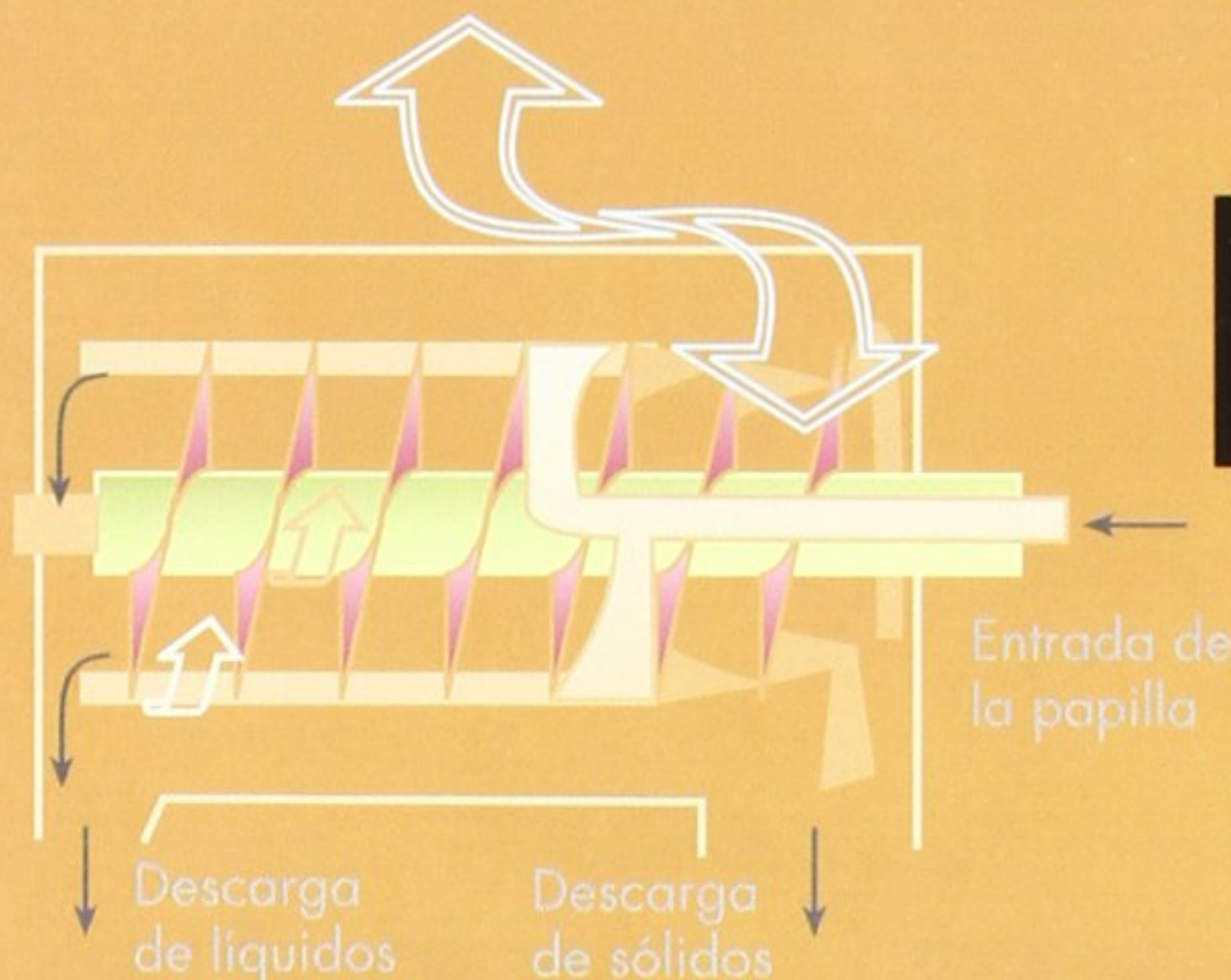




Ciencias Químicas:
Tecnología bioquímica
y de los alimentos

Francisco Rodríguez (editor)
José Aguado • José Antonio Calles
Pablo Cañizares • Baldomero López
Aurora Santos • David Serrano

Ingeniería de la industria alimentaria

Volumen II

Operaciones de procesamiento de alimentos


EDITORIAL
SÍNTESIS

PROYECTO EDITORIAL
CIENCIAS QUÍMICAS

Director:
Guillermo Calleja Pardo

COLECCIÓN:

Tecnología Bioquímica y de los Alimentos
Director: José Aguado Alonso

INGENIERÍA DE LA INDUSTRIA ALIMENTARIA

Volumen II OPERACIONES DE PROCESADO DE ALIMENTOS

Francisco Rodríguez Somolinos (editor)

José Aguado Alonso

José Antonio Calles Martín

Pablo Cañizares Cañizares

Baldomero López Pérez

Aurora Santos López

David Pedro Serrano Granados



Consulte nuestra página web: www.sintesis.com
En ella encontrará el catálogo completo y comentado

© F. Rodríguez (editor)
J. Aguado, J. A. Calles, P. Cañizares, B. López,
A. Santos y D. P. Serrano

© EDITORIAL SÍNTESIS, S. A.
Vallehermoso, 34 - 28015 Madrid
Teléf.: 91 593 20 98
<http://www.sintesis.com>

Depósito Legal: M. 1.533-2002
ISBN: 84-7738-938-1

Impreso en España - Printed in Spain

ÍNDICE

PRÓLOGO	9
1. OPERACIONES CON SÓLIDOS	11
1.1. Caracterización de las partículas sólidas	13
1.1.1. Forma de las partículas	13
1.1.2. Tamaño de las partículas	14
1.2. Tamizado	14
1.2.1. Limpieza de alimentos o de materias primas	15
1.2.2. Clasificación de alimentos por tamaños	15
1.2.3. Análisis por tamizado de productos granulares o pulverulentos	17
1.2.4. Determinación de la superficie específica, tamaño medio y número de partículas de una mezcla heterogénea de partículas	18
1.3. Reducción de tamaño de sólidos	21
1.3.1. Requerimientos energéticos para la reducción de tamaño	22
1.3.2. Equipo para la reducción de tamaño	23
1.3.3. Operación de las instalaciones para la reducción de tamaño	26
2. AGITACIÓN Y MEZCLA DE LÍQUIDOS	29
2.1. Introducción	32
2.2. Modelos de flujo en tanques agitados	32
2.3. Equipo de agitación	34
2.3.1. Tanque de agitación	34
2.3.2. Tipos de agitadores	35
2.3.3. Sistema de agitación estándar	38
2.4. Consumo de potencia en la agitación de líquidos	39
2.4.1. Fluidos newtonianos	39
2.4.2. Fluidos no newtonianos	45
2.4.3. Suspensiones sólido-líquido y tanques aireados	47
2.5. Tiempo de mezclado	49
2.6. Cambio de escala en agitación	51
2.7. Emulsificación y homogeneización de líquidos	54
2.7.1. Fundamento teórico	54
2.7.2. Equipos y aplicaciones generales	56

3. MEZCLADO DE SÓLIDOS Y PASTAS	63
3.1. Introducción	65
3.2. Mezcladores de sólidos pulverizados y granulados	65
3.2.1. Mezcladores de cintas	66
3.2.2. Mezcladores de volco	66
3.2.3. Mezcladores de tornillo interno	67
3.2.4. Criterios de eficacia de una mezcladora	67
3.3. Mezcladores de masas y pastas	72
3.3.1. Mezcladores de cubetas intercambiables	72
3.3.2. Amasadoras, dispersadores y masticadores	73
3.3.3. Mezcladores continuos	74
3.3.4. Criterios de eficacia de un mezclador	74
4. OPERACIONES MECÁNICAS SÓLIDO-FLUIDO	79
4.1. Introducción	82
4.2. Filtración	82
4.2.1. Fundamento teórico	83
4.2.2. Desarrollo práctico de la filtración	86
4.2.3. Equipo para la filtración	87
4.3. Sedimentación gravitatoria	89
4.3.1. Velocidad terminal de sedimentación	89
4.3.2. Sedimentación impedida	91
4.3.3. Equipo para la sedimentación	93
4.4. Centrifugación	94
4.4.1. Teoría de la centrifugación para separación de líquidos inmiscibles	95
4.4.2. Teoría de la sedimentación centrífuga para separaciones sólido-líquido	97
4.4.3. Aparatos para sedimentación centrífuga	98
4.4.4. Ciclones	102
4.4.5. Teoría de la filtración centrífuga	103
4.4.6. Aparatos para filtración centrífuga	104
4.5. Fluidización	106
4.5.1. Relación entre velocidad del fluido y pérdida de presión en el lecho	106
4.5.2. Determinación de la velocidad mínima de fluidización y de la velocidad de arrastre	108
4.5.3. Utilización de los lechos fluidizados en la Industria Alimentaria	110
4.6. Prensado	111
4.6.1. Fundamento	111
4.6.2. Equipo para el prensado	112
5. DESTILACIÓN	119
5.1. Introducción	122
5.2. Equilibrio líquido-vapor en mezclas binarias	125

