calcinación no contenga más de un 3 %, en peso, de humedad. En un día en el que el bicarbonato sódico sale de la operación de filtración con un 4 %, en peso, de humedad, calcular:

a) El flujo másico de $NaHCO_3$ que sale de la operación de filtración.

b) El flujo másico de Na_2CO_3 que se debe recircular.

c) El flujo másico de agua que se obtiene.

d) El caudal de CO_2 producido, sabiendo que sale a 50°C y presión atmosférica.

Respuesta: a) 4127.36 t/día; b) 1375.79 t/día; c) 589.62 t/día; d) 624979.47 m^3 /día

29. El acrilonitrilo se produce industrialmente por reacción del acetileno y del ácido cianhídrico en fase gas, según la reacción: $C_2H_2 + HCN \rightarrow CH_2 = CHCN$

El acetileno y el ácido cianhídrico, ambos con una pureza del 95 %, entran en el sistema en proporción 10:1 reaccionando en el reactor el 80 % de ácido cianhídrico dando exclusivamente acri-

lonitrilo.

Se condensa todo el acrilonitrilo del producto de reacción, recirculándose al reactor los gases no reaccionados. Debido a que las materias primas contienen inerte gaseoso, existe una purga para que la concentración de inerte en la recirculación no supere el 6 %.

Calcular los caudales y composiciones de las corrientes.

30. En un ensayo de lixiviación con 10 kg de mineral, con un contenido en material soluble del 20 % y 10 litros de disolvente, se observa que transcurridos 63 minutos se ha disuelto la cuarta parte y que los 134 minutos se ha disuelto la mitad de dicho material.

Calcular la concentración de saturación del componente soluble en el disolvente a la temperatura del ensayo.

Respuesta: 0.5 kg/l

31. El análisis de un carbón da los siguientes resultados:

C = 72 %, H = 8 %, S = 3.2 %, N = 1.4 %, H_2O = 9.6 %, cenizas 5.8 %.

Se realiza la combustión de dicho carbón en un horno con un 10 % de aire en exceso, condiciones en las que 2/3 del carbono dan CO_2 y 1/3 da CO. El aire entra seco al horno a una temperatura de 20°C y la mezcla de gases sale a 400°C. Calcular:

- a) Volumen de aire en las condiciones iniciales que se introduce por kg de carbón.
- b) Volumen de gases de combustión obtenidos por kg de carbón.
- c) Composición de los gases de combustión en base seca y en base húmeda.
- d) kg de H_2SO_4 que podrían obtenerse a partir de 1 kg de carbón.

32. En un reactor catalítico con una conversión por etapa del 70 %, se lleva a cabo la reacción $CH_3OH \rightarrow HCHO + H_2$. El metanol que no ha reaccionado se separa del hidrógeno y del formaldehído en un separador adecuado y se recircula al reactor. La producción de formaldehído es de 600 kg/h. Determinar:

- a) El flujo molar de metanol que se alimenta al proceso y el que se alimenta al reactor.
- b) El flujo de hidrógeno producido en m^3/h (c.n.).
- c) La conversión global del metanol.

33. En un reactor se obtiene acetato de isopropilo a partir de alcohol isopropílico y ácido acético, que se alimentan en proporciones estequiométricas, según, $(CH_3)_2CHOH + CH_3COOH \rightarrow (CH_3)_2CHCOOCH_3 + H_2O$. La conversión por paso es del 60 % por lo que el reactor va se-

guido de un separador en el que se recupera el 80 % de los reaccionantes no convertidos, que se recirculan al reactor. Representar el diagrama de flujo del proceso y calcular:

- a) Los kg de ácido y alcohol necesarios para obtener 1 t de éster.
- b) La pureza del producto obtenido.

34. El compuesto C se sintetiza de acuerdo con la siguiente reacción, $A + B \rightarrow C$. El flujo molar de alimentación fresca al proceso (10 kmol/h) contiene 48 % de A, 48 % de B y 4 % de C, en moles. La conversión por paso en el proceso es del 40 % y los reaccionantes que no han reaccionado se separan y se recirculan a la corriente de cabecera del proceso, justo con un 10 % de C producido, que no se logra separar. Suponiendo que el proceso se encuentra en estado estacionario. Calcular:

- a) El flujo molar de alimentación al reactor.
- b) El flujo molar de recirculación.
- c) El flujo molar de C en las distintas corrientes de proceso.

Respuesta: a) 24.98 kmol/h; b) 14.98 kmol/h; c) 0.98 kmol/h a la entrada del reactor, 5.8 kmol/h a la salida del reactor; 5.2 kmol/h en la corriente de producto; 0.6 kmol/h en recirculación.

35. Una industria española dedicada al recubrimiento electrolítico de cilindros metálicos utilizando Cr^{6+} , genera un efluente acuoso que contiene un 4.3 %, en peso, de Cr^{6+} . Con objeto de recuperar la máxima cantidad del costoso metal, reducir la contaminación que produce y reducir el importe del canon de vertido que tiene que pagar, la industria decide tratar mediante intercambio iónico el efluente acuoso que produce. La unidad de intercambio iónico permite tratar un máximo de 5000 kg/h de efluentes, así como recuperar el 97 % del Cr^{6+} que se alimenta a la misma. La corriente con el Cr^{6+} recuperado se recircula al proceso de cromado y la corriente de agua residual con el Cr^{6+} que no se puede recuperar se envía directamente a una balsa de aireación que se ha excavado en los alrededores de la industria. En las épocas de mayor demanda, la industria genera picos de efluentes que alcanzan los 7000 kg/h, superando la capacidad máxima de tratamiento de la unidad de intercambio iónico que tiene instalada. Ante la imposibilidad de tratar tal cantidad de efluentes, la industria deriva una parte de sus efluentes hacia el final del proceso, mezclándola con la corriente de agua residual que sale de la unidad de intercambio iónico y mandando la corriente conjunta a la balsa de aireación. Cuando se da esa situación:

- a) ¿Cuál será el flujo másico de la corriente de aguas residuales que se manda a la balsa de aireación?
- b) ¿Cuál será la concentración de Cr^{6+} , expresada en %, en peso, de la corriente que sale

de la unidad de intercambio iónico?

c) Si la legislación ambiental no permite que se emitan aguas residuales con más de un 0.5 %, en peso, de Cr^{6+} , ¿será multada la empresa?. ¿Por qué?

Respuesta, a) 6791.45 kg/h; b) 0.135 %, en peso; c) Sí, porque la concentración de Cr^{6+} en el agua residual que se envía a la balsa es de un 1.36 %, en peso.

36. El metanol puede producirse mediante la siguiente reacción: $CO_2 + 3H_2 \rightarrow CH_3OH + H_2O$.

La alimentación fresca del proceso contiene hidrógeno y dióxido de carbono en proporciones estequiométricas y 0.5 % en mol de componentes inertes (I). El flujo de salida del reactor pasa a un condensador, que extrae esencialmente todo el metanol y el agua formados, pero no así los reactivos ni los componentes inertes. Estas sustancias se hacen recircular al reactor. Para evitar que se acumulen las sustancias inertes en el sistema, se extrae un flujo de purgado de la recirculación. La alimentación al reactor contiene 2 % de sustancias inertes, y la conversión en una sola etapa es del 60 %. Calcular las velocidades de flujo molar de la alimentación fresca, de la alimentación total del reactor y del flujo de purgado para una velocidad de producción de metanol de 1000 mol/h.

Respuesta, 4449 mol/h de alimentación fresca; 449 mol/h de purga; 6803 mol/h de alimentación al reactor.

37. El compuesto (C) se sintetiza a presión elevada de acuerdo con la reacción: $A + B \rightarrow C + D$.

La alimentación fresca al proceso contiene un 0.5 % de inertes (I). La conversión por paso en el proceso es del 60 % y los reaccionantes que no han reaccionado se recirculan a la cabecera del proceso con la restricción de que la concentración de inertes que entran en el reactor no puede superar el 2 %, en volumen. Suponiendo que el proceso se encuentra en estado estacionario y que todas las corrientes se comportan como gases ideales. Calcular:

a) Los moles que se recirculan por cada mol de alimentación que entra al reactor.

b) Los moles que se deben purgar por cada mol de alimentación fresca.

Respuesta: a) 0.35 moles recirculados/mol de alimentación al reactor; b) 0.1 moles purgados/mol de alimentación fresca.

38. La separación de una mezcla de benceno, tolueno y xileno se lleva a cabo en dos columnas de destilación. A la primera columna se le alimentan 100 kmol/h de una mezcla del 40 % en mol de benceno y el resto de tolueno y xileno. En la primera columna se obtienen 40 kmol/h de destilado con una composición del 95 % en mol de benceno, y el resto de tolueno y xileno, los cuales están

en relación 10 a 1. El residuo de la primera columna alimenta a la segunda. De esta columna sale un destilado que contiene 5 % en mol de benceno y el resto de tolueno y xileno, los cuales están también en relación de 10 a 1. Por el fondo de la columna se obtiene xileno con 100 % de pureza. Determinar los flujos totales y parciales de las diferentes corrientes.

Respuesta:

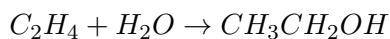
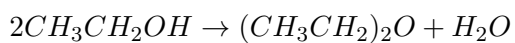
39. Los frijoles de soja se procesan en tres etapas. En la primera entran 10000 kg de frijoles con 35 % en peso de proteína, 27.1 % de carbohidratos, 9.4 % de fibra y cenizas, 10.5 % de agua y 18 % de aceite, se muelen y se prensan para eliminar parte del aceite, saliendo la torta con un 6 % en peso de aceite. En la segunda etapa, los frijoles prensados se extraen con hexano para producir un frijol con 0.5 % en peso de aceite. En la última etapa, los frijoles se secan para dar un producto con un 8 % de agua en peso. Calcular:
- a) Los kg de frijoles prensados obtenidos en la primera etapa.
 - b) Los kg de frijoles salientes en la segunda etapa.
 - c) Los kg de frijoles secos de la tercera etapa y el porcentaje de proteínas que contienen.
40. Se importa una gas natural procedente de Argelia que contiene un 83 % de CH_4 y un 17 % de C_2H_6 (en volumen). Con objeto de producir energía, se decide quemarlo con aire, obteniéndose un gas de combustión cuyo análisis orsat es el siguiente: 6.76 % de CO_2 ; 2.77 % de CO; 5.63 % de O_2 y 84.84 % de N_2 . Teniendo en cuenta estos datos, calcular:
- A) El volumen de gas seco producido por mol de gas natural alimentado, sabiendo que los gases de chimenea salen a 800°C y 1 atm.
 - B) El porcentaje en exceso de aire empleado para la combustión.
 - C) El porcentaje de carbono contenido en el gas natural que se oxida completamente.
 - D) La cantidad de vapor de agua que se produce en la combustión por mol de gas natural alimentado.
41. En una planta química se obtiene etanol por hidrogenación directa de etileno sobre un catalizador de ácido fosfórico a 573 K. En tales condiciones, alimentando al reactor 0.6 mol de agua/mol de etileno, el 4.5 % de éste se convierte en etanol. Además, un 5 % del alcohol formado se deshidrata sobre el mismo catalizador para dar éter dietílico. El etileno inicial puede ir acompañado por metano y etano, que no reaccionan y actúan como inertes, por lo que su proporción en los gases que se alimentan al reactor no debe superar el 10 % en volumen. A la salida del reactor los gases

se llevan a un separador en el que se obtiene una fracción líquida, con el etanol, el éter y el agua no reaccionada, y un gas, con el etileno no reaccionado, el metano y el etano. Parte del gas se purga y el resto se recircula al reactor.

En una planta de este tipo que producen 150t/día de etanol a partir de una mezcla de alimentación fresca que contiene 97.5 % de etileno, 0.5 % de metano y 2 % de etano (en volumen).

- Dibujar el diagrama de flujo.
- Calcular la fracción de purga.
- Calcular el caudal molar de la corriente de salida del reactor.

Reacciones:



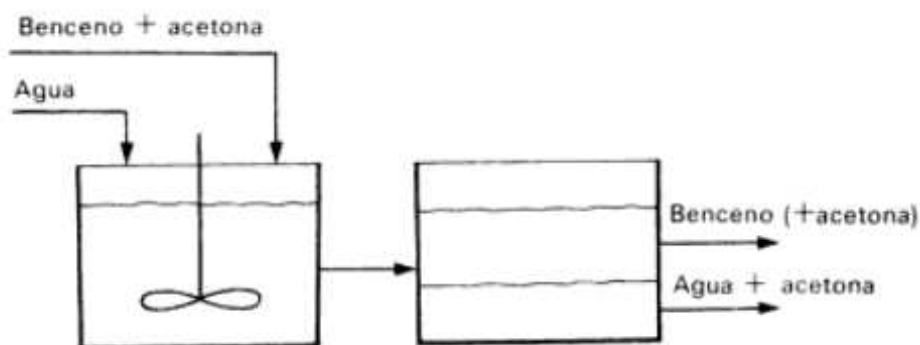
OPERACIONES UNITARIAS

Los procesos químicos, en general, y cada operación unitaria en particular, tienen como objetivo modificar las condiciones de una determinada cantidad de materia en forma más útil para nuestros fines. Este cambio puede hacerse por tres caminos: modificando su masa o composición, modificando el nivel o calidad de la energía que posee y modificando su condición de movimiento. Estos son los tres cambios posibles y a cada uno le corresponde una ley de conservación: conservación de la materia, conservación de la energía y conservación de la cantidad de movimiento.

El conjunto de operaciones unitarias se clasifica según la propiedad que se transfiera en la operación y sea más relevante en la misma.

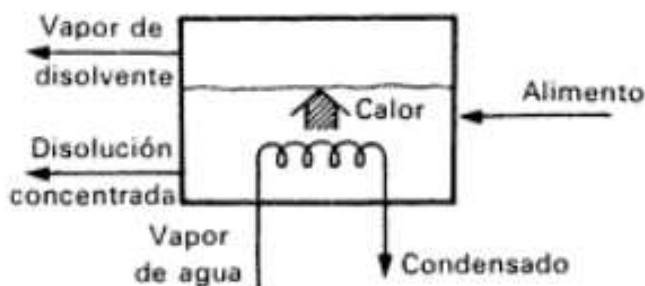
4.1. Sistema compuesto por un tanque decantador y un extractor

Supongamos un tanque al que llegan dos corrientes líquidas, una contiene agua y la otra benceno con acetona. La acetona es soluble en agua y como la concentración de acetona en la corriente acuosa de agua es cero no está en equilibrio con la concentración de acetona en la fase bencénica. La acetona se transfiere desde la fase bencénica a la fase acuosa. Las dos fases salen del decantador en equilibrio o próximas a él, con una cierta fracción molar de acetona en ambas fases. Esta operación unitaria llamada extracción líquido-líquido es un ejemplo de operación de transferencia de materia.



4.2. Sistema evaporador

En este sistema se introduce una alimentación y se calienta vaporizándose el disolvente volátil que contiene mediante la acción del vapor calefactor del serpentín, el cual condensa y cede su energía al líquido del tanque. El vapor calefactor debe condensar a una temperatura superior a la del punto de ebullición de la disolución. La causa de la evaporación es la diferencia de temperatura entre ambas corrientes. Así pues, la operación unitaria de evaporación es una operación de transmisión de calor.



4.3. Sedimentador

Se emplea para separar partículas sólidas de un líquido, este dispositivo consiste en un recipiente de anchura considerable que se alimenta por su fondo. La diferencia de densidades entre las partículas sólidas y el líquido hace que las partículas sólidas sedimenten depositándose en el fondo de donde son eliminadas de forma continua en forma de lodos. En este proceso las partículas sólidas ceden parte de su cantidad de movimiento a las moléculas del líquido. Las moléculas de líquido aceleradas por contacto con el sólido transmiten su movimiento a capas de líquido más alejadas. La operación de sedimentación

está pues controlada por el transporte de cantidad de movimiento.

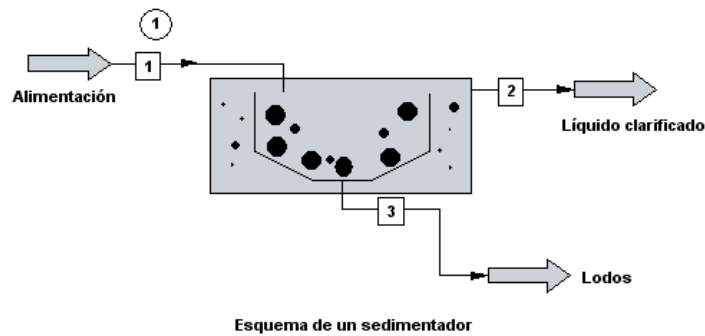
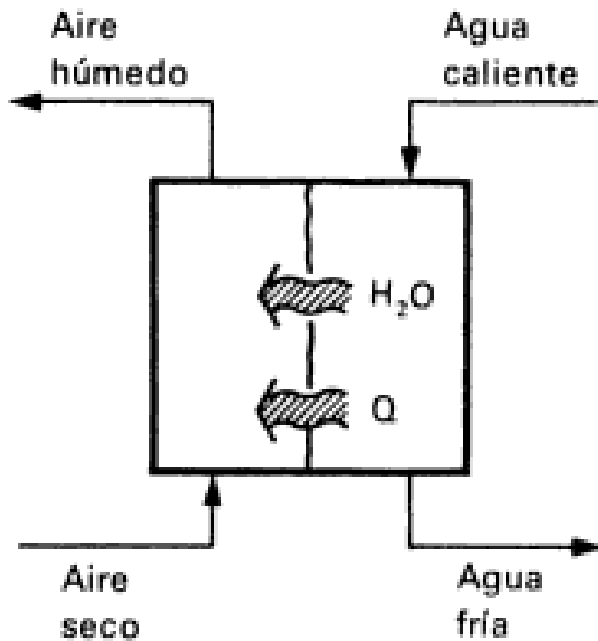


Figura 4.1: *Esquema de un sedimentador.*

4.4. Humidificación

Hay operaciones en las que se transfieren simultáneamente materia y energía, estando controladas estas operaciones por dos gradientes simultáneamente. Si se pone aire seco frío en contacto con agua caliente se transfiere vapor de agua desde el líquido hasta el aire, debido a que la presión parcial del agua en el aire es menor a la que le correspondería en la saturación. Esta evaporación de H_2O se hace a costa de la propia energía del agua, con lo cual ésta se enfría. El caudal de agua y la energía transmitida dependen tanto del gradiente de humedad como del de temperatura. Así pues la humidificación es una operación de transmisión simultánea de materia y energía.



4.5. Concepto de fuerza impulsora

Es común a todas las operaciones el concepto de fuerza impulsora, según cual sea la propiedad transferida será la fuerza impulsora, así, en la transferencia de materia la fuerza impulsora es una diferencia de concentraciones, en la transmisión de energía la fuerza impulsora es una diferencia de temperatura y en el transporte de cantidad de movimiento la fuerza impulsora es una diferencia de velocidad entre dos zonas del fluido.

OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MATERIA

5.1. Operación de destilación

La destilación es una operación unitaria que consiste en separar dos o más componentes de una mezcla líquida, aprovechando las diferencias en sus presiones de vapor.

La mezcla líquida desprenderá vapores más ricos en componentes volátiles. Cuando la mezcla a destilar contiene sólo dos componentes se habla de destilación binaria, y si contiene más, recibe el nombre de destilación multicomponente. La destilación puede llevarse a cabo de muchos modos, distinguiéndose dos tipos básicos de operación: destilación sin reflujo o simple y destilación con reflujo, comunmente llamada rectificación.

5.1.1. Destilación simple

Es la operación de hervir el líquido de un recipiente (la caldera) condensándose los vapores que constituirán el destilado, quedando en la caldera el residuo. Esta operación puede llevarse a cabo de forma continua, alimentando la caldera y extrayendo el residuo continuamente, o de forma discontinua con lo que las composiciones de vapor y líquido van cambiando con el tiempo.

5.1.2. Destilación súbita o flash

Es una forma de destilación simple en la que se calienta el alimento a temperatura elevada pero manteniendo una presión elevada, de manera que no hierva el líquido. A continuación, se expansiona el

líquido recalentado en una columna hasta una presión menor, con la que vaporizarán los componentes más volátiles. Abandonará la columna una fase vapor rica en volátiles y una fase líquida rica en no volátiles. Ambas fases estarán en equilibrio en la condiciones de presión y temperatura de la columna.

5.1.3. Destilación con reflujo o rectificación

Es uno de los tipos más importantes de destilación, el vapor que abandona la cabeza de la columna se condensa y una fracción del líquido condensado se devuelve a la columna -fracción que constituye el reflujo- el resto se retira como producto destilado. En el interior de la columna se pone en contacto el vapor ascendente con el líquido descendente. En un nivel dado de la columna, estas dos corrientes no están en equilibrio entre sí, por lo que hay una transferencia de materia, pasan los componentes más volátiles del líquido al vapor y los componentes menos volátiles del vapor al líquido. Esta transferencia provoca que el vapor se enriquezca en los componentes más volátiles a medida que asciende por la columna.

5.1.4. Columnas de destilación

Los distintos tipos de destilación se llevan a cabo en las columnas de destilación, que son recipientes cilíndricos verticales con una entrada de alimentación por un punto dado de la columna y con una salida por la parte superior o cabeza para extraer los vapores a condensar. Estos vapores pueden volver en parte a la columna, como reflujo, a través de otra entrada por la cabeza.

Se dispone también de una salida inferior en la base de la columna o cola para retirar residuos de la destilación. Para asegurar un adecuado contacto entre el vapor y el líquido se han diseñado varios dispositivos de laboratorio o industriales basados en dos criterios:

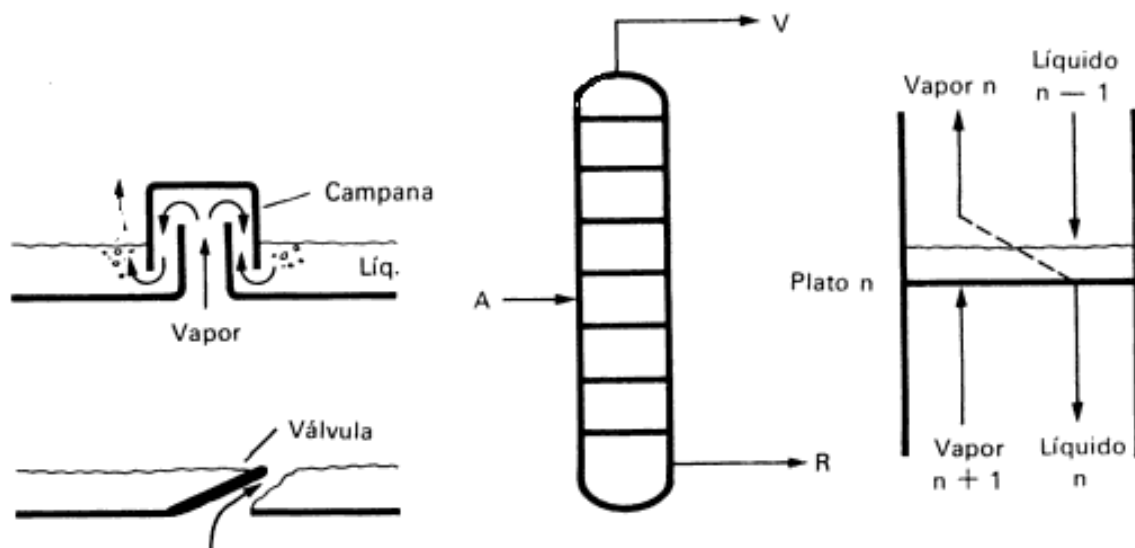
- Columnas de contacto continuo entre vapor y líquido o columnas de relleno.
- Columnas de contacto por etapas o columnas de platos.

5.1.5. Columnas de platos

Los platos son superficies planas que dividen la columna en una serie de etapas. Tienen por objeto retener una cierta cantidad de líquido en su superficie a través de la cual se hace burbujear el vapor que asciende de la caldera consiguiéndose así un buen contacto entre el vapor y el líquido.

El líquido del plato cae al plato inferior por un rebosadero situado en un extremo del plato. Según la forma

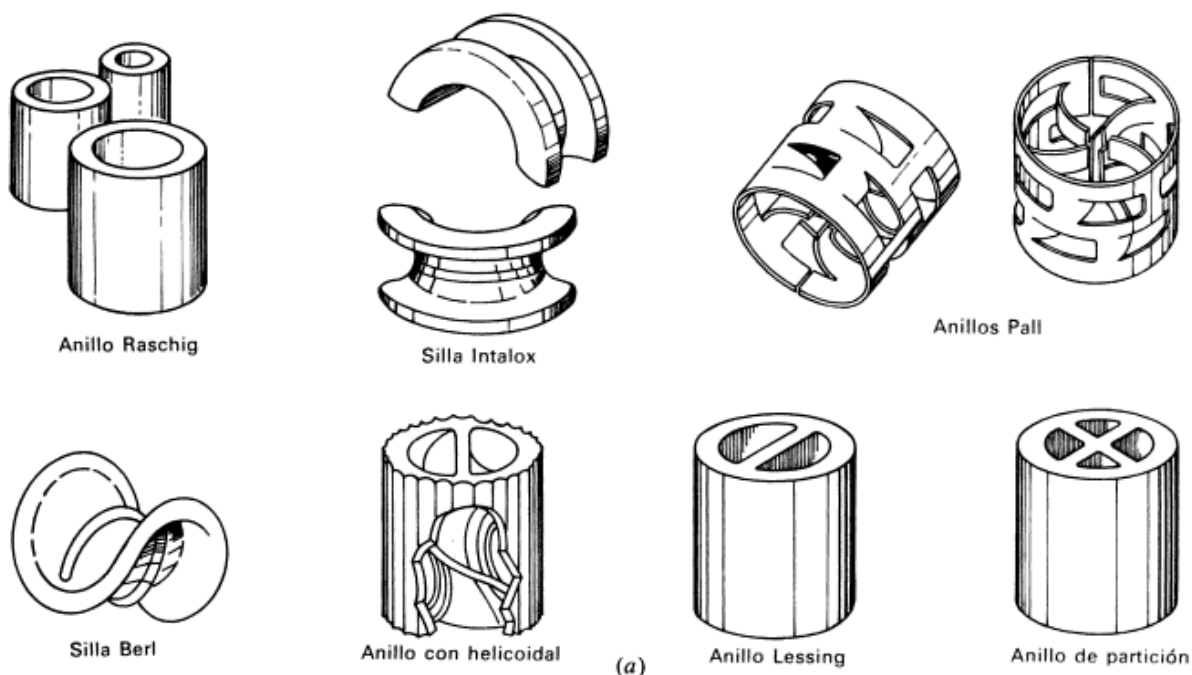
del dispositivo que permite el paso del vapor a través del líquido, se distingue entre platos perforados (con simples agujeros), platos de campanas y platos de válvulas. En los platos normalmente no se llega a alcanzar el equilibrio entre el líquido y el vapor que abandona el plato, es decir, la eficacia del plato no es del 100. Un plato ideal o teórico es aquel en el que se alcanza el equilibrio entre las corrientes que salen del plato.



5.1.6. Columnas de relleno

Son columnas de relación diámetro altura normalmente baja, llenas en su interior de elementos sólidos pequeños, en relación con el diámetro de la columna. Estos elementos de relleno son inertes a las fases circulantes y están distribuidos al azar u ordenadamente. La corriente de líquido al caer sobre ellos se rompe en pequeñas corrientes y se pone en contacto íntimo con el vapor que circula en sentido contrario. Hay muchos tipos de rellenos comerciales, y entre otras características se persigue que tenga una elevada área superficial por unidad de volumen, poco peso, buena resistencia mecánica y que los elementos no se compacten entre sí.

La destilación se emplea en la separación de componentes de petróleo, recuperación de disolventes, fabricación de licores, etc..



5.2. Absorción y desorción

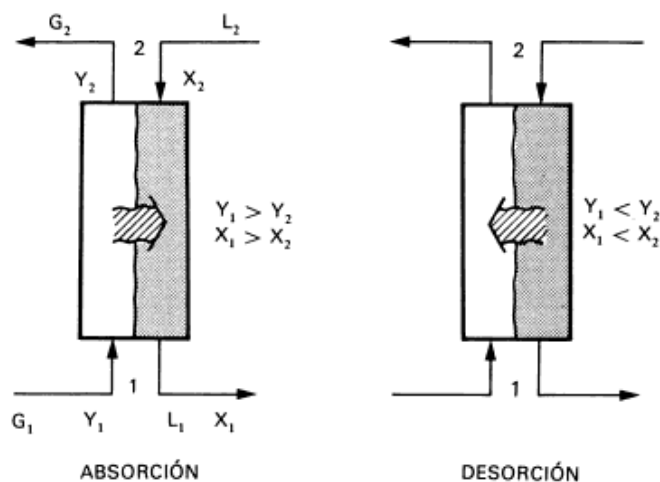
La absorción es una operación unitaria de transferencia de materia que consiste en poner en contacto un gas con un líquido, para que este se disuelva determinados componentes del gas, dejándolo libre de los mismos.

La absorción puede ser física o química, según que el gas se disuelva en el líquido absorbente o reaccione con él dando un nuevo compuesto químico.

La desorción es la operación unitaria contraria a la absorción, en ella, un gas disuelto en un líquido es arrastrado por un gas inerte, siendo eliminado del líquido.

Estas operaciones se pueden llevar a cabo en columnas de platos y de relleno y también en torres de pulverización, que son columnas vacías en las que el líquido entra a presión por un sistema de ducha, circulando al gas en sentido contrario.

La absorción se emplea en la industria para la eliminación de gases ácidos (CO_2 , SO_2) en corrientes gaseosas, mediante distintas corrientes líquidas (agua, disolución de sosa, aminas).



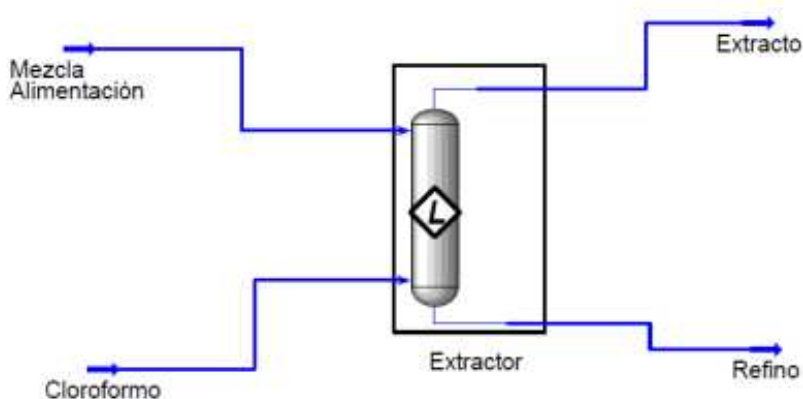
5.3. Operación de extracción

Es una operación unitaria de transferencia de materia basada en la disolución de uno o varios componentes de una mezcla -líquido o sólido- en un disolvente selectivo. Se hace la distinción entre la extracción sólido-líquido y la extracción líquido-líquido según que la materia a extraer esté en un sólido o en un líquido. En este último caso el disolvente debe ser inmisible con la fase líquida que contiene el soluto. La extracción sólido-líquido se conoce también como lixiviación o lavado, según la aplicación a la que se la destine. Si se pretende eliminar un compuesto no deseado de un sólido se habla de lavado, si el compuesto extraído es el valioso se denomina lixiviación.

La extracción líquido-líquido se puede llevar a cabo de distintas formas, normalmente se trabaja en continuo y cabe distinguir dos modos básicos de contacto: contacto por etapas y contacto continuo.

El contacto por etapas puede realizarse de distintas maneras según como se mezcle el disolvente extractor con el líquido extracto. En el contacto simple el disolvente extractor se reparte en partes iguales en cada una de las etapas. Mientras que en el contacto a contracorriente el disolvente extractor pasa de etapa a etapa en sentido contrario al líquido que está siendo refinado. El extracto es la corriente de disolvente extractor una vez que ha recibido el soluto. El refinado es la corriente de alimentación una vez que se le ha extraído el soluto.

La extracción líquido-líquido se usa mucho en la industria del petróleo para separar los hidrocarburos alifáticos de los aromáticos. La separación de los asfaltos del petróleo también se realiza por extracción con propano a baja temperatura. Como ejemplo de extracción sólido-líquido están la extracción de grasas vegetales y animales.



5.4. Operación de adsorción

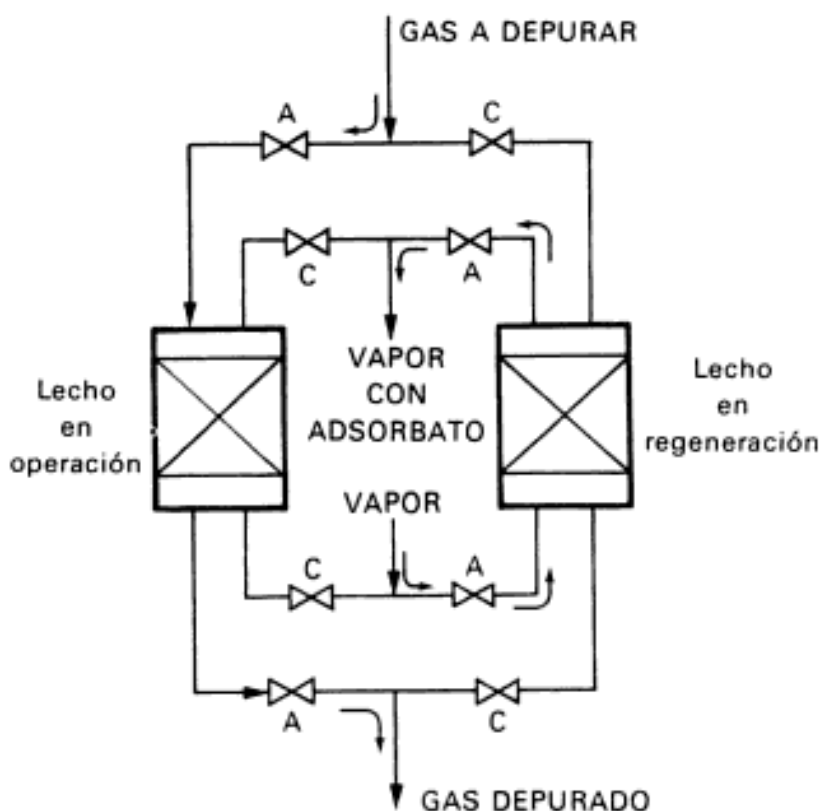
Consiste en la eliminación de algunos componentes de una fase fluida mediante un sólido que los retiene. La adsorción es un fenómeno de superficie. Las moléculas, átomos o iones adsorbidos están confinados en la superficie de los poros del sólido, unidos por fuerzas de Van der Waals o por verdaderos enlaces químicos. En este último caso se habla de quimiadsorción.

Solamente los sólidos que poseen una superficie específica (área superficial por unidad de peso) elevada serán adsorbentes de interés (carbón activo, gel de sílice, alúmina, etc...)