5.2.1. Diagramas de equilibrio	125
5.2.2. Cálculo del equilibrio líquido-vapor para mezclas binarias ideales	126
5.2.3. Determinación experimental de los datos de equilibrio	130
5.3. Destilación simple de mezclas binarias	130
5.3.1. Destilación simple discontinua	131
5.3.2. Destilación súbita	133
5.4. Rectificación de mezclas binarias	135
5.4.1. Generalidades	135
5.4.2. Método simplificado de McCabe-Thiele	137
5.4.3. Condición de la alimentación. Recta q	141
5.4.4. Condiciones límite de funcionamiento	142
6. EXTRACCIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO	151
6.1. Introducción	153
6.2. Equilibrio de extracción	153
6.3. Cinética de extracción	156
6.4. Factores que influyen en la extracción sólido-líquido	157
6.5. Extracción en una etapa	158
6.6. Extracción en varias etapas	159
6.6.1. Sistema de etapas en serie con alimentación independiente del disolvente	159
6.6.2. Sistema de varias etapas con circulación en contracorriente	162
6.7. Equipos de extracción sólido-líquido	166
6.8. Extracción con fluidos supercríticos	169
7. OPERACIONES DE SEPARACIÓN MEDIANTE MEMBRANAS	175
7.1. Introducción	178
7.2. Fundamento de las operaciones de separación mediante membranas	179
7.3. Clasificación de las operaciones de separación mediante membranas	180
7.4. Propiedades de las membranas	180
7.5. Permeación de gases	183
7.6. Pervaporación	184
7.7. Diálisis	185
7.8. Electrodiálisis	186
7.9. Microfiltración, ultrafiltración y ósmosis inversa	188
7.9.1. Microfiltración	188
7.9.2. Ultrafiltración	190
7.9.3. Ósmosis inversa	190
7.10. Polarización de la concentración	193
7.11. Ensuciamiento de las membranas	194
7.12. Operaciones de separación con membranas en fase de desarrollo	196
7.13. Módulos de membrana	197
BIBLIOGRAFÍA	203

PRÓLOGO

Durante siglos, la producción de alimentos se ha llevado a cabo de forma totalmente artesanal y empírica, con nulo o escaso conocimiento de la composición real de los mismos y de los cambios que en ellos se producían durante su elaboración. También existían procedimientos para su conservación (salazón, desecación, etc.) desarrollados sin conocimiento de su mecanismo de actuación, que eran aplicables a determinados tipos de alimentos. Por ello, en la mayoría de los casos, el consumo era de temporada y en zonas geográficamente próximas al lugar de producción.

La concentración de la población en grandes núcleos urbanos y las exigencias de la calidad obligaron a la Industria Alimentaria a revisar sus métodos de producción en profundidad incorporando sistemas de trabajo más modernos y los avances surgidos en otras ramas de la ciencia y la tecnología.

En la actualidad, la producción y transformación de los alimentos se lleva a cabo, mayoritariamente, en grandes fábricas, con procesos continuos de producción en los que la economía de escala juega un papel importante en el precio de los productos, haciéndolos asequibles a

mayores segmentos de la población. Ello significa un elevado grado de desarrollo tecnológico de los procesos de fabricación de los alimentos, con sistemas de control muy avanzados, de diseño similar al de las modernas plantas de la Industria Química. Así, los métodos y operaciones típicos de la Ingeniería Química se aplican en la moderna Industria Alimentaria, como es el caso de pretratamientos de las materias primas, separación de determinados componentes por filtración, centrifugación y adsorción, manejo de corrientes de gases y líquidos, transmisión de calor, optimización, etc.

Por otra parte, las aportaciones de la Ingeniería Química al desarrollo de los modernos sistemas de conservación de alimentos (esterilización UHT, irradiación, congelación, refrigeración, secado, atmósferas modificadas) permiten mantener los alimentos, prácticamente inalterados, durante períodos de tiempo más o menos largos según los casos.

Sin embargo, el hecho de manejar materiales complejos, tanto desde el punto de vista de su composición química como de su comportamiento, ya que son sustancias degradables por deterioro microbiano, por reacción química y enzimática,

ca, y por la acción del oxígeno (oxidación, maduración), hace que la Ingeniería de la Industria Alimentaria presente determinadas características específicas que la diferencian como rama bien definida de la Ingeniería Química.

La presente obra aborda la aplicación de las Operaciones básicas de la Ingeniería Química a la Industria de los Alimentos. Se ha dividido en tres volúmenes: el primero se ha diseñado como una introducción a los principios básicos de la Ingeniería de los Procesos Químicos, este segundo volumen se dedica al estudio de las principales operaciones de procesado y el tercero a la conservación de alimentos propiamente dicha, todo ello con una orientación al diseño de procesos para la Industria Alimentaria.

La obra está dirigida tanto a aquellos profesionales que desarrollan su labor en la Industria Alimentaria como a estudiantes de aquellas titulaciones en las que se imparten materias relacionadas con la producción y transformación de los alimentos, como Ingenieros Agrónomos, Ingenieros Químicos, Veterinaria, Farmacia, Química, Bioquímica y especialmente de la Licenciatura en Ciencia y Tecnología de los Alimentos. Asimismo consideramos que el primer volumen ha de resultar un manual de gran utilidad para aquellos alumnos que hayan de cursar complementos de formación en Ingeniería Química previamente a su acceso a la titulación de Licenciado en Ciencia y Tecnología de los Alimentos.

OPERACIONES CON SÓLIDOS

- 1.1. Caracterización de las partículas sólidas
- 1.2. Tamizado
- 1.3. Reducción de tamaño de sólidos

En el presente capítulo se estudian aquellas operaciones habitualmente empleadas en la industria alimentaria, tanto para la reducción de tamaño de los alimentos sólidos o de las materias primas para su fabricación, como para su caracterización. Se introducen en primer lugar los parámetros utilizados para cuantificar la forma y el tamaño de las partículas sólidas. A continuación se estudia el tamizado y su aplicación en la Industria Alimentaria para limpieza de alimentos,

clasificación de alimentos por tamaños y para caracterización de productos granulares o pulverulentos. En la última parte del capítulo se aborda el estudio de las operaciones utilizadas para la reducción del tamaño de alimentos: trituración, molienda y cortado, se establecen las relaciones para el cálculo de la energía necesaria para la reducción de tamaño y finalmente se pasa revista a los tipos de aparatos habitualmente empleados en la Industria Alimentaria.

NOMENCLATURA

a	Factor de forma volumétrico	N	Número de partículas contenidas en una muestra
A	Superficie total de una muestra de partículas (m^2)	N_i	Número de partículas de la fracción i
A_w	Superficie específica de una mezcla heterogénea de partículas (m^2/g)	N_T	Número total de partículas de una mezcla heterogénea
D_p	Diámetro equivalente de una partícula o de un conjunto de partículas (m)	N_w	Número de partículas por gramo de una mezcla heterogénea
D_N	Diámetro medio aritmético de una mezcla heterogénea de partículas (m)	v_p	Volumen de una partícula (m^3)
D_{p_i}	Diámetro medio de las partículas retenidas en el tamiz i (m)	v_{p_i}	Volumen medio de las partículas retenidas en la fracción i (m^3)
D_s	Diámetro medio volumen-superficie de una mezcla heterogénea de partículas (m)	S_p	Superficie de una partícula (m^2)
D_w	Diámetro medio de masa de una mezcla heterogénea de partículas (m)	W_i	Índice de trabajo de Bond
E	Energía necesaria para la reducción de tamaño (J/kg)	ϕ_i	Cantidad de sólido retenida por el tamiz i , expresada como tanto por uno del peso de la muestra
K_k	Constante de Kick	ϕ_s	Esfericidad de una partícula
K_r	Constante de Rittinger	$\Sigma\phi_i$	Tanto por uno en peso correspondiente al tamiz i , expresado en forma acumulativa
m	Masa de una partícula (kg)	ρ_p	Densidad de una partícula (kg/m^3)
n	Número de tamices utilizados para el análisis por tamizado		

GLOSARIO

cernido: Fracción de partículas de tamaño inferior a la luz de un tamiz y que por lo tanto no son retenidas por el mismo. También se denomina fracción de finos.

esfericidad: Parámetro para cuantificar la forma de una partícula sólida. Es el cociente entre la superficie externa de una esfera de igual volumen que la partícula y la superficie de dicha partícula.

molienda: Reducción desde partículas de tamaño intermedio hasta partículas de tamaño pequeño.

rechazo: Fracción de partículas de tamaño superior a la luz de un tamiz, por lo que quedan retenidas en el mismo. También se denomina fracción de gruesos.

superficie específica: Superficie de una mezcla de partículas sólidas por unidad de masa de la mezcla. Habitualmente se expresa en unidades de m^2/g .

trituration: Reducción desde bloques de gran tamaño hasta partículas de tamaño intermedio.

El manejo de sustancias sólidas en la Industria Alimentaria es una práctica muy habitual. Los sólidos pueden constituir el alimento propiamente dicho (carnes, legumbres, etc.), o bien ser la materia prima para su obtención (remolacha o caña de las que se obtiene el azúcar). En muchas ocasiones, el tamaño de los alimentos sólidos determina en gran manera la aceptación del producto y por lo tanto su precio. Éste es el caso de frutas, huevos, etc. que han de clasificarse en diferentes categorías, atendiendo a su calibre, antes de su salida al mercado.

Por otra parte, muchas de las operaciones necesarias para el procesado y la conservación de los alimentos suelen requerir que los productos sólidos tengan un tamaño homogéneo y adecuado con el fin de alcanzar un grado de tratamiento similar para la totalidad del producto. Ello implica que, en muchas ocasiones, sea necesario reducir el tamaño de los sólidos que se deseen procesar y realizar una posterior separación en diferentes fracciones de similar tamaño para que sean procesadas independientemente.

1.1. Caracterización de las partículas sólidas

Los parámetros utilizados para la caracterización de partículas sólidas son:

- Forma de las partículas.
- Tamaño de las partículas.

1.1.1. Forma de las partículas

La forma de las partículas individuales se puede expresar mediante el concepto de esfericidad (ϕ_s), definida como el cociente entre la superficie de una esfera de igual volumen que la partícula y la superficie de dicha partícula.

ϕ_s = Superficie esfera de igual volumen que la partícula / Superficie de la partícula

Esta esfericidad se puede expresar como:

$$\phi_s = \frac{6v_p}{D_p S_p} \quad [1.1]$$

Siendo:

$$v_p = \pi/6 D_p^3$$

$$S_p = \pi D_p^2 = 6 v_p / D_p$$

v_p = volumen de la partícula
 S_p = superficie de la partícula
 D_p = diámetro equivalente de la partícula

Los valores de la esfericidad para materiales triturados suelen oscilar entre 0,6 y 0,85. En el caso de partículas redondeadas por abrasión, la esfericidad puede alcanzar valores de hasta 0,95.

A modo de ejemplo, se calcula a continuación la esfericidad de una partícula cúbica de lado L :

$$S_p = 6L^2, v_p = L^3, D_p = L \quad \text{Esta mal}$$

$$D_p = L (6/\pi)^{1/3}$$

$$\phi_s = \frac{6L^3}{L 6L^2} = \approx 0.81$$

1.1.2. Tamaño de las partículas

El tamaño de las partículas individuales se establece mediante el concepto de diámetro equivalente, definido como el diámetro de una esfera que tiene el mismo volumen que la partícula.

En el caso de partículas en las que una de las dimensiones es mucho mayor que las otras, se prescinde de la primera para establecer el diámetro equivalente. Por ejemplo, en sólidos en forma de aguja se considera como diámetro equivalente el diámetro de la aguja y no su longitud.

Para materiales granulares de pequeño tamaño, dada la dificultad para establecer con exactitud el volumen y el área de las partículas individuales, se utiliza como diámetro equivalente D_p , el valor obtenido a partir de un análisis por tamizado.

1.2. Tamizado

Un tamiz consiste en una malla o superficie sólida perforada, cuyos orificios tienen un tamaño uniforme.

Cuando una mezcla heterogénea de sólidos se alimenta a un tamiz, T , se obtienen dos fracciones (como muestra la figura 1.1a). La fracción A, constituida por las partículas cuyo tamaño es superior a las aberturas del tamiz, y que por lo tanto quedan retenidas sobre el mismo,

se denomina *fracción de gruesos o rechazo*. La fracción B, constituida por las partículas de tamaño más pequeño que pueden pasar a través de las perforaciones del tamiz, y se recogen en una bandeja, se denomina *fracción de finos o cernido*.

Si se emplean dos tamices, T_1 y T_2 , siendo las aberturas del tamiz T_1 de tamaño superior a las del tamiz T_2 (figura 1.1b), se obtienen 3 fracciones: la fracción A, constituida por el rechazo del tamiz de abertura más gruesa; la B, que contiene los sólidos que han atravesado el tamiz T_1 y quedan retenidos por el tamiz T_2 , y la fracción C, constituida por los sólidos más finos, que atraviesan ambos tamices. Por analogía, si se empleara una serie de n tamices se obtendrían $n + 1$ fracciones.

En la Industria Alimentaria los tamices suelen utilizarse con diferentes propósitos:

- Limpieza de alimentos* o de materias primas para la fabricación de alimentos. En este tipo de aplicaciones se utiliza un tamiz para separar aquellos componentes indeseables cuyo tamaño sea diferente al de los productos de interés.
- Separación de una mezcla de partículas sólidas en un número pequeño de fracciones (3 o 4), de tamaño más homogéneo que la mezcla original, para su comercialización. Esta aplicación se denomina *clasificación de los alimentos por tamaño*.

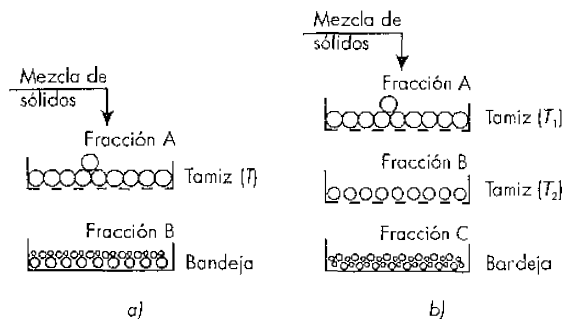


FIGURA 1.1. Separación de una mezcla de sólidos por tamizado: a) separación en dos fracciones A y B mediante un único tamiz T , b) separación en tres fracciones A, B y C mediante dos tamices T_1 y T_2 .

- c) Análisis de mezclas heterogéneas de partículas sólidas con el fin de obtener información sobre su distribución de tamaños, superficie específica, etc. En este caso, que se denomina *análisis por tamizado de productos granulares o pulverulentos*, suele requerirse la separación de la mezcla original en un número mayor de fracciones que en el caso anterior.

A continuación se pasa revista a cada una de estas aplicaciones.

1.2.1. Limpieza de alimentos o de materias primas

Los tamices se emplean para la separación de restos de envases, hojas, papeles, piedras, etc., que acompañan a determinados productos granulares, tales como cereales, harina, sal, azúcar, antes de comenzar su procesado.

Suelen utilizarse *tamices rotatorios*, como los que se muestran en la figura 1.2, consistentes en un tambor perforado giratorio, ligeramente inclinado sobre la horizontal, al que se alimenta la mezcla a separar por uno de sus extremos. Tras recorrer el tambor, por el extremo opuesto se obtiene el producto limpio (si las impurezas son de menor tamaño que el producto) o las

impurezas (si éstas son de tamaño superior al producto).

La capacidad de tratamiento de los tamices rotatorios se incrementa con la inclinación del tambor y con su velocidad de rotación. Sin embargo, existen valores límite para dichas variables, ya que una inclinación excesiva conduce a tiempos de residencia cortos en el interior del aparato, con lo que no se consigue una buena separación. De igual forma, una velocidad de giro elevada puede dificultar la separación, al originar fuerzas centrífugas que retendrían las partículas contra las paredes, dificultando su circulación a lo largo del tambor.

También es habitual el empleo de tamices planos situados en el interior de una caja hermética, para evitar la salida al exterior de polvos, que se agita mediante una excéntrica. Cuando se utilizan dos tamices de aberturas adecuadas, situados uno encima del otro, pueden separarse de forma simultánea impurezas de tamaños tanto mayores como menores que el tamaño del producto de interés, como se muestra en la figura 1.3.

1.2.2. Clasificación de alimentos por tamaños

La utilización de un número reducido de tamices permite la clasificación de determinados alimentos, como frutas y verduras, en varias categorías atendiendo a su tamaño (calibre).

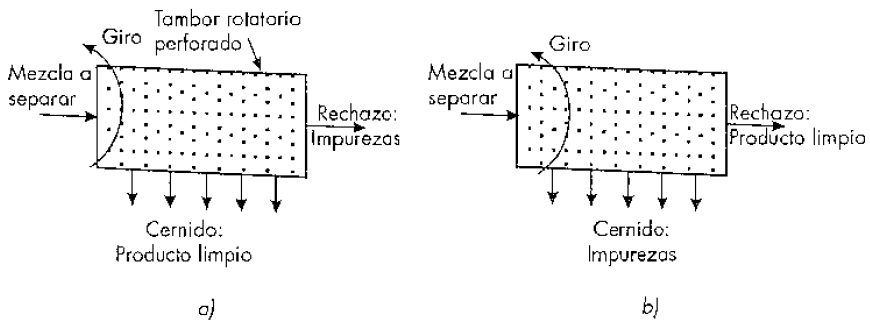


FIGURA 1.2. Utilización de tamices rotatorios para la limpieza de alimentos o materias primas: a) separación de impurezas de mayor tamaño que el alimento, b) separación de impurezas de menor tamaño que el alimento.

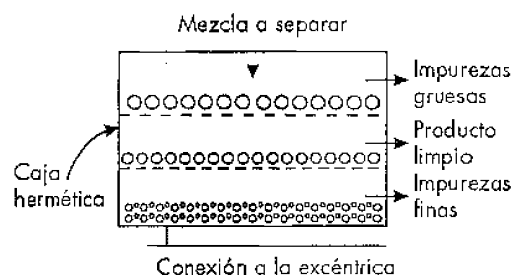


FIGURA 1.3. Utilización de tamices planos para la separación de impurezas en materias primas alimentarias.