Como dato indicar que un gramo de carbón activo dispone de una superficie adsorbente superior a 1000 m^2 .

La operación inversa es la desorción, usada para la regeneración del adsorbente y para la recuperación del soluto, si éste es económicamente interesante. La operación de adsorción se realiza colocando dos lechos adsorbentes en paralelo. En un momento determinado uno de ellos está en operación y el otro se está regenerando.

La adsorción se emplea para eliminar la humedad de una corriente gaseosa. Se utiliza como adsorbente gel de sílice. También se emplea para eliminar olores de corrientes gaseosas, en este caso se usa carbón activo como adsorbente. Para recuperar disolventes del aire ambiente y a nivel doméstico los filtros de carbón activo se utilizan para eliminar malos olores y sabores del agua.



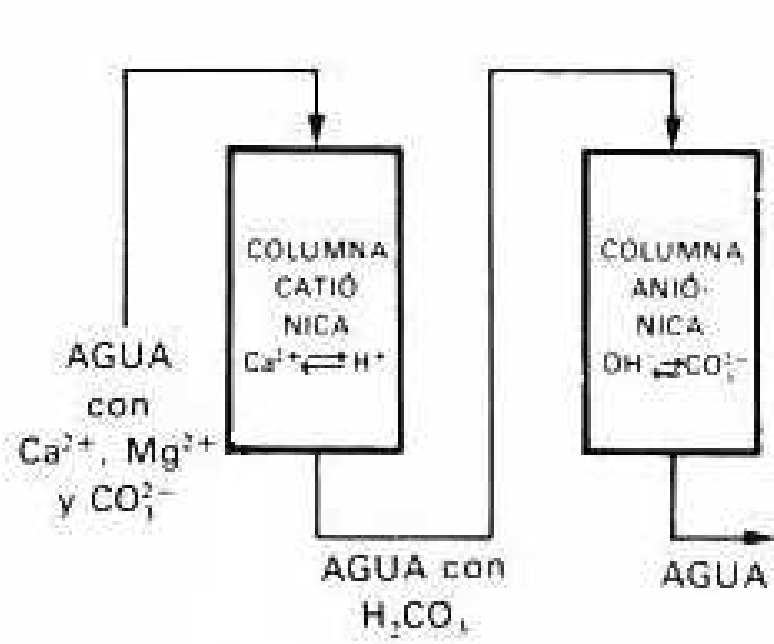
5.5. Operación de intercambio iónico

Es una operación unitaria que consiste en la sustitución de uno o varios iones de una disolución por otros que forman, inicialmente, parte de la estructura de un sólido, que es la resina de intercambio iónico. Las resinas pueden ser catiónicas o aniónicas, según intercambien cationes o aniones.

Se aplica a todo tipo de proceso de acondicionamiento de agua a nivel industrial (agua para calderas) o doméstica (lavavajillas). El ablandamiento de agua consiste en la eliminación de los cationes divalentes calcio y magnesio del agua, con lo que disminuye su dureza. Se realiza el intercambio en una columna catiónica, donde se sustituyen los iones indicados por sodio, que no forma sales insolubles.

Las resinas con el paso del agua dura se agotan y deben regenerarse con la operación inversa, es decir, haciendo circular a su través una disolución saturada de NaCl.

La desmineralización del agua, es la eliminación de los iones que contenga. Se lleva a cabo con dos columnas consecutivas una catiónica y otra aniónica. En la primera se sustituyen los cationes por protones y en la segunda los aniones por iones hidróxido. Las resinas se regeneran respectivamente con ácido sulfúrico e hidróxido de sodio.



OPERACIONES DE TRANSMISIÓN DE CALOR

6.1. Mecanismos de transmisión de calor

Existen tres formas de transmisión de calor: conducción, convección y radiación. Tienen en común que el flujo neto de calor va en sentido de las temperaturas decrecientes.

6.1.1. Conducción

Si en un medio material continuo y no vacío existe un gradiente de temperatura, el calor fluye en el sentido de la temperatura decreciente sin que exista simultáneamente ningún desplazamiento de materia a nivel macroscópico. (transmisión de calor radiador-aire)

6.1.2. Convección

Un volumen de fluido que circula por un punto dado, por el hecho de estar a una temperatura dada, lleva consigo una cierta entalpía. A este flujo de entalpía asociado al movimiento de un fluido se le denomina flujo convectivo de calor. (Transmisión de calor por el agua de las tuberías de los radiadores).

6.1.3. Radiación

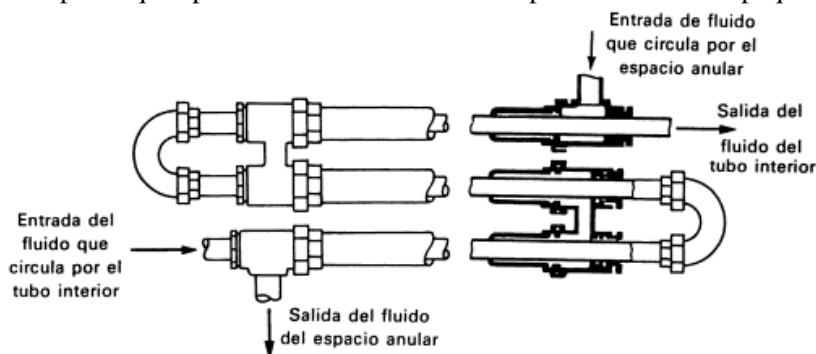
Es la transmisión de energía mediante ondas electromagnéticas. Tiene importancia desde el punto de vista de la transmisión de calor a elevadas temperaturas.

6.2. Aparatos para el intercambio de calor

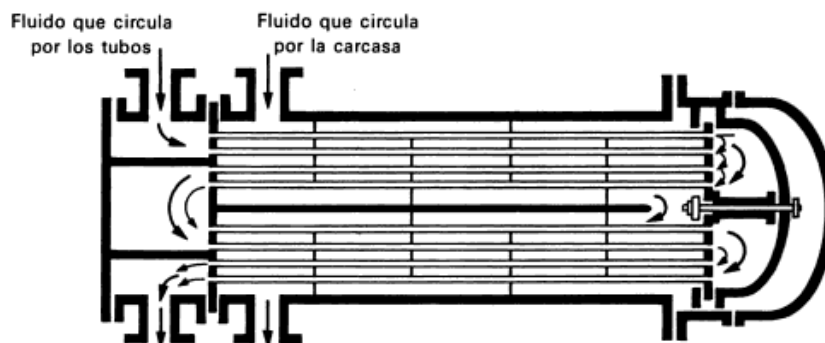
6.2.1. Intercambiadores de calor

Son aparatos cuyo objetivo es llevar una corriente de fluido a una temperatura determinada calentándola o refrigerándola mediante otra corriente de fluido calefactor o refrigerante. Los fluidos circulan separados por una superficie a través de la cual intercambian calor. Hay dos tipos:

- Intercambiadores de calor de doble tubo: están constituidos por dos tubos concéntricos. Un fluido circula por el interior del tubo interior y otro fluido por el espacio anular. Intercambia calor a través de la pared que separa los dos fluidos. Se usan para intercambiar pequeñas cantidades de calor.



- Intercambiadores de calor de carcasa y tubos: están compuestos de una carcasa cilíndrica en cuyo interior se dispone un haz de tubos de pequeño diámetro paralelamente al eje de la carcasa. Un fluido se hace circular por el interior de la carcasa bañando los tubos por su pared exterior. Es un tipo de dispositivo frecuentísimo en el industria.

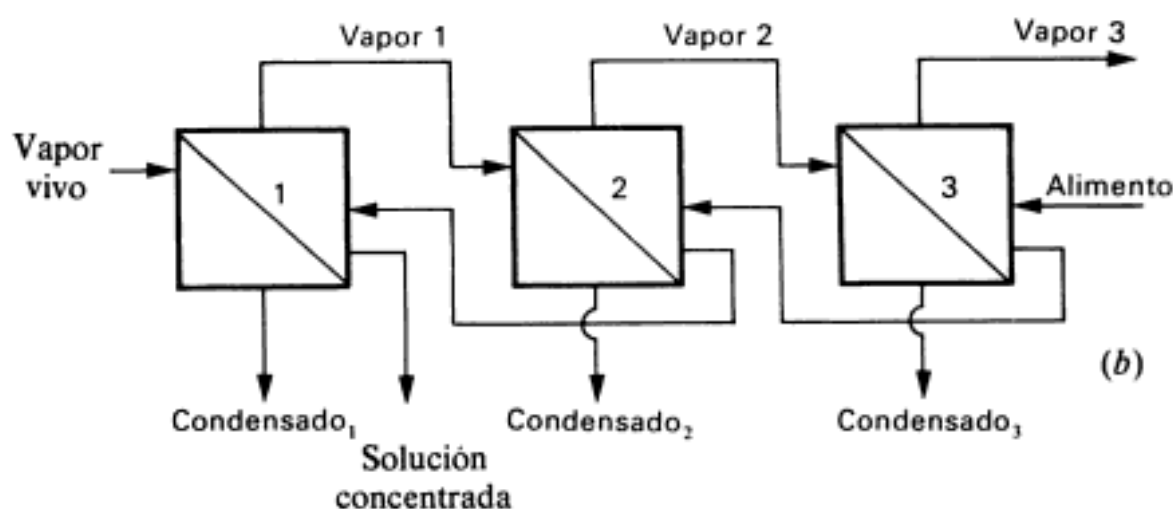


6.3. Evaporadores

Son intercambiadores de calor cuyo objetivo es concentrar una disolución obteniéndose vapor del disolvente. Es una operación empleada en diversas industrias, bien sea para aprovechar la disolución concentrada (leche concentrada) o para aprovechar el vapor del disolvente (obtención de agua desalinizada a partir de agua de mar). Normalmente se disponen varios evaporadores combinados en los que se emplea el vapor generado en un evaporador como medio de calefacción del siguiente. Se denominan evaporadores de múltiple efecto.

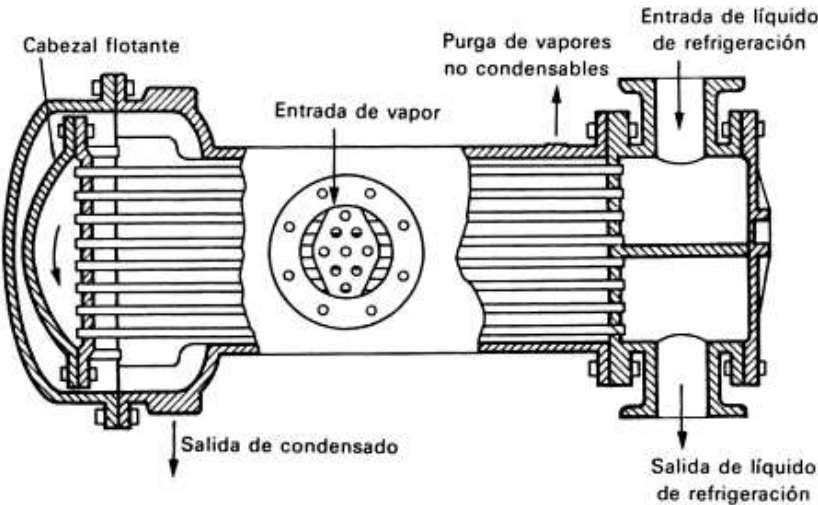
6.3.1. Evaporadores de múltiple efecto

El vapor de calefacción circula por la camisa exterior cediendo calor al líquido que se quiere concentrar, el cual circula por el tubo interior. Por este tubo asciende una mezcla líquido-vapor que se separa en el recipiente superior. Se puede recircular el líquido, separándose y condensándose el vapor. (Ejemplo: obtención de zumo concentrados)



6.4. Condensadores

Son intercambiadores de calor que tienen por objetivo la condensación de un vapor mediante un líquido frío. Se pueden utilizar los intercambiadores de calor descritos anteriormente o bien una pulverización con agua fría cayendo en forma de ducha sobre los tubos.



OPERACIONES DE TRANSFERENCIA SIMULTÁNEA DE CALOR Y MATERIA

7.1. Acondicionamiento de gases y enfriamiento de líquidos

El acondicionamiento de aire es la operación unitaria que tiene como objetivo modificar las condiciones de humedad y temperatura de una corriente de aire por interacción con una corriente de agua. Se transfiere agua y energía calorífica de una corriente a otra. Esta operación recibe también otros nombres: interacción aire-agua, humidificación-deshumidificación e incluso enfriamiento de agua. Esta última denominación se emplea cuando el objetivo de la operación es el enfriamiento de una corriente de agua por interacción el aire ambiente.

7.2. Cristalización

Se denomina cristalización a la formación de partículas sólidas cristalinas en el seno de una fase homogénea. La finalidad de esta operación unitaria es doble; por una parte una amplia gama de productos se obtienen en forma cristalina, por otra parte, es una forma de obtener adecuados grados de pureza para determinadas sustancias reiterando el proceso varias veces consecutivas. La solución líquida inicial recibe el nombre de magma. A partir de ella se obtiene la cosecha de cristales, y el resto de la disolución -las aguas madres- se dessecha o se acumula. Las características más importantes de una cosecha de cristales son: el tamaño y la forma de los cristales, la uniformidad de los mismos y su pureza.

Las tres primeras dependen de la operación unitaria en sí, pero la pureza depende sobre todo de las

sucesivas recristalizaciones, filtraciones y lavados con disolvente puro.

El proceso de formación de cristales consta de dos etapas: la nucleación y el crecimiento.

- La nucleación es la formación a partir de los iones o moléculas de soluto de núcleos cristalinos de tamaño suficiente para mantenerse sin solubilizarse en la disolución.
- El crecimiento es el proceso de aumento de tamaño de un núcleo cristalino por adición de nuevos iones o moléculas.

La fuerza impulsora en ambas etapas es la misma: la sobresaturación, es decir, la diferencia entre la concentración de soluto en la disolución y la concentración que tendría la disolución saturada en equilibrio.

7.2.1. Cristalizadores de tanque

En los que la sobresaturación se produce por enfriamiento, sin evaporación apreciable. Se emplea cuando la solubilidad varía mucho con la temperatura.

7.2.2. Cristalizadores evaporadores

En los que la sobresaturación se produce por evaporación sin enfriamiento apreciable. Son útiles cuando la solubilidad no varía con la temperatura.

7.2.3. Cristalizadores a vacío

En donde se combinan la evaporación y el enfriamiento adiabático. Se utilizan cuando se quiere operar con rapidez.

7.3. Secado

Secar un sólido es reducir su contenido en agua o en general de cualquier otro líquido. El secado es muchas veces la operación final de un proceso, dejándose el producto listo para su envasado. Hay muchos tipos de secadores, casi todos ellos están basados en poner el sólido húmedo en contacto con una corriente de aire seco.

Se produce la transferencia simultánea de calor sensible y agua debido a las dos fuerzas impulsoras, calor y materia, que aparecen. Este es el proceso por contacto directo, existen también aparatos en los que el secado se produce sin contacto entre la fuente de calor y el sólido. La operación que es análoga a una evaporación es de contacto indirecto.

7.3.1. Secadores de bandejas

En los secadores de bandejas el sólido se deposita en capas de poca profundidad y el aire caliente circula por la superficie o a través del sólido.

7.3.2. Secadores rotativos

En ellos el sólido desciende a lo largo de un cilindro rotatorio inclinado, secándose por acción del aire caliente que circula a contracorriente.

7.3.3. Secadores de evaporación súbita o atomizadores

En este tipo de secadores la suspensión de sólido en forma de gotas se pone en contacto brusco con aire caliente a elevada temperatura.

7.4. Liofilización

Es una peculiar modalidad de secado, que consiste en la eliminación de agua de un sólido por sublimación. Debe trabajarse, por tanto, por debajo del punto triple del agua, pasando el agua previamente congelada del sólido directamente a vapor. Un ejemplo de producto liofilizado muy común es el café soluble. Con este método se conservan gran cantidad de aromas.

OPERACIONES DE DE TRANSPORTE DE CANTIDAD DE MOVIMIENTO

8.1. Circulación interna de fluidos: conducciones

En todo proceso en el que se manejan fluidos es necesario transportarlos hasta las distintas operaciones del mismo, y este transporte se realiza normalmente mediante conducciones. Las conducciones pueden ser abiertas o canales para transportar relativamente grandes caudales de agua entre puntos situados a niveles próximos. Sin embargo, lo más común es disponer de conducciones cerradas, con sección circular, denominadas tuberías. Las tuberías tienen dimensiones normalizadas y se construyen en diversos materiales como acero, cobre, hormigón o plásticos.

8.1.1. Dispositivos que suministran energía al fluido: bombas

Debido al rozamiento entre el fluido y las paredes que lo contienen, debe suministrarse energía mecánica al fluido en forma de trabajo. Esto se consigue mediante dispositivos llamados bombas que impulsan líquidos y compresores, soplantes y ventiladores para impulsar gases.

Son características importantes de una bomba su capacidad o caudal que es capaz de impulsar y su carga o altura a la que puede impulsar el líquido.

Pueden distinguirse dos grandes grupos de bombas:

- Bombas centrífugas: están basadas en suministrar al líquido energía cinética de rotación mediante unas paletas giratorias. Esta energía es capaz de impulsar el líquido a elevadas capacidades de

78CAPÍTULO 8. OPERACIONES DE DE TRANSPORTE DE CANTIDAD DE MOVIMIENTO

circulación pero con una carga limitada.

- bombas volumétricas: se basan en impulsar el líquido por acción de unos palos que empujan porciones de líquido a relativamente baja capacidad pero pueden llegar a cargas muy elevadas. Hay distintos tipos: bombas de pistón, peristálticas, rotatorias de engranajes.

Los compresores son dispositivos que se emplean para aumentar la presión de un gas, mientras que los soplantes y ventiladores se usan para hacerlo circular sin aumentar sensiblemente su presión.

8.1.2. Válvulas

Para conseguir que por una conducción circule un caudal determinado de fluido, debe regularse éste mediante válvulas. Son dispositivos que introducen un rozamiento adicional al sistema, restringiendo el caudal que circula. Existen varios tipos de válvulas:

- Válvulas de compuerta: sirven para interrumpir el paso de fluido.
- Válvulas de asiento: sirven para regular el caudal de circulación.
- Válvulas de retención: impiden que el fluido circule en sentido contrario al deseado.
- Válvulas de bola: se emplean para regular el caudal en aplicaciones especiales (por ejemplo a alta presión).
- Válvulas de mariposa: se usan para regulaciones rápidas de caudal. Son muy poco precisas.

8.1.3. Medidores de caudal

Para controlar los procesos industriales es necesario conocer la cantidad de materia que entra y sale de los distintos aparatos y operaciones. Para ello, existen diversos procedimientos de medición de caudales.

- Métodos directos: se basan en pesar o medir el volumen de la cantidad de fluido que ha pasado por la instalación en un cierto tiempo. Son de este tipo los contadores de paleta, de gases o de agua.
- Métodos indirectos: son los más utilizados, se basan en la pérdida de presión que experimenta un fluido al atravesar un obstáculo en la conducción. Estos dispositivos deben calibrarse previamente con un método directo.

Hay básicamente dos tipos de métodos indirectos para medir caudales:

- De sección de paso constante: en los que la pérdida de presión es función de la velocidad de circulación.
- De sección de paso variable: en los que se dispone un flotador que se mantiene a mayor o menor altura según el caudal de circulación.

Entre los primeros cabe destacar los diafragmas o placas de orificio, las boquillas y los venturímetros. Los medidores de sección de paso variable se denominan rotámetros.

8.2. Circulación de fluidos a través de un lecho de sólidos

8.2.1. Fluidización

Al circular una corriente de fluido a través de un lecho de partículas se produce una pérdida de presión. Cuando el sentido de la circulación es vertical ascendente y la velocidad del fluido es baja las partículas se mantienen quietas, constituyendo un lecho fijo. Si el caudal de fluido aumenta, el creciente rozamiento entre las partículas y el fluido hace que a partir de un determinado caudal las partículas del lecho se mantengan suspendidas en el fluido, no descansando unas sobre otras.

El lecho ocupa entonces mayor volumen, en estas condiciones se dice que el lecho está fluidizado, puesto que las partículas sólidas se comportan como las de un gas, moviéndose aleatoriamente.

Este modo de operación se denomina fluidización y tiene como característica principal que la temperatura de todos los puntos del lecho es constante dado que la transmisión de calor es muy buena.

La fluidización se aplica en los reactores químicos con catalizadores sólidos finamente divididos. Se emplea también en la combustión de carbón en centrales térmicas, para secado de sólidos, etc. Si se aumenta el caudal de fluido que mantiene el lecho fluidizado, el rozamiento puede lograr que el fluido arrastre las partículas de sólido.

8.2.2. Filtración

La filtración es una operación de separación sólido-fluido basada en la retención de las partículas de un tamaño superior a un valor dado por una malla filtrante. Se utiliza tanto para aprovechar el sólido presente en la suspensión a filtrar, como para disminuir la turbidez de un líquido o eliminar las partículas suspendidas en un gas. El tamaño de las partículas retenidas por un filtro es muchas

80CAPÍTULO 8. OPERACIONES DE DE TRANSPORTE DE CANTIDAD DE MOVIMIENTO

veces inferior la del paso de la malla filtrante, pues las propias partículas retenidas en bloque por la malla actúan como elemento filtrante.

Para la filtración de un sólido suspendido en un líquido, se emplean algunos de los siguientes tipos de filtros:

Filtros prensa o filtros de placas

Están compuestos por un conjunto de placas y marcos que sostienen unas bolsas de tela filtrante. La mezcla entra en cada marco por la parte central de la bolsa, saliendo a través de sus paredes el líquido, y quedando el sólido retenido sobre la malla del tejido.

Cuando la pérdida de presión a través del filtro aumenta mucho, debe vaciarse el filtro, para ello se desmontan, se vacían y se lavan los marcos y las bolsas. Por tanto, la operación es semicontinua.

8.2.3. Filtros rotatorios

La placa filtrante tiene forma cilíndrica y constituye la parte exterior de un armazón rotatorio. Por el eje del cilindro se va succionando, a través de la placa, el líquido contenido en un recipiente donde está parcialmente sumergido el cilindro. El sólido (o torta) se queda en la superficie de la placa filtrante, en donde puede lavarse con una ducha y se elimina mediante un raspador. Estos filtros trabajan en continuo y se emplean básicamente cuando se desea aprovechar el sólido.

8.3. Flotación

Es una operación unitaria de separación basada en la diferencia de densidades entre el líquido y una partícula sólida recubierta de burbujas de aire.

Una superficie sólida puede ser mas o menos mojada por un líquido, según cual sea la naturaleza de ambos. En la conjunción de fases sólido-líquido-gas se forma un menisco y la medida del ángulo de contacto considerado en la fase líquida da una idea del grado de mojado de la superficie. Si el ángulo de contacto es menor de 90° se dice que el líquido moja al sólido. Una gota de líquido se extenderá bien sobre la superficie, y por contra una burbuja de gas tiene tendencia a desprenderse. Si el ángulo de contacto es mayor de 90° , el líquido no moja al sólido, y es el gas el que se extiende en amplias burbujas sobre la superficie del sólido.

Para determinado tamaño de partículas puede conseguirse que, con los aditivos adecuados, y en presencia de burbujas de aire, las partículas de sólido se recubran de burbujas de aire, siendo la densidad aparente del conjunto menor que la densidad del líquido. El conjunto (sólido + burbujas) flota y queda como espuma en la superficie del líquido, de donde se puede retirar.

Normalmente las menas de minerales, en presencia de agentes de flotación son aerófilas, se dejan impregnar mejor por el aire que por el agua, en cambio la ganga es hidrófila.

Al crear espuma en el seno de la suspensión o ganga, la mena es arrastrada por la espuma y se retira por la parte superior, constituyendo el mineral concentrado. La ganga se retira por la parte inferior de la celda de flotación.

8.4. Centrifugación

Consiste en la separación de dos fases de densidad bastante parecida, creando campos de fuerza centrífuga mediante un sistema mecánico de rotación. La fuerza centrífuga creada es varias veces superior a la de la gravedad y el proceso es, en consecuencia, mucho más rápido que si se efectuase una separación por gravedad.

8.4.1. Ciclones

Son dispositivos estáticos en los que una mezcla de partícula suspendidas de un gas se someten por acción de su propia energía cinética a una fuerza centrífuga. Las partículas al tener mayor densidad que el gas en el que están suspendidas, salen despedidas hacia la pared donde, por rozamiento, quedan frenadas y caen al fondo del ciclón. El gas asciende en espiral por la parte central del ciclón y sale por la parte superior. Son dispositivos económicos y altamente eficaces para la separación de partículas sólidas finas de corrientes gaseosas.

8.5. Agitación y mezcla de líquidos

El buen funcionamiento y adecuado rendimiento de un proceso depende en muchos casos del grado de mezcla de materiales. La agitación se realiza fundamentalmente en tanques, agitándose los líquidos mediante paletas accionadas por un motor.

OPERACIONES UNITARIAS COMPLEMENTARIAS

9.1. Trituración y molienda

Operaciones cuyo objetivo es reducir el tamaño de los elementos en que se presenta un sólido.

Las trituradoras tratan los grandes trozos de material y se basan en esfuerzos de compresión.

Los principales tipos de trituradoras por orden de mayor a menor tamaño de partícula aceptada son:

- Trituradoras de mandíbulas.
- Trituradoras rotatorias
- Trituradoras de rodillos lisos
- Trituradoras de rodillos dentados.

Los molinos son aparatos que reducen el tamaño de los trozos de material por fricción e impacto con elementos móviles del interior del molino. consiguen tamaños de partícula del orden de 1mm.

Los principales modelos son:

- Molinos de bolas: contienen una cierta cantidad de bolas de un material muy duro (acero) que trituran el material al girar el cuerpo del molino.
- Molinos de barras: son largos cilindros horizontales con rotación axial.
- Molinos de martillos: contienen en su interior martillos oscilantes.

- Molinos de chorro: no contienen rellenos. La molienda se lleva a cabo al introducir las partículas en una fuerte corriente de aire y chocar entre si.

9.2. Tamizado

Es una operación unitaria destinada a la separación por tamaños de las partículas de una mezcla sólida. Se basa en hacer pasar partículas de menor tamaño a través de una malla de paso definida. Las partículas se clasifican en:

- Cernido o partículas que atraviesan la malla.
- Rechazo o partículas que quedan retenidas.

A los tamices se les comunica un movimiento de vaivén o vibración para asegurar una separación correcta.

9.3. Almacenaje de materiales

9.3.1. almacenaje de sólidos

Si el sólido tiene precio unitario bajo y es inalterable a los agentes atmosféricos locales, se suele almacenar en grandes pilas a la intemperie o en angares sin mucha protección. (carbón, azufre, caliza, piritas, arena, sal común).

Los sólidos alterables por la acción atmosférica se almacenan en grandes angares cerrados o en silos.

9.3.2. Almacenaje de líquidos

Los líquidos en grandes cantidades se almacenan en tanques cilíndricos de base ancha y no mucha altura.

Los productos volátiles o inflamables se suelen almacenar en tanques de techo flotante, así se reduce al mínimo la cámara de vapor y el riesgo de explosión e incendio baja considerablemente.

Los líquidos en pequeña cantidad pueden almacenarse también en depósitos cilíndricos horizontales, más caros, pero de más fácil transporte y montaje.

9.3.3. Almacenaje de gases

Los gases se almacenan de muy diversas maneras según las condiciones en las que se encuentren. Los gasómetros son grandes recipientes metálicos de techo móvil, cuya finalidad es almacenar gas a baja presión para su suministro. Se almacena así el gas ciudad y el hidrógeno para combustión en algunas industrias.

Los gases fácilmente licuables se almacenan como líquido a temperatura ambiente en tanques esféricos. (butano, propano, dióxido de carbono).

Los gases que se deben emplear en cantidades no muy grandes, se almacenan comprimidos en fase gaseosa a temperatura ambiente, en depósitos cilíndricos alargados (botellas) resistentes a la presión. Así se comercializan: aire comprimido, oxígeno, nitrógeno, gases nobles e hidrógeno.

Capítulo 10

CALCULOS DE PROCESOS POR ETAPAS: ABSORCIÓN

10.1. Absorción en contracorriente

Se trata de una operación básica de transferencia de materia que pone en contacto una mezcla gaseosa y un líquido a fin de disolver de manera selectiva uno o más componentes del gas y obtener una disolución de éstos en el líquido.

Algunos ejemplos son la absorción de dióxido de carbono en etanolamina y la eliminación de amoníaco con agua.

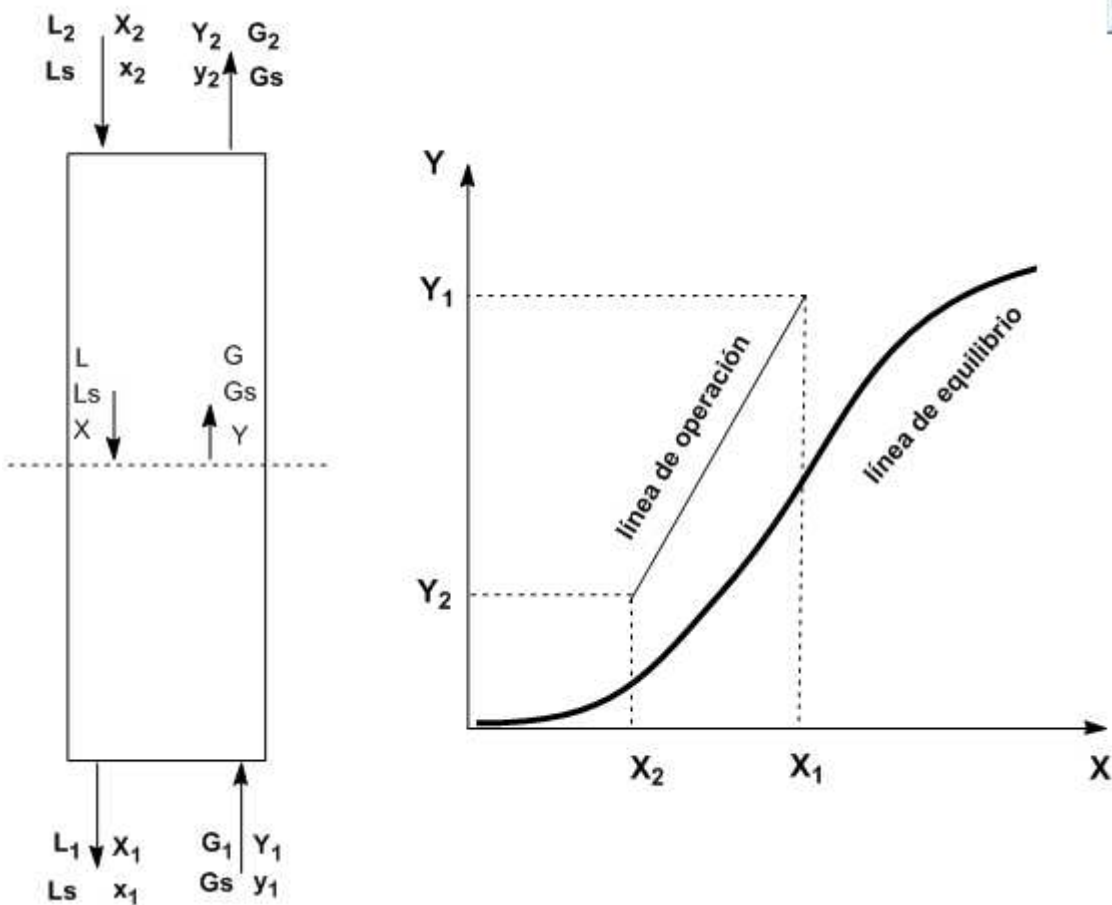
Sea una columna de absorción en la que entra una corriente gaseosa G_1 , que se trata con una corriente líquida L_2 , para eliminar un cierto componente.

La corriente gaseosa está constituida por :

- G_1 moles totales por unidad de tiempo y área.
- G_s moles de disolvente gaseoso por unidad de tiempo y área.
- y fracción molar de soluto en la corriente gaseosa.
- Y relación molar = moles de soluto/moles de no soluto. $Y = \frac{y}{1-y} = \frac{P}{P_T - P}$
- $G_s = G(1 - y) = \frac{G}{1+Y}$

La corriente líquida está formada por:

- L moles totales por unidad de tiempo y área.
- L_s moles de disolvente líquido por unidad de tiempo y área.
- x fracción molar de soluto en la corriente líquida.
- X relación molar. $X = \frac{x}{1-x}$
- $L_s = L(1 - x) = \frac{L}{1+X}$



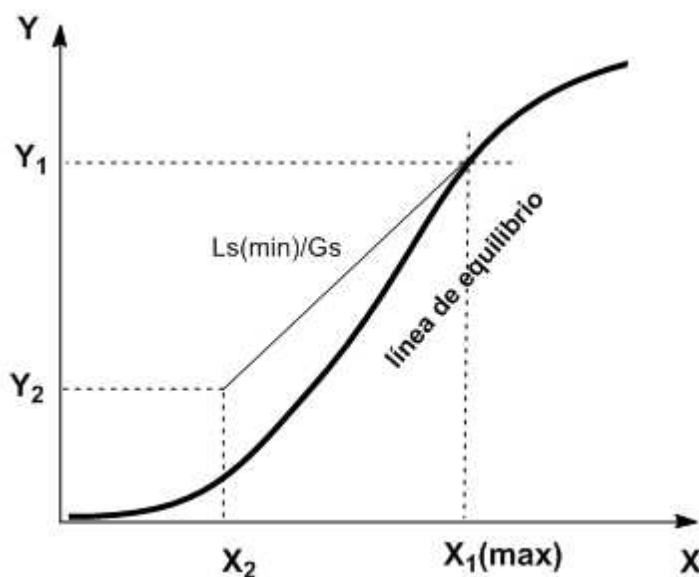
Balance global a la columna: $G_s(Y_1 - Y_2) = L_s(X_1 - X_2)$ Balance a la mitad inferior: $G_s(Y_1 - Y) = L_s(X_1 - X)$ Línea de operación: $Y_1 - Y = \frac{L_s}{G_s}(X_1 - X)$, donde $\frac{L_s}{G_s}$ es la pendiente de la línea de operación.

El uso de relaciones molares en vez de fracciones molares produce una línea de operación recta.

10.2. Relación mínima líquido-gas

Al diseñar un proceso de absorción se conocen los siguientes datos:

- G_1 y G_s caudal de gas a tratar.
- Y_1 e Y_2 composición del gas a la entrada y a la salida.
- X_2 composición de soluto en el líquido absorbente.



Con estos datos el objetivo de un problema de absorción es el cálculo del caudal de líquido a utilizar L_s y su composición a la salida X_1 .

La relación mínima líquido-gas viene dada por el punto de corte de la línea de operación con la de equilibrio en Y_1 , en caso de tratarse de una línea de equilibrio cóncava. En líneas de equilibrio convexas dicha relación se obtiene trazando la línea de operación tangente a la de equilibrio.

La pendiente de estas líneas de operación viene dada por $L_s(\min)/G_s$, de donde puede obtenerse $L_s(\min)$.

10.3. Diseño de columna para absorción de amoníaco en aire

A una columna de absorción entran $40\text{ m}^3/\text{h}$ de una mezcla gaseosa de composición 35 % en volumen de amoníaco y 65 % en volumen de aire. La absorción se verifica en contracorriente con agua que contiene el 2 % en peso de amoníaco, a 20°C y 1 atm, y se ha de recuperar el 90 % de amoníaco contenido en la mezcla gaseosa. Calcular la cantidad mínima necesaria de agua. Calcular, asimismo, el número de etapas

necesarias para efectuar la separación indicada, si la cantidad de agua es 35 % superior a la mínima y la eficacia de cada etapa es del 30 %

Condiciones de equilibrio:

kg NH_3 /100 kg H_2O	2	5	10	15	20	25	30
$P(NH_3)$ mm Hg	12	31.7	96.6	114	166	227	298

Calculamos la composición de equilibrio para el líquido y el gas: $x = \frac{2/17}{2/17+98/18} = 0,0207$; $y = \frac{P(NH_3)}{P} = \frac{12}{760} = 0,0157$

Pasamos las fracciones molares a relaciones molares, $X = \frac{x}{1-x}$; $Y = \frac{y}{1-y}$

kg NH_3 /100 kg H_2O	P(mm Hg)	x	y	X	Y
2	12	0.0207	0.0157	0.0211	0.0160
5	31.7	0.0502	0.0417	0.0529	0.0435
10	69.6	0.0957	0.0815	0.1059	0.1008
15	114	0.1371	0.1500	0.1587	0.1765
20	166	0.1748	0.2184	0.2118	0.2794
25	227	0.2096	0.2987	0.2647	0.4259
30	298	0.2411	0.3921	0.3177	0.6450

- Composición del gas a la entrada: $y_1=0.35$; $Y_1 = \frac{0.35}{1-0.35} = 0,538$
- Composición del gas a la salida $Y_2 = 0,1 \cdot Y_1 = 0,0538$
- Composición del líquido a la entrada: $x_2 = \frac{2/17}{2/17+98/18} = 0,0211$; $X_2 = \frac{0,0211}{1-0,0211} = 0,0216$
- Flujo molar de gas a la entrada: $G_1 = \frac{PV}{RT} = 1,665 \text{ mol} - \text{kg/h}$
- Flujo de inertes gaseosos: $G_s = G_1(1 - y_1) = 1,082 \text{ mol} - \text{kg/h}$

La cantidad mínima necesaria de agua vendrá dada por:

$$\frac{L_s(\min)}{G_s} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0,538 - 0,0538}{0,296 - 0,0216} = 1,764 \quad (10.1)$$

$L_s(\min) = 1,764 G_s = 1,908 \text{ mol} - \text{kg/h}$, pasados a kg H_2O /h, 34.35 kg/h.

Si utilizamos un 35 % más de agua, $\frac{L_s}{G_s} = 1,35 \cdot 1,764 = 2,38$

Aplicando el balance de materia a la columna, calculamos la composición del líquido a la salida.

$$\frac{L_s}{G_s} = 2,38 = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0,538 - 0,0538}{X_1 - 0,0216} \quad (10.2)$$

De donde se obtiene $X_1 = 0,2254$

10.4. Recuperación de benceno en aire por absorción con hidrocarburo

Para recuperar el benceno contenido en una mezcla benceno-aire de composición 6 % en volumen de benceno, se trata en contracorriente en una torre de absorción, empleando como líquido absorbente un hidrocarburo no volátil de peso molecular 250. La mezcla gaseosa entra en el absorbedor a razón de $500 \text{ m}^3/\text{h}$ a 20°C y 1 atm; la absorción se efectúa isotérmicamente e isobáricamente a 20°C y 1 atm, y se puede suponer que la solubilidad del benceno en el hidrocarburo se ajusta a la ley de Raoult. Calcular:

- La cantidad mínima de hidrocarburo a emplear si ha de recuperarse el 95 % de benceno.
- El número de etapas teóricas de la torre de absorción si la cantidad de hidrocarburo empleado es 60 % superior a la mínima.

Nota la presión de vapor del benceno a 20°C es 76 mm de Hg.

Calculamos la línea de equilibrio combinando la leyes de Raoult y Dalton, $P_B = x_B P_B^o$; $P_B = y_B P_T$. Igualando las presiones y despejando la composición de benceno en la fase vapor, $y_B = \frac{P_B^o}{P_T} x_B$. Dado que $P_B^o = 76 \text{ mm Hg}$ y $P_T = 760 \text{ mm Hg}$ se obtiene, $y = 0,1x$.

Dando valores a x obtenemos la composición del vapor. El cálculo de relaciones molares nos permitirá obtener la línea de equilibrio.

x	y	X	Y
0	0	0	0
0.1	0.01	0.111	0.0101
0.2	0.02	0.250	0.0204
0.3	0.03	0.429	0.0309
0.4	0.04	0.667	0.0417
0.5	0.05	1.000	0.0526
0.6	0.06	1.500	0.0638

Para calcular las relaciones molares hemos empleado $X = \frac{x}{1-x}$; $Y = \frac{y}{1-y}$. Con estos datos dibujamos la línea de equilibrio.

- Composición del líquido a la entrada: $x_2 = 0 \rightarrow X_2 = 0$
- Composición del gas a la entrada $y_1 = 0,06 \rightarrow Y_1 = \frac{0,06}{1-0,06} = 0,0638$
- Moles de gas en la corriente de entrada $G_1 = \frac{PV}{RT} = \frac{1 \cdot 500}{0,082 \cdot 293} = 20,8 \text{ mol} - \text{kg/h}$
- Moles de aire en la corriente de gas $G_s = G_1(1 - y_1) = 20,8(1 - 0,06) = 19,55 \text{ mol} - \text{kg/h}$
- Composición del gas a la salida $Y_2 = Y_1(1 - 0,95) = 0,0638(0,05) = 0,0032$

Para una cantidad mínima de hidrocarburo la composición a la salida es $X_1 = 0,895$. La pendiente de la línea de equilibrio vendrá dada por:

$$\frac{L_s(\min)}{G_s} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0,0638 - 0,0032}{0,895 - 0} = 0,0677 \quad (10.3)$$

Dado que $G_s = 19,55$, $L_s(\min) = 0,0677 \cdot G_s = 1,323 \text{ mol} - \text{kg/h}$. Pasando a kg/h se obtienen 330.9 kg/h.

Si la cantidad de hidrocarburo es un 60 % superior a la mínima, $\frac{L_s}{G_s} = 0,0677 \cdot 1,60 = 0,1083$. Aplicando el balance de materia a la columna se obtiene la nueva composición del absorbente a la salida.

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0,0638 - 0,0032}{X_1 - 0} = 0,1083 \rightarrow X_1 = 0,560 \quad (10.4)$$

Considerando las nuevas coordenadas de la línea de operación calculamos el número de etapas teóricas de la torre de absorción.

10.5. Absorción de CS_2 en corriente de nitrógeno con aceite de hidrocarburos

En un secadero se produce vapor de CS_2 (disolvente utilizado en el producto sometido a secado). Para evitar el riesgo de explosión, el vapor de CS_2 se arrastra con un gas inerte (N_2). Con objeto de recuperar el CS_2 y poder volverlo a reutilizar, la mezcla vapor de $CS_2 - N_2$ se introduce en una columna de absorción utilizando un aceite de hidrocarburos como disolvente. Posteriormente el aceite de hidrocarburos conteniendo el CS_2 absorbido se introduce en un proceso de desorción con objeto de recuperar del CS_2 .

La mezcla $CS_2 - N_2$ tiene una presión parcial de CS_2 igual a 50 mm de Hg a 24°C y es introducida en

la torre de absorción a presión atmosférica estándar con un flujo volumétrico de $0.40 \text{ m}^3/\text{s}$. El contenido de vapor de CS_2 en la mezcla gaseosa debe reducirse a un 0.5 %, en masa. El aceite de absorción tiene un peso molecular de 180 g/mol, una viscosidad de 2 cp y una densidad de 0.81 a 24°C . El aceite entra en el absorbedor libre de CS_2 y las disoluciones de aceite y CS_2 aunque no son realmente ideales, se puede considerar que cumplen la ley de Raoult.

- Sabiendo que la presión de vapor del CS_2 a 24°C es de 346 mm de Hg y que se opera isotérmicamente, determinar la relación líquido/gas mínima en la proceso de absorción.
- Los kg/h de aceite que se utilizan en el proceso de absorción si se utiliza una relación líquido/gas que es un 50 % superior a la mínima.
- El número de platos teóricos requeridos para llevar a cabo este proceso de absorción.
- El número de platos reales, si la eficacia del plato es 0.5.

Obtenemos la línea de equilibrio igualando las leyes de Raoult y Dalton $y_{CS_2} = \frac{P_{CS_2}^0}{P_T} x_{CS_2}$. Como $P_{CS_2}^0 = 346 \text{ mm Hg}$ y $P_T = 760 \text{ mm Hg}$, nos queda $y = 0,4553x$.

Considerando las relaciones entre fracciones molares y relaciones molares $y = Y/Y + 1$, $x = X/X + 1$, se obtiene la siguiente ecuación para la línea de equilibrio.

$$X = \frac{Y}{0,4553 + 0,5447Y} \quad (10.5)$$

Dando valores a Y se obtiene X de la línea de equilibrio.

Y	0.01	0.02	0.03	0.04	0.05	0.06	0.07
X	0.022	0.045	0.0683	0.0923	0.117	0.142	0.168

- Composición del gas a la entrada $y_1 = \frac{50}{760} = 0,0658$; $Y_1 = 0,0704$
- Composición del gas a la salida $Y_2 = \frac{0,5/76}{99,5/28} = 0,00185$
- Composición del líquido a la entrada $x_2 = 0$; $X_2 = 0$
- Moles de gas en la corriente de entrada $G_1 = \frac{PV}{RT} = \frac{1 \cdot 40}{0,082 \cdot 297} = 0,0164 \text{ mol} - \text{kg/s}$
- Moles de nitrógeno en la corriente de gas $G_s = G_1(1 - y_1) = 0,0153 \text{ mol} - \text{kg/s}$

Para calcular la relación mínima líquido-gas trazamos la línea de operación tangente a la de equilibrio y medimos $X_1 = 0,165$

A partir del balance a la columna se obtiene,

$$\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0,0704 - 0,00185}{0,165 - 0} = 0,4143 \quad (10.6)$$

La cantidad mínima de líquido a utilizar es $L_s(min) = G_s \cdot 0,4143 = 6,35 \times 10^{-3}$

Utilizando una relación líquido/gas 50 % superior a la mínima, $\frac{L_s}{G_s} = 0,4143 \times 1,5 = 0,6214$

Sustituyendo G_s por su valor, $L_s = 0,6214 \times 0,0153 = 9,51 \times 10^{-3} \text{ mol} - \text{kg/s}$, que equivale a 6175 kg/h

Realizando un balance de materia a la columna se obtiene x_1 para esta relación líquido-gas.

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0,0704 - 0,00185}{X_1 - 0} = 0,6214 \rightarrow X_1 = 0,11 \quad (10.7)$$

Representando las líneas de equilibrio y operación se obtienen 7.82 platos teóricos. Considerando que la eficacia del plato es de 0.5 necesitamos 16 platos reales.

10.6. Absorción de CO_2 con etanolamina

La combustión de un coque obtenido a partir de una hulla asturiana, produce un gas que, tras ser sometido a lavado, contiene 15 % de CO_2 un 6 % de O_2 y un 79 % de N_2 . El CO_2 se elimina de la corriente gaseosa mediante absorción en contracorriente con una disolución acuosa de etanolamina al 30 % operando a 1.2 atm y 81°C. Dado su coste, la disolución de etanolamina se recicla de manera que la disolución acuosa que entra en la columna contiene 0.058 moles de CO_2 /mol de disolución. Si el gas que sale de la columna tiene un 2 % de CO_2 y la absorción es isotérmica, calcular:

- la relación mínima líquido/gas que se puede emplear.
- El número de etapas ideales, si la relación de flujos empleada entre el líquido y el gas (exentos del componente que se transfiere), en moles, es 17.2.

- Composición del gas a la entrada $y_1 = 0,15$; $Y_1 = 0,176$
- Composición del gas a la salida $y_2 = 0,02$; $Y_2 = 0,0204$
- Composición del líquido a la entrada $x_2 = 0,058$; $X_2 = 0,0616$

La relación mínima líquido/gas la obtenemos representando la línea de equilibrio en un diagrama Y vs X, así como la línea de operación que corte la de equilibrio en Y_1 , obteniendo $X_1 = 0,0722$

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0,176 - 0,0204}{0,722 - 0,0616} = 14,7 \quad (10.8)$$

Cuando $L_s/G_s = 17,2$

$$17,2 = \frac{0,176 - 0,0204}{0,0722 - X_1} \rightarrow X_1 = 0,0706 \quad (10.9)$$

Representando la nueva línea de operación se obtienen 2.8 platos teóricos.

10.7. Absorción de acetona en aire utilizando agua

Una mezcla de aire y acetona que contiene un 85 % en volumen de aire se hace pasar en contracorriente con agua por una torre de absorción de platos con el fin de eliminar el 95 % de la acetona presente. La columna opera a 20°C y 1 atm de presión. La eficacia global de los platos es del 30 %.

Los datos de equilibrio son:

% en moles de acetona en el líquido	3.33	7.20	11.7	17.1
Presión parcial de acetona mm Hg	30.0	62.8	85.4	103.0

Determinar:

- El valor mínimo de la relación moles de agua por mol de aire que es necesario tratar.
- Número de platos reales utilizando un valor L/G 1.25 veces el valor mínimo.
- La concentración de acetona a la salida.

Calculamos la línea de equilibrio utilizando los datos de porcentaje de acetona y presión parcial. Los porcentajes en moles o volumen coinciden con la fracción molar divididos por 100. La presión parcial de la acetona permite calcular la composición del gas empleando la ley de Dalton $y = P_A/P_T$

x 0.0333 0.0720 0.117 0.171

y 0.039 0.082 0.112 0.135

Calculamos las relaciones molares $X = \frac{x}{1-x}$, $Y = \frac{y}{1-y}$

X 0.0344 0.0776 0.1325 0.206

Y 0.040 0.089 0.126 0.156

Condiciones de operación:

- Composición del gas a la entrada $y_1 = 0,15$; $Y_1 = 0,1765$
- Composición del gas a la salida $Y_2 = 0,1765 \times 0,05 = 0,0088$
- Composición del líquido a la entrada $x_2 = 0$; $X_2 = 0$

Representando la línea de equilibrio y la línea de operación tangente a ella se obtiene $X_1 = 0,155$

$$\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0,1765 - 0,0088}{0,155 - 0} = 1,08 \quad (10.10)$$

Si utilizamos una relación líquido-gas 1.25 veces superior a la mínima, $\frac{L_s}{G_s} = 1,08 \times 1,25 = 1,35$. Aplicando el balance de materia obtenemos el nuevo X_1

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0,1765 - 0,0088}{X_1 - 0} = 1,35 \quad (10.11)$$

De la última ecuación se obtiene: $X_1 = 0,124$, expresado en fracción molar nos da la composición del líquido a la salida $x_1 = 0,11$

El número de platos teóricos pueden calcularse en la gráfica, obteniéndose 10.5. Dado que el rendimiento de cada plato es del 30 %, los platos reales son $10.5/0.3=35$.

10.8. Absorción de SO_2 con agua en contracorriente

El SO_2 provoca la denominada lluvia ácida. Las centrales térmicas que queman carbón con alto contenido de azufre pueden ser especialmente contaminantes por este motivo. De ahí que la corriente residual de gases se depure para eliminar el SO_2 y, así, cumplir con los exigentes límites de emisión fijados en la legislación europea, la cual, en su DOUE de 24/2/2012, fija, para centrales térmicas de hasta 500 MW de potencia, el límite máximo de SO_2 en los gases de chimenea en $2000 \text{ mg}/Nm^3$ de gas. Pues bien, una central térmica emite $28 \text{ m}^3/h$ de una corriente de gases residuales que contiene un 2 % en volumen de SO_2 y se decide eliminar el SO_2 mediante absorción con agua en contracorriente. Si la corriente gaseosas entra en la torre a 20°C y 1 atm, y se considera que la absorción es isotérmica, calcular:

- La relación mínima líquido/gas
- El nº de platos ideales necesarios para llevar a cabo el proceso indicado, si se utiliza una relación líquido/gas que es un 50 % superior a la mínima.
- El caudal de agua de lavado que se ha de utilizar.

Datos de equilibrio para este sistema a 20°C y 1 atm:

C (% en peso, SO_2 en líquido)	0.05	0.1	0.15	0.2	0.3	0.5	0.7	1.0	1.5
p(presión parcial SO_2 , mmHg)	1.2	3.2	5.8	8.5	14.1	26	39	59	92

10.9. Problemas

- El CO_2 contenido en una mezcla de gases se separa selectivamente por absorción con trietilamina (TEA). Si la mezcla gaseosa contiene 25 % en volumen de CO_2 y se absorbe con una disolución 1M de TEA a 25°C y 1 atm, calcular:
 - La cantidad mínima de disolvente si se tratan 10 mol-kg/h de mezcla gaseosa y la concentración de CO_2 a la salida del absorbedor no ha de ser superior al 1 %.
 - La cantidad mínima de disolvente, si al entrar en la torre de absorción, procedente de la desorción, contiene 0.1 mol CO_2 /mol amina.
 - El número de platos teóricos necesarios para los dos casos descritos si la cantidad de disolvente empleada es un 50 % superior a la mínima.

Datos de equilibrio:

P_{CO_2} (mm Hg)	1.4	10.8	43.4	96.7	259	723
X_{CO_2} (mol CO_2 /mol TEA)	0.0587	0.161	0.294	0.424	0.612	0.825

- Para eliminar un gas A (M=54) que se encuentra mezclado con un inerte (15.1 % en volumen de A), se absorbe éste con agua exenta de A, que circula en contracorriente en una torre de cuatro platos ideales. La relación disolvente/inerte mínima con que puede operar la torre es de 7.70 y se dispone de 6300 kg/h de agua. Las condiciones medias de operación son 25°C y 2 atm. Calcular:
 - ¿Cuántos m^3/h de mezcla gaseosa (medidos en condiciones de operación) se pueden tratar en esta torre?.
 - El porcentaje de gas A que se elimina.
 - El número de platos reales si la eficacia global es del 45 %.

Datos de equilibrio a 25°C:

P_A (mm Hg)	31.9	62.3	107.9	151.8	193.0	238.6
g A/100g H_2O	1.2	2.4	3.9	5.1	6.0	6.9

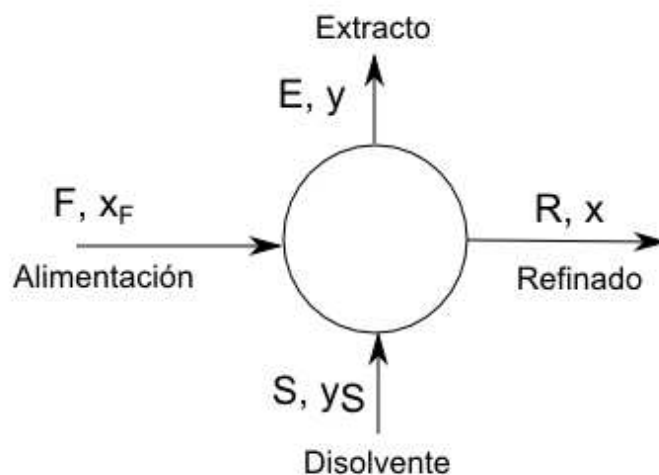
- Se ha de recuperar el 90 % del amoníaco contenido en 100 m^3/h de una mezcla amoníaco-aire de composición 10 % en volumen de amoníaco, por absorción en agua a 30 °C y 1 atm. Calcúlese:
 - La cantidad necesaria de agua si se emplea el 60 % superior a la mínima.
 - La concentración de la disolución líquida a la salida.
 - El número de etapas necesarias si su eficacia es del 50 %.

La relación de equilibrio para este sistema a concentraciones bajas de amoníaco viene dada por la ecuación, $y = 0.185 x$; siendo x e y las fracciones molares del amoníaco en las fases líquidas y

gaseosa, respectivamente.

CÁLCULO DE PROCESOS POR ETAPAS: EXTRACCIÓN

La extracción es una operación básica de transferencia de materia que consiste en la separación de uno o varios de los componentes de una mezcla líquida por contacto con un disolvente selectivo. Un ejemplo de extracción es la separación de THF (solute) presente en una corriente acuosa (inerte) utilizando heptano (disolvente).

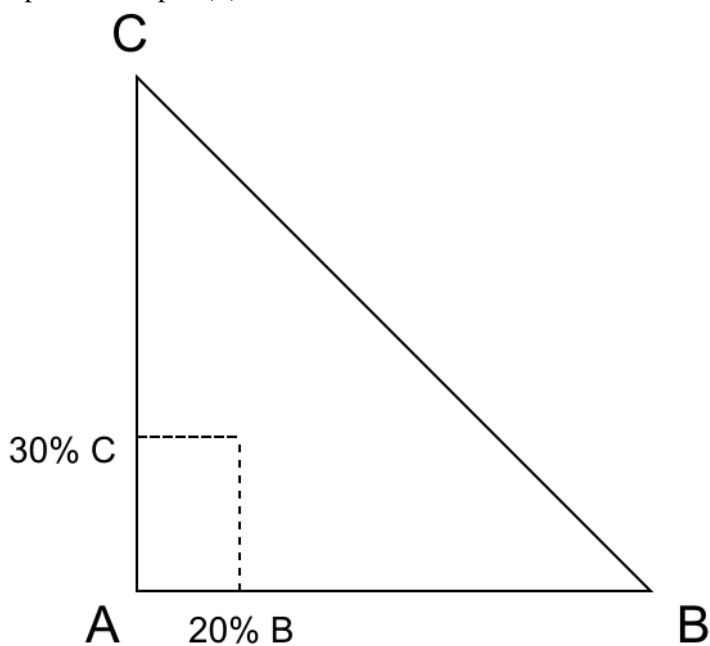


x representa la fracción en peso de alimentación y refinado

y representa la fracción en peso de disolvente y extracto

Empleamos la siguiente notación: A es el inerte, también representado por (I); B el disolvente, también

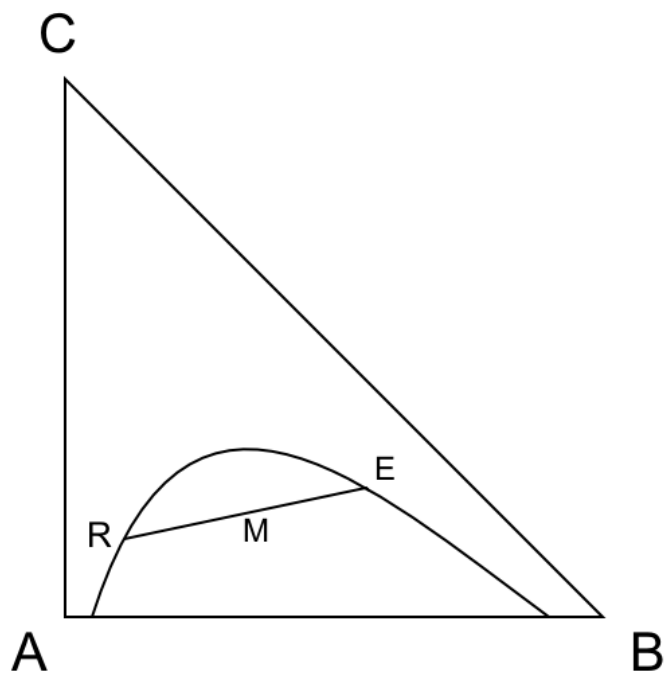
representado por (S); C el soluto.



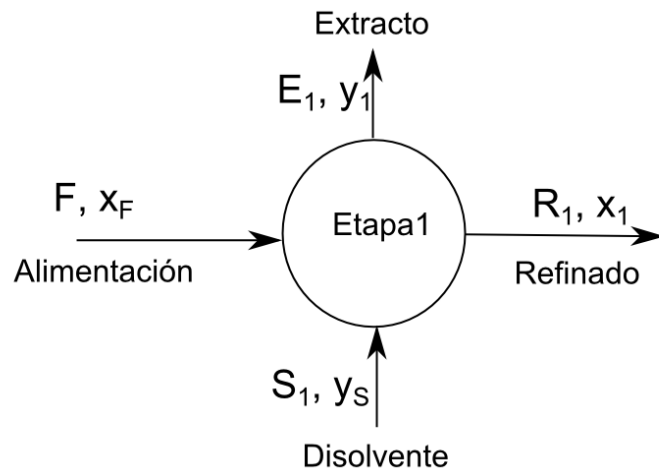
La línea de equilibrio se representa en un triángulo equilátero o rectángulo. Los vértices representan los componentes puros, los lados mezclas binarias de dos componentes y el interior mezcla ternaria.

Para trazar la línea de equilibrio nos dan parejas de puntos que son los extremos de las líneas de reparto.

Todo punto sobre la línea de reparto se excinde en un refinado R y un extracto E.



11.1. Extracción en una sólo etapa



Haciendo un balance de materia al equipo de extracción podemos escribir:

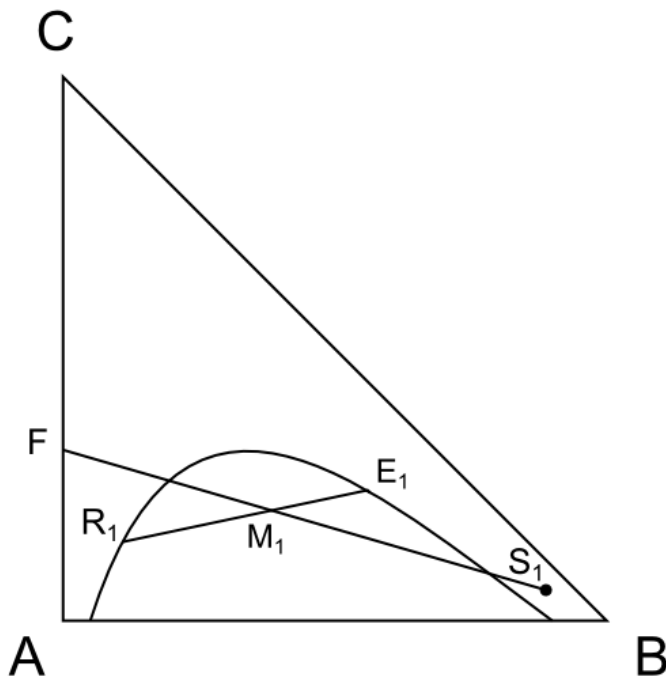
$$F + S_1 = M_1 = R_1 + E_1 \quad (11.1)$$

$$F x_F + S_1 y_s = M_1 x_{M_1} = R_1 x_1 + E_1 y_1 \quad (11.2)$$

Resolviendo el sistema formado por las primeras igualdades, se obtiene:

$$x_{M_1} = \frac{F x_F + S_1 y_s}{F + S_1} \quad (11.3)$$

Localizamos E_1 y R_1 trazando la recta de reparto que pasa por M_1



El extracto y refinado obtenidos se puede calcular resolviendo las segundas igualdades del sistema

$$M_1 = E_1 + R_1 \quad (11.4)$$

$$E_1 y_1 + R_1 x_1 = M_1 x_{M_1} \quad (11.5)$$

de donde se obtiene: $E_1 = \frac{x_{M_1} - x_1}{y_1 - x_1} M_1$; $R_1 = M_1 - E_1$

11.2. Extracción de ácido acético en mezcla acético-cloroformo utilizando agua

1000 kg de una mezcla de ácido acético-cloroformo de composición 30 % en peso de ácido acético se tratan, en contacto sencillo, con agua a 18°C, al objeto de extraer el ácido acético. Calcular: a) Las cantidades, mínima y máxima, de agua a emplear.

b) La concentración máxima que puede alcanzar el ácido acético en el producto que resulta al eliminar el disolvente en el extracto.

c) La cantidad de agua a emplear en el apartado anterior.

Los datos de equilibrio entre fases líquidas para el sistema cloroformo-agua-ácido acético, a 18°C, correspondientes a extremos de rectas de reparto, son los siguientes:

HCl_3	H_2O	CH_3COOH	HCl_3	H_2O	CH_3COOH
99.01	0.99	0.00	0.84	99.16	0.00
91.85	1.38	6.77	1.21	73.69	25.10
80.00	2.28	17.72	7.30	45.58	44.12
70.13	4.12	25.75	15.11	34.71	50.18
67.15	5.20	27.65	18.33	31.11	50.56
59.99	7.93	32.08	25.20	25.39	49.41
55.81	9.53	34.61	28.85	23.28	47.87

La tabla izquierda corresponde a composiciones del refinado y la derecha a composiciones del extracto.

El ácido acético es el soluto a extraer (C), el cloroformo actúa como inerte (A) y el agua es el disolvente que realiza la extracción (B).

11.3. Extracción de ácido acético de disolución acuosa con éter isopropílico

100 kg de una disolución de ácido acético y agua que contienen 30 % de ácido, se van a extraer con éter isopropílico a 20°C en una sola etapa. Calcular la cantidad de disolvente que se requerirá para lograr un refinado que tenga una fracción en peso del 20 %. Los datos de equilibrio a 20°C para el sistema ácido acético-agua-éter isopropílico son:

CH_3COOH	H_2O	Éter isopropílico	CH_3COOH	H_2O	Éter isopropílico
0.69	98.1	1.2	0.18	0.5	99.3
1.41	97.1	1.5	0.37	0.7	98.9
2.89	95.5	1.6	0.79	0.8	98.4
6.42	91.7	1.9	1.93	1.0	97.1
13.3	84.4	2.3	4.82	1.9	93.3
25.5	71.1	3.4	11.4	3.9	84.7
36.7	58.9	4.4	21.6	6.9	71.5
44.3	45.1	10.6	31.1	10.8	58.1
46.4	37.1	16.5	36.2	15.1	48.7

Respuesta: 185.7 kg

11.4. Extracción ácido acético-cloroformo con agua

1000 kg de una mezcla de ácido acético-cloroformo de composición 30 % en peso de ácido acético se tratan, en contacto sencillo, con agua a 18°C, al objeto de extraer el ácido acético. Calcular:

- Las cantidades, mínima y máxima, de agua a emplear.
- Si se trata la mezcla con 500 kg de agua, ¿cuáles serán las composiciones y cantidades de los extractos y refinados obtenidos.

Los datos de equilibrio entre fases líquidas para el sistema cloroformo-agua-ácido acético, a 18°C, correspondientes a extremos de rectas de reparto, son los siguientes:

HCl_3	H_2O	CH_3COOH	HCl_3	H_2O	CH_3COOH
99.01	0.99	0.00	0.84	99.16	0.00
91.85	1.38	6.77	1.21	73.69	25.10
80.00	2.28	17.72	7.30	45.58	44.12
70.13	4.12	25.75	15.11	34.71	50.18
67.15	5.20	27.65	18.33	31.11	50.56
59.99	7.93	32.08	25.20	25.39	49.41
55.81	9.53	34.61	28.85	23.28	47.87

La tabla izquierda corresponde a composiciones del refinado y la derecha a composiciones del extracto.

Respuesta: $S_{min} = 52,6 \text{ kg}$; $S_{max} = 59000 \text{ kg}$; $x_1 = 0,095$; $y_1 = 0,305$; $E_1 = R_1 = 750 \text{ kg}$

11.5. Extracción en varias etapas de acético-agua con éter isopropílico

100 kg de una disolución de ácido acético y agua que contienen 30 % de ácido, se van a extraer tres veces con éter isopropílico a 20°C en flujo cruzado, utilizando 40 kg de disolvente en cada etapa. Calcular:

- Las composiciones de los extractos y refinados separados en cada etapa.
- Las cantidades de los extractos y refinados separados en cada etapa. Los datos de equilibrio a 20°C para el sistema ácido acético-agua-éter isopropílico son:

CH_3COOH	H_2O	Éter isopropílico	CH_3COOH	H_2O	Éter isopropílico
0.69	98.1	1.2	0.18	0.5	99.3
1.41	97.1	1.5	0.37	0.7	98.9
2.89	95.5	1.6	0.79	0.8	98.4
6.42	91.7	1.9	1.93	1.0	97.1
13.3	84.4	2.3	4.82	1.9	93.3
25.5	71.1	3.4	11.4	3.9	84.7
36.7	58.9	4.4	21.6	6.9	71.5
44.3	45.1	10.6	31.1	10.8	58.1
46.4	37.1	16.5	36.2	15.1	48.7

Respuesta: $x_1 = 0,255$; $y_1 = 0,115$; $x_2 = 0,22$; $y_2 = 0,095$; $x_3 = 0,19$; $y_3 = 0,065$; $R_1 = 82,6 \text{ kg}$; $E_1 = 57,4 \text{ kg}$; $R_2 = 75,7 \text{ kg}$; $E_2 = 47,1 \text{ kg}$; $R_3 = 73 \text{ kg}$; $E_3 = 42,5 \text{ kg}$

11.6. Extracción por etapas

100 kg de una disolución A y B, de composición 30 % en peso de C, se somete a un proceso en corriente directa empleando como disolvente el componente B. La operación se efectúa en tres etapas utilizando 50 kg de B en cada etapa. Calcular:

a) La cantidad y composición del extracto y del refinado en cada una de las tres etapas. b) La cantidad y composición del extracto compuesto.

La composición de fases conjugadas para este sistema en % en peso, son las siguientes:

A	B	C	A	B	C
95.0	5.0	0.0	10.0	90.0	0.0
92.5	5.0	2.5	10.1	82.0	7.9
89.9	5.1	5.0	10.8	74.2	15.0
87.3	5.2	7.5	11.5	67.5	21.0
84.6	5.4	10.0	12.7	61.1	26.2
81.9	5.6	12.5	14.2	55.8	30.0
79.1	5.9	15.0	15.9	50.3	33.8
76.3	6.2	17.5	17.8	45.7	36.5
73.4	6.6	20.0	19.6	41.4	39.0
67.5	7.5	25.0	24.6	32.9	42.5
61.4	8.9	30.0	28.0	27.5	44.5
54.4	10.6	35.0	33.3	21.7	45.0
46.6	13.4	40.0	40.5	16.5	43.0
43.4	15.0	41.6	43.4	15.0	41.6

Respuesta: $X_{M_1} = 0,2$; $x_1 = 0,11$; $y_1 = 0,28$; $E_1 = 79,4 \text{ kg}$; $R_1 = 70,6 \text{ kg}$; $x_{M_2} = 0,064$; $x_2 = 0,03$; $y_2 = 0,09$; $E_2 = 68,3 \text{ kg}$; $R_2 = 52,3 \text{ kg}$; $x_{M_3} = 0,0153$; $x_3 = 0,01$; $y_3 = 0,02$; $E_3 = 54,2 \text{ kg}$; $R_3 = 48,1 \text{ kg}$; $E_T = 202 \text{ kg}$; $y_T = 0,146$

11.7. Extracción de ácido propiónico con metil-isobutil-carbinol

Se pretende separar el ácido propiónico contenido en 1000 kg de una mezcla ácido propiónico-agua de composición 25 %, en peso, de ácido propiónico, empleando como agente extractante metilisobutil-carbinol (MIC), que contiene un 2 %, en peso, de agua. Si la temperatura a la que se realiza la extracción

es de 30°C y el preceso se lleva a cabo en dos etapas operando a corriente cruzada utilizando 200 kg de agente extractante en cada etapa. Calcular:

- Las composiciones de los extractos y refinados separados en cada etapa.
- Las cantidades de los extractos y refinados separados en cada etapa.