Al igual que en el caso de la limpieza de los productos, suelen emplearse tanto tamices rotatorios como tamices de fondo plano. La elección de uno u otro tipo ha de hacerse en función de las características del producto y la capacidad de tratamiento, siendo ésta sensiblemente superior para los tamices rotatorios.

La utilización de una pila de n tamices planos permite la clasificación del producto en $n + 1$ fracciones. Debido al fuerte rozamiento que sufren los sólidos por el movimiento de la

excéntrica, los tamices planos suelen utilizarse para la clasificación de alimentos duros como cereales, almendras, nueces, sal, azúcar, etc.

Los tamices rotatorios se emplean para clasificación de alimentos como garbanzos, alubias, guisantes, etc., cuya dureza, aunque inferior a la de los anteriores, ha de ser suficiente para soportar los golpes sufridos por la rotación del tambor. Para la separación en diferentes fracciones pueden utilizarse diferentes configuraciones, como se muestra en la figura 1.4.

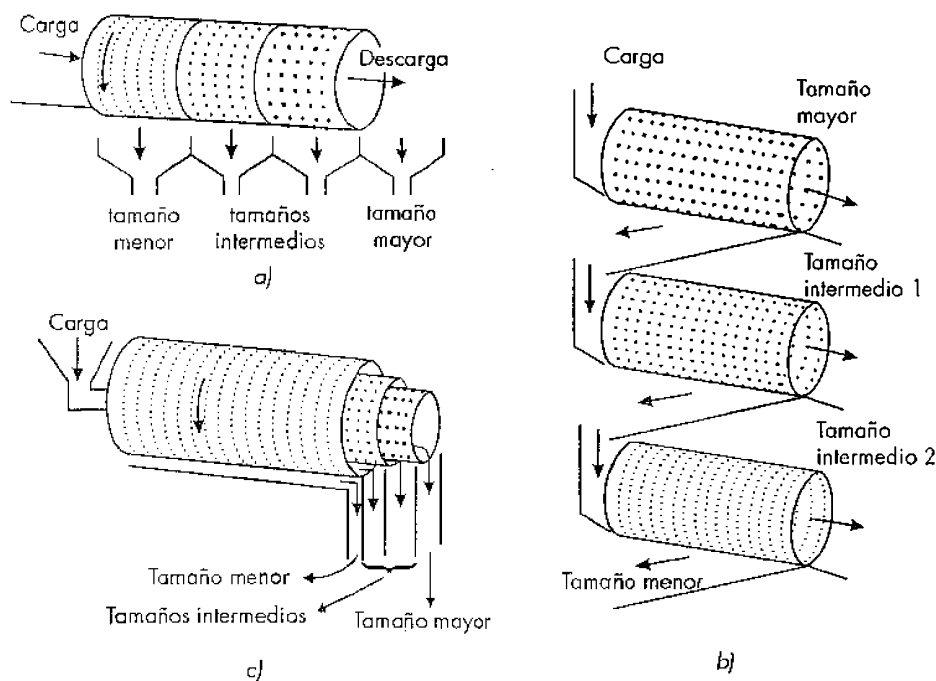


FIGURA 1.4. Configuraciones de tamices rotatorios para la clasificación de alimentos por tamaños: a) tamices en serie, b) tamices en paralelo, c) tamices concéntricos.

1.2.3. Análisis por tamizado de productos granulares o pulverulentos

Para la obtención de la distribución de tamaños de partícula en una mezcla heterogénea de sólidos se utilizan las series de tamices normalizados. Los tamices se fabrican con tela de alambre, de aberturas cuadradas, existiendo una relación constante entre los tamaños de las aberturas de los diferentes tamices de cada serie.

Cada tamiz se caracteriza por el número de mallas por pulgada de longitud de hilo. La relación entre la abertura del tamiz (también denominada *luz*) y el número de mallas es función del diámetro del hilo y por lo tanto puede ser diferente de una serie a otra de tamices normalizados. Dicha relación se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$\text{luz (cm)} = \frac{2,54 \text{ cm}}{n.^{\circ} \text{ mallas}} - \text{Diámetro del hilo (cm)}$$

Las series normalizadas de tamices más utilizadas son las siguientes:

AFNOR (francesa)
DIN (alemana)
UNI (italiana)
UNE (española)
TYLER y ASTM (norteamericanas)

En el cuadro 1.1 se presentan las características de la serie de tamices Tyler. Esta serie se basa en el tamiz de 200 mallas, cuya luz es de 0,074 mm. El área de las aberturas de un tamiz es el doble del área de las aberturas del tamiz inferior de la serie. Por lo tanto la relación entre las aberturas de dos tamices consecutivos es igual a $\sqrt{2}$.

Para llevar a cabo un análisis por tamizado se apilan ordenadamente los tamices, situando el de abertura más pequeña en el fondo y el de mayor abertura en la parte superior. Debajo del tamiz inferior se coloca la tapadera no perforada. La muestra a clasificar se sitúa sobre el

tamiz superior, agitándose el conjunto mediante sacudidas originadas por un motor sobre el que se sitúa la pila de tamices. Transcurrido un cierto período de tiempo, se detiene la agitación y se pesa la cantidad de producto que ha quedado retenida sobre cada uno de los tamices de la pila, incluida la tapadera inferior.

CUADRO 1.1
Serie normalizada de tamices Tyler

Número de mallas	Luz de malla (mm)	Diámetro del hilo (mm)
3	6,680	1,778
4	4,699	1,651
6	3,327	0,914
8	2,362	0,812
10	1,651	0,889
14	1,168	0,635
20	0,833	0,436
28	0,589	0,317
35	0,417	0,309
48	0,295	0,233
65	0,208	0,182
100	0,147	0,106
150	0,104	0,066
200	0,074	0,053

Se denomina ϕ_i a la cantidad de sólido retenida en el tamiz i , expresada como tanto por uno en peso del total de la muestra analizada. A esta fracción ϕ_i , cuyo tamaño es superior a la luz del tamiz i (a través del cual no ha pasado) e inferior a la luz del tamiz superior $i - 1$, se le asigna un tamaño de partícula igual a la media aritmética de las aberturas de ambos tamices.

Los resultados de un análisis por tamizado se pueden presentar tanto en forma de tablas como de gráficos. En cualquiera de los dos casos estos resultados se pueden expresar en forma diferencial o acumulativa.

El *análisis diferencial* es la representación directa de ϕ_i frente al tamaño de partícula. Es decir, en este tipo de análisis se le asigna a cada tamiz el tanto por uno en peso retenido sobre el mismo. En el *análisis acumulativo* se adjudica a cada tamiz la suma de su correspondiente ϕ_i con

los valores de ϕ de los tamices superiores, es decir:

$$\text{Tamiz 1: } \Sigma \phi_1 = \phi_1$$

$$\text{Tamiz 2: } \Sigma \phi_2 = \phi_1 + \phi_2 = \Sigma \phi_1 + \phi_2$$

$$\text{Tamiz 3: } \Sigma \phi_3 = \phi_1 + \phi_2 + \phi_3 = \Sigma \phi_2 + \phi_3$$

$$\begin{aligned} \text{Tapadera: } \Sigma \phi_n &= \phi_1 + \phi_2 + \dots + \phi_n = \\ &= \Sigma \phi_{n-1} + \phi_n = 1 \end{aligned}$$

1.2.4. Determinación de la superficie específica, tamaño medio y número de partículas de una mezcla heterogénea de partículas

En una muestra de partículas de tamaño uniforme D_p , volumen de partícula v_p y superficie de partícula S_p , el número de partículas N es:

$$N = \frac{\text{masa de las partículas}}{\text{masa de 1 partícula}} = \frac{M}{\rho_p v_p} \quad [1.2]$$

Siendo ρ_p la densidad de las partículas.

El área total de las partículas teniendo en cuenta la ecuación [1.1] será:

$$\begin{aligned} A &= NS_p = N \left(\frac{6v_p}{\phi_s D_p} \right) = \\ &= \frac{M}{\rho_p v_p} \left(\frac{6v_p}{\phi_s D_p} \right) = \frac{6M}{\phi_s \rho_p D_p} \end{aligned} \quad [1.3]$$

Para calcular las características de una mezcla heterogénea, se realiza un análisis por tamizado y se considera cada una de las fracciones ϕ_i obtenidas como si fuera una muestra de tamaño homogéneo.

Superficie específica, A_w (m^2/g de muestra). Se obtiene como media ponderal de las superfie-

cies específicas de las diferentes fracciones, haciendo ($M = 1 \text{ g}$) pues ϕ_i representa el tanto por uno. De esta forma:

$$\begin{aligned} A_w &= \frac{6}{\phi_s \rho_p D_{p_1}} \phi_1 + \frac{6}{\phi_s \rho_p D_{p_2}} \phi_2 + \dots + \\ &+ \frac{6}{\phi_s \rho_p D_{p_n}} \phi_n = \frac{6}{\phi_s \rho_p} \sum_{i=1}^n \frac{\phi_i}{D_{p_i}} \end{aligned} \quad [1.4]$$

donde se ha considerado que la forma y densidad de las partículas no varían con el tamaño y representado por $\overline{D_{pi}}$ el diámetro medio de las partículas retenidas en el tamiz i .