CH_3CH_2COOH	H_2O	MIC	CH_3CH_2COOH	H_2O	MIC
10.4	88.2	1.4	42.2	27.2	30.6
21.1	76.3	2.8	41.8	22.3	35.9
26.9	68.0	5.1	40.2	19.5	40.3
32.5	58.1	9.4	35.3	14.0	50.7
38.8	43.6	17.6	28.9	10.6	60.5
41.0	36.8	22.2	21.3	8.7	70.0
42.1	32.2	25.8	12.1	7.3	80.6

La tabla izquierda da la composición del refinado y la tabla derecha la composición del extracto.

Rectas de reparto:

CH_3CH_2COOH	H_2O	MIC	CH_3CH_2COOH	H_2O	MIC
2.3	96.4	1.3	8.2	7.4	84.5
4.9	93.7	1.4	14.8	8.4	76.8
7.8	90.7	1.5	21.4	9.6	69.0
11.3	86.8	1.9	28.2	11.0	60.8
36.3	49.7	14.0	36.3	49.7	14.0

Respuesta: $x_1 = 0,16$; $y_1 = 0,34$; $y_2 = 0,225$; $R_1 = 822,22 \text{ kg}$; $E_1 = 377,78 \text{ kg}$; $R_2 = 729,9 \text{ kg}$; $E_2 = 292,3 \text{ kg}$

11.8. Problemas

100 kg de una disolución de tetrahidrofurano (THF) en agua (H_2O), de composición 50 % en peso de THF, se somete a un proceso de extracción en corriente directa (cruzada), que opera a 25 °C y emplea como disolvente cloruro de metileno (CH_2Cl_2) puro. En cada etapa se utilizan 25 kg de CH_2Cl_2 y el refinado final debe contener como máximo un 4 % de THF. Calcular:

- El número de etapas y la cantidad y composición del extracto y refinado de cada etapa.
- La cantidad y composición del extracto compuesto.
- El porcentaje de THF extraído.

Datos de la isoterma de saturación del sistema THF-CH₂Cl₂-H₂O

THF (% en peso)	CH ₂ Cl ₂ (% en peso)	H ₂ O (% en peso)	THF (% en peso)	CH ₂ Cl ₂ (% en peso)	H ₂ O (% en peso)
0.00	1.37	98.63	74.87	7.81	17.32
3.83	1.30	94.87	76.55	9.66	13.79
11.04	1.12	87.84	76.64	13.03	10.33
18.86	0.82	80.32	75.66	15.85	8.47
26.33	0.90	72.77	72.10	21.56	6.34
34.09	0.98	64.93	68.35	26.56	5.09
42.27	1.42	56.31	63.74	32.19	4.07
50.11	2.11	47.78	55.64	41.47	2.89
57.49	3.12	39.38	43.37	54.72	1.91
65.48	4.44	30.08	31.93	66.89	1.19
68.70	5.13	26.17	18.23	81.23	0.54
72.35	6.24	21.41	0.00	99.82	0.18

Datos de rectas de reparto del sistema THF-CH₂Cl₂-H₂O

Fase Orgánica (Extracto) % THF	76.50	73.50	64.25	53.82	42.04	24.40
Fase Acuosa (Refinado) % THF	30.80	25.12	17.80	13.22	8.39	2.20

Capítulo 12

REACTORES QUÍMICOS

El diseño de un reactor debe basarse en el estudio cinético y termodinámico de la reacción química que se pretende realizar. Además debe tenerse en cuenta la producción deseada y las características de la materia prima a utilizar.

La termodinámica química permite establecer el calor desprendido o absorbido por la reacción, así como la extensión en la que se produce la reacción, mediante el cálculo de la constante de equilibrio.

Por otro lado, la cinética química nos aporta datos sobre la velocidad de reacción, así como su dependencia con la concentración, temperatura, presión y uso de catalizadores.

Termodinámica y cinética nos proporcionan la información sobre las condiciones en las que una reacción tendrá lugar con rendimientos y duración aceptables.

12.1. Velocidad de reacción

La velocidad de reacción r_i se define como el número de moles consumidos o generados por unidad de tiempo y volumen de mezcla de reacción.

$$r_i = \frac{1}{V} \frac{dN_i}{dt} \quad (12.1)$$

La velocidad de reacción puede escribirse como el producto de un factor dependiente de la temperatura (cte cinética) por otro dependiente de la concentración de reactivos.

Sea la reacción $aA + bB \rightarrow cC + dD$, la velocidad viene dada por $(-r_A) = -\frac{dc_A}{dt} = kc_A^\alpha c_B^\beta$, siendo α y β los ordenes parciales respecto a los reactivos A y B. La suma de ambos órdenes parciales nos da el orden total o global de la reacción.

12.2. Conversión x_A

La conversión x_A se define como la fracción del reactante A que es transformada en producto. Podemos obtener una expresión para la conversión a partir de la ecuación que nos da los moles de un reactivo A que no han reaccionado $N_A = N_{A0}(1 - x_A) \rightarrow x_A = \frac{N_{A0} - N_A}{N_{A0}}$

También podemos expresar la conversión en función de concentraciones, $c_A = c_{A0}(1 - x_A)$

12.3. Variación del volumen en reacciones gaseosas

En reacciones gaseosas, se pueden producir variaciones de volumen a medida que la reacción transcurre. En esta situación utilizaremos una expresión simplificada que nos da el volumen en función de la conversión $V = V_0(1 + \epsilon_A x_A)$, donde ϵ_A es el factor de variación relativa de volumen del con la conversión del reactante A. $\epsilon_A = \frac{V(x_A=1) - V(x_A=0)}{V(x_A=0)}$

Ejemplo del cálculo de ϵ_A : Sea la reacción $A \rightarrow 4P$. Partimos de 1 mol inicial de A, cuando $x_A = 1$ tendremos 4 moles de R. $\epsilon_A = \frac{4-1}{1} = 3$.

ϵ_A tiene en cuenta la presencia de inertes. Si partimos de 1 mol inicial de A y 1 mol de inertes, cuando $x_A = 0$ tenemos 2 moles y cuando $x_A = 1$ obtenemos 5 moles, $\epsilon_A = \frac{5-2}{2} = 3/2$

12.4. Ley de Arrhenius

La ley de Arrhenius da la dependencia de la constante de equilibrio con la temperatura.

$$k = Ae^{-E_a/RT} \quad (12.2)$$

A, es el factor de frecuencia, relacionado con la frecuencia con que el complejo activado se descompone en los productos.

E_a , representa la energía de activación de la reacción, es la diferencia de energía entre los reactivos y el estado de transición. El uso de catalizadores permite rebajar dicha energía aumentando la velocidad de la reacción.

12.5. Diseño de un reactor discontinuo BR

Los reactantes se introducen en el reactor, se mezclan, se dejan que reaccionen un tiempo determinado y finalmente se descarga la mezcla resultante. La composición varía con el tiempo, aunque es

uniforme en todo el reactor.

Balance de materia al reactor:

Entrada = Salida + Desaparición + Acumulación

- Entrada = Salida = 0
- Desaparición de A por reacción: $(-r_A)V$
- Acumulación de A: $N_A = N_{A0}(1 - x_A)$, derivando respecto de t, $\frac{dN_A}{dt} = -N_{A0} \frac{dx_A}{dt}$

Sustuyendo en el balance de materia:

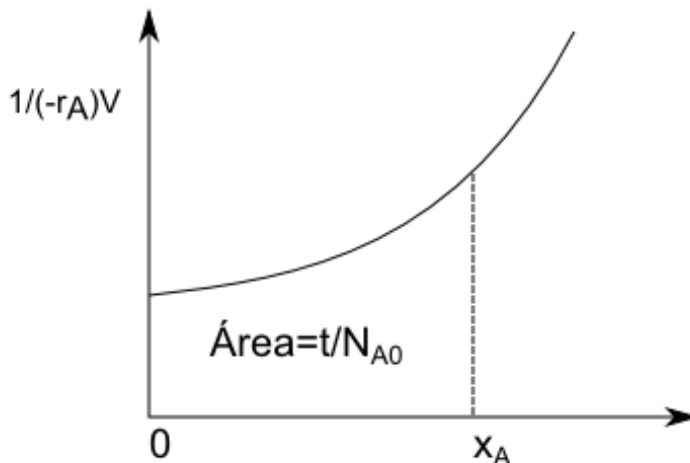
$$0 = (-r_A)V - N_{A0} \frac{dx_A}{dt} \quad (12.3)$$

Separando variables

$$dt = N_{A0} \frac{dx_A}{(-r_A)V} \rightarrow \int_0^t dt = N_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{(-r_A)V} \quad (12.4)$$

La ecuación de diseño de un BR nos queda

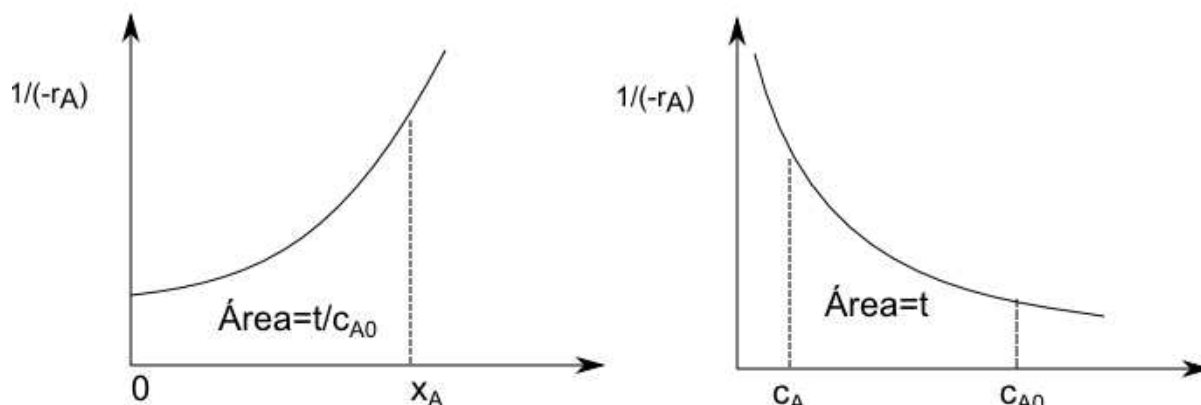
$$t = N_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{(-r_A)V} \quad (12.5)$$



Cuando la densidad no varía, es decir, el volumen no cambia:

$$t = \frac{N_{A0}}{V} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{(-r_A)} = \frac{N_{A0}}{V} \int_{c_{A0}}^{c_A} \frac{-dc_A}{c_{A0}(-r_A)} = - \int_{c_{A0}}^{c_A} \frac{dc_A}{(-r_A)} \quad (12.6)$$

En el paso de la primera a la segunda igualdad hemos utilizado: $c_A = c_{A0}(1 - x_A) \rightarrow dc_A = -c_{A0}dx_A \rightarrow dx_A = -\frac{dc_A}{c_{A0}}$



12.6. Diseño de un reactor continuo de mezcla completa, CSTR

El contenido del reactor está perfectamente agitado y su composición es la misma en cada instante en todos los puntos del reactor. La corriente de salida de este reactor tiene la misma composición que la del fluido contenido en el mismo.

- c_{A0} : concentración inicial del reactivo A (mol/m^3).
- x_{A0} : conversión inicial.
- Q_v : caudal volumétrico (m^3/s).
- F_{A0} : flujo molar de reactivo A a la entrada (mol/s).
- $F_{A0} = c_{A0}Q_v$
- Reacción $A \rightarrow P$ con velocidad $(-r_A)$.

Balance de materia al reactor: Acumulación = Entrada - Salida - Desaparición

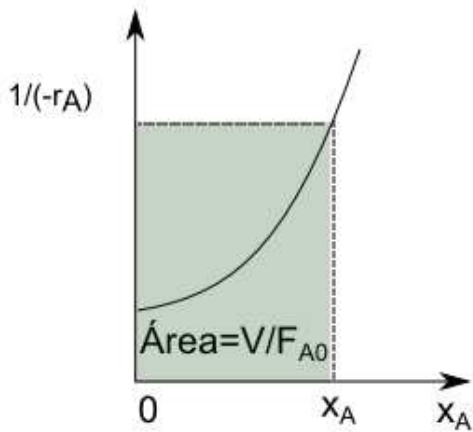
- Acumulación de A = 0 (No hay acumulación, todo lo que entra sale)
- Entrada de A = F_{A0}
- Salida de A = $F_A = F_{A0}(1 - x_A)$
- Desaparición de A por reacción = $(-r_A)V$

Sustituyendo en el balance de materia:

$$0 = F_{A0} - F_{A0}(1 - x_A) - (-r_A)V \quad (12.7)$$

Simplificando esta última expresión, obtenemos la ecuación de diseño del CSTR

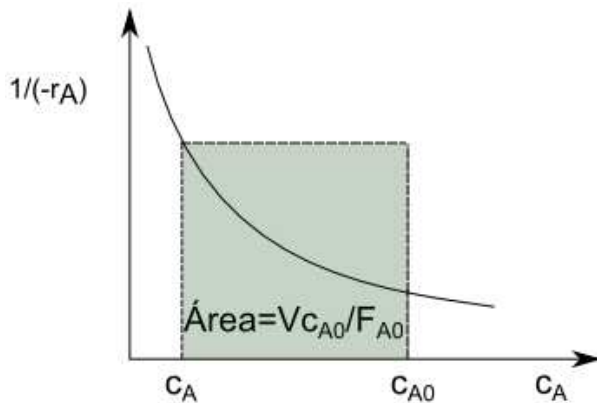
$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{x_A}{(-r_A)} \quad (12.8)$$



En sistemas de densidad constante, $c_A = c_{A0}(1 - x_A)$, despejando x_A , $x_A = \frac{c_{A0} - c_A}{c_{A0}}$.

La ecuación de diseño nos queda,

$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{c_{A0} - c_A}{(-r_A)c_{A0}} \rightarrow \frac{Vc_{A0}}{F_{A0}} = \frac{c_{A0} - c_A}{(-r_A)} \quad (12.9)$$



12.6.1. Tiempo espacial y velocidad espacial

Se define el tiempo espacial τ como el tiempo necesario para tratar un volumen de alimentación igual al volumen del reactor.

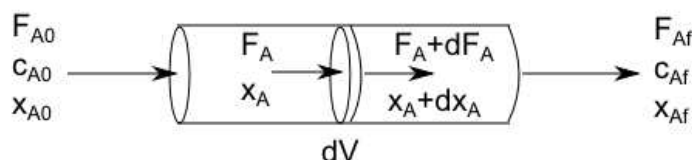
$$\tau = \frac{V}{Q_v} = \frac{Vc_{A0}}{F_{A0}} \quad (12.10)$$

Se define la velocidad espacial (S) como el número de volúmenes de alimentación que pueden tratarse en la unidad de tiempo, medidos en volúmenes de reactor. La velocidad espacial es la inversa del tiempo espacial.

$$S = \frac{1}{\tau} \quad (12.11)$$

12.7. Reactor de flujo de pistón (PFR)

A medida que se va desplazando el reactivo a lo largo del reactor la composición va cambiando. Realizamos el balance de materia al elemento diferencial de volumen para extenderlo después a todo el reactor.



Balance de materia: Acumulación = Entrada - salida - Desaparición

- Entrada de A en el dV : F_A
- Salida de A del dV : $F_A + dF_A$
- Desaparición de A: $(-r_A)dV$
- Acumulación = 0

El balance de materia nos queda, $0 = F_A - F_A + dF_A + (-r_A)dV$, dado que $F_A = F_{A0}(1 - x_A)$, derivando obtenemos, $dF_A = -F_{A0}dx_A$. Llevando esta última ecuación al balance de materia:

$$F_{A0}dx_A = (-r_A)dV \quad (12.12)$$

Separando variables e integrando

$$\int_0^V \frac{dV}{F_{A0}} = \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(-r_A)} \quad (12.13)$$

La ecuación de diseño del PFR nos queda

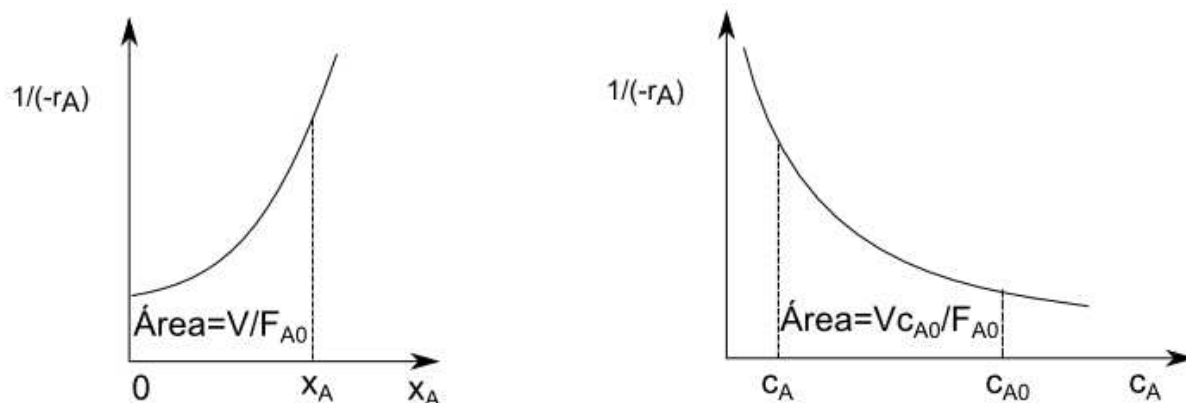
$$\frac{V}{F_{A0}} = \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(-r_A)} \quad (12.14)$$

También podemos expresarla en función del tiempo espacial, teniendo en cuenta que $\tau = \frac{c_{A0}V}{F_{A0}}$

$$\tau = c_{A0} \int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(-r_A)} \quad (12.15)$$

En sistemas con densidad constante $c_A = C_{A0}(1 - x_A)$, derivando $dc_A = -c_{A0}dx_A$, despejando, $dx_A = \frac{dc_A}{-c_{A0}}$. Sustituyendo dx_A en la ecuación de diseño se obtiene:

$$\tau = - \int_{c_{A0}}^{c_{Af}} \frac{dc_A}{(-r_A)} \quad (12.16)$$



12.8. Problemas

1. Se ha encontrado que un compuesto R puede tener interés comercial. La obtención del mismo se lleva a cabo mediante una sencilla reacción ($A \rightarrow R$). Con objeto de ir planificando su potencial producción a escala industrial, se ha decidido estudiar la cinética de la reacción $A \rightarrow R$ en un reactor discontinuo. Mediante la toma de muestras del reactor discontinuo a intervalos de tiempo determinados, se ha determinado la variación en la concentración de A en dicho reactor, obteniéndose los datos que se indican en la siguiente tabla:

t(min)	0	5	17	40
$c_A(\text{mol}/\text{m}^3)$	1000	600	180	18

Determinar:

- a) La constante cinética (k) de la reacción.
- b) La expresión de la ecuación cinética.
- c) La velocidad de la reacción para una concentración de A (C_A) de $180 \text{ mol}/\text{m}^3$

Respuesta: a) $k = 0,1 \text{ min}^{-1}$; b) $(-r_A) = 0,1c_A$; c) $18 \text{ mol}/\text{min} \cdot \text{m}^3$

2. Para la reacción $A \rightarrow P$, se han obtenido los siguientes datos cinéticos en un reactor continuo de tanque agitado:

$C_A(\text{mol}/\text{l})$	2	1.7	1.4	1.0	0.8
$(-r_A)(\text{mol}/\text{l s})$	23.2	18.2	13.6	8.2	5.9

Determinar:

- a) La constante cinética (k) de la reacción.
- b) El orden de reacción con respecto a A.
- c) La expresión de la ecuación cinética.

Respuesta: a) $k=8.2 \text{ l}^{1/2}\text{mol}^{1/2}\text{s}$; b) 1.5; c) $(-r_A) = 8,2c_A^{3/2}$

3. Se ha encontrado que un compuesto B puede tener interés comercial. La obtención del mismo se lleva a cabo mediante la reacción $A \rightarrow B$, cuyo orden de reacción se desconoce. Con objeto de ir planificando su potencial producción a escala industrial, se ha decidido estudiar la cinética de la reacción $A \rightarrow B$ en un reactor continuo a intervalos de tiempo determinados, se ha determinado la variación en la concentración de A en dicho reactor, obteniéndose los datos que se indican en la siguiente tabla:

$t(\text{min})$	0	100	200	300	400
$c_A(\text{mol/l})$	1000	500	333	250	200

Determinar:

- a) La constante cinética (k) de la reacción
- b) El orden de reacción con respecto a A
- c) La expresión de la ecuación cinética

Respuesta: a) $k = 10^{-5} \text{ l/mol} \cdot \text{min}$; b) $(-r_A) = 10^{-5}c_A^2$

4. La reacción de dimerización $2M \rightarrow D$ se realiza en fase líquida en presencia de un disolvente inerte en condiciones isotérmicas (80°C). La constante de equilibrio a esta temperatura es elevada y positiva, de modo que la reacción se puede considerar irreversible. La constante de velocidad es igual a $2 \text{ l/mol} \cdot \text{g h}$ y la reacción es de segundo orden con respecto a M, cuya densidad es $6 \text{ mol} \cdot \text{g/l}$. Si el reactor discontinuo en el que se lleva a cabo la dimerización se carga con una alimentación que contiene 50 %, en volumen, de M y el resto es disolvente inerte, ¿qué tiempo de reacción se requerirá para que el 75 % del monómero M se convierta en dímero D?

Respuesta: $t_{reaccin} = 0,5 \text{ h}$

5. En un reactor se planifica la conversión de A en R en fase líquida. La estequiometría de la reacción es $A \rightarrow R$ cuyo orden de reacción se desconoce. Con objeto de ir planificando la potencial produc-

ción a escala industrial del compuesto R, se ha decidido estudiar la cinética de la reacción $A \rightarrow R$ en un reactor discontinuo. Mediante la toma de muestras en el reactor discontinuo a intervalos de tiempo determinados, se ha determinado la variación de la concentración de A en dicho reactor, obteniéndose los datos que se indican en la siguiente tabla:

$c_A(\text{mol/l})$	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	1.0	1.3	2.0
$(-r_A)(\text{mol/l min})$	0.1	0.3	0.5	0.6	0.5	0.25	0.1	0.06	0.05	0.045	0.042

Calcular:

- El tiempo que ha de reaccionar cada carga para que la concentración descienda de $c_{A0} = 1,5 \text{ mol/l}$ a $c_{Af} = 0,3 \text{ mol/l}$.
- El tamaño del reactor de mezcla completa necesario para alcanzar la conversión del 75 % con una alimentación de 1000 mol A/h. ($c_{A0} = 1,2 \text{ mol/l}$).
- El tamaño del reactor de flujo en pistón para alcanzar la conversión del 80 % con una alimentación de 1000 mol A/h. ($C_{A0} = 1,5 \text{ mol/l}$).

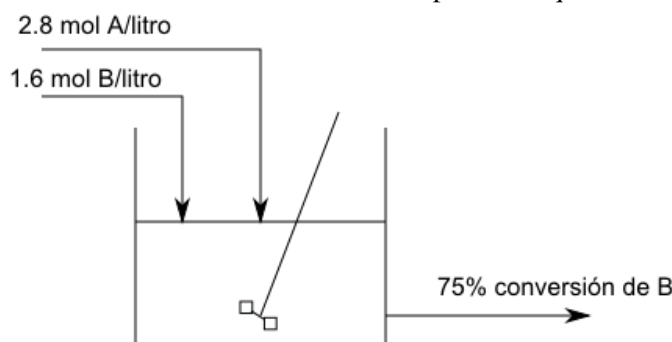
Respuesta: 17.5 min; b) 25 l; c) 194.55 l

<http://youtu.be/AbSgW9bpcgs>

- En un reactor de mezcla completa de 120 l se efectúa, en condiciones estacionarias, la reacción en fase líquida: $A + B \rightleftharpoons R + S$ con constantes de velocidad para la reacción directa $k_1 = 7 \text{ l/mol} \cdot \text{min}$ y para la inversa $k_2 = 3 \text{ l/mol} \cdot \text{min}$.

Al reactor entran dos corrientes de alimentación con caudales iguales: una contiene 2.8 mol de A/L y la otra 1.6 mol de B/L. Se desea que la conversión del componente limitante sea del 75 %.

Calcular el caudal de cada corriente, suponiendo que la densidad permanece constante.



- La ropa que se utiliza hoy en día se fabrica en una proporción bastante importante con fibras sintéticas de poliéster. Para fabricar las fibras de poliéster se utiliza un 45 %, aproximadamente, del

etilenglicol que se produce a escala mundial. El etilenglicol se obtiene por reacción entre el óxido de etileno y agua en presencia de ácido sulfúrico como catalizador.

En vista de la demanda existente, se desea montar una planta química para la producción de 100000 t/año de etilenglicol, utilizando un reactor continuo de tanque agitado (CSTR). El reactor operará isotérmicamente y se piensa alimentar con una disolución 0.02 mol·kg/L de óxido de etileno y disolución acuosa de ácido sulfúrico al 0.9 %, ambas con igual flujo volumétrico. Si la constante cinética específica para esta reacción es de 0.311 min^{-1} , Calcular:

- ¿Qué volumen tendría que tener el reactor CSTR necesario para lograr dicha producción, sabiendo que la conversión que se alcanza en el mismo es del 80 %?
- Si el tanque agitado que se piensa utilizar como reactor tiene 1 m de diámetro, ¿qué altura deberá de tener el reactor?

Respuesta: a) 4.94 m^3 ; b) 6.29 m.

8. El etileno es el producto químico orgánico de mayor producción a escala mundial. Aproximadamente, un 67 % del etileno producido se emplea para la fabricación de plásticos (como, por ejemplo, el polietileno con el que se recubren los cables), un 20 % para producir óxido de etileno, el 16 % para bicloruro de etileno y etilenglicol, el 5 % para fibras y el 5 % para disolventes.

Dada la demanda de etileno existente, se piensa que puede ser un buen negocio instalar una planta que permita producir 150000 t/año de etileno por deshidrogenación catalítica de etano, según la reacción siguiente: $C_2H_6 \rightarrow C_2H_4 + H_2$.

La reacción de deshidrogenación es irreversible y sigue una cinética elemental. La constante cinética para esta reacción es 0.072 s^{-1} a 1000 K y la energía de activación de la reacción es de 82 kcal/mol·g. Para llevar a cabo la reacción se piensa utilizar un reactor PFR que operará a 1100 K y a una presión de 6 atm. Calcular el volumen del reactora PFR necesario, si se alcanza una conversión del 80 % en el mismo.

Respuesta: a) 2.52 m^3

9. La reacción irreversible de primer orden $A \rightarrow B$ se lleva a cabo en un reactor de mezcla completa de 5 litros de volumen, con una alimentación de 2 litros/min y una concentración de A de 0.1 mol/litro. El valor de la constante cinética es $k = 0.7 \text{ min}^{-1}$.

Calcular:

- La conversión que se obtiene en el reactor de mezcla completa.
- Volumen del reactor de flujo de pistón que nos proporcionaría una conversión igual a la del apartado a).

10. Se ha encontrado que la velocidad de reacción $A \rightarrow 3R$ en fase homogénea a 215°C , es: $(-r_A) = 10^{-2}c_A^{1/2}$, (mol/l.s).

Calcular el tiempo espacial necesario para alcanzar la conversión del 80 % a partir de una alimentación del 50 % de A y 50 % de inertes, en un reactor de flujo de pistón que opera a 215°C y 5 atm ($c_{A0} = 0,0625 \text{ mol/l}$)

11. Para obtener una cantidad de combustibles que permita cubrir el gran consumo existente, es necesario someter los hidrocarburos procedentes del petróleo a un proceso de craqueo, con objeto de transformar los hidrocarburos de cadena larga en hidrocarburos de cadena más corta que se pueden utilizar como combustibles. En un reactor que, de forma aproximada, se puede considerar un reactor CSTR, se decide someter a craqueo un aceite de petróleo (un hidrocarburo de 18 átomos de carbono) para obtener un queroseno de aviación (que, en este caso, se puede considerar que es un hidrocarburo de 12 átomos de carbono). La reacción de craqueo que tiene lugar se puede considerar, de forma simplificada, que se ajusta al siguiente esquema de reacción: $2C_{18}H_{36} \rightarrow 3C_{12}H_{24}$. Se ha determinado que la ecuación cinética de esta reacción en fase líquida es: $(-r_A) = kc_A^2$. Si en un reactor CSTR se alcanza una conversión de un 60 %: ¿qué conversión se alcanzaría en un reactor CSTR que fuese 5 veces mayor que el reactor en el que se alcanza dicha conversión?

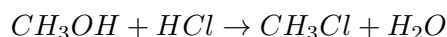
Respuesta: 81 %

12. La anilina es un importante producto químico que se utiliza, por ejemplo, en la fabricación de colorantes y de poliuretanos. Para obtenerla se parte de nitrobeneno, el cual se puede obtener a 50°C mediante nitración de benceno en presencia de ácido sulfúrico (en realidad se utiliza una mezcla de los dos ácidos), de acuerdo con la siguiente reacción: $C_6H_6 + HNO_3 \rightarrow C_6H_5NO_2 + H_2O$. La velocidad de la reacción de nitración (en mol/l min) viene dada por: $(-r_A) = k[C_6H_6][HNO_3]$, en donde $k = 2 \text{ l/min mol}$. La reacción se lleva a cabo en un reactor continuo de tanque agitado, que se alimenta con un flujo molar de 2250 mol/min de una disolución de nitrobeneno con una concentración 1 M y 4500 mol/min de una disolución de ácido nítrico con una concentración 2 M. Si se quiere alcanzar una conversión del 50 %:

- a) ¿Qué tamaño deberá tener el reactor CSTR?
b) Si se pudiera utilizar un reactor PFR que trabajase en las mismas condiciones, ¿qué tamaño tendría?

Respuesta: a) 3000 litros; b) 1825 litros.

13. El clorometano (cloruro de metilo) se utiliza como agente extractante de grasas y aceites, así como intermedio químico en la obtención de siliconas o como agente espumante en la obtención de las espumas de poliestireno utilizadas como aislante térmico o como embalajes. La mayoría del clorometano, se obtiene haciendo borbotear cloruro de hidrógeno gaseoso a través de metanol, de acuerdo con la siguiente reacción.

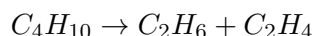


Se piensa producir 10000 t/año de clorometano utilizando un reactor continuo de tanque agitado (CSTR). Utilizando un reactor discontinuo, se ha determinado que la constante de velocidad de la reacción es de $2 \times 10^{-3} \text{ l mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$ y que en 10 min se puede alcanzar una conversión del 60 %. Sabiendo que en el reactor CSTR las concentraciones iniciales de ambos reaccionantes son iguales y que se puede alcanzar una conversión igual a la del reactor discontinuo, calcular:

- a) El volumen que deberá tener el reactor CSTR.
- b) El tiempo espacial de los reaccionantes en el reactor CSTR.

Respuesta: a) 50232 litros; b) 98 min.

14. El butano se dismuta, a 500°C, dando lugar a etano y etileno, según la reacción.



Se piensa alimentar 10 kmol/min de una mezcla que contiene un 60 % de C_4H_{10} , un 30 % de C_2H_6 y un 10 % de Argon a un reactor tubular de flujo de tapón que va a operar a 500°C y a una presión de 40 atm. Sabiendo que la constante de velocidad específica para la reacción indicada es de 5 min^{-1} , en las condiciones de operación del reactor, calcular:

- a) El volumen que deberá tener el PFR, si se sabe que el porcentaje en volumen del butano en los gases que salen del reactor es del 2 %.
- b) El tiempo de residencia de los reaccionantes en el reactor.

Nota: Supóngase que los gases se comportan como gases ideales

Respuesta: a) 13.16 m^3 ; b) 49.83 s.

15. La oxidación de tolueno a ácido benzoico ha sido estudiada, en fase líquida, en un reactor discontinuo con agitación, utilizando aire como medio oxidante. La reacción sigue una cinética de primer orden respecto al tolueno y la constante cinética a 160°C (temperatura de operación) vale $6.1 \times 10^{-6} \text{ s}^{-1}$. La concentración inicial de tolueno es de 9.3 mol/l. Calcular el tiempo necesario para obtener una conversión del 10 %.

16. El acetaldehído se descompone a 800°C y presión atmosférica para dar CH_4 y CO, según la reacción, $CH_3CHO \rightarrow CH_4 + CO$. Dicha descomposición responde a una cinética de primer orden, en la que la constante de velocidad específica viene dada por la expresión; $k(s^{-1}) = Ae^{-E_a/RT}$, siendo $A = 1 \times 10^{15} s^{-1}$, $E_a = 356 kJ/mol - g K$ y T, la temperatura absoluta.

Si se alimentan 792 kg/h de acetaldehído a un reactor tubular de flujo de tapón, calcular:

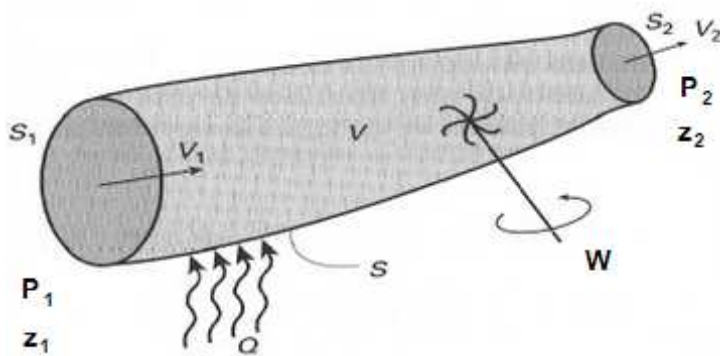
- a) El volumen que deberá tener el reactor PFR, si se sabe que la fracción molar de acetaldehído en el producto de reacción es 0.1.
- b) El tiempo de residencia de los reaccionantes en el reactor.

Respuesta: a) $242.17 m^3$; b) 9.17 min.

BALANCES DE ENERGÍA

13.1. Balance de energía en sistemas abiertos

$$(\text{Acumulación}) = (\text{Entrada}) - (\text{Salida}) + (\text{Generación}) - (\text{Consumo})$$



En ausencia de reacción química la generación y el consumo de energía son nulos.

$$E_{tot}|_{t_2} - E_{tot}|_{t_1} = [m_1(\hat{U}_1 + \hat{K}_1 + \hat{\phi}_1) + Q + m_1 P_1 \hat{V}_1] - [m_2(\hat{U}_2 + \hat{K}_2 + \hat{\phi}_2) - (W_{eje}) + m_2 P_2 \hat{V}_2] \quad (13.1)$$

Agrupando términos

$$\Delta E = m_1[(\hat{U}_1 + P_1 \hat{V}_1) + \hat{K}_1 + \hat{\phi}_1] - m_2[(\hat{U}_2 + P_2 \hat{V}_2) + \hat{K}_2 + \hat{\phi}_2] + Q + W_{eje} \quad (13.2)$$

De esta última ecuación se obtiene la fórmula general del balance de energía.

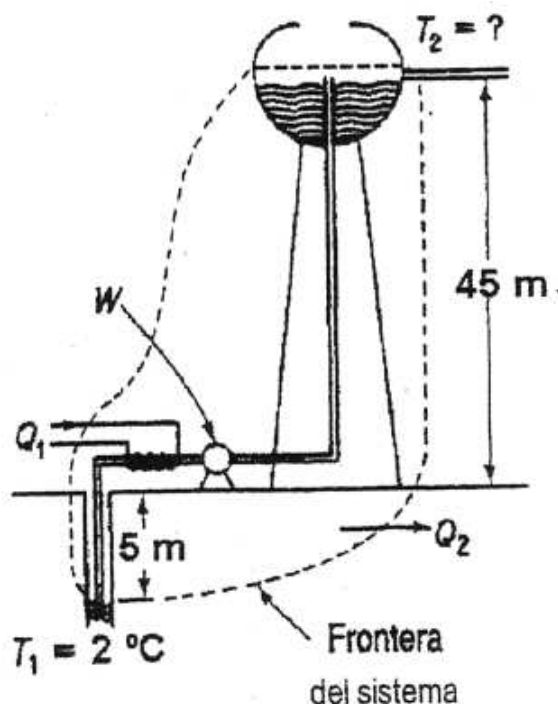
$$\Delta E = -\Delta[m(\hat{H} + \hat{K} + \hat{\phi})] + Q + W_{eje} \quad (13.3)$$

- Q (calor): calor intercambiado entre el sistema y el entorno debido a una diferencia de temperatura entre ambos.

- W(trabajo): Energía intercambiada entre sistema y alrededores debido a una fuerza que actúa a través de un desplazamiento de los límites del sistema. Existen dos tipos de trabajo: 1/ trabajo del eje, se define como el trabajo hecho por/o sobre el fluido al pasar por una pieza de un equipo (turbina o bomba) y transmitido por un eje (W_{eje}); 2/ trabajo de flujo, es el trabajo que se intercambia entre cada unidad de masa de fluido y el fluido que lo rodea.
- K (energía cinética): energía que posee un sistema debido a su velocidad relativa con los alrededores.
- ϕ (energía potencial): energía que posee un sistema debido a la fuerza que ejerce el campo gravitatorio sobre la masa del cuerpo.
- U (Energía interna): medida macroscópica de las energías molecular, atómica y subatómica de una sustancia.
- H (Entalpía): $H=U+PV$.
- Convenio de signos: Calor absorbido = positivo. Trabajo cedido por el sistema = positivo.
- Sistemas en estado estacionario (sin acumulación de energía), $\Delta E = 0$
- Sistemas cerrados (sin entrada ni salida de materia) $Q + W_{eje} = \Delta E$
- Si la velocidad con que entra la masa en el sistema no es igual a la velocidad con que sale, tendremos una variación de energía cinética ΔK
- Cuando la entrada de fluido y la salida no están a la misma altura habrá un cambio en la energía potencial $\Delta\phi$

13.1.1. Problemas

1. Con un caudal de 1000 l/h, se bombea agua desde el fondo de un pozo de 5 m de profundidad hasta un depósito que tiene una tubería de salida situada a 45 m de altura sobre la superficie del suelo. Para bombear el agua se dispone de una bomba con una potencia de 2 CV, cuya eficiencia es del 55 %, debido a que toda la potencia que consume de la red eléctrica, sólo una parte se transforma en trabajo de bombeo, mientras que la potencia restante se disipa en forma de calor al medioambiente.

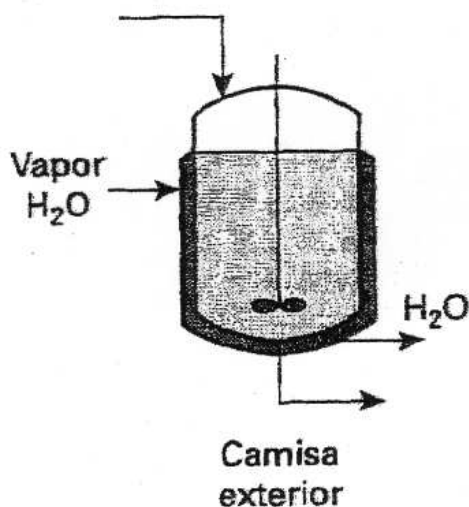


Para evitar que, durante el invierno, se pueda congelar el agua en la tubería de suministro al depósito, se dispone de un pequeño sistema de calefacción que aporta 11000 kcal/h al sistema. No obstante, debido a un deficiente aislamiento, el sistema pierde 6000 kcal/h.

Sabiendo que el pozo de agua está a 2°C , calcular cuál será la temperatura que alcanzará el agua situada en el interior del depósito.

Respuesta: 7.6°C

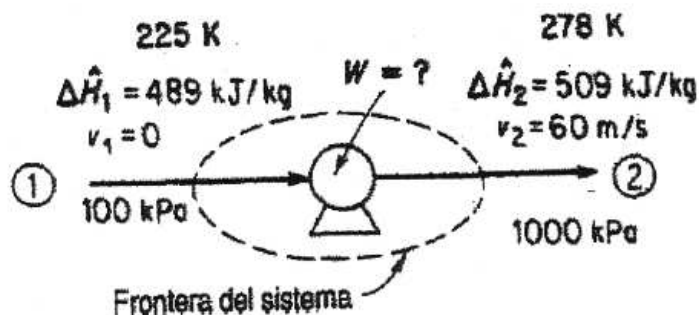
- En un reactor discontinuo encamisado se cargan 150 kg de reaccionantes a 20°C que experimentan una reacción endotérmica, la cual absorbe 2300 KJ/kg de mezcla de reacción. Para que la reacción tenga lugar, se calienta el reactor alimentando vapor saturado a 250°C al encamisado, el cual se condensa por completo en el mismo. Transcurrida 1h, finaliza la reacción y se observa que la masa de reacción se encuentra a 100°C . A pesar del aislamiento del reactor, se pierde energía a una tasa de 1.5 KJ/s a través de sus paredes. Si tanto productos como reaccionantes tienen una $C_p = 3,26\text{ J/gK}$, ¿cuántos kg de vapor se requerirán por kg de agua?



Dato: Entalpía del vapor saturado a 250°C = 1701 kJ/kg

Respuesta: $1.53 \text{ kg vapor/kg carga}$.

3. Un compresor tiene que comprimir 100 kg/h de aire desde 100 kPa a 225 K (condiciones en las que tiene una entalpía de 498 kJ/kg) hasta 1000 kPa y 278 K (condiciones en las que tiene una entalpía de 509 kJ/kg). El aire tiene que salir del compresor a 60 m/s .

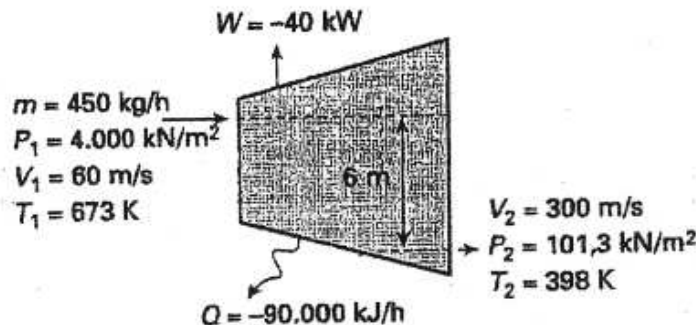


¿Qué potencia tiene el compresor?

Respuesta: 606 W .

4. Una central térmica, está considerando sustituir la turbina de un pequeño grupo de generadores de energía eléctrica por una distinta. Para ello, el vapor generado mediante la combustión de carbón en la caldera se piensa introducir en esta nueva turbina a una velocidad de 60 m/s , y a una presión de 4000 kN/m^2 y 673 K . El vapor saldrá de ella, con un desnivel de 6 m respecto de la entrada, a presión atmosférica y 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 de calor producidas durante su funcionamiento en régimen

estacionario son de 90000 KJ/h, calcular el rendimiento de la turbina.



Respuesta: 75.26 %

5. Un aceite utilizado como fluido de refrigeración en un transformador de un proceso industrial se ha calentado hasta 95°C e interesa enfriarlo hasta 60°C para volverlo a reutilizar como refrigerante. Para ello, se piensa en utilizar un cambiador de calor de carcasa y tubos, cuyos tubos tienen un diámetro interno de 20 mm. Por el interior de los tubos se va a introducir agua fría a 15°C y a una velocidad de 1 m/s, que se capta de un río próximo al proceso industrial y que ha sido pretratada mediante intercambio iónico para minimizar los problemas de ensuciamiento de los tubos del cambiador de calor. Se desea que el agua que salga del cambiador de calor no supere los 48°C. Por el interior de la carcasa se harán circular, en contracorriente con el agua, 135900 kg/h de aceite, cuya capacidad calorífica media a presión constante (C_p) es de 2 KJ/kg°C. Si el coeficiente global de transmisión de calor (U) en el cambiador de calor se mantiene constante y se estima en 2570 W/m²°C, calcular:

- El caudal de agua de refrigeración necesario.
- El número de tubos que tendrá que tener el cambiador de calor.
- El área del cambiador de calor
- La longitud de los tubos del cambiador de calor.

Respuesta: a) 68965 kg/h; b) 61 tubos; c) 28.7 m²; d) 7.5 m

6. Una turbina funciona con 500 kg/h de vapor. El vapor entra en la turbina a 44 atm y 450°C a una velocidad lineal de 60 m/s y sale en un punto 5 m por debajo de la entrada de la turbina presión atmosférica y a una velocidad de 360 m/s. La turbina produce trabajo externo a una velocidad de 70 kW, y se estima que la pérdida de calor de la turbina es 10⁴ kcal/h. Calcular el cambio de entalpía específica en KJ/kg asociada al proceso.

7. Se mezclan dos flujos de agua que constituyen la alimentación de un calentador. Los datos del proceso son:

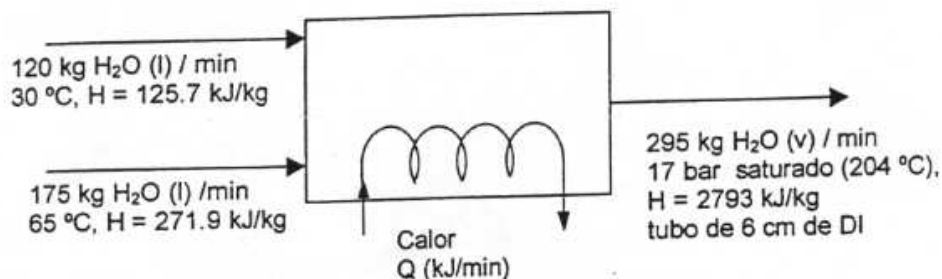
Flujo de entrada 1: 120 kg/min a 30°C

Flujo de entrada 2: 175 kg/min a 65°C

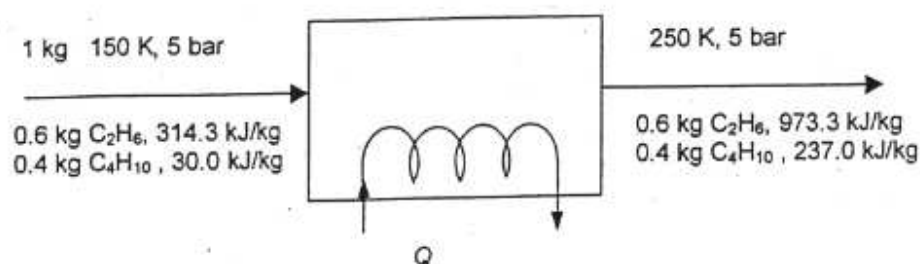
Presión del calentador: 17 bar (absoluta)

El flujo de salida emerge del calentador a través de una tubería de 6 cm de diámetro. Calcular el flujo de entrada de calor requerido para el calentador en KJ/min, si el flujo de salida está saturado a la presión del calentador. No considerar las energías cinéticas de los flujos líquidos de entrada.

Volumen específico del vapor saturado a 17 bar: $0,1166 \text{ m}^3/\text{kg}$



8. Se calienta un flujo de gas que contiene 60 % en peso de etano y 40 % de butano, de 150 a 250 K, a una presión de 5 bar. Calcular la cantidad de calor requerida para kg de mezcla, sin tener en cuenta los cambios en la energía cinética y potencial.



13.2. Balance de energía en sistemas isotérmicos y estacionarios

Planteamos la ecuación general del balance de energía

$$\Delta E = -\Delta[m(\hat{H} + \hat{K} + \hat{\phi})] + Q + W_{eje} \quad (13.4)$$

En estados estacionarios $\Delta E = 0$. El calor intercambiado es debido a pérdidas por fricción $\hat{E}_v = -\hat{Q}$. Calculamos el cambio de entalpía a temperatura constante: $\hat{H} = \hat{U} + P\hat{V}$; diferenciando $d\hat{H} = d\hat{U} + Pd\hat{V} + \hat{V}dP$. Dado que $d\hat{Q} = d\hat{U} + Pd\hat{V}$ y $d\hat{Q} = C_p dT$, podemos escribir $d\hat{H} = C_p dT + \hat{V}dP$, a

temperatura constante $C_p dT = 0$ y $d\hat{H} = \hat{V} dP$.

Integrando

$$d\hat{H} = \int_1^2 \hat{V} dP \quad (13.5)$$

Sustituyendo estos valores en el balance general de energía

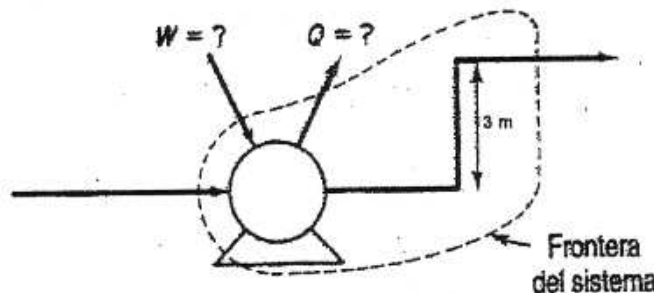
$$0 = -\Delta[(\hat{K} + \hat{\phi})] - \int_1^2 \hat{V} dP - \hat{E}_v + W_{eje} \quad (13.6)$$

Multiplicando toda la ecuación por (-1) se obtiene la ecuación de Bernoulli, aplicable a balances de energía en estado estacionario y sin cambio de temperatura

$$\Delta[(\hat{K} + \hat{\phi})] + \int_1^2 \hat{V} dP + \hat{E}_v - W_{eje} = 0 \quad (13.7)$$

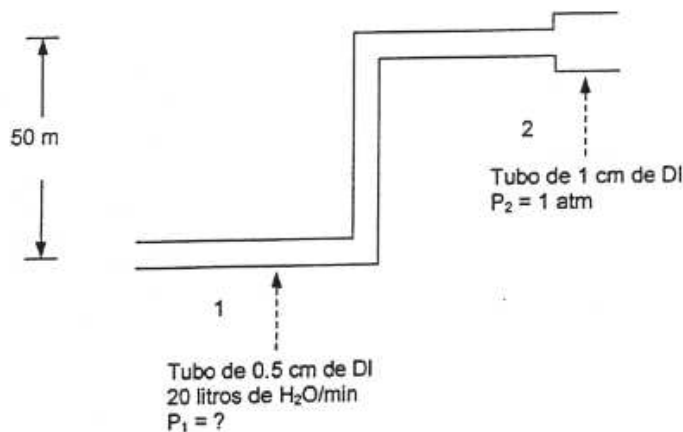
13.2.1. Problemas

1. Una bomba tiene que impulsar 1 litro de agua/s desde un depósito que está a 7 atm y 27°C hasta un depósito situado a 3 m de altura que está a 60 atm y 38°C. ¿Qué potencia deberá tener la bomba?

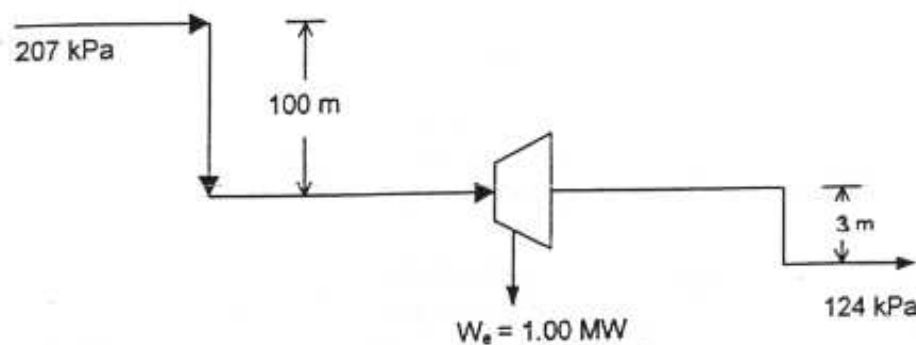


Respuesta. 5.4 kW.

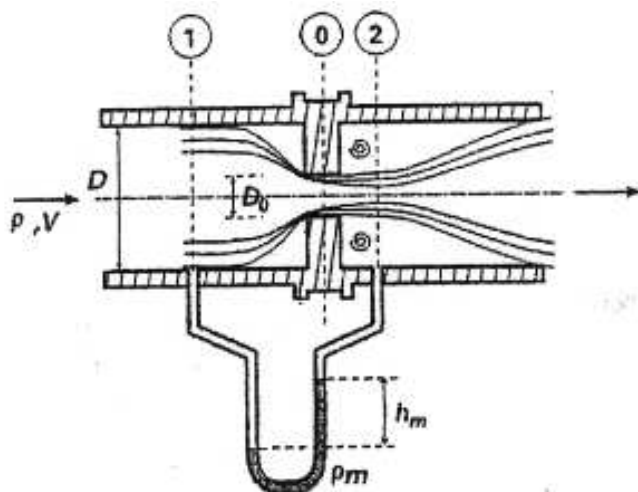
2. A través del sistema que se muestra en la figura, fluye agua a una velocidad de 20 litros/min. Calcular la presión requerida en el punto 1 si las pérdidas por fricción son despreciables.



3. Desde un recipiente fluye agua a través de un conducto hacia una turbina que se encuentra a un nivel menor, y sale de la turbina a través de un conducto similar. En un punto 100 m por encima de la turbina, la presión es 207 kPa, y en un punto 3 m por debajo de la turbina, la presión es 124 kPa. ¿Cuál debe ser la velocidad de flujo del agua si la turbina produce 1 MW?



4. En una planta de pasteurización se bombea leche de densidad relativa 1.02 hasta un tanque de almacenamiento situado a 10 m de altura a través de una tubería de 7.62 cm de diámetro interno. La cantidad de leche que se maneja es de 400 l/min. Calcular la potencia requerida por la bomba en HP suponiendo que la eficacia de la misma es de 100 % y que no hay pérdidas por fricción en la línea.
5. Se debe bombear ácido sulfúrico a un reactor a través de una tubería de 50 mm de diámetro interior (D). Para ver si el caudal con el que se está bombeando el ácido es el necesario para que tenga lugar la reacción en las condiciones previstas, se decide instalar en la tubería un medidor de orificio de 3 cm de diámetro de orificio (D_0)



Antes y después del medidor de orificio, se instalan dos tubitos de pequeño diámetro que se co-

nectan a las ramas de un manómetro, el cual se rellena con mercurio como fluido manométrico. Iniciada la operación de bombeo, se observa que el mercurio situado en las dos ramas se mueve y que se alcanza una diferencia de altura entre el mercurio de las dos ramas de 70 cm (h_m). Si el caudal de ácido sulfúrico no debe superar los 2 l/s. ¿se está bombeando correctamente el ácido al reactor? ¿Por qué?

Dato: $\rho_{Hg} = 13,548 \text{ g/cm}^3$; $\rho_{ac. sulf} = 1,834 \text{ g/cm}^3$

Respuesta: No, porque $Q_{bombeo} = 2,24 \text{ l/s}$

6. Para llevar a cabo una reacción de nitración se necesita bombear a razón de 300 l/min una disolución de HNO_3 al 50 % en peso que se encuentra en un tanque a 20°C y presión atmosférica hasta un reactor que se encuentra a la misma altura que el tanque. La tubería de admisión de la bomba tiene un diámetro normalizado de 1/2 pulgada mientras que la tubería de descarga tiene un diámetro normalizado de 1 pulgada. Si la bomba tiene una potencia de 4 CV. ¿Cuál será la presión de descarga de la bomba, si se supone que las pérdidas por fricción son nulas y que la temperatura del fluido que sale de la bomba es idéntica a la del fluido que se encuentra en el tanque?

Datos: densidad del ácido nítrico (50 %) a 20°C = 1310 kg/m³

Respuesta: 4.29 atm.

7. En un reactor continuo de tanque agitado se produce una reacción endotérmica $A \rightarrow B$, absorbiéndose 600 cal/g de A que se transforma. El reactor se calienta mediante una camisa en la que se introduce vapor de agua saturado a 300°C y 1 atm que, una vez condensado, sale a 100°C y 1 atm. La corriente de A se introduce con un flujo másico de 200 kg/h a 100°C, mientras que la corriente de B sale a 50°C. La conversión es total. Calcula la cantidad de vapor que se requiere para calentar el reactor si se estiman unas pérdidas de calor a través de las paredes del reactor de 300 kcal/h.

Datos: $\bar{C}_p$ (del reactivo y producto)=0.9 kcal/kg K; $\bar{C}_p$ (agua gas)=1.93 kJ/kg K; Entalpía de vaporización del agua a 100°C y 1 atm = 540 kcal/kg.

Respuesta: 175,9 kg/h de vapor.

8. Para llevar a cabo una reacción de nitración se necesita bombear a razón de 300 l/min una disolución de ácido nítrico al 50 %, en peso que se encuentra en un tanque de 20°C y presión atmosférica hasta un reactor que se encuentra a la misma altura que el tanque. La tubería de admisión de la bomba tiene un diámetro normalizado de media pulgada (1/2") mientras que la tubería de descarga tiene un diámetro normalizado de una pulgada. si la bomba tiene una potencia de 4 CV, ¿Cuál será

la presión de descarga de la bomba, si se supone que las pérdidas por fricción son nulas y que la temperatura del fluido que sale de la bomba es idéntica a la del fluido que entra en la bomba?

Datos: $\rho \text{ HNO}_3$ (50 %, *peso*) a 20°C = 1310 kg/m^3 .

Respuesta: 26 atm

9. Se tiene nitrógeno a una temperatura de 1500°C y 7 atm y éste se expande a través de una turbina hasta una presión de 1 atm. La turbina se diseña tal que los gases salen con gran velocidad. Cuando el flujo de gases es de 50 kg/h la turbina produce 3.5 kW. Las pérdidas de calor en la turbina son de 3000 kcal/h. La tubería que llega a la turbina tiene un diámetro interno de 0.622 in.

la capacidad calorífica de los gases se puede considerar como constante e igual a $0.24 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$.

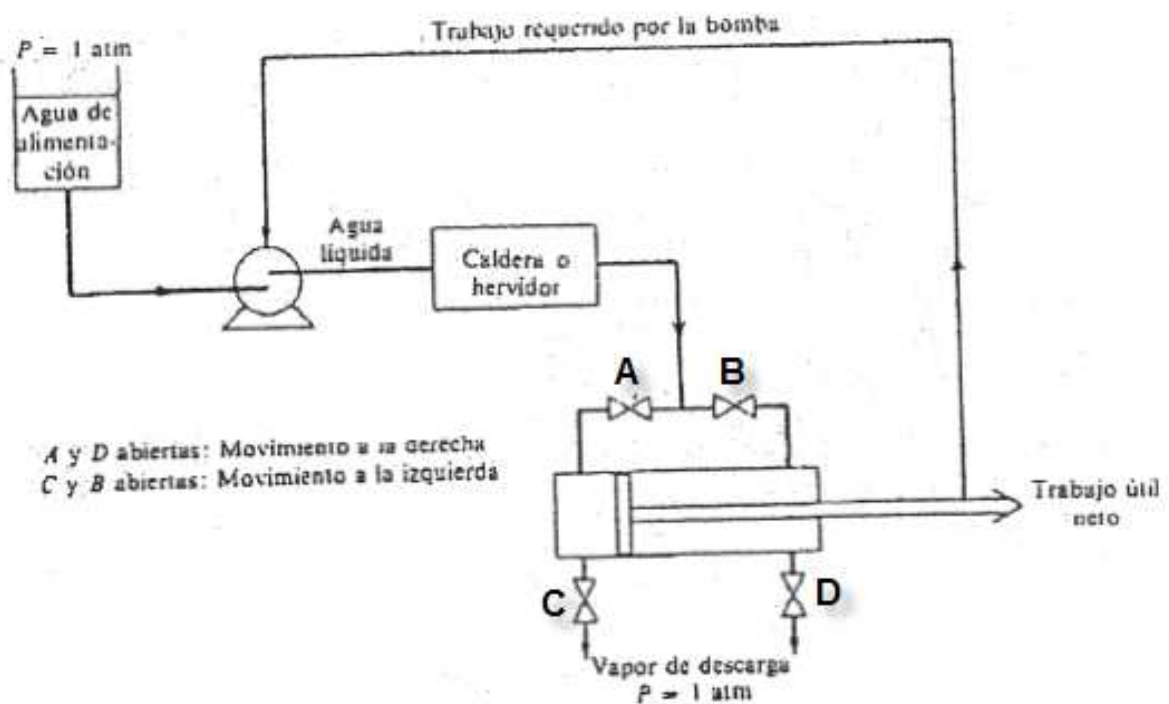
¿Cuál es la temperatura y velocidad del gas saliente si la tubería de salida es igual a la de entrada?

Respuesta: $T=1193\text{-}1238 \text{ K}$; $v_2=247.55\text{-}257 \text{ m/s}$.

PRODUCCIÓN DE ENERGÍA

14.1. Maquinas térmicas no cíclicas. La máquina de vapor

La máquina de vapor es un dispositivo capaz de convertir energía térmica en mecánica. El rendimiento del proceso es bajo y sólo una pequeña fracción de la energía térmica suministrada a la caldera se convierte en trabajo. En el siguiente diagrama de flujo pueden observarse los elementos que componen una máquina de vapor.

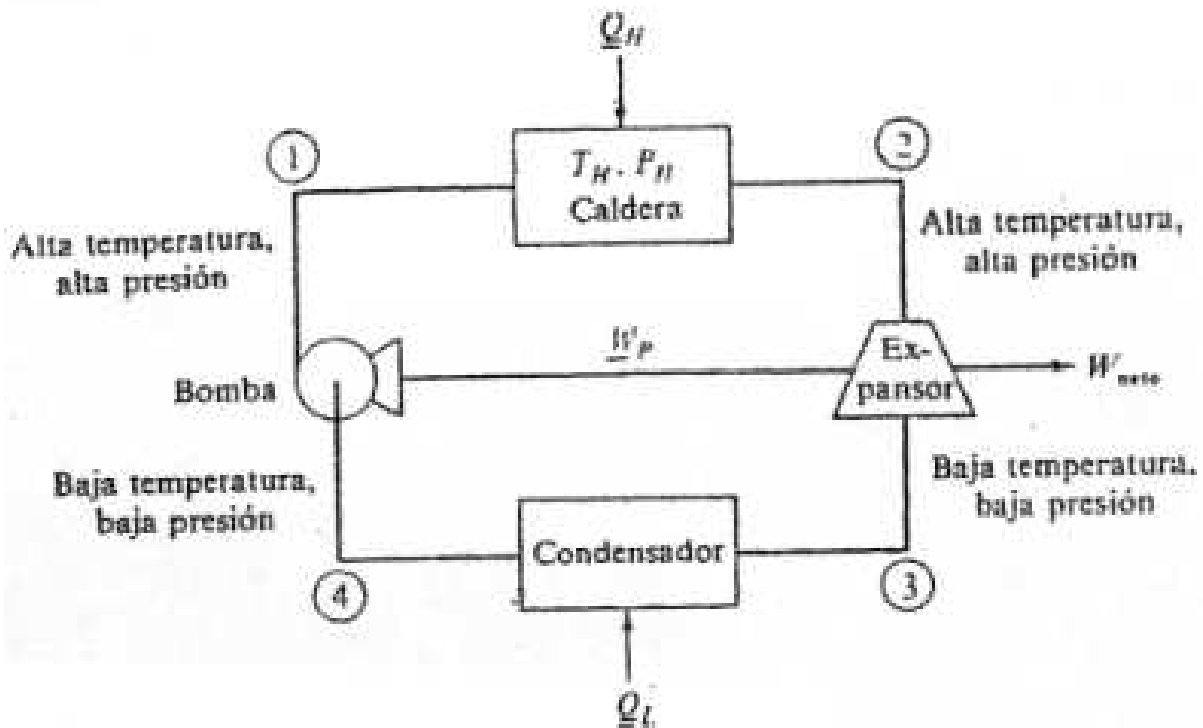


El agua a presión atmosférica y temperatura ambiente se bombea desde el depósito de alimentación a la caldera. En la caldera se produce la conversión del agua líquida en vapor, pasando al sistema cilindro-

pistón. El trabajo se consigue manteniendo a diferente presión ambos lados del embolo. A un lado tenemos la presión del vapor suministrado por la caldera y al otro lado el vapor se descarga a la atmósfera (presión atmosférica).

El bajo rendimiento de este sistema se debe a que el vapor descargado a la atmósfera tiene una entalpía mucho más elevada que el agua suministrada a la caldera, desaprovechando gran parte del contenido energético del vapor. Llegados a este punto nos hacemos la siguiente pregunta, ¿sería posible someter el vapor de descarga a un nuevo ciclo a través de la máquina en un esfuerzo por evitar esa pérdida de energía?

14.2. Procesos cíclicos. El ciclo de Carnot

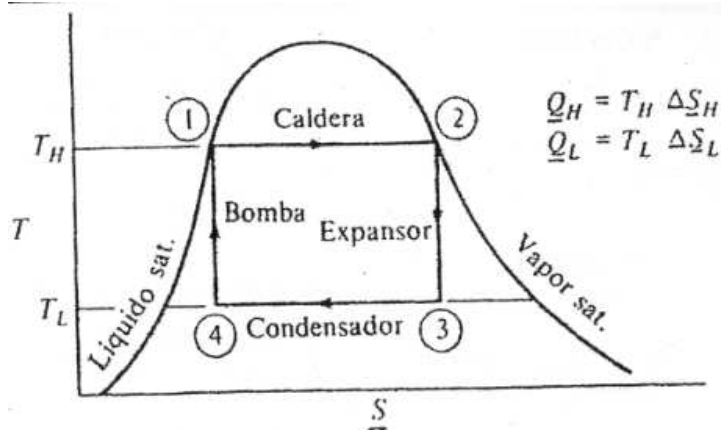


El procedimiento de someter el vapor de descarga a un nuevo ciclo requiere dos consideraciones adicionales:

- Dado que la caldera opera a una presión más alta que la del fluido de descarga de la turbina, es necesario aumentar la presión del fluido antes de que retorne a la caldera. Esta etapa requiere un gasto de trabajo de compresión que debe restarse al trabajo realizado por la turbina, para obtener el trabajo neto de la máquina.

- El trabajo neto obtenido del proceso es máximo si tanto el expansor (turbina) como el compresor (bomba) operan reversiblemente. Supongamos además que la bomba y el expansor operan adiabáticamente, los flujos a través del expansor y del compresor se efectúan a entropía constante.

La bomba y el expansor no afectan a la entropía, mientras que la caldera aumenta la entropía del fluido de trabajo. En un proceso cíclico, este aumento de entropía debe compensarse con la correspondiente disminución en otra parte del sistema. El único método por el que puede disminuirse la entropía en un ciclo cerrado consiste en extraer energía en forma de calor. Por tanto, es necesario introducir una etapa de eliminación de calor entre el expansor y la bomba. El cambiador de calor de baja temperatura usado en este tipo de ciclo se llama condensador y se supondrá que opera reversible e isotérmicamente y en él se eliminará suficiente calor como para que la entropía que sale sea igual a la del fluido que entra a la caldera.



- Etapa 1-2, aporte de calor de forma isoterma. Es decir, aplicamos calor pero la temperatura del sistema no cambia (esto no es algo raro, por ejemplo cuando el agua hierve a los 100° si le seguimos aplicando calor la temperatura no aumenta sino que se invierte en continuar el proceso de cambio de fase de líquido a vapor).
- Etapa 2-3, expansión adiabática reversible.
- Etapa 3-4, cesión de calor isoterma.
- Etapa 4-1, compresión adiabática reversible. Adiabático significa que no hay intercambio de energía en forma de calor, así que es un proceso donde sólo hay trabajo mecánico involucrado. En un proceso adiabático aplicado a un sistema la entropía del mismo no cambia.

El ciclo idealizado que hemos desarrollado en el cual todos los procesos ocurren reversiblemente, y que contiene dos etapas isotérmicas y dos etapas isoentrópicas es el llamado ciclo de Carnot, y es el ciclo más eficiente que puede operar entre dos temperaturas T_L y T_H

14.2.1. Rendimiento del ciclo de Carnot

El rendimiento del ciclo de Carnot viene dado por el cociente entre el trabajo neto realizado (W_{neto}) y el calor aportado a la caldera (Q_H).

$$\eta = \frac{W_{neto}}{Q_H} \quad (14.1)$$

El trabajo neto viene dado por la diferencia entre el calor aportado a la caldera, Q_H y el extraído por el condensador Q_L

$$W_{neto} = Q_H + Q_L \quad (14.2)$$

Escribiendo la relación entre el calor intercambiado y la entropía $Q_H = T_H \Delta S_H$ y $Q_L = T_L \Delta S_L$. En procesos reversibles la variación de entropía total es nula, $\Delta S_H + \Delta S_L = 0$, que también puede escribirse como, $\frac{Q_H}{T_H} + \frac{Q_L}{T_L} = 0$. Despejando Q_L :

$$Q_L = -\frac{T_L}{T_H} Q_H \quad (14.3)$$

Sustituyendo en la ecuación del W_{neto}

$$W_{neto} = Q_H \left(1 - \frac{T_L}{T_H} \right) \quad (14.4)$$

Llevando esta última ecuación a la expresión del rendimiento

$$\eta = \frac{W_{neto}}{Q_H} = 1 - \frac{T_L}{T_H} = \frac{T_H - T_L}{T_H} \quad (14.5)$$

El rendimiento del ciclo de Carnot depende de la diferencia de temperatura entre los focos. El rendimiento máximo, $\eta = 1$ se alcanza cuando $T_H = \infty$ y $T_L = 0$.