Tamaño medio de las partículas. Para una mezcla de partículas pueden definirse diferentes valores medios del diámetro. El más utilizado es el diámetro medio volumen-superficie ($\overline{D_s}$), definido de la siguiente forma:

$$\overline{D_s} = \frac{6}{\phi_s A_w \rho_p} \quad [1.5]$$

expresión de la que, sustituyendo el valor anterior de A_w , se obtiene:

$$\overline{D_s} = \frac{6}{\phi_s \rho_p} \frac{1}{\frac{6}{\phi_s \rho_p} \sum_{i=1}^n \frac{\phi_i}{D_{p_i}}} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{\phi_i}{D_{p_i}}} \quad [1.6]$$

En ocasiones también se utiliza el *diámetro medio de masa* ($\overline{D_w}$), definido como:

$$D_w = \sum_{i=1}^n \phi_i \overline{D_{p_i}} \quad [1.7]$$

y el *diámetro medio aritmético* ($\overline{D_N}$), que se obtiene en función del porcentaje en número de partículas de cada tamaño y el diámetro medio de las mismas:

$$\overline{D_N} = \frac{\sum_{i=1}^n N_i \overline{D_{p_i}}}{\sum_{i=1}^n N_i} = \frac{\sum_{i=1}^n N_i \overline{D_{p_i}}}{N_T} \quad [1.8]$$

donde N_T representa el número total de partículas en la mezcla, y N_i el número de partículas de la fracción i .

Número de partículas por gramo de la mezcla (N_w). Se obtiene como media aritmética del número de partículas por gramo de cada una de las fracciones:

- Para una fracción determinada i , el número de partículas por gramo se obtiene a partir de la ecuación [1.2], haciendo $M = 1$. De esta forma:

$$N_i = \frac{1}{\rho_p \nu_{p_i}} \left(\frac{\text{partículas de la fracción } i}{\text{g de la fracción } i} \right) \quad [1.9]$$

- Para una forma dada de las partículas, se cumple que:

$$\nu_{p_i} = \overline{aD_{p_i}}^3 \quad [1.10]$$

representando por a el denominado *factor de forma volumétrico*. Sustituyendo [1.10] en [1.9], se obtiene:

$$N_i = \frac{1}{\rho_p \overline{aD_{p_i}}^3} \left(\frac{\text{partículas de la fracción } i}{\text{g de fracción } i} \right) \quad [1.11]$$

Por lo tanto, la media aritmética de una mezcla de partículas de diferente tamaño será:

$$N_w = N_1 \phi_1 + N_2 \phi_2 + \dots + N_n \phi_n = \frac{1}{\rho_p \overline{aD_{p_1}}^3} \phi_1 + \frac{1}{\rho_p \overline{aD_{p_2}}^3} \phi_2 + \dots + \frac{1}{\rho_p \overline{aD_{p_n}}^3} \phi_n = \frac{1}{\rho_p \overline{a}} \sum_{i=1}^n \frac{\phi_i}{\overline{D_{p_i}}^3} \left(\frac{\text{partículas}}{\text{g de mezcla}} \right) \quad [1.12]$$

Ejemplo 1.1. Análisis por tamizado de una muestra heterogénea de partículas.

El análisis por tamizado que se presenta en el siguiente cuadro corresponde a una muestra de sal triturada de 10 kg de peso.

Número de mallas	Abertura del tamiz (mm)	Peso de sal retenida (g)
4	4,699	0,000
6	3,327	0,251
8	2,362	1,250
10	1,651	3,207
14	1,168	2,570
20	0,833	1,590
28	0,589	0,538
35	0,417	0,210
48	0,295	0,102
65	0,208	0,077
100	0,147	0,058
150	0,104	0,041
200	0,074	0,031
Tapadera	—	0,075

- Representar el análisis en forma diferencial y acumulativa.
- Calcular la superficie específica de la muestra de sal expresada en mm^2/g .
- Calcular el número de partículas por gramo de muestra.
- Calcular el diámetro medio volumen-superficie de la muestra.
- Calcular el número de partículas por gramo de la fracción retenida en el tamiz de 200 mallas.

Datos

Propiedades de las partículas:

- Densidad: $\rho_p = 2.160 \text{ kg/m}^3$.
- Factor de forma volumétrico: $a = 2$.
- Esfericidad: $\phi_s = 0,571$.

Considérese que estas propiedades son independientes del tamaño de las partículas.

Solución

- El diámetro medio de las partículas retenidas en cada tamiz se obtiene como

media aritmética de las aberturas de dicho tamiz y del superior. En el caso del tamiz de 6 mallas, se tendrá:

$$\begin{aligned}\overline{D}_p(6 \text{ mallas}) &= \frac{4,699 + 3,327}{2} \\ &= 4,013 \text{ mm}\end{aligned}$$

De la misma forma se obtienen los valores de los diámetros medios de las fracciones retenidas en los diferentes tamices, que se presentan en la tercera columna del cuadro 1.2.

Las fracciones másicas retenidas en cada tamiz (ϕ_i) se obtienen por cociente entre el peso de la sal retenida en cada tamiz y el peso total de la muestra (10 kg). Dichos valores se presentan en la cuarta columna de dicho cuadro.

La representación gráfica del análisis diferencial se muestra en la figura 1.5, en la que se representan los valores de ϕ_i frente al diámetro medio de las diferentes fracciones.

Para el análisis acumulativo se obtienen las fracciones másicas acumulativas $\Sigma\phi_i$ para cada uno de los tamices. A modo de ejemplo, se presenta a continuación el cálculo para los tres primeros tamices:

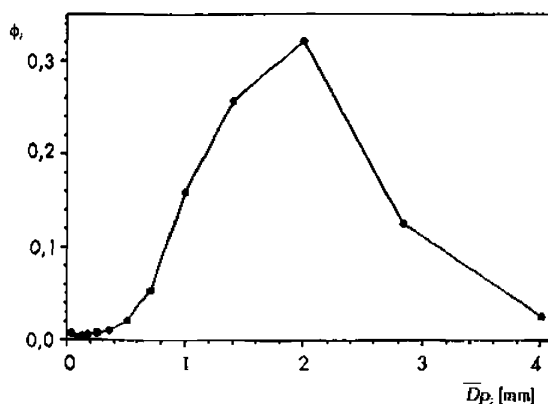


FIGURA 1.5. Análisis diferencial de la muestra de sal.

$$\Sigma\phi_4 = \phi_4 = 0$$

$$\begin{aligned}\Sigma\phi_6 &= \Sigma\phi_4 + \phi_6 = 0 + 0,0251 = \\ &= 0,0251\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Sigma\phi_8 &= \Sigma\phi_6 + \phi_8 = 0,0251 + 0,1250 = \\ &= 0,1501\end{aligned}$$

En la quinta columna del cuadro 1.2 se presentan los valores de las fracciones acumulativas para cada uno de los tamices. Asimismo, en la figura 1.6 se representan gráficamente los resultados del análisis acumulativo.

CUADRO 1.2

Número de mallas	Abertura del tamiz (mm)	Diámetro medio $\overline{D}_p$ (mm)	Fracción másica retenida ϕ_i	Fracción acumulativa $\Sigma\phi_i$
4	4,699	—	0,0000	0,0000
6	3,327	4,013	0,0251	0,0251
8	2,362	2,845	0,1250	0,1501
10	1,651	2,007	0,3207	0,4708
14	1,168	1,409	0,2570	0,7278
20	0,833	1,001	0,1590	0,8868
28	0,589	0,711	0,0538	0,9406
35	0,417	0,503	0,0210	0,9616
48	0,295	0,356	0,0102	0,9718
65	0,208	0,252	0,0077	0,9795
100	0,147	0,178	0,0058	0,9853
150	0,104	0,126	0,0041	0,9894
200	0,074	0,089	0,0031	0,9925
TAPADERA	—	0,037	0,0075	1,0000

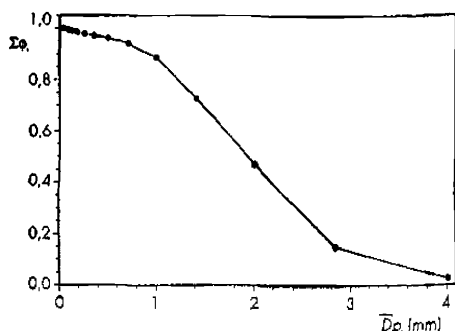


FIGURA 1.6. Análisis acumulativo de la muestra de sal.