14.3. El ciclo de Rankine

En el ciclo de Carnot, tanto la turbina como la bomba trabajan en la zona bifásica. El trabajo necesario para bombear reversiblemente un fluido entre dos niveles de presión están relacionados con su volumen específico.

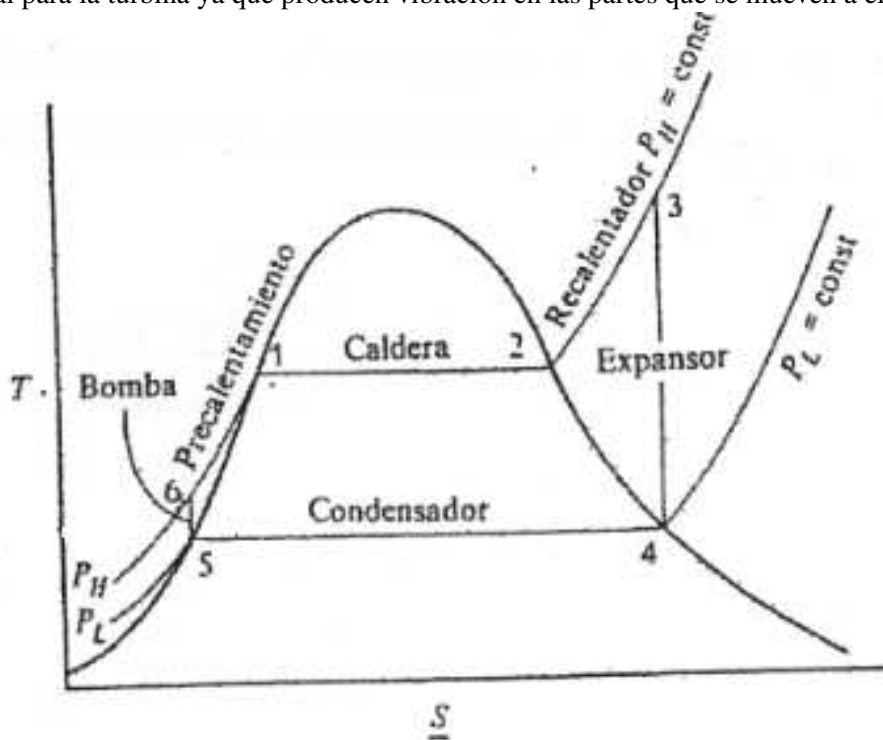
Por tanto, si se condensa completamente el fluido antes de que entre en la bomba, el trabajo requerido es

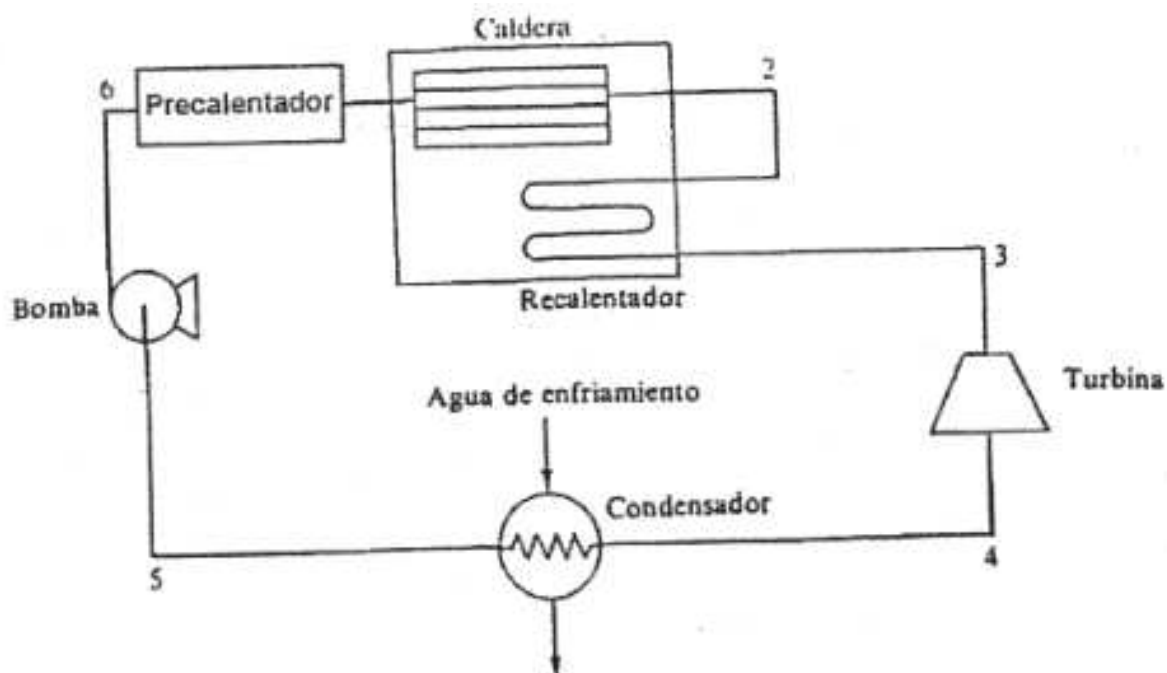
considerablemente menor debido a que el volumen específico del líquido es mucho menor que el volumen específico del vapor.

Además debemos considerar que el bombeo de mezclas gas-líquido plantea dificultades mecánicas a la mayoría de las bombas y compresores.

Este problema se resuelve desplazando el punto de entrada del compresor a la curva del líquido saturado. Una compresión adiabática reversible del líquido desde la presión del condensador hasta la presión de la caldera lleva al fluido a lo largo del camino isoentrópico (5-6). A continuación, se realiza una adición de calor sensible (precalentamiento)(6-1) en la caldera, antes de que comience la vaporización.

En el ciclo de Carnot la descarga del expansor también ocurre en dos fases. Esta situación es muy perjudicial para la turbina ya que producen vibración en las partes que se mueven a elevada velocidad.

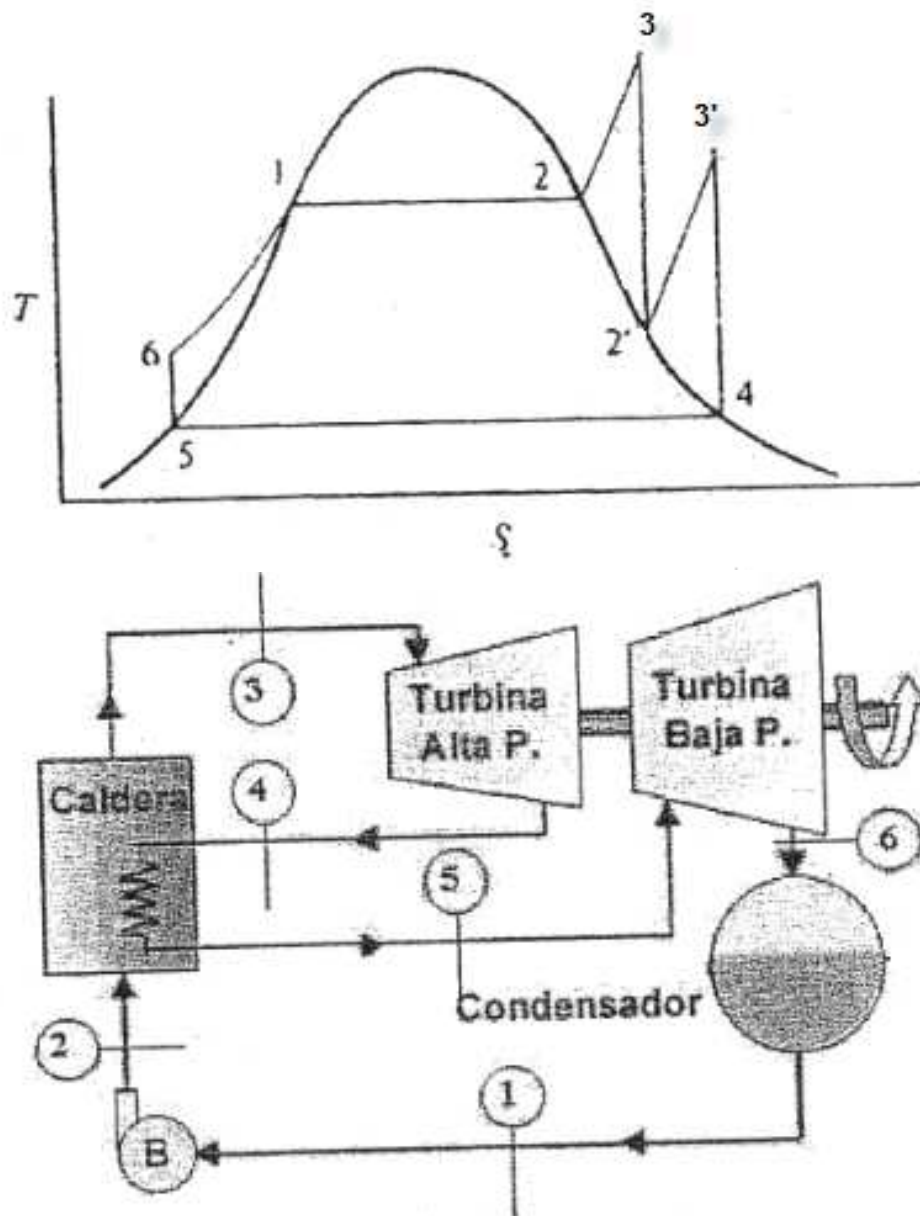




14.3.1. Mejoras en el ciclo de Rankine

El rendimiento térmico del ciclo de Rankine puede aumentarse significativamente usando presiones más altas en la caldera. Desafortunadamente, esto exige precalentamientos siempre crecientes y dado que la temperatura máxima en el calentador está limitada a la temperatura que pueden soportar los tubos, suele trabajarse a menos de 300°C.

Otra forma de aumentar el rendimiento consiste en trabajar con dos turbinas, realizando dos recalentamientos. El vapor que sale de la caldera (2) se recalienta a una temperatura aceptable (3) y luego se expande obteniendo trabajo hasta llegar a la curva de saturación (2'). El vapor vuelve a recalentarse en una segunda sección del precalentador (2'-3') y se expande en otra turbina, obteniéndose más trabajo, hasta alcanzar de nuevo la curva de saturación (4). El fluido de trabajo se condensa y se bombea a la caldera. De esta manera, se usan presiones de caldera más altas obteniendo así mejores rendimientos sin tener que aumentar la temperatura del calentador.



14.4. Problemas

1. Se está proyectando el diseño de una central térmica que opere un ciclo Rankine con recalentamiento. El vapor se pretende alimentar a la turbina hasta una presión de 8600 kPa y una temperatura de 500°C. Se piensa expandir el vapor en una turbina hasta una presión de 10.09 kPa y llevarlo a un condensador, del que saldría líquido saturado que, posteriormente, sería bombeado hasta la caldera

para la producción de vapor. Se admite que la expansión y la compresión son isentrópicas.

- a) Determinar la eficacia térmica del ciclo de Rankine
- b) ¿Qué eficacia tendría el ciclo de Carnot que operase entre las mismas temperaturas de caldera y condensador?
- c) ¿En qué porcentaje es superior el rendimiento de un ciclo con respecto al del otro?
- d) ¿Se puede llevar a la práctica el ciclo Rankine descrito en este problema?. Razona la respuesta.

Dato: $\rho_{agua}(T = 319,15K) = 0,99 \text{ g/cm}^3$

Respuesta: a) 39.8 %; b) 43.9 %; c) El ciclo de Carnot tiene un rendimiento 10.3 % superior; d) No, la turbina tendría que operar con mezclas líquido-vapor.

2. Se está proyectando el diseño de una central térmica que opere siguiendo un ciclo Rankine con recalentamiento. El vapor se pretende alimentar a la turbina a una presión de 8600 kPa y una temperatura de 500°C. Se piensa expandir el vapor en una turbina hasta una presión de 10.09 kPa, pero al representar el ciclo en el diagrama de Mollier, se observa que ello conllevaría operar en la región L-V, con los consiguientes problemas de averías en la turbina.

Con objeto de evitar estos problemas, se decide expandir el vapor hasta una presión más elevada (8 atm), volverlo a recalentar hasta 450°C y expandirlo en una segunda turbina hasta vapor saturado y llevarlo a un condensador, del que saldría líquido saturado que, posteriormente, sería bombeado hasta la caldera para la producción de vapor. Se admite que la expansión y la compresión son isentrópicas.

- a) Determinar la eficacia térmica del ciclo de Rankine.
- b) Si en la realidad tanto las turbinas como la bomba que impulsa el líquido tienen una eficacia del 75 %, ¿cuál sería la eficacia del ciclo?.
- c) Si la planta ha de generar 500 MW, determinar el flujo de vapor del ciclo.
- d) Para la planta de 500 MW. ¿qué cantidad de energía se transmite en la caldera y en el condensador?

Datos: $\rho_{agua}(73C) = 976 \text{ kg/m}^3$

Respuesta: a) 36.6 %; b) 27.3 %; c) 498.12 kg/s; d) $1,832 \times 10^6 \text{ kJ/s}$; $-1,162 \times 10^6 \text{ kJ/s}$

3. En una instalación de producción de energía, el generador de vapor de agua produce vapor saturado a 300°C y 30 atm. Una vez producido se expande en una turbina, tras lo cual pasa por un condensador que opera a 1 atm. Calcular:

- a) La temperatura a la que opera el condensador.

b) La fracción de vapor de agua que condensa tras la expansión

c) la eficacia del ciclo térmico.

Datos: $\rho_{agua}(100^\circ C) = 957,8 \text{ kg/m}^3$; Entalpía del líquido saturado a $(100^\circ C \text{ y } 1 \text{ atm}) = 419.1 \text{ kJ/kg}$

Respuesta: a) $100^\circ C$; b) 14 %; c) 24.9 %

4. En un ciclo Rankine sin recalentamiento la caldera produce vapor de agua saturado a 50 atm que se expande en una turbina hasta una presión de 0.5 atm. La corriente que sale de la turbina, tras pasar por un condensador, se comprime mediante una bomba y la corriente de salida de la misma se vuelve a introducir en la caldera. Suponiendo que la expansión y la compresión son isentrópicas:

a) Representa el ciclo en un diagrama de Mollier.

b) Determinar las temperaturas a las que operan la caldera y el condensador.

c) ¿Se produzcan problemas mecánicos en la turbina de expansión? ¿Por qué?.

d) ¿Qué fracción de agua se condensaría durante la expansión del vapor? e) Determinar la eficacia térmica del ciclo de Rankine.

f) Si en la realidad tanto las turbinas como la bomba que impulsa el líquido tienen una eficacia del 75 %, ¿cuál sería la eficacia del ciclo?

g) Si la planta ha de generar 5MW, determinar el flujo de vapor del ciclo.

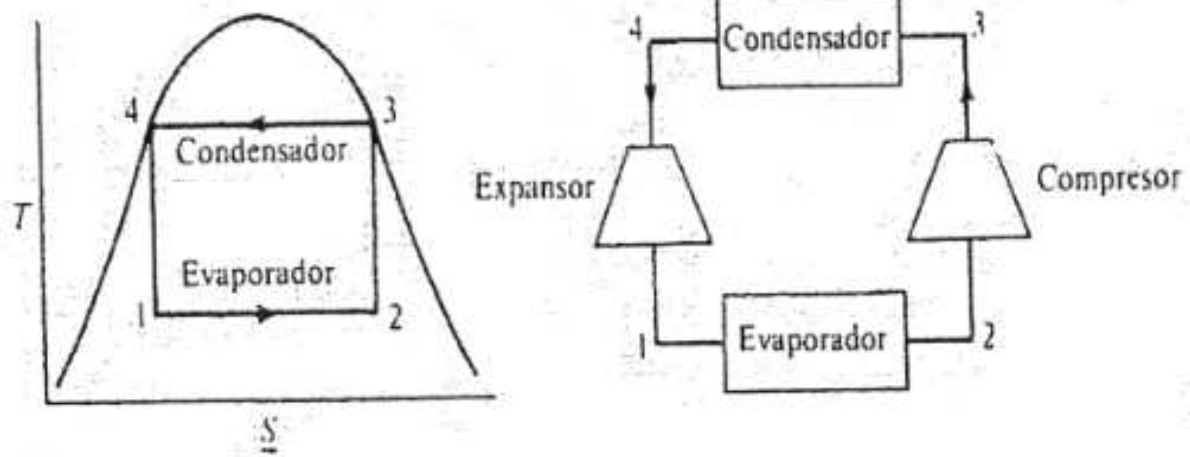
Datos: $\rho_{agua}(T = 80^\circ C) = 971,8 \text{ kg/m}^3$; Entalpía del líquido saturado = 293 kJ/kg.

Solución: b) $T_H = 265^\circ C$; $T_L = 80^\circ C$; c) Sí; d) 25 %; e) 28.95 %; f) 21.59 %; g) 6.3 kg/s.

Capítulo 15

REFRIGERACIÓN

El ciclo de Carnot puede operar en una dirección inversa, es posible absorber calor desde un foco a baja temperatura y descargarlo a un foco de alta temperatura si se suministra trabajo al ciclo. Así puede utilizarse el ciclo de Carnot para reproducir un efecto de refrigeración.



El ciclo de Carnot representa el ciclo de refrigeración más eficiente, es decir, el que proporciona más kcal de enfriamiento por kcal de trabajo suministrado. Este ciclo consiste en dos procesos isotérmicos y dos isoentrópicos. Utiliza los mismos componentes que la máquina térmica pero operando en la secuencia inversa.

El fluido absorbe calor isotérmicamente en un cambiador de baja temperatura (evaporador) con un correspondiente aumento en su entropía (etapa 1-2). Después la temperatura del fluido se aumenta mediante una compresión isoentrópica (etapa 2-3). A continuación, el fluido descarga calor isotérmicamente en un foco de alta temperatura y experimenta una reducción de entropía (etapa 3-4) que compensa el aumento

producido en la etapa de temperatura baja. Finalmente el fluido se expande isoentrópicamente hasta la presión y temperatura a las cuales comenzó el ciclo (etapa 4-1), durante esta etapa se obtiene trabajo de expansión reversible.

15.1. Cálculo del coeficiente de funcionamiento COP

Representa la cantidad de enfriamiento producido por unidad de trabajo suministrado al ciclo.

$$COP = \frac{-Q_L}{W_{neto}} \quad (15.1)$$

El cambio de entropía a lo largo del ciclo es nula.

$$\Delta S_H - \Delta S_L = 0 \quad (15.2)$$

Dado que $Q_H = T_H \Delta S_H$ y $Q_L = T_L \Delta S_L$

$$\frac{Q_H}{Q_L} + \frac{Q_L}{T_L} = 0 \quad (15.3)$$

Despejando Q_H

$$Q_H = -\frac{T_H}{T_L} Q_L \quad (15.4)$$

Como el trabajo neto vale $W_{neto} = Q_H + Q_L$

$$W_{neto} = -\frac{T_H}{T_L} Q_L + Q_L = \left(1 - \frac{T_H}{T_L}\right) Q_L \quad (15.5)$$

Sustituyendo en la ecuación del COP

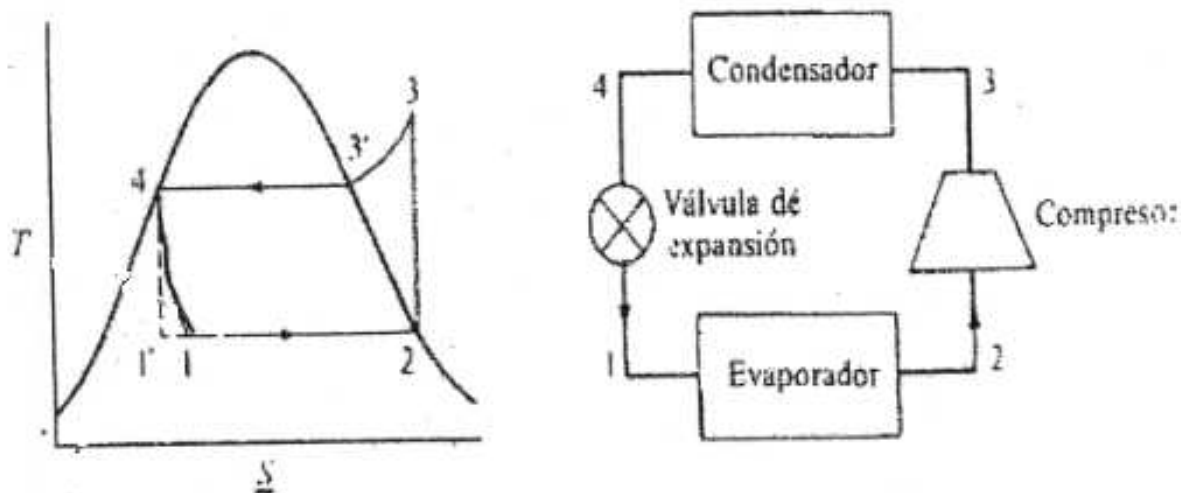
$$COP = -\frac{Q_L}{\left(1 - \frac{T_H}{T_L}\right) Q_L} = \frac{T_L}{T_H - T_L} \quad (15.6)$$

COP de un refrigerante de Carnot es función solamente de las temperaturas de los focos caliente y frío.

15.2. Ciclo cuasi-real de refrigeración por compresión de vapor: Diagrama T-S

Las etapas de compresión y expansión en el refrigerador de Carnot ocurren dentro de la región difásica, lo cual plantea problemas en el compresor. La solución más simple es dejar que el refrigerante se

evapore completamente en el evaporador, produciendo un vapor saturado.



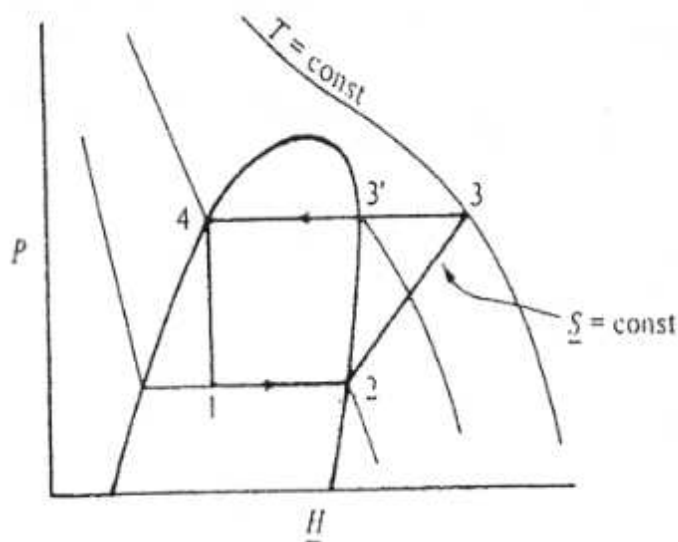
La compresión isoentrópica del refrigerante hasta la presión del condensador produce un vapor recalentado en el punto (3). Este recalentamiento es necesario para que el camino desde el punto (3) al (3') sea una sencilla etapa de enfriamiento a presión constante que no implique trabajo. Dado que el fluido que pasa a través del expansor es principalmente líquido, su volumen específico es relativamente bajo, de modo que la cantidad de trabajo que produce el expansor no es apreciable.

Por consiguiente, se perdería poco desde el punto de vista del rendimiento si el expansor reversible fuera reemplazado por una sencilla expansión por estrangulación isoentalpica (entalpía constante). Más importante aún, los dispositivos de estrangulación por expansión son mucho más baratos que los expansores y en esencia no requieren mantenimiento.

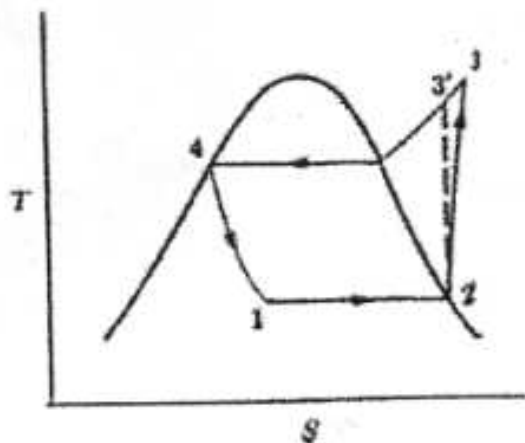
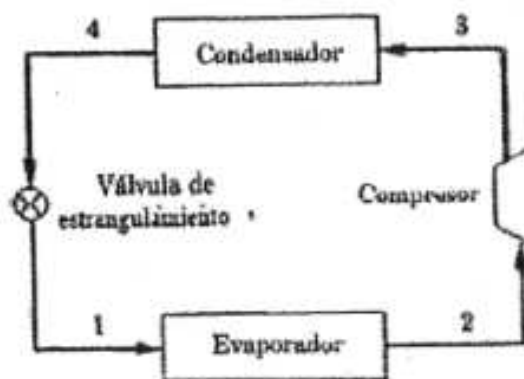
El proceso de estrangulación es reversible y causa un aumento a la entropía del fluido (camino 4-1), obteniéndose menos refrigeración que en el ciclo de Carnot.

El ciclo que hemos diseñado es el ciclo de refrigeración por compresión de vapor que se usa en todos los refrigeradores, congeladores y acondicionadores de aire domésticos, operados electricamente.

15.3. Ciclo cuasi-real de refrigeración por compresión de vapor: Diagrama P-H



15.4. Ciclo real de refrigeración por compresión de vapor



El ciclo real la etapa de compresión no es isoentrópica.

15.5. Elección del refrigerante

Además de propiedades termodinámicas favorables un buen refrigerante debe poseer otras propiedades:

- No debe ser inflamable, tóxico, corrosivo o explosivo.
- Debe ser barato y poseer presiones de vapor adecuadas a la temperatura de funcionamiento del condensador y del evaporador, de modo que su uso no involucre presiones muy altas o muy bajas.

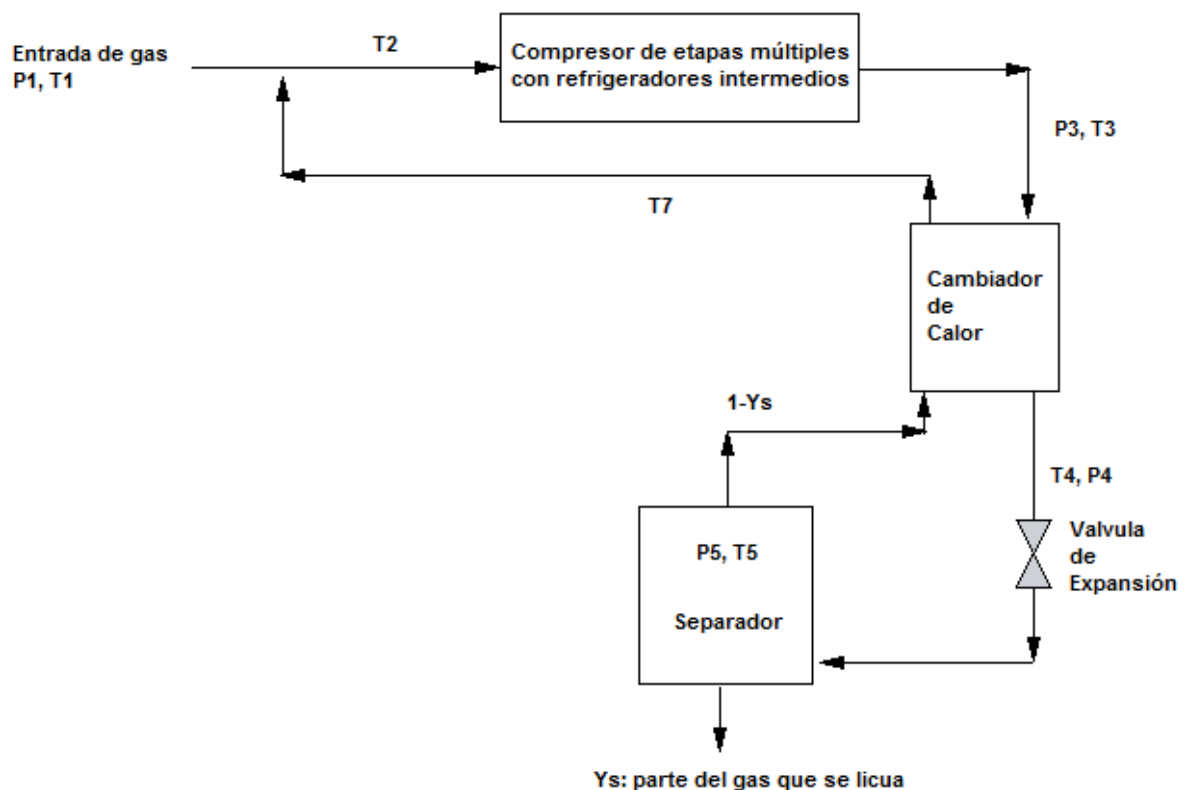
Los primeros refrigerantes que se usaron fueron SO_2 , CO_2 , NH_3 . Ninguno fue muy satisfactorio y se han reemplazado casi por completo por hidrocarburos halogenados de cloro y flúor, denominados freones (CFC).

15.6. Problemas

1. Un proceso frigorífico por compresión de vapor de amoníaco requiere eliminar 100000 frigorías/h operando con una temperatura en el evaporador de -10°C y una temperatura de 25°C en el condensador.
 - a) El flujo másico de refrigerante.
 - b) Calcular la potencia del compresor
 - c) El coeficiente de eficiencia frigorífica
 - d) El rendimiento de la potencia instalada, si el rendimiento del compresor es del 73 %.
2. Se desea conseguir una capacidad de refrigeración de 3 ton en un sistema que usará como refrigerante gas Freón 22. La temperatura del evaporador se mantendrá a 10°C y el condensador operará a 60°C . Determinar el flujo de Freón que debe utilizarse, la potencia del compresor y el calor retirado en el condensador. Suponer compresiones adiabáticas y reversibles y expansiones isoentálpicas.

LICUACIÓN DE GASES

La licuación de gases tiene por fin reducir el espacio de almacenamiento y los costes de transporte, la producción de temperaturas extremadamente bajas para procesos especiales y la separación de las mezclas gaseosas en sus componentes puros por destilación fraccionada de la mezcla líquida.



El gas que se va a licuar se suministra al sistema a una temperatura T_1 y presión P_1 , combinándose con el gas reciclado que disminuye su temperatura hasta T_2 . A continuación, se comprime a P_3 , generalmente

en un compresor de etapas múltiples, empleando refrigeradores intermedios. El gas comprimido a P_3 y T_3 pasas a un cambiador de calor donde se enfría por el flujo de retorno del gas residual reciclado no condensando. La temperatura desciende de T_3 a T_4 mientras que la presión no varía apreciablemente. El gas comprimido frío se expansiona a través de una válvula de estrangulamiento hasta la presión P_5 , produciéndose así un descenso de temperatura suficiente para producir la licuación. La mezcla de líquido y gas saturado pasa a un separador a P_5 , T_5 , el gas no condensado se recircula a la corriente de entrada pasando previamente por el cambiador de calor que produce un aumento en su temperatura de T_5 a T_7 , sin cambio apreciable en la presión.

16.1. Balances de energía al sistema

- Balance de energía al cambiador de calor

$$H_3 + (1 - Y_5)H_7 = H_4 + (1 - Y_5)H_7 \quad (16.1)$$

- Balance de energía a la valvula de expansión y al separador

$$H_4 = Y_5H_5 + (1 - Y_5)H_6 \quad (16.2)$$

- Balance de energía total

$$H_3 = Y_5H_5 + (1 - Y_5)H_7 \quad (16.3)$$

De los tres balances de energía sólo dos son independientes. Los datos conocidos son: T_3, P_3, T_5, P_5, T_7 ; y las incognitas a calcular: Y_5, T_4 .

Y_5 , se saca del balance total:

$$Y_5 = \frac{H_7 - H_3}{H_7 - H_5} \quad (16.4)$$

T_4 se saca de cualquiera de los otros dos balances por tanteo, es decir, suponiendo un valor de T_4 , se busca el valor de H_4 en las tablas, se sustituye en la ecuación y si se cumplen las dos ecuaciones hemos elegido correctamente el valor de T_4 . H_4 es el valor de entalpía para la temperatura T_4 elegida.

16.2. Problemas

1. En la industria es frecuente la utilización de gases como el nitrógeno, el oxígeno o el argón, con distintos fines. Para obtenerlos se debe licuar el aire para, posteriormente, separar los gases de

interés mediante destilación a bajas temperaturas. Pues bien, una planta de licuación de aire basada en el proceso Linde para aire atmosférico a 27°C que comprime isotérmicamente en tres etapas con una relación de compresión 5.31 en cada una. El aire comprimido se refrigera después en un cambiador de calor con el aire no licuado y, seguidamente, sufre una expansión isoentalpica hasta la presión atmosférica. La fracción líquida se envía a las columnas de rectificación y la fracción no líquida se utiliza como refrigerante del aire comprimido en el cambiador de calor indicado, saliendo del mismo a 7°C y desechándose finalmente. Calcular:

- a) La fracción de aire licuado.
- b) La temperatura a la que sale el aire comprimido del cambiador de calor.
- c) Si se alimentan 100 kg/h de aire cuánto importarán los costes mensuales de compresión de mismo, sabiendo que el precio del kWh es de 0.17 euro .
- d) ¿A cuánto ascienden los costes de compresión por kg de aire líquido obteniendo?

Respuesta: a) 1.5 %; b) 171 K; c) 2.03 euro/kg aire comprimidos; d) 1.36 euro/ kg de aire líquido.

Capítulo 17

HUMIDIFICACIÓN

La humidificación es una operación que consiste en aumentar la cantidad de vapor presente en una corriente gaseosa. Vamos a suponer que la mezcla gaseosa se comporta idealmente y por tanto la presión total es la suma de las presiones parciales del gas y del vapor.

$$P = P_v + P_g \quad (17.1)$$

La fracción molar del vapor viene dada por:

$$y = \frac{n_v}{n_T} = \frac{P_v}{P_T} \quad (17.2)$$

17.1. Humedad (o saturación) molar (Y_m)

Se define como el cociente entre el número de moles de vapor y de gas seco contenidos en una masa gaseosa.

$$Y_m = \frac{n_v}{n_g} = \frac{n_v/n_T}{n_g/n_T} = \frac{y_v}{y_g} = \frac{P_v}{P_g} = \frac{P_v}{P_T - P_v} \quad (17.3)$$

17.2. Humedad (o saturación) absoluta (Y)

Se define como el cociente entre las masas de vapor y de gas seco contenidos en una determinada masa gaseosa.

$$Y = \frac{m_v}{m_g} = \frac{n_v M_v}{n_g M_g} = \frac{M_v}{M_g} Y_m = \frac{M_v}{M_g} \frac{P_v}{P_T - P_v} \quad (17.4)$$

17.3. Humedad (o saturación) relativa φ

Es el cociente entre la presión parcial de vapor y la presión de vapor a la temperatura de la masa gaseosa. Se puede dar en tanto por uno o en tanto por ciento.

$$\varphi = \frac{P_v}{P_v^*} \quad (17.5)$$

Cuando $\varphi = 100\%$ el aire está saturado de agua y $P_v = P_v^*$

17.4. Humedad (o saturación) porcentual (φ_p)

Es el cociente entre la humedad absoluta de una determinada masa gaseosa y la humedad absoluta que tendría si estuviese saturada.

$$\varphi_p = \frac{Y}{Y^*} = \frac{P_v}{P_v^*} \left(\frac{P_T - P_v^*}{P_T - P_v} \right) \quad (17.6)$$

17.5. Punto de rocío (T_r)

Es la temperatura a la cual la masa de gas húmedo alcanza la saturación por enfriamiento a presión constante. Una vez alcanzada esta temperatura, si se continúa enfriando la mezcla, se irá condensando el vapor persistiendo las condiciones de saturación.

17.6. Volumen específico del gas húmedo

Es el volumen ocupado por la mezcla aire-vapor que contiene 1 kg de aire seco.

$$V = \left(\frac{1}{M_g} + \frac{Y}{M_v} \right) \frac{RT}{P} \quad (17.7)$$

Para el sistema aire-vapor de agua

$$V = \left(\frac{1}{29} + \frac{Y}{18} \right) \frac{0,082xT}{P} \quad (17.8)$$

17.7. Calor específico del gas húmedo (c)

Es el calor que hay que suministrar a 1 kg de gas y al vapor que contiene para elevar su temperatura en 1°C, manteniendo constante la presión.

$$c = (C_p)_g + (C_p)_v Y \quad (17.9)$$

Para el sistema aire-vapor de agua

$$c = 0,24 + 0,46Y \quad (17.10)$$

17.8. Entalpía específica húmeda (i)

Se define como la suma del calor sensible de una mezcla aire-vapor que contiene 1 kg de gas seco y el calor latente de vaporización del vapor que contiene, con respecto a la temperatura que se tome como referencia.

$$i = c(t - t_{ref}) + \lambda_{ref}Y \quad (17.11)$$

17.9. Temperatura húmeda o temperatura del termómetro húmedo, t_w

Es la temperatura límite de enfriamiento alcanzado por una pequeña masa de líquido en contacto con una masa mucho mayor de gas húmedo. Puede determinarse a partir de las ecuaciones:

$$P_w^* - P_v = \frac{h_c}{k_c M_v \lambda_w} (t - t_w) \quad (17.12)$$

Para el sistema aire-vapor de agua

$$P_w^* - P_v = 0,5(t - t_w) \quad (17.13)$$

siendo:

P_w^* : presión de vapor del líquido puro.

P_v : Presión parcial del vapor.

λ_w : Calor latente de vaporización del líquido a la temperatura húmeda.

h_c, k_c : Coeficientes de transferencia de materia y transmisión de calor.

17.10. Temperatura de saturación adiabática, t_s

Es la temperatura alcanzada por una masa de gas cuando se pone en contacto con un líquido en condiciones adiabáticas. Se determina con la siguiente ecuación:

$$Y_s - Y = \frac{c}{\lambda_s} (t - t_s) \quad (17.14)$$

Y_s : humedad absoluta de saturación a la temperatura de saturación adiabática.

λ_s : calor latente de vaporización del líquido a la temperatura de saturación adiabática.

t_s : temperatura de saturación adiabática.

17.11. Problemas

1. Se debe almacenar un producto químico en una nave industrial a 1000 m^3 a 22°C y humedad relativa del 62 %, renovando completamente el aire a razón de dos veces por hora con objeto de que no se deteriore. Para ello se dispone de un sistema de acondicionamiento de aire que consta de un precalentador, una torre de humidificación adiabática, de la que el aire sale prácticamente saturado, y un recalentador final. Si el aire del que se dispone está a 8°C y tiene una humedad relativa del 95 %, calcular:

a) La cantidad de agua suministrada al aire por hora.

b) El caudal de entrada de aire a la torre.

c) La cantidad de calor suministrada por hora.

Nota: Considérese que la presión total es de 760 mm de Hg en cualquiera de las condiciones. Para el agua: $P_v^0(8^\circ\text{C})=8.05\text{ mm Hg}$; $P_v^0(22^\circ\text{C})=19.83\text{ mm Hg}$

Respuesta: a) 9.314 kg/h ; b) $1993\text{ m}^3/\text{h}$; c) 12964 kcal/h .

2. En la planta depuradora de aguas residuales urbanas de San Claudio se generan 1000 kg diarios de un lodo con una humedad del 70 %. Se desea aprovechar este lodo como abono agrícola (acondicionador de suelo). Para ello, debe de secarse con aire en un secadero rotatorio hasta que tenga una humedad del 10 %. El aire entra en el secadero a 100°C en contracorriente, con una humedad absoluta de $0.007\text{ kg } H_2O/\text{kg aire seco}$, y sale a 40°C . El lodo entra a 20°C y sale a 35°C y el calor específico del lodo seco puede considerarse constante e igual a $0.21\text{ Kcal/kg}^\circ\text{C}$. Suponiendo que el secadero se comporta adiabáticamente, calcular:

a) La cantidad de aire necesario

b) La humedad del aire a la salida del secadero.

Datos: $C_p(\text{aire})=0.24\text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$; $C_p(\text{agua,v})=0.46\text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$; $\lambda(\text{agua,v})(0^\circ\text{C})=597.2\text{ kcal/kg}$

Respuesta: a) 29188 kg/día ; b) $0.03\text{ kg de agua/kg aire seco}$.

3. En Asturias existe una industria que aprovecha las algas marinas para obtener agar, producto que tiene aplicaciones en los sectores alimentario y de cosmética, principalmente. Para ello, se someten

las algas a un proceso de extracción tras el cual se obtiene el gel de agar que, finalmente, se corta y se lleva a un secadero (cuyo funcionamiento se puede considerar adiabático) de donde sale en forma de polvo o de escamas con un 5 % de humedad (en base seca). El gel de agar que se alimenta al secadero tiene una humedad, con base seca, del 60 %. Para secarlo se dispone de aire a 15°C con una presión parcial de vapor de 2 mm de Hg que se calienta antes de entrar al secadero. A la salida del secadero el aire se encuentra a 30°C y su humedad relativa es del 85 %. Si se desean secar 1000 kg/día, calcular:

a) La temperatura de precalentamiento. b) El volumen de aire que entra en el secadero. c) La cantidad de calor suministrado.

Datos: $P_T = 760$ mm Hg; $C_p(\text{aire}) = 0.24$ kcal/kg°C; $C_p(\text{agua}(v)) = 0.46$ kcal/kg°C; $\lambda_v(\text{agua}, v)(0^\circ\text{C}) = 597.2$ kcal/kg

Respuesta: a) 81°C; b) $16673.5 \text{ m}^3/\text{día}$; c) $2,55 \times 10^{-5}$ kcal/h.

4. En un secadero se tratan 1200 kg/h de azúcar de caña a 20°C para reducir su humedad del 25 % al 2 %. Para ello se utilizan $13000 \text{ m}^3/\text{h}$ de aire a 70°C y 0.95 bar con una humedad absoluta de 0.03 kg vapor/kg aire seco. Suponiendo que el azúcar de caña sale a la misma temperatura a la que entró, que su calor específico puede considerarse constante e igual a 0.301 kcal/kg°C y que las pérdidas de calor en el secadero son de 70000 kJ. Calcular:

a) La humedad absoluta del aire a la salida. b) La temperatura del aire a la salida.

Datos: $C_p(\text{aire}) = 0.24$ kcal/kg°C; $C_p(\text{agua}(v)) = 0.46$ kcal/kg°C; $\lambda_v(\text{agua}, v)(0^\circ\text{C}) = 597.2$ kcal/kg

Respuesta: a) 0.053 kg vapor/kg aire seco; b) 11.3°C.

5. Una masa de aire está saturada con éter dietílico a 20°C y 745 mm de Hg. Calcular:

a) La composición en volumen (fracción molar). b) La humedad molar. c) La humedad absoluta. d) El volumen específico. e) La humedad absoluta si la temperatura desciende hasta 0°C. Las presiones de vapor del éter en función de la temperatura son:

T(°C)	-10	0	10	20	30
P(mm Hg)	112.3	185.3	291.7	442.2	647.3

6. Disponemos de una masa de aire a 50°C con el 30 % de humedad relativa a 760 mm de Hg. Calcular:

a) La humedad absoluta. b) La cantidad máxima de agua que puede contener el aire a esa temperatura. c) La temperatura de rocío. d) La cantidad de calor que habrá de suministrarse a 100 kg de esa masa de aire para elevar su temperatura hasta 150°C. e) La humedad absoluta que adquiere

- re en un humidificador adiabático si sale a 35°C. f) La temperatura mínima de enfriamiento por humidificación en condiciones adiabáticas. g) La humedad máxima que puede alcanzar por humidificación adiabática. h) La humedad relativa si se enfría hasta 30°C fuera del contacto del agua. i) La humedad absoluta resultante de la mezcla de masas iguales de este aire, y de aire a 40°C con humedad relativa del 80 %
7. En un proceso de secado se emplea aire a 30°C, con $T_W = 20^\circ\text{C}$. Antes de entrar en el secadero, en el que se considerarán condiciones adiabáticas, pasa a través de una torre de lavado en contracorriente con agua, que entra y sale de la torre a 18°C, y después se calienta hasta 80°C. Finalmente, sale del secadero a 50°C. El producto a secar entra a 45°C con humedad del 30 % (sólido húmedo) a razón de 1000 kg/h, y pierde 0.30 kg de agua por kg de sólido seco, saliendo a la misma temperatura. Calcular:
- a) la humedad del aire a la salida de la torre de lavado, suponiendo que el contacto aire-agua es suficiente para alcanzar las condiciones de equilibrio. b) La humedad del aire a la salida del secadero. c) La cantidad total de aire necesario. d) La cantidad total de calor suministrado.
8. En un secadero adiabático entran 2000 kg/h de un producto con una humedad del 30 % y en él ha de reducirse esa humedad hasta el 4 % (referidas las humedades al sólido húmedo). La temperatura de entrada y salida del sólido en el secadero es 30°C, y el proceso se efectúa a 760 mm de Hg. Para el secado se dispone de aire a 20°C con temperatura húmeda de 10°C, el cual se precalienta y se mezcla con una parte de aire de salida (a 34°C; $Y=0.020$) entrando al secadero con una humedad de 0.008 kg agua/kg aire. Calcular:
- a) La cantidad de aire que entra en el secadero. b) La temperatura de entrada de aire en el mismo. c) La cantidad de aire que recircula. d) la cantidad de calor suministrada al aire.
9. Se desea disponer de aire a 28°C con una humedad relativa de 35 %, partiendo de aire a 10°C y una humedad relativa de 60 %. Para ello, a este aire de partida se le hace pasar por un cambiador de calor que lo calienta a 31°C y luego se le somete a un proceso de humidificación adiabática en el que se pone en contacto con agua a su propia temperatura húmeda. Las condiciones finales se alcanzan mediante otro cambiador de calor. Determinar:
- a) La temperatura del agua en la cámara de humidificación. b) La temperatura del aire que sale de la cámara de humidificación. c) Los kg de agua que se evaporan por kg de aire seco en la cámara de humidificación.

10. En un laboratorio de investigación de la Facultad de Química de dimensiones 6.25 m x 6.16 m x 3.30 m, se deben realizar ensayos para determinar las propiedades de diversos polímeros en las condiciones fijadas por las normas ISO (23°C y 50 % de humedad relativa). Como el aire que está en el exterior varía su temperatura y humedad según las condiciones meteorológicas de cada día, se decide instalar un sistema de acondicionamiento de aire que tome el aire exterior y permita obtener aire con la temperatura y humedad requeridas por las normas ISO, renovando todo el aire del laboratorio una vez por hora. El sistema de acondicionamiento que se ha decidido instalar consta de una máquina frigorífica que permite enfriar el aire que toma del exterior y de unas resistencias eléctricas que permiten calentarlo en caso necesario.

En un día en que el aire exterior se encuentra a 29°C y 80 % de humedad:

- Dibujar en un diagrama psicrométrico el proceso que debería seguir el aire exterior hasta convertirse en el aire que se requiere en el laboratorio.
- Calcular el flujo másico de agua que deberá condensar la máquina frigorífica del sistema de acondicionamiento de aire del laboratorio.
- Calcular el flujo de calor que deberá eliminar la máquina frigorífica del sistema de acondicionamiento.
- Calcular el flujo de calor que deberán aportar las resistencias eléctricas del sistema de acondicionamiento.

Nota: $P_T = 760 \text{ mmHg}$; $C_{p,\text{aire}} = 0,24 \text{ kcal/kgC}$; $C_p(H_2O(l)) = 1 \text{ kcal/kgC}$; $C_p(H_2O(v)) = 0,46 \text{ kcal/kgC}$; $\lambda_v(H_2O(v))(0C) = 597,2 \text{ kcal/kg}$

Respuesta: b) 1,69 kg H_2O/h ; c) -1651,71 kcal/h; c) 428,75 kcal/h

11. En un secadero se tratan 1200 kg/h de azúcar de caña a 20°C para reducir su humedad del 25 % al 2 %. Para ello se utilizan 13000 m^3/h de aire a 70°C y 0.95 bar con una humedad absoluta de 0.03 kg vapor/kg aire seco. Suponiendo que el azúcar de caña sale a la misma temperatura a la que entró, que su calor específico puede considerarse constante e igual a 0.301 kcal/kg°C y que las pérdidas de calor en el secadero son de 70000 kJ, calcular:

- La humedad absoluta del aire a la salida.
- La temperatura del aire a la salida.

Datos: $C_{p,\text{aire}} = 0,24 \text{ kcal/kgC}$; $C_p(H_2O(l)) = 1 \text{ kcal/kgC}$; $C_p(H_2O(v)) = 0,46 \text{ kcal/kgC}$; $\lambda_v(H_2O(v))(0C) = 597,2 \text{ kcal/kg}$

Respuesta: a) 0.053 kg vapor / kg aire seco; b) 11.3°C.

Capítulo 18

BALANCES SIMULTÁNEOS DE MATERIA Y ENERGÍA

18.1. Problemas

1. En un combustor, se introduce CO a 10°C y 1 atm de presión. Para quemarlo se introduce una corriente de aire a 550°C, con un 50 % en exceso de aire con respecto a la cantidad teóricamente necesaria. Si los productos de la combustión salen a 425°C, calcular el calor desprendido en el combustor por kmol de CO que entra.

Datos:

Compuesto	$C_p(\text{cal}/K \text{ mol} - g)$	$C_p(\text{cal}/K \text{ mol} - g)$	$\Delta H_f^0(KJ/\text{mol} - g)$
CO(g)	$6,60 + 1,20 \times 10^{-3}T$	6.949	-110.52
O ₂ (g)	$8,27 + 2,58 \times 10^{-4}T - 187700/T^2$	7.219	
N ₂ (g)	$6,50 + 1,00 \times 10^{-3}T$	7.061	
CO ₂ (g)	$10,34 + 2,74 \times 10^{-3}T - 195500/T^2$	10.403	-393.51

C_p dependiente de T, válida entre 273 y 5000 K. C_p independiente de T, válida entre 283 y 823 K.

Respuesta: -284430 kJ/kmol CO.

2. Calcular la temperatura de llama para el CO(g) quemando a presión constante con un 100 % de aire en exceso, si los reaccionantes entran a 100°C y 1 atm.

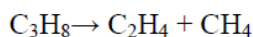
Datos:

Compuesto	$C_p(\text{cal}/K \text{ mol} - g)$	$C_p(\text{cal}/K \text{ mol} - g)$	$\Delta H_f^0(KJ/\text{mol} - g)$
CO(g)	$6,60 + 1,20 \times 10^{-3}T$	7.003	-110.52
O ₂ (g)	$8,27 + 2,58 \times 10^{-4} - 187700/T^2$	6.625	
N ₂ (g)	$6,50 + 1,00 \times 10^{-3}T$	6.836	
CO ₂ (g)	$10,34 + 2,74 \times 10^{-3}T - 195500/T^2$		-393.51

C_p dependiente de T, válida entre 273 y 5000 K. C_p independiente de T, válida entre 283 y 373 K.

3. Para incrementar el abastecimiento de etileno, para la elaboración de productos orgánicos sintéticos, una compañía de productos químicos establece un contrato con una compañía petroquímica para que realice la ruptura térmica de propano en etileno y metano. El alcance de las reacciones laterales en condiciones de operación minuciosamente controladas es pequeño y puede despreciarse. Supongamos que se quiere verificar el diseño del equipo propuesto por la compañía petrolífera. Esta planea desarrollar la ruptura pirolítica del propano haciéndolo pasar por un horno tubular (que consta de una tubería de 100 ft de aleación de acero y de 3.5 ft de diámetro interno) a alta temperatura y presión. El proceso se desarrolla por completo en fase vapor y el propano entra en el horno tubular a 400°F y a una presión absoluta de 250 lb/in^2 .

Con base a los datos en planta piloto, se puede esperar una conversión de etileno del 50 % aproximadamente, siempre y cuando la temperatura de los gases de salida no sobrepase los 1000°F. La velocidad de alimentación del propano es de 10 000 mol-lb/h, y el diseño del horno es tal que la velocidad de transferencia térmica al material que se encuentra en el horno es de 106 Btu/h. Calcular la temperatura de los gases que salen del horno, despreciando el efecto de la presión en los calores de formación y molares.



	$\Delta H_f^0(298\text{K})$	a	b	c
C₃H₈	-24.820	0.41	$64.7 \cdot 10^{-3}$	$-22.58 \cdot 10^{-6}$
C₂H₄	12.496	2.71	$29.16 \cdot 10^{-3}$	$-9.07 \cdot 10^{-6}$
CH₄	-17.889	3.42	$17.64 \cdot 10^{-3}$	$-4.15 \cdot 10^{-6}$

$\Delta H_f^0 [=]$ Kcal/mol

$c_p [=]$ cal/mol K

4. A un evaporador se alimenta continuamente una mezcla equimolar de benceno y tolueno a 10 °C, en el cual se calienta a 50 °C. Del evaporador se obtiene una corriente líquida que contiene un 40

%, en moles, de benceno, así como una corriente de vapor que contiene un 68.4 %, en moles, de benceno. Ambas corrientes salen del evaporador a una presión de 34.8 mm Hg a una temperatura de 50 °C. Calcular:

- Los moles de las corrientes de líquido y de vapor por mol-g de alimentación.
- El calor que se debe transferir a la mezcla por mol-g de alimentación.

NOTA: Suponer que la variación de entalpía con la presión es despreciable para las presiones y temperaturas a las que se trabaja en el proceso.

DATOS:

	$T_{eb} (^{\circ}C)$	λ_{vap} (J/mol-g)	$\bar{C}_p$ (273-423 K) (J/mol-g °C)	
			Líquido	Vapor
C_6H_6	80.1	30732	137.12	101.24
$\phi-CH_3$	110.6	33433	169.46	130.92

RESPUESTA. a) 0.648 moles de líquido y 0.352 moles de vapor; b) 17.7 kJ

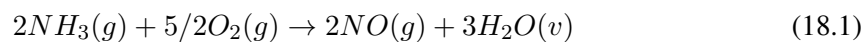
- Se desea separar una mezcla líquida de benceno y tolueno que contiene un 70 % de benceno (en moles). Para ello la mezcla se comprime a una presión superior a la atmosférica y se somete a destilación súbita en una cámara de destilación que se encuentra a 360 K y 1 atm. Como consecuencia de la expansión sufrida en dicha cámara, la mezcla se desdobra en una corriente de vapor que contiene un 60 % en moles, con una fracción molar de benceno del 76 %, y en una corriente líquida que contiene un 40 % en moles, ambas en equilibrio. Calcular:
 - La composición de la corriente líquida.
 - La composición de la corriente de alimentación que entra a la cámara de destilación.

Datos:

	$T_{eb}(K)$	$\lambda_{vap}(kJ/kg)$	$C_{p,l}(kJ/kgK)$	$C_{p,v}(kJ/kgK)$
C_6H_6	353.1	394.0	1.758	1.298
$\phi - CH_3$	383.6	363.4	1.842	1.423

Respuesta: a) 61 %, en moles de benceno y 39 % de tolueno; b) 488 K.

- El HNO_3 se puede obtener por oxidación de NO a NO_2 , el cual, finalmente, se pone en contacto con agua para dar el HNO_3 . El NO se puede obtener mediante oxidación catalítica de NH_3 a temperaturas inferiores a 700°C, según la reacción:



Pues bien, se alimentan a un convertidor 100 moles NH_3/s a $100^\circ C$ y 200 mol O_2/s a $200^\circ C$, alcanzándose una conversión del 100 % del NH_3 alimentado. Si los gases salen del convertidor a $300^\circ C$, calcular el flujo de calor que se deberá aportar o retirar del convertidor, suponiendo que la operación se realiza a presión atmosférica.

Datos:

Compuesto	$C_p(cal/mol - gK)$	$\Delta H_f(kJ/mol - g)$
$NH_3(g)$	9.359	-46.19
$O_2(g)$	7.131	-
$NO(g)$	7.111	90.37
$H_2O(v)$	7.930	-241.83

CONTROL DE PROCESOS QUÍMICOS

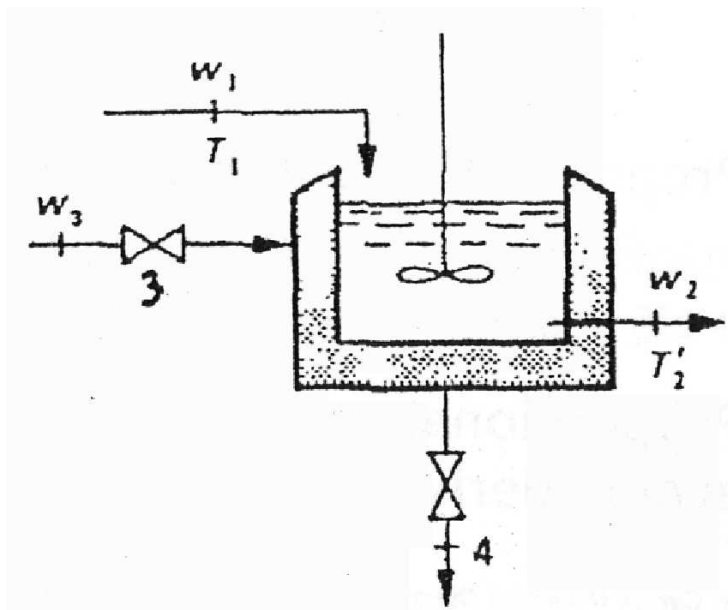
19.1. Introducción al control

Una vez que se han determinado los valores óptimos de las variables del proceso químico, queda la tarea de cómo mantener esos valores de las variables inalterados, pues desafortunadamente estos no se mantienen constantes en una planta real, produciéndose desviaciones respecto a los valores deseados. Los factores que producen tales desviaciones se denominan perturbaciones. Sus causas pueden ser internas, debido a fallos en equipos, o externas, debido a variaciones en la temperatura ambiental, composición de la alimentación, etc.

También es preciso considerar las perturbaciones introducidas por el propio sistema de control cuando se requiere que el proceso pase de operar con unas variables óptimas a otras.

Los valores deseados de las variables que son objeto de control reciben el nombre de punto de ajuste o consigna (set point) y son introducidos al sistema por el operador de la planta química. Las variables que más frecuentemente son objeto de control en los procesos químicos son: nivel, caudal, presión, temperatura y composición.

El objetivo de un sistema de control se puede ver en el siguiente ejemplo: suponga que se quiere calentar un caudal constante de un líquido w_1 desde una temperatura T_1 a otra temperatura T_2 mediante un encamisado que trabaja con vapor de agua, el calor es suministrado por condensación del vapor en la camisa. Supongamos que que tanto las condiciones del vapor como el caudal de líquido a calentar son constantes.



Por tanto, la variable que puede perturbar el sistema en estado estacionario es T_1 . Si la temperatura de salida del tanque T'_2 es diferente a la temperatura deseada T_2 a causa de una variación en T_1 , ¿qué podemos hacer para que la temperatura de salida retorne al valor T_2 ? Veamos dos situaciones:

- Si $T'_2 > T_2$ hay que disminuir el caudal del vapor W_3 , cerrando la válvula 3.
- Si $T'_2 < T_2$ hay que aumentar W_3 , abriendo la válvula 3.

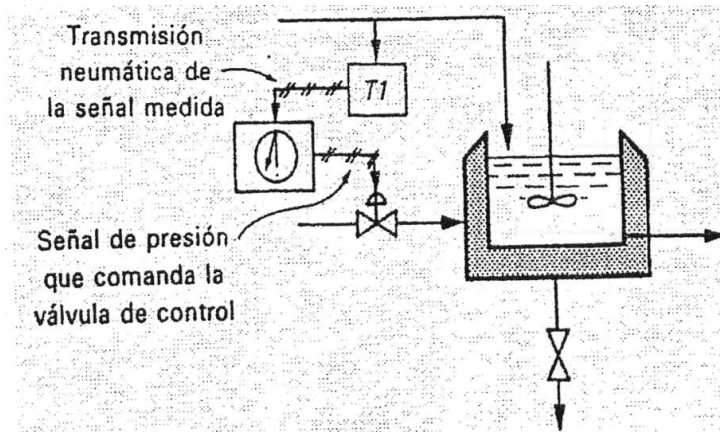
La variable utilizada para regular W_3 recibe el nombre de variable manipulada (caudal).

La aplicación de sistemas de control automática a los procesos químicos a partir de los años cuarenta ha permitido aumentar la calidad y cantidad de producción, disminuir los costes de producción y desarrollar nuevos procesos que no serían posibles en ausencia de control.

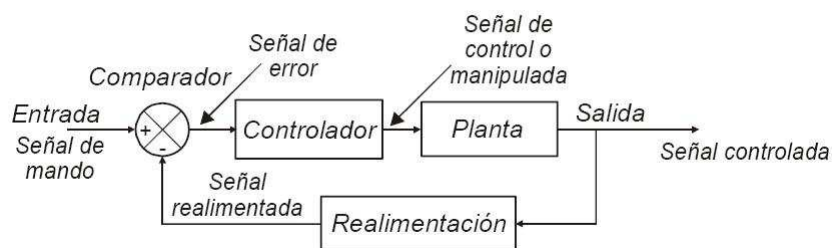
19.2. Tipos de sistemas de control

Un sistema de control puede ser diseñado de dos formas:

- Medimos la temperatura del fluido de entrada T_1 y según un calibrado establecido actuamos sobre la válvula de vapor. Este tipo de sistema de control en el que la acción correctora es independiente del valor de la variable regulada T_2 , se conoce como control en adelanto o control de lazo abierto (feedforward).



- El segundo tipo de control se basa en medir la temperatura de salida del tanque, contrastar dicho valor con el deseado (set point) y según cual sea la diferencia actuar sobre la válvula de control. En éste se observa que la acción correctora persistirá mientras el error (diferencia entre el valor medido y el deseado) no sea nulo. Se conoce con el nombre de control por retroalimentación o de lazo cerrado (feedback).



Los sistemas de control de lazo abierto se suelen utilizar en procesos sencillos que no requieren de gran exactitud. También se emplean en sistemas complejos, cuando los sistemas de lazo cerrado no dan buenos resultados, como ocurre en sistemas que tienen un lapso de tiempo elevado desde que se mide la variable a controlar hasta que empieza la acción correctora.

En general los sistemas a utilizar en los procesos químicos son los de lazo cerrado.

19.3. Elementos de un sistema de control de lazo cerrado

Los elementos necesarios para este sistema de control son: medidor, transmisor, comparador, controlador, elemento final de control.

Un elemento medidor es todo dispositivo capaz de medir el valor de la variable a controlar (tempe-

ratura, caudal, presión, nivel, pH). La señal medida una vez que alcanza el transmisor se transforma en una señal neumática o eléctrica equivalente que se envía al comparador. Si la transmisión es neumática los valores de las variables se transforman en valores normalizados de presión, cuyo valor máximo es de 1kg/cm^2 y el mínimo $0,2\text{kg/cm}^2$. Si la transmisión es eléctrica, las señales normalizadas transmitidas oscilan entre 4 y 20 miliamperios.

El controlador es generalmente el dispositivo más sofisticado del sistema de control. Recibe el error o desviación, el cual, lo interpreta y actúa sobre el elemento final de control.

El elemento final de control es el dispositivo que según la señal del controlador regula el flujo de energía o materia al proceso, actuando sobre la variable manipulada.

En general el elemento final de control es una válvula, pero puede ser también una bomba, un compresor, ect.

19.4. Tipos de acción de control

- Sistema de control todo o nada, es el tipo de control más sencillo que existe y tiene una acción de dos posiciones, todo o nada. Un ejemplo típico son los termostatos de laboratorio, la corriente se conecta o desconecta del calentador según sea la temperatura del agua. Aunque se trata de un sistema sencillo y barato, la naturaleza oscilatoria del control lo hacen adecuado únicamente para aquellas aplicaciones en que puede utilizarse solo y no es necesario un control muy ajustado. Se utiliza poco en procesos industriales.
- Control proporcional (P), el controlador produce una señal de salida que es proporcional al error.

$$P = P_0 + K_c \cdot \epsilon \quad (19.1)$$

Donde P es la señal de salida; P_0 la señal de salida del controlador cuando no existe error; K_c la ganancia o sensibilidad del controlador; ϵ error (valor medido menos consigna).

En el control proporcional, cuanto mayor es la magnitud del error mayor ha de ser la acción correctiva que se aplica.

- Control proporcional integral (PI), la acción integral produce una salida que es proporcional a la integral temporal del error. La acción integral se aplica normalmente en combinación con la acción proporcional.

$$P = P_0 + K_c \epsilon + K_I \int_0^t \epsilon dt \quad (19.2)$$

Donde K_I es la ganancia integral.

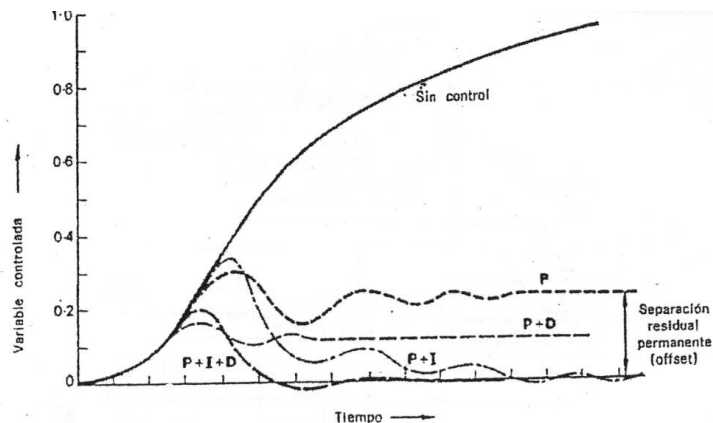
- Control proporcional derivativo (PD), la acción derivada da una salida que es proporcional a la derivada del error.

$$P = P_0 + K_c \epsilon + K_D \frac{d\epsilon}{dt} \quad (19.3)$$

Donde K_D es la ganancia derivativa.

- Control proporcional integral derivativo (PID), es la combinación de las tres acciones de control anteriores:

$$P = P_0 + K_c \epsilon + K_I \int_0^t \epsilon dt + K_D \frac{d\epsilon}{dt} \quad (19.4)$$



En el control proporcional la respuesta presenta una desviación máxima elevada y existe un tiempo de oscilación apreciable. La variable controlada no vuelve al valor original, alcanzando un nuevo valor de equilibrio que recibe el nombre de punto de control. Esta diferencia entre el valor de consigna y el punto de control se denomina separación residual permanente (off set)

Con la acción integral se elimina la separación residual permanente, pero da origen a una desviación máxima mas elevada, a un tiempo de respuesta más largo y a un periodo de oscilación mayor que la acción proporcional por sí sola.

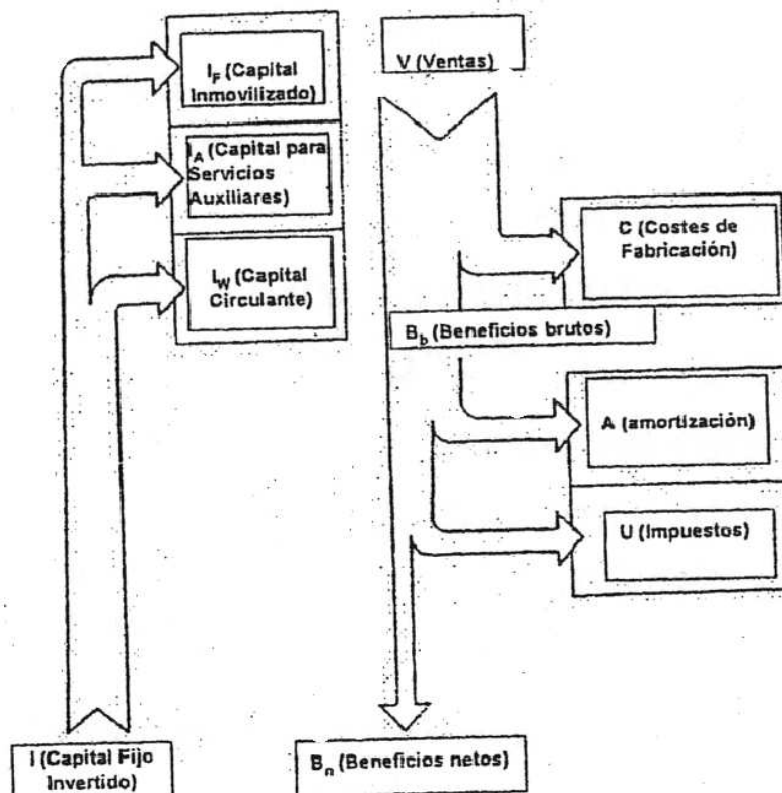
La acción derivativa permite obtener una separación residual permanente menor que utilizando solo la acción proporcional.

El uso de controladores que utilizan las acciones proporcional, integral y derivativa permite eliminar la separación residual permanente, gracias a la acción integral, y disminuir el tiempo de oscilación y la desviación máxima, gracias a la acción derivativa. Este tipo de controladores se instalan con frecuencia debido a su gran versatilidad.

Capítulo 20

CRITERIOS ECONÓMICOS

En los siguientes diagramas podemos ver el flujo de dinero asociado a un proceso industrial.