- b) El valor de la superficie específica de la muestra se calcula aplicando la ecuación [1.4], teniendo en cuenta que el valor de la densidad del sólido es $\rho_s = 2.160 \text{ kg/m}^3 \leftrightarrow 0,00216 \text{ g/mm}^3$.

$$A_w = \frac{6}{\phi_s \rho_p} \sum_{i=1}^n \frac{\phi_i}{D_{p_i}} = \frac{6}{(0,571)(0,00216)} \times \left[\frac{0,0251}{4,013} + \frac{0,1250}{2,845} + \dots + \frac{0,0075}{0,037} \right] = 4,059 \frac{\text{mm}^2}{\text{g}}$$

- c) El número de partículas por gramo de la muestra se obtiene a partir de la ecuación [1.12]:

$$N_w = \frac{1}{\rho_p a} \sum_{i=1}^n \frac{\phi_i}{D_{p_i}^3} = \frac{1}{(0,00216)(2)} \times \left[\frac{0,0251}{(4,013)^3} + \frac{0,1250}{(2,845)^3} + \dots + \frac{0,0075}{(0,037)^3} \right] = 260 \frac{\text{partículas}}{\text{g}}$$

- d) El valor del diámetro medio volumen-superficie, ecuación [1.5], es:

$$\overline{D_s} = \frac{6}{\phi_s A_w \rho_p} = \frac{6}{(0,571)(4,050)(0,00216)} = 1,198 \text{ mm}$$

- e) El número de partículas existente en cada gramo de la fracción retenida en el tamiz de 200 mallas, se obtiene aplicando la ecuación [1.11]:

$$N_{200 \text{ mallas}} = \frac{1}{\rho_p a D_{p200}^3} = \frac{1}{(0,00216)(2)(0,089)^3} = 404,833 \frac{\text{partículas}}{\text{g}}$$

1.3. Reducción de tamaño de sólidos

Existen múltiples razones para la reducción de tamaño de los alimentos o de las materias primas utilizadas para su fabricación de alimentos, entre ellas pueden destacarse:

- *Aumentar la superficie específica.* Cuanto menor es el tamaño de las partículas mayor es la superficie por unidad de masa del producto. Por ello la utilización de tamaños de partícula reducidos incrementa la velocidad de los transportes de energía y materia, que se verifican a través de la superficie de los sólidos. De esta forma el tiempo necesario para el desarrollo de operaciones como secado, horneado, extracción con disolventes de determinados componentes, etc., se reduce al disminuir el tamaño de las partículas.
- *Facilitar la mezcla con otros materiales.* El grado de homogeneización que se obtiene en una mezcla de partículas sólidas se incrementa al disminuir el tamaño de las partículas.
- *Adecuar el producto a la demanda del consumidor,* como es el caso del azúcar en forma de polvo que se emplea en la elaboración de productos de pastelería.

Los aparatos para la reducción de tamaño pueden ser muy variados, pero todos ellos se

basan en al menos uno de los siguientes tipos de fuerzas:

- Compresión.
- Impacto.
- Frotamiento.
- Cizalla.

De forma general, la *compresión* se emplea para la reducción gruesa de sólidos duros, dando lugar a pocos finos (cascanueces). El *impacto* conduce a sólidos de tamaño muy variado tanto gruesos como intermedios y finos (martillo). El *frotamiento* suele conducir a productos muy finos (piedra de molino) y la *cizalla* a trozos de forma muy definida, sin práctica aparición de finos (tijeras).

Se denomina *trituration* a la reducción desde tamaños gruesos a tamaños intermedios y *molienda* a la reducción desde tamaños intermedios a finos. Trituración y molienda se emplean para la reducción del tamaño de sólidos cuando el producto acabado deba tener forma granular o pulverulenta, como es el caso de cereales, azúcar, sal, especias, etc.

En ocasiones se requiere que los alimentos posean un tamaño y forma determinados, como es el caso del rebanado de frutas y verduras o el troceado en dados de productos cárnicos, pescados congelados, concentrados para sopas, etc. Este tipo de operaciones de reducción de tamaño, que se basa principalmente en la acción de fuerzas de cizalla, suele considerarse por separado de los procesos de trituración y molienda.

1.3.1. Requerimientos energéticos para la reducción de tamaño

La reducción de tamaño de los sólidos implica un elevado consumo de energía. Además el rendimiento energético es muy bajo (suele ser inferior al 2%) ya que la mayor parte de energía se emplea para deformar las partículas dentro de su límite elástico, sin que lleguen a romper y en rozamiento, por lo que existe una gran

liberación de la energía comunicada en forma de calor.

Para el cálculo de la energía necesaria para la desintegración se pueden emplear diferentes relaciones empíricas, entre las que deben destacarse las leyes de Rittinger, Kick y Bond.

La ley de Rittinger, propuesta en 1867, establece que el trabajo necesario es proporcional a la nueva superficie creada, es decir:

$$\frac{dE}{dD_p} = \frac{K_r}{D_p^2} \quad [1.13]$$

donde E representa la energía necesaria para reducir el tamaño de la unidad de masa de material.

La integración de la ecuación [1.13] para pasar de un tamaño de partícula D_{p1} a otro D_{p2} conduce a:

$$E = K_r \left[\frac{1}{D_{p2}} - \frac{1}{D_{p1}} \right] \quad [1.14]$$

que es la expresión de la ley de Rittinger.

Posteriormente, en 1885, Kick propuso una nueva ley basada en suponer constante la energía necesaria siempre que se mantuviera constante la relación de los tamaños inicial y final. La expresión de la ley de Kick es:

$$E = K_k \ln \frac{D_{p1}}{D_{p2}} \quad [1.15]$$

Los valores de las constantes K_r y K_k dependen del tipo de material a moler y del tipo de aparato. Por lo tanto sus valores han de calcularse en ensayos utilizando la misma máquina y el mismo material que se vaya a utilizar en la realidad. Por ello, el interés de las Leyes de Rittinger y Kick es limitado, siendo aplicables a intervalos reducidos de tamaños de partículas.

Un método algo más realista para la estimación del consumo energético durante la reduc-

ción de tamaño es el propuesto por Bond en 1952. Se basa en suponer que el trabajo requerido para formar partículas de tamaño D_p a partir de una alimentación de tamaño muy grande (D_p inicial = ∞) es proporcional a la relación superficie/volumen del producto. Así se llega a la siguiente expresión:

$$E = 0,3162 W_i \left(\frac{1}{\sqrt{D_{p2}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{p1}}} \right) \quad [1.16]$$

Los tamaños de los materiales iniciales y finales se toman como los de orificios cuadrados a través de los cuales pasan el 80% de la alimentación y del producto final, respectivamente. Bond denominó a W_i como *índice de trabajo*. Los valores de W_i dependen del tipo de material y varían muy poco con el tipo de máquina, encontrándose tabulados para trituración seca o molienda húmeda. Para molienda seca estos valores han de multiplicarse por 4/3.

1.3.2. Equipo para la reducción de tamaño

El equipo para la reducción de tamaño se puede dividir en las siguientes categorías:

— *Quebrantadoras o trituradoras*. Se utilizan para romper sólidos de gran tamaño.

Las quebrantadoras *primarias* admiten materiales de tamaño superior a 1 m y lo reducen a tamaños comprendidos entre 0,15-0,25 m.

Las quebrantadoras *secundarias* reducen el producto de las primarias hasta alrededor de 5-10 mm.

— *Molinos*. Reducen los materiales desde tamaños intermedios (similares a los que se obtendrían de una quebrantadora) hasta tamaños del orden de 40 mallas.

— *Molinos de ultrafinos*. Admiten como alimentación tamaños no superiores a 6 mm y dan lugar a productos con tamaños entre 1 y 50 μ m.

— *Cortadoras*. Producen partículas de tamaño y forma muy definidas con longitudes entre 2 y 10 mm.

A continuación se pasa revista a los principales tipos de equipos.

A) Quebrantadoras

Los tipos de quebrantadoras más habituales son las *quebrantadoras de mandíbulas* y las *quebrantadoras de rodillos*. Estos equipos operan principalmente por compresión y se utilizan para el fraccionamiento de bloques grandes de materiales duros, por lo que no suelen emplearse habitualmente en procesos de la Industria Alimentaria.

En las *quebrantadoras de mandíbulas* (figura 1.7) la alimentación se introduce entre dos mandíbulas, una fija y otra que se mueve, girando sobre un pivote, accionada por una excéntrica. El pivote puede estar situado tanto en la parte superior de la mandíbula móvil como en la parte inferior.

La alimentación gruesa inicialmente se rompe por efecto de la compresión en la parte superior de las mandíbulas, los trozos resultantes se rompen sucesivamente en trozos de menor tamaño según descienden hasta alcanzar la sección de descarga.

Las *quebrantadoras de rodillos* están constituidas por dos cilindros o rodillos que giran en sentidos opuestos, introduciéndose la alimentación entre ambos cilindros mediante una tolva. Los alimentos se rompen al ser obligados a pasar por el espacio entre ambos cilindros.

Dependiendo de las características de la alimentación pueden utilizarse rodillos lisos, como se muestra en la figura 1.8, o rodillos que disponen de estrías o dientes que ayudan a forzar al material a pasar entre ambos cilindros.