El capital invertido para poner en marcha un proceso industrial puede dividirse según el grado de riesgo en tres partidas:

- Capital inmovilizado (I_F). Es el capital invertido en todo el equipo situado dentro de los límites del área de proceso. El área de proceso es generalmente una zona de la planta en la que se llevan a

cabo las operaciones específicas del mismo, distinguiéndose de otras áreas de servicios generales tales como almacenamiento, distribución de vapor, etc.

- Capital para servicios auxiliares (I_A). Los elementos tales como generadores de vapor, depósitos de combustible, servicios de protección contra incendios. Están situados normalmente fuera del área de proceso y en general son utilizados simultáneamente por diversos sistemas de procesos que forman parte de un gran complejo industrial. Cada sistema que recibe estos servicios debe pagar una fracción de su coste.
- Capital circulante (I_W). Es el capital invertido en el sistema en forma de dinero invertido para prevenir gastos de operación y mantener el almacén de materias primas y productos. Normalmente se requiere que el sistema disponga de materias primas, productos y dinero para la duración de un mes con el propósito de prevenir imprevistos.

De la venta del producto obtenido se obtiene un capital V (ventas), parte del cual es utilizado para pagar los costes de fabricación (C). Una vez restados los costes de fabricación de las ventas obtenemos los beneficios brutos (B_b), de los cuales hay que restar los costes de amortización (A) e impuestos (U) obteniéndose los beneficios netos (B_n).

Veamos cada una de estas partidas por separado:

- Costes de producción. Sirven para mantener en funcionamiento el sistema en la forma prevista, tienen las dimensiones de euro/año y pueden dividirse aproximadamente en término de costes proporcionales al capital inmovilizado (C_I), al volumen de producción (C_Q), y a la mano de obra (C_L)

$$C = C_I + C_Q + C_L \quad (20.1)$$

- Costes proporcionales al capital inmovilizado, $C_I = aI_F$. Los costes que son normalmente independientes del volumen de producción y que pueden tomarse como proporcionales al capital inmovilizado son:

1. Mantenimiento de la planta (mano de obra, materiales)
2. Gastos de seguridad (protección contra incendios, vigilancia)
3. Servicios generales (laboratorio, transportes)
4. Servicios administrativos (oficinas, servicio jurídico, contabilidad)

- Costes proporcionales al volumen de producción, $C_Q = bQ$, siendo Q la capacidad de producción. Son costes que dependen directamente de la intensidad (nº de unidades por año) de producto fabricado. Se pueden dividir en los siguientes tipos:
 1. Costes de materias primas
 2. Costes de los servicios generales: energía eléctrica, combustible, agua de refrigeración, agua de proceso, vapor.
 3. Costes de mantenimiento motivados por el funcionamiento de la planta. Una parte de ellos depende del volumen de producción.
 4. Coste de productos químicos, catalizadores.
 5. Costes de almacenamiento y expedición, control de calidad y análisis rutinarios, patentes.
- Costes proporcionales a la mano de obra, $F_L = cL$
 1. Costes de mano de obra directa.
 2. Costes de gerencia
 3. Gastos adicionales: vacaciones pagadas, seguridad social, etc.)
- Beneficio Bruto anual (B_b), es la diferencia entre el ingreso neto por las ventas anuales y los costes de fabricación, también anuales.

$$B_b = V - C \quad (20.2)$$

- Amortización, consiste en repartir un gasto inicial entre los diversos ejercicios que dure el activo correspondiente a dicho gasto. Los costes de amortización depende de cuatro factores:
 1. Del coste inicial del elemento u objeto a amortizar.
 2. Del valor residual del objeto, una vez terminada su vida útil.
 3. De la vida útil que tenga el elemento.
 4. Del criterio que se siga para distribuir entre los ejercicios de su vida el valor a amortizar.

Existen cuatro criterios de amortización:

1. Amortización uniforme o lineal: en todos los ejercicios se amortiza la misma cantidad.

2. Amortización progresiva: el coste de amortización va aumentando ejercicio a ejercicio según una progresión aritmética o geométrica. Se fundamenta en que cuanto más viejo es el activo (el bien de producción) más próxima y probable será su desvalorización.
 3. Amortización degresiva: la cantidad a amortizar es tanto menor cuanto más viejo sea el activo. Se fundamenta en que cuanto más viejo es el activo menor es su valor.
 4. Amortización basada en la intensidad de producción: se utiliza cuando se temen otras causas de desvalorización que las normales y propias del uso del activo.
- Beneficio neto anual: se define como la cantidad resultante de restar del beneficio bruto, la amortización y los impuestos.

$$B_n = B_b - A - U \quad (20.3)$$

siendo U los impuestos.

- Rentabilidad porcentual bruta.

$$R_{B_p} = \frac{B_p}{I} \times 100 = \frac{V - C}{I} \times 100 \quad (20.4)$$

- Rentabilidad porcentual neta

$$R_{N_p} = \frac{B_n}{I} \times 100 = \frac{V - C - A - U}{I} \times 100 \quad (20.5)$$

OPTIMIZACIÓN ECONÓMICA

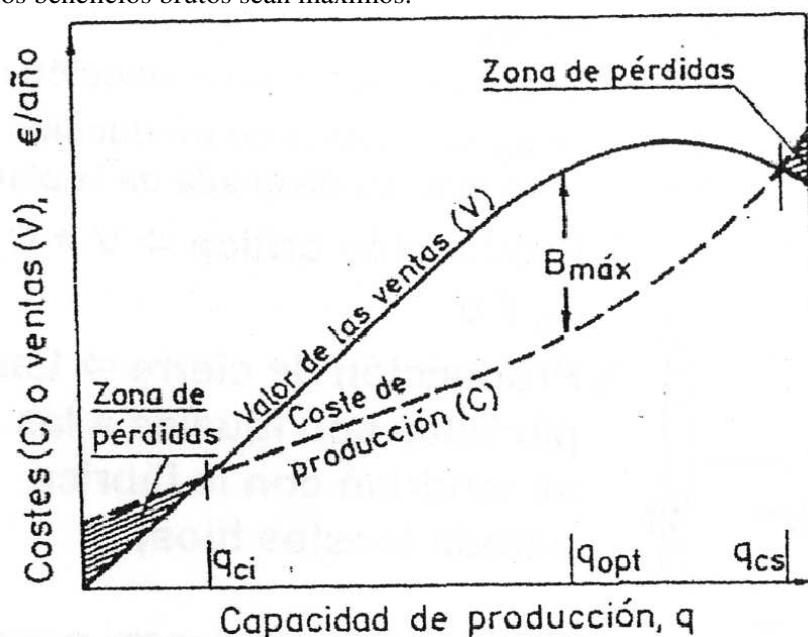
Las variables optimizables se clasifican en:

- Variables de conjunto
- Variables de detalle.

21.1. Optimización de variables de conjunto

Las variables de conjunto más importantes para el pronóstico económico son:

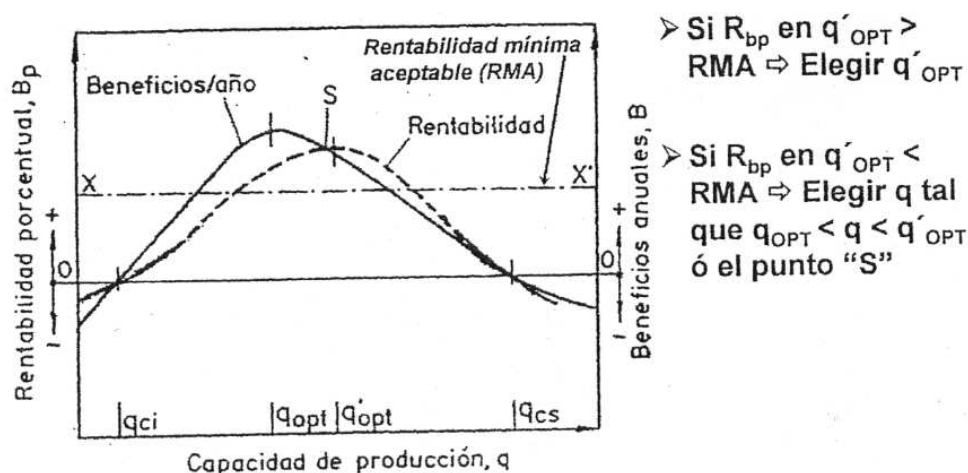
- La capacidad de producción para la que se debe proyectar la planta. Se optimiza la planta para que los beneficios brutos sean máximos.



Representando gráficamente los costes (C) y las ventas (V) frente a la capacidad de producción (q), observamos tres regiones. A capacidad de producción baja los costes de producción superan el valor de las ventas, estamos en una zona de pérdidas. A capacidad de producción muy alta el mercado se satura de producto y baja el precio del producto lo que provoca también la entrada en pérdidas. La capacidad de producción óptima es aquella en la que la diferencia entre costes de producción y valor de las ventas sea máximo (B_{max}), en este punto obtenemos el beneficio bruto máximo.

Un segundo criterio que podemos utilizar es el de la rentabilidad porcentual o rendimiento porcentual bruto, que viene definido como:

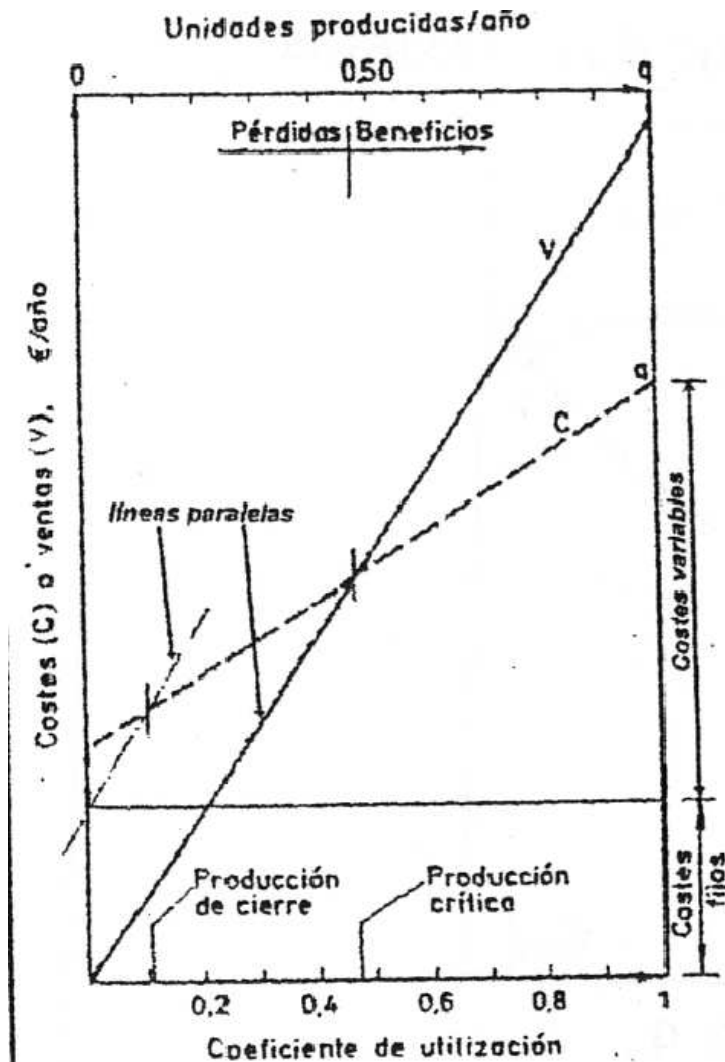
$$R_{bp} = \frac{B_b}{I} \times 100 = \frac{V - C}{I} \times 100 \quad (21.1)$$



- El coeficiente de utilización de la capacidad instalada: producción crítica y de cierre.

Se representa por $\Phi = \frac{q}{q_d}$, siendo q , la capacidad de producción actual y q_d , la capacidad de producción para la que fue diseñada la planta.

Si representamos gráficamente los costes (C) y las ventas (V) frente al coeficiente de utilización, obtenemos dos rectas que se cortan en un punto. El punto de corte nos da la producción crítica, por debajo de este punto hay pérdidas, puesto que los costes de producción son mayores que las ventas. Una planta sigue funcionando aunque entre en zonas de las pérdidas. Sólomente cuando las pérdidas sean mayores que los costes fijos se cierra la planta. Es la llamada producción de cierre.



■ El emplazamiento.

El emplazamiento de la fábrica afecta a la economía de la producción, de ahí la necesidad de estudiarlo detenidamente en cada caso. Para relacionar los factores que intervienen se puede considerar el ciclo productivo en los siguientes términos:

A la planta han de llegar, de distintas procedencias, materias primas y auxiliares, combustibles, agua, energía, trabajo humano, etc.

De la planta ha de partir el producto, que debe ser llevado al mercado, así como materias residuales. El emplazamiento ha de garantizar la posibilidad de todos estos intercambios con la mínima repercusión en los costes de producción.

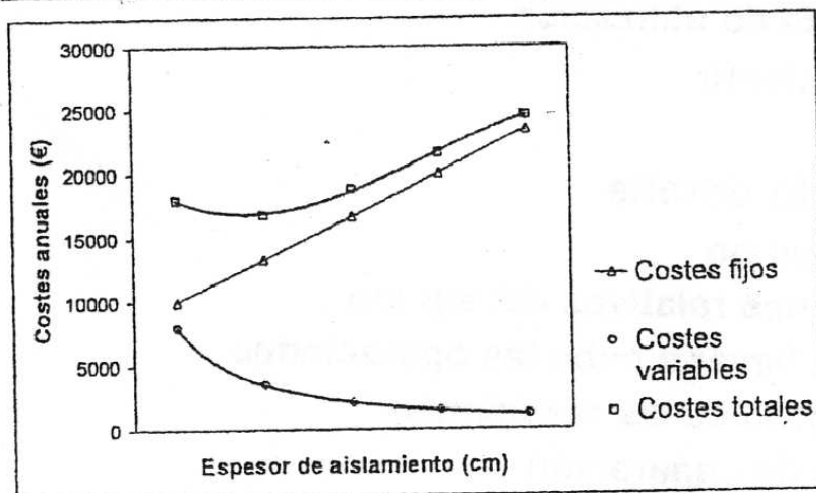
Como punto de partida, el emplazamiento se puede fijar atendiendo al mínimo coste de formación o a los mínimos costes comerciales de distribución, según el peso relativo de cada uno de ellos.

21.2. Optimización de variables de detalle

En este punto se optimizan los equipos y procesos que forman parte de la planta química, para alcanzar un funcionamiento óptimo. Figuran entre las mismas el tipo de aparato, sus dimensiones, la forma de realizar las operaciones, los rendimientos de reacción y separación, los tiempos de fabricación y almacenamiento, etc.

Como ejemplo, vamos a determinar el espesor adecuado que ha de darse al material aislante que protege a un equipo contra las pérdidas de calor. Si el espesor es elevado sube el coste del mismo y bajan las pérdidas de calor. Debemos encontrar un equilibrio entre el coste del aislamiento y el ahorro energético. Representando gráficamente los costes de aislamiento, el coste del calor perdido y los costes totales (costes divididos por el periodo de amortización), frente al espesor del aislamiento (en centímetros). El mínimo de la curva de costes totales nos da el aislamiento óptimo. Este mínimo puede calcularse de forma aproximada mediante la tabla de datos, o bien ajustando los puntos a una función y hallando su mínimo.

ESPESOR DE AISLAMIENTO (cm)	COSTE DEL AISLAMIENTO INSTALADO (€)	PLAZO DE AMORTIZACIÓN (años)	COSTE DEL AISLAMIENTO INSTALADO (€/año)	PÉRDIDAS CALDRÍFICAS (kcal/año)	COSTE DEL CALOR PERDIDO (€/año)	COSTE TOTAL (€/año)
2	30000	3	10000	61500000	7995	17995
4	40000	3	13333	27000000	3510	16843
6	50000	3	16667	16200000	2105	18772
8	60000	3	20000	11600000	1508	21508
10	70000	3	23333	9100000	1183	24516



FENÓMENOS DE TRANSPORTE

22.1. Conductividad térmica. Ley de Fourier

La sustancia en contacto con los depósitos a distintas temperaturas alcanzará al final un estado estacionario en el que habrá un gradiente uniforme de temperatura dT/dz . El flujo (o caudal) de calor Q_z a través de cualquier plano perpendicular a x es proporcional al área de la sección transversal y al gradiente de temperatura. La expresión matemática que relaciona dichas magnitudes físicas se conoce como Ley de Fourier de la conducción térmica.

$$Q_z = -kA \frac{dT}{dz} \quad (22.1)$$

Las unidades del caudal de calor son J/s

Siendo k una constante de proporcionalidad, llamada conductividad térmica de la sustancia, cuyas unidades son: $J/K \text{ cm s}$. Los buenos conductores térmicos tienen constantes elevadas $k(\text{cu(s)})=10 \text{ J/Kcms}$.

Los malos conductores térmicos poseen constantes pequeñas $k(\text{CO}_2(g)) = 10^{-4} \text{ J/Kcms}$

La constante k depende de temperatura y presión para sustancias puras, en el caso de mezclas también depende de la composición. En los gases aumenta con la temperatura.

La Ley de Fourier también puede escribirse en función de la densidad de flujo de calor por unidad de tiempo y área q_z

$$q_z = \frac{Q_z}{A} \frac{dq}{dt} = -k \frac{dT}{dz} \quad (22.2)$$

Las unidades de q_z son J/m^2s La transferencia de calor en los gases tiene lugar por colisiones moleculares. Las moléculas de temperatura más alta tienen mayor energía y en las colisiones ceden parte de esta energía a las moléculas de menor temperatura. Dado que las moléculas de gas tienen gran libertad de movimiento la transmisión de calor suele producirse también por convección, debido al movimiento

del fluido. Otra forma de transmisión de calor es la radiación, debida a la emisión de ondas electromagnéticas por parte de los cuerpos calientes que son absorbidas por los fríos.

Para que la Ley de Fourier sea aplicable deben cumplirse tres condiciones:

- Sistema isótropo (todas las direcciones son iguales)
- Gradiente de temperatura pequeño.
- No hay transferencia de calor por conducción ni radiación.

La Ley de Fourier podemos expresarla en función de la difusividad calorífica α , definida como: $\alpha = \frac{k}{\rho C_p}$

$$Q_z = -\alpha A \frac{d(\rho C_p T)}{dz} = -\frac{d(\rho C_p T)}{dz / \alpha A} \quad (22.3)$$

Donde, $d(\rho C_p T)$, es la fuerza impulsora debido a la diferencia de concentración de energía. $dz / \alpha A$, es la resistencia a la transmisión de energía (calor).

22.2. Ley de Newton de la viscosidad

La viscosidad es la propiedad que caracteriza la resistencia de un fluido a fluir. Los fluidos que fluyen fácilmente son poco viscosos. La viscosidad se representa por μ , y sus unidades son Ns/m^2

Consideremos un fluido que fluye entre dos láminas grandes, planas y paralelas.

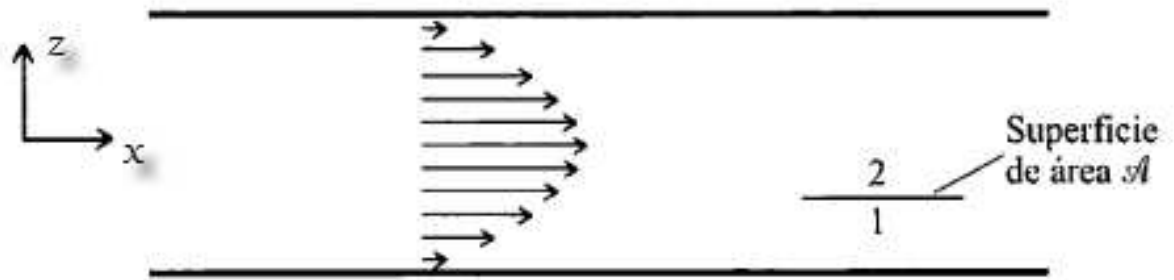
La experiencia nos dice que la velocidad v_x es máxima en el centro y cero sobre las láminas. Las capas horizontales de fluido se deslizan unas sobre otras, ejerciendo una fuerza de fricción que opone resistencia al desplazamiento.

La fuerza F_x ejercida por el fluido de movimiento más lento (1) es proporcional al área de la superficie de contacto, A , y al gradiente de la velocidad $\frac{dv_x}{dz}$. La constante de proporcionalidad es la viscosidad del fluido μ

$$F_x = -\mu A \frac{dv_x}{dz} \quad (22.4)$$

Esta ecuación es conocida como la Ley de Newton de la viscosidad. El signo menos indica que la fuerza de viscosidad sobre el fluido que se mueve más rápido es opuesta a la dirección de su movimiento.

Por la tercera Ley de Newton, el fluido que se mueve más rápido ejerce una fuerza $\mu A \frac{dv_x}{dz}$ en dirección y positiva sobre el fluido que se mueve más lento.



La Ley de Newton se ajusta bien a los gases y líquidos, siempre que la velocidad no sea demasiado alta. Cuando se cumple la Ley de Newton, tenemos un flujo laminar. A velocidades muy altas el flujo se vuelve turbulento y la ecuación no es válida.

Se llama fluido Newtoniano al fluido en el que η es independiente de dv_x/dz . En los fluidos no Newtonianos μ varía a medida que lo hace dv_x/dz . La mayoría de los gases son Newtonianos, mientras que las soluciones de polímeros, suspensiones coloidales generalmente no lo son, de manera que un incremento en la velocidad de flujo puede cambiar la forma de las moléculas de polímero (flexibles) facilitando el flujo por reducción de la viscosidad.

22.2.1. Ley de Newton en función del momento lineal

Vamos a expresar la Ley de Newton en función del momento lineal. Escribimos la segunda Ley de Newton, $F_x = ma_x = m \frac{dv_x}{dt} = \frac{d(mv_x)}{dt} = \frac{dp_x}{dt}$

Sustituyendo en la Ley de Newton de la viscosidad

$$\frac{dp_x}{dt} = -\mu A \frac{dv_x}{dz} \quad (22.5)$$

dp_x/dt , representa la variación de la componente z del momento lineal de una capa situada a un lado en el interior del fluido, debida a su interacción con el fluido que está del otro lado. En ingeniería química se acostumbra a llamar caudal de cantidad de movimiento y se representa por T_{zx} .

$$T_{zx} = -\mu A \frac{dv_x}{dz} \quad (22.6)$$

Las unidades de T_{zx} son de N.

La densidad de cantidad de movimiento (esfuerzo cortante) se obtiene dividiendo el caudal de cantidad de movimiento por el área.

$$\tau_{zx} = \frac{T_{zx}}{A} = -\mu \frac{dv_x}{dz} \quad (22.7)$$

Las unidades de τ_{zx} , son N/m^2

La Ley de Newton puede ponerse en función de la viscosidad cinemática ν , definida como: $\nu = \frac{\mu}{\rho}$

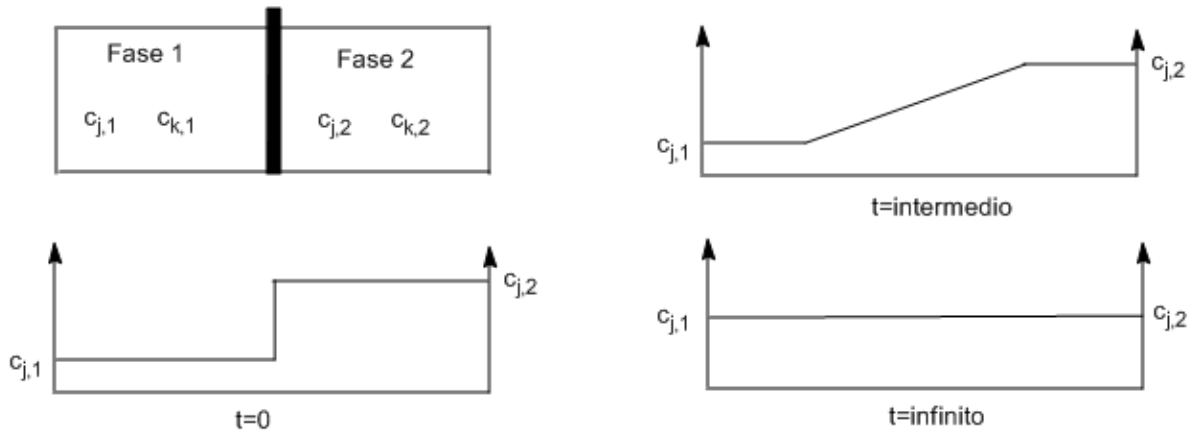
$$T_{zx} = -\nu A \frac{d(\rho v_x)}{dz} = -\frac{d(\rho v_x)}{dz/\nu A} \quad (22.8)$$

Donde, $d(\rho v_x)$ es la fuerza impulsora, diferencia de concentración de cantidad de movimiento. $dz/\nu A$, es la resistencia al transporte de cantidad de movimiento.

22.3. Ley de Fick de la difusión

Si $c_{j,1} \neq c_{j,2}$ y $c_{k,1} \neq c_{k,2}$ al quitar el tabique se produce un movimiento de las especies j,k que reducirá o eliminará la diferencia de concentraciones entre ambos recipientes.

La difusión es un movimiento macroscópico de los componentes de un sistema debido a diferencias de concentración. Si $c_{j,1} < c_{j,2}$, hay un flujo neto de j desde 2 hacia 1 hasta que se igualen concentraciones y potenciales químicos de j y k en toda la celda.



En la difusión todas las moléculas tienen velocidades al azar. Sin embargo, dado que la concentración en la parte derecha de un plano perpendicular es mayor que en la parte izquierda, es más probable que las moléculas de j crucen de derecha a izquierda el plano que de izquierda a derecha, produciéndose un flujo neto de j hacia la izquierda.

La primera Ley de Fick nos da la velocidad de difusión.

$$\frac{dn_j}{dt} = D_{jk} A \frac{dc_j}{dz} \quad (22.9)$$

$$\frac{dn_k}{dt} = D_{kj} A \frac{dc_k}{dz} \quad (22.10)$$

$\frac{dn_j}{dt}$, representa la velocidad de flujo de j (moles/s) a través del plano P de área A, perpendicular al eje z , siendo $\frac{c_j}{dz}$ el gradiente de concentración en dicho plano.

D_{jk} , es una constante de proporcionalidad denominada coeficiente de difusión. D_{jk} , depende de T,P y de la composición local, variando de forma importante con la distancia y con el tiempo a lo largo de la celda de difusión.

CONTAMINACIÓN DEL AGUA

23.1. Definición de contaminación

La contaminación consiste en una modificación, generalmente producida por el hombre, de la calidad del agua, haciéndola impropia o peligrosa para el consumo humano, la industria, la agricultura, la pesca, las actividades recreativas, así como para los animales domésticos y la vida natural.

23.2. Tipos de contaminación

La contaminación del agua se puede dividir en dos grandes grupos:

- Contaminación generada por causas naturales o geoquímicas.
- Contaminación provocada como consecuencia de la actividad humana.

Una y otra dan lugar a alteraciones físicas, químicas o biológicas del agua, haciéndola en muchos casos inservible para determinados usos.

- Alteraciones físicas: color, olor, sabor, temperatura, materia en suspensión, radiactividad y formación de espumas.
- Alteraciones químicas: son alteraciones producidas por productos químicos, orgánicos e inorgánicos, que son expulsados a las aguas. Es un tipo de contaminación muy frecuente e importante.
- Alteraciones biológicas: suponen por una parte el aumento de las bacterias patógenas, virus, etc. capaces de producir enfermedades y por otro lado la ausencia de animales y plantas debido a un

descenso en la concentración de oxígeno en disolución. En general, un agua que tenga menos de 4 mg/L de oxígeno disuelto no es apta para el desarrollo de la vida.

23.3. Compuestos contaminantes del agua

Existen numerosos compuestos químicos que son considerados contaminantes, desde simples iones inorgánicos hasta moléculas orgánicas de gran complejidad.

Podemos dividir los contaminantes del agua en varias clases, dependiendo de la forma de introducirse en el medio ambiente y de sus peligros específicos.

- Contaminantes orgánicos: son compuestos formados principalmente por carbono e hidrógeno, en general poco solubles en agua. La toxicidad de estos compuestos depende de sus estructura molecular y de la presencia de grupos funcionales. Todos estos compuestos orgánicos contaminantes han sido producidos por el hombre durante el último siglo. Algunos ejemplos de contaminantes orgánicos son: Hidrocarburos, PCB's, insecticidas, detergentes
- Fertilizantes inorgánicos: los fertilizantes inorgánicos, nitratos y fosfatos, usados extensivamente producen la proliferación de algas en las aguas superficiales, produciendo una disminución del nivel de oxígeno disuelto en agua, con la consiguiente desaparición de gran parte de las especies acuáticas. Este fenómeno es conocido como eutrofización.

Otras fuentes de contaminación son los metales (plomo, zinc, manganeso, calcio y potasio), que provienen tanto de fuentes naturales como de la actividad industrial. Los isótopos radiactivos también son una fuente importante de contaminación. El 87 % de la radiación que recibimos procede de fuentes naturales, teniendo el resto su origen en actividades humanas, principalmente relacionadas con la producción de energía en centrales nucleares.

23.4. Medición analítica de la contaminación

La toma de muestra es una operación delicada, que debe ser realizada por un especialista, de ella depende en muchos casos la exactitud del análisis.

La determinación de la materia orgánica se puede realizar por cuatro procedimientos:

- Pérdida de peso al rojo: se realiza por evaporación de un volumen determinado de agua y posterior calcinación del residuo seco obtenido al rojo (temperatura alta) en crisol de platino. La diferencia

del residuo seco hallado a 110°C y el residuo a calcinación corresponde al peso de materia orgánica.

- **Demanda química de oxígeno (DQO):** es la cantidad de oxígeno en mg de oxígeno por litro, consumido por dos cuerpos reductores presentes en un agua sin intervención de los organismos vivos. Se ideó con el fin de superar los problemas que presenta la DBO, fundamentalmente en lo que se refiere al tiempo. Esta técnica se suele hacer con dicromato o permanganato, que actúan como oxidantes de la materia orgánica presente en el agua.
- **Demanda biológica de oxígeno (DBO):** la DBO en las aguas contaminadas, es la cantidad de oxígeno en mg de oxígeno por litro, necesaria para descomponer la materia orgánica presente por la acción bioquímica aerobia (en presencia de aire). Esta demanda de oxígeno la ejercen los materiales carbonados, nitrogenados y ciertos compuestos químicos reductores.
- **Carbono orgánico total:** el método normal se basa en una oxidación completa de la muestra, determinando la cantidad de dióxido de carbono producido.

23.5. Tratamiento y depuración de aguas residuales

Las aguas residuales pueden ser tratadas o eliminadas en una primera clasificación mediante dilución, inyección en el terreno o concentración.

- **Dilución:** puede efectuarse de tal forma que la concentración final del contaminante baja como para producir el menor daño al entorno. El ejemplo típico son los emisarios submarinos, conducciones que transportan las aguas residuales dentro del mar hasta alcanzar un punto lo suficientemente alejado y profundo que garantice su dilución.
- **Inyección en el terreno:** en realidad no es una forma de eliminación, sino de acumulación en el subsuelo. Para realizar esta forma de eliminación de contaminantes se requiere un estricto control del terreno, de tal forma que no interfiera con los mantos de agua subterránea, pues su contaminación puede tardar años en desaparecer a pesar de cesar la inyección de los elementos contaminantes. Puede llevarse a cabo en aquellas áreas que posean estratos de rocas sedimentarias entre capas totalmente impermeables.
- **Concentración:** los diferentes tratamientos de las aguas residuales físicos, químicos o biológicos

suponen la concentración y/o transformación de los diferentes contaminantes de tal forma que su evacuación sea más sencilla y mínima su influencia sobre el entorno.

23.6. Depuradoras de aguas residuales

Los diferentes tratamientos existentes en una planta depuradora de aguas residuales urbanas pueden dividirse en previo, primario, secundario o biológico y terciario.

Mediante los tratamientos previos y primarios se eliminan principalmente los sólidos en suspensión. Mediante el secundario la materia orgánica biodegradable disuelta, así como restos de sólidos en suspensión que no fueron eliminados en el tratamiento primario.

Con el terciario se pretende la eliminación de aquellos contaminantes en forma de sólidos no retenidos en los anteriores, fundamentalmente los contaminantes en forma de sólidos disueltos.

La desinfección tiene por objeto la destrucción selectiva de bacterias y virus patógenos presentes en el agua y se utiliza en combinación con cualquier grado de tratamiento.

- Tratamiento previo: consiste en la eliminación de todos aquellos cuerpos de gran tamaño, trapos, maderas, plásticos, etc. vertidos al drenaje que se lleva a cabo para proteger los diferentes equipos posteriores y las líneas de conducción dentro de la planta de tratamiento.

Estos objetos interfieren en el funcionamiento de una serie de equipos como son bombas, rasquetas u orificios y en general cualquier equipo móvil, pudiendo producir averías serias.

Los equipos normalmente utilizados son: rejas, desarenadores y dilaceradores.

- Las rejas se sumergen parcialmente en el canal de entrada a la planta y están formadas por barras paralelas separadas entre sí un espacio menor que el tamaño de las partículas a separar.
 - Desarenadores, como su nombre indica tienen por misión la eliminación de arenas y partículas sólidas que producirían desgaste por abrasión en los equipos. Los modelos más sencillos utilizados se componen de un canal horizontal calculado para que la velocidad del agua disminuya hasta 0.3 m/s, favoreciendo la sedimentación de las partículas más pesadas.
 - Los dilaceradores son equipos de trituración y fragmentación mecánica por medio de un juego de cuchillas horizontales sumergidas en el agua y ocupando la anchura del canal, reducen los sólidos al tamaño de partícula aceptable para la planta.
- Tratamiento primario: tiene como misión la separación por medios físicos de los sólidos en suspensión no retenidos en el tratamiento previo, así como grasas y aceites. Las operaciones unitarias

normalmente utilizadas son: separación de grasas y aceites, sedimentación, floculación, flotación, filtración.

- Tratamiento secundario o biológico: es el encargado de eliminar la materia orgánica biodegradable presente en las aguas residuales y que no ha sido retirada en el tratamiento primario. Consiste en provocar el desarrollo de microorganismos capaces de asimilar la materia orgánica a la que transforman en nuevos microorganismos insolubles y fáciles de eliminar del agua por decantación.

Las reacciones bioquímicas que tienen lugar de forma natural en los cauces receptores o bajo condiciones controladas en las plantas de tratamiento se clasifican en dos grandes grupos de acuerdo con los microorganismos que lo llevan a cabo.

- Las reacciones aerobias se producen en presencia de oxígeno y los microorganismos utilizan el oxígeno disuelto en agua para convertir la materia orgánica en nuevos microorganismos, energía y productos finales (dióxido de carbono y agua).
- Las reacciones anaerobias se producen en ausencia de oxígeno molecular y los microorganismos toman el oxígeno preciso de los compuestos orgánicos que lo contienen (ácidos, alcoholes, aldehídos..), o bien de sales inorgánicas como nitratos o sulfatos.