B) Molinos

Los *molinos de martillos*, cuyo esquema de funcionamiento se presenta en la figura 1.9, son

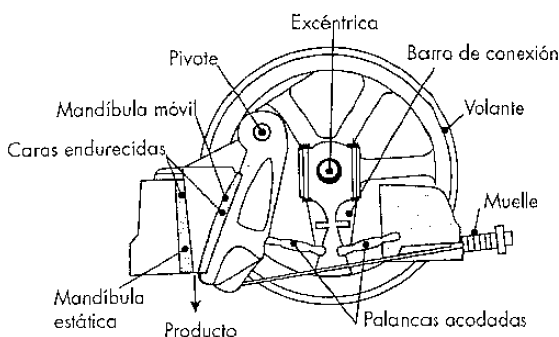


FIGURA 1.7. Quebrantadora de mandíbula.

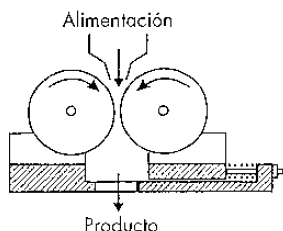


FIGURA 1.8. Quebrantadora de rodillos lisos.

Los *molinos de cuchillas* son similares a los molinos de martillos, pero disponen de cuchillas cortantes en lugar de martillos.

En los *molinos de discos giratorios* predominan las fuerzas de frotamiento, lo que origina productos de tamaño muy fino, sin que se produzcan tamaños intermedios ni gruesos. En la figura 1.10 se presentan los dos tipos más utilizados. El primero de ellos, denominado *molino de un solo disco*, consiste en un disco estriado que gira a gran velocidad provocando un elevado rozamiento de la alimentación contra un disco fijo. El segundo, denominado *molino de disco doble*, consiste en dos discos que giran en

habitualmente utilizados en la industria alimentaria para la reducción de tamaño de productos muy variados, incluyendo desde sólidos cristalinos duros como sal y azúcar hasta productos fibrosos como los vegetales.

Este tipo de molinos está constituido por un disco giratorio, situado en el interior de una carcasa, que soporta varios martillos móviles adosados a su periferia. El disco gira a elevada velocidad golpeando los martillos a la alimentación, que se introduce a través de una tolva superior, y que es impulsada contra las paredes de la carcasa. La rotura de las partículas se produce tanto por choque de éstas con los martillos como por impacto contra las paredes, o por rozamiento entre ellas mismas.

Generalmente disponen en su parte inferior de una rejilla perforada que sólo permite la salida de aquellas partículas cuyo tamaño sea inferior al de las perforaciones de la rejilla.

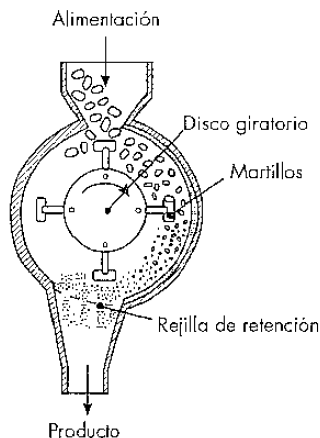


FIGURA 1.9. Molino de martillos.

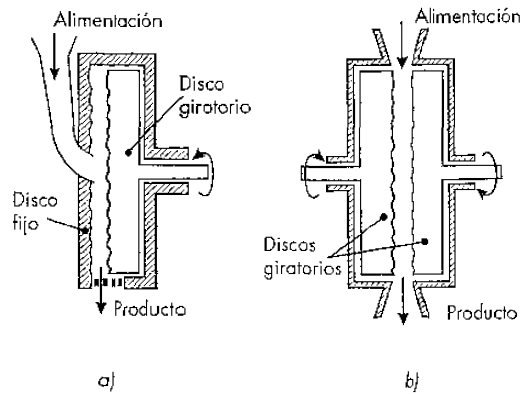


FIGURA 1.10. Molinos de discos giratorios: a) de un solo disco, b) de disco doble.

sentidos opuestos, entre los que se introduce el material a moler.

Ambos tipos de molinos suelen disponer de una rejilla a la salida para controlar el tamaño del producto molido así como de sistemas para variar la separación entre los dos discos dependiendo del tamaño de las materias primas y del producto que se desee obtener. Se utilizan extensamente en la molienda de cereales.

Los *molinos de bolas*, cuyo esquema se presenta en la figura 1.11, consisten en un cilindro giratorio horizontal en cuyo interior se sitúan bolas de acero inoxidable o cerámicas. La alimentación del material a moler se realiza por uno de sus extremos mezclándose con las bolas y produciéndose la rotura de las partículas por

combinación de rozamiento e impacto, ya que debido a la velocidad de giro del cilindro, una parte del conjunto de material a moler y bolas se elevan arrastradas por las paredes del cilindro y caen sobre el material existente en el fondo.

El material molido se extrae por el extremo opuesto del cilindro en el que existe una rejilla para evitar que las bolas salgan al exterior.

Dependiendo de la dureza y del tamaño de la alimentación y del tamaño deseado para el producto molido, se utilizan bolas de diferente diámetro y densidad.

Una variable importante a considerar es la velocidad de rotación del cilindro. Cuanto mayor sea la velocidad mayor es la altura que alcanzan las bolas debido al giro del molino, por lo que se favorecen las fuerzas de impacto y por lo tanto la eficacia del molino. Sin embargo existe una velocidad límite, por encima de la cual las partículas y las bolas quedan adheridas a la superficie del cilindro por acción de la fuerza centrífuga y no caen, desapareciendo el efecto de las fuerzas de impacto.

Similares a los molinos de bolas son los *molinos de barras*, en los que se sustituyen las bolas por barras cilíndricas cuya longitud es igual a la del cilindro. Suelen emplearse para la molienda de materiales untuosos que podrían originar el apelmazamiento de las bolas.

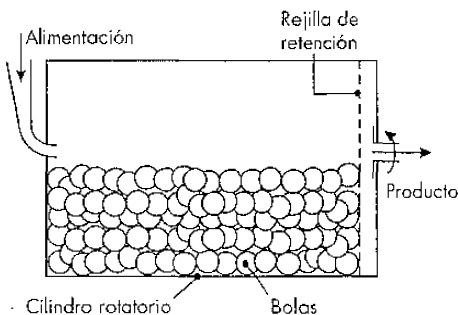


FIGURA 1.11. Esquema de un molino de bolas.

C) Molinos de ultrafinos

En este grupo de molinos destacan los que utilizan la energía de un fluido, generalmente aire comprimido o vapor de agua, para provocar la reducción de tamaño.

En la figura 1.12 se presenta un esquema de este tipo de molinos. La alimentación del producto a moler se realiza a través de un tubo Venturi situado en la parte inferior del equipo, y próximo a la entrada del fluido. Los sólidos son arrastrados por el fluido y obligados a recorrer la carcasa tubular que suele tener forma circular o elíptica. La rotura de las partículas es consecuencia tanto del rozamiento entre ellas como del rozamiento con las paredes del equipo.

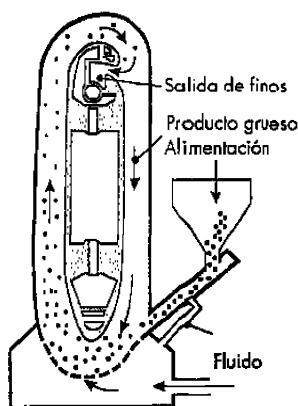


FIGURA 1.12. Molino que emplea la energía de un fluido.

En el codo superior de la carcasa tubular se produce una separación por efecto de la fuerza centrífuga entre las partículas pequeñas y las de mayor tamaño. De esta forma estas últimas caen al fondo por el tubo de la derecha, volviendo a ser impulsadas por el fluido, mientras que las finas se extraen de forma continua del aparato.

D) Cortadoras

En ocasiones puede ser necesario que los productos resultantes sean partículas sólidas con formas específicas y de tamaño uniforme. Dependiendo de los materiales y de la forma que se desee dar al producto existe gran variedad de máquinas cortadoras.

Así, para la obtención de rebanadas de pan, frutas, etc., se utilizan cuchillas rotatorias, cuya separación es función de la anchura de las rebanadas. Para la obtención de trozos en forma de cuña se hace pasar el alimento a través de tubos que disponen en su interior de cuchillas cortantes situadas radialmente.

El troceado en dados se lleva a cabo mediante cortadoras, consistentes en cintas transportadoras, que disponen de dos conjuntos de cuchillas giratorias orientadas perpendicularmente. Cuando el alimento se hace pasar, impulsado por la cinta a través del primer conjunto de cuchillos, se obtienen rebanadas, que al atravesar el segundo conjunto de cuchillas son transformadas en dados.

1.3.3. Operación de las instalaciones para la reducción de tamaño

El método más sencillo de operar un equipo de reducción de tamaño consiste en introducir la alimentación al interior del aparato y extraer el producto sin ningún sistema de clasificación. Este tipo de operación se denomina *operación en circuito abierto* y se esquematiza en la figura 1.13a). Presenta el inconveniente de que el tiempo de residencia de las partículas en el equipo no es uniforme, por lo que el producto final suele tener una distribución de tamaños muy amplia. Si se desea que el producto tenga un tamaño no superior al valor determinado ha de incrementarse el tiempo de residencia, con lo que se produciría una fracción de partículas de tamaño excesivamente pequeño.

Para evitar los problemas anteriormente comentados es habitual operar en *circuito*

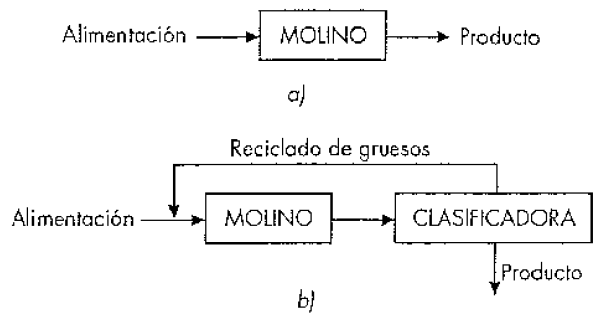


FIGURA 1.13. Operación de instalaciones para la reducción de tamaño: a) operación en circuito abierto, b) operación en circuito cerrado.

cerrado, tal como se muestra en la figura 1.13b). En este tipo de operación se dispone de un sistema de clasificación del producto en dos fracciones, una de menor tamaño que se obtiene como producto y otra de mayor tamaño que se recircula a la entrada del molino. El sistema de clasificación suele ser un tamiz vibratorio. Si la impulsión del producto molido es mediante arrastre neumático se emplean ciclones para la clasificación del producto.

Resumen

1. Las partículas sólidas se caracterizan tanto por su forma como por su tamaño. La cuantificación de la forma puede realizarse mediante el concepto de esfericidad. El tamaño de las partículas individuales se establece mediante el concepto de diámetro equivalente.
2. El tamizado es la operación más extensamente utilizada para la clasificación de alimentos por tamaños y para la caracterización de productos granulares y pulverulentos. En este último caso se utilizan series de tamices normalizados. Los resultados del análisis por tamizado de una mezcla heterogénea de partículas sólidas pueden expresarse tanto en forma diferencial como acumulativa. A partir de los resultados de este análisis pueden obtenerse parámetros de interés para la caracterización de la mezcla de sólidos, tales como su superficie específica, tamaño medio de las partículas o número de partículas por unidad de masa.
3. La reducción de tamaño de los alimentos o de las materias primas para su fabricación es prác-

tica habitual de la Industria Alimentaria. Con ello se consigue aumentar la superficie específica, lo que permite disminuir el tiempo de procesamiento y facilitar la mezcla con otros materiales. En ocasiones la reducción de tamaño ha de hacerse en función de la demanda del mercado.

4. Los aparatos utilizados para la reducción de tamaño pueden clasificarse en los siguientes grupos:

Quebrantadoras o triuradoras. Admiten alimentos de gran tamaño, incluso superiores a un metro, y dan lugar a un producto de tamaño intermedio. Este tipo de equipos no suele utilizarse en procesos de la Industria Alimentaria.

- *Molinos.* Se utilizan para reducir el tamaño de partículas intermedias a productos finos del orden de unas 40 mallas.
- *Molinos de ultrafinos.* Admiten como alimentación partículas de tamaño no superior a 6 mm y dan lugar a productos con tamaños comprendidos entre 1 y 50 μm .
- *Cortadoras.* Producen partículas de tamaño y forma bien definidas (dados, gajos, etc.) con longitudes generalmente comprendidas entre 2 y 10 mm.

5. La operación de una instalación de reducción de tamaño en *circuito abierto*, sin que exista ningún sistema de clasificación de producto, conduce a distribuciones de tamaños de partículas muy amplias, es decir, a productos heterogéneos desde el punto de vista de su tamaño. La operación en *circuito cerrado*, utilizando tamices o ciclones para dividir el producto en dos fracciones, recirculando los gruesos a

la entrada del molino, da lugar a productos de tamaño más homogéneo.

6. La operación de reducción de tamaño por su bajo rendimiento (inferior al 2%) conlleva consumos energéticos muy elevados. Para la estimación de la energía necesaria para la reducción de tamaño pueden emplearse las leyes de Rittinger, Kick o Bond. Los parámetros K_r y K_k de las dos primeras son función tanto del tipo de aparato empleado como del material a procesar, por lo que su uso es más limitado. Por el contrario, los valores del índice de trabajo de la ley de Bond resultan independientes del tipo de aparato.

Problemas propuestos

1. Se desea caracterizar un alimento granular mediante tamizado. Para ello se dispone de una pila de seis tamices de la serie Tyler situados sobre una tapadera que recoge los finos.

Los resultados de este análisis se presentan en el siguiente cuadro:

N.º de mallas del tamiz	Luz de malla (mm)	Peso del alimento retenido (g)
4	4,699	0
10	1,651	138
14	1,168	1.270
20	0,833	448
28	0,589	132
35	0,417	8
TAPADERA	—	4

- Calcular el diámetro del hilo con que está construido el tamiz de 20 mallas.
- Calcular el tamaño medio de los sólidos retenidos en el tamiz de 10 mallas.
- Expresar los resultados de análisis tanto en forma diferencial como acumulativa.
- Calcular el número de partículas contenidas en 2 kg de muestra.

Datos

- Densidad de las partículas: 1.560 kg/m³.
- Factor de forma volumétrico: $a = 1,5$.

2. El análisis por tamizado de una partida de azúcar blanquilla, realizado con 6 tamices de la serie Tyler, conduce a los siguientes resultados:

N.º de mallas del tamiz	Luz de malla (mm)	Peso del alimento retenido (g)
8	2,362	0
10	1,651	612
14	1,168	5.180
20	0,833	2.548
28	0,589	748
35	0,417	98
TAPADERA	—	42

- Calcular el tamaño medio de la fracción retenida sobre el tamiz de 14 mallas.
- Expresar los resultados del análisis en forma diferencial y acumulativa.
- Calcular el número total de partículas contenidas en 1 kg de muestra.
- Calcular el número de partículas contenidas en 1 kg de la fracción retenida sobre el tamiz de 28 mallas.
- Calcular el diámetro medio volumen-superficie de la muestra y su superficie específica.
- Si la muestra se separase en 2 fracciones, utilizando únicamente el tamiz de 20 mallas, ¿cuáles serían las masas de cernido y rechazo?

Datos

- Densidad de las partículas de azúcar: 1.610 kg/m³.
- Factor de forma volumétrico: $a = 1,42$.

AGITACIÓN Y MEZCLA DE LÍQUIDOS

- 2.1. Introducción
- 2.2. Modelos de flujo en tanques agitados
- 2.3. Equipo de agitación
- 2.4. Consumo de potencia en la agitación de líquidos
- 2.5. Tiempo de mezclado
- 2.6. Cambio de escala en agitación
- 2.7. Emulsificación y homogeneización de líquidos

En este capítulo se estudia la operación unitaria de agitación o mezcla de líquidos. Su utilización en la industria alimentaria es muy frecuente para, combinado distintos ingredientes, conseguir determinadas propiedades funcionales o características organolépticas.

En primer lugar, se describe la agitación y mezcla de líquidos miscibles. Abarcando aquellos aspectos más generales de esta operación unitaria:

modelos de flujo en tanques agitados, equipo de mezclado (tanque de agitación y tipo de agitador), cálculo de las necesidades energéticas, distinguiéndose entre fluidos newtonianos y no newtonianos, cálculo del tiempo necesario para alcanzar el grado de mezcla deseado y el cambio de escala. A continuación, se trata la agitación de líquidos inmiscibles para formar una emulsión, situación también muy frecuente en la industria alimentaria.

NOMENCLATURA

D_a	Diámetro del agitador (m)	ε	Fracción volumétrica de sólidos en una suspensión sólido-líquido
D_g	Tamaño de las gotas de la fase dispersa (m)	φ	Función de potencia
D_t	Diámetro del tanque (m)	γ	Velocidad de deformación de un fluido (s^{-1})
Fr	Número de Froude	v_r	Componente radial de la velocidad de un fluido en un punto de un tanque agitado (m/s)
H_l	Altura de líquido en el tanque (m)	v_z	Componente longitudinal de la velocidad de un fluido en un punto de un tanque agitado (m/s)
H_a	Distancia desde la base del tanque al rodete del agitador (m)	v_o	Componente rotacional de la velocidad de un fluido en un punto de un tanque agitado (m/s)
J	Anchura de las placas deflectoras (m)	v_t^g	Velocidad terminal en un campo gravitatorio (m/s)
K	Índice de consistencia para un fluido no newtoniano que cumple el modelo potencial ($kg/m s^{2-n}$)	ρ	Densidad (kg/m^3)
n	Índice de comportamiento para un fluido no newtoniano que cumple el modelo potencial	ρ_l	Densidad de la fase continua (kg/m^3)
N	Velocidad de rotación del agitador (rps)	ρ_d	Densidad de la fase dispersa (kg/m^3)
N_a	Número de aireación	σ	Tensión interfacial (N/m)
N_o	Número de mezcla	μ	Viscosidad ($kg/m s$)
P	Potencia absorbida en un tanque agitado sin aireación (J/s)	μ_a	Viscosidad aparente de un fluido no newtoniano ($kg/m s$)
P_o	Número de potencia	μ_l	Viscosidad de la fase continua ($kg/m s$)
P_g	Potencia absorbida en un tanque agitado con aireación (J/s)	Π_l	Factor de forma
Re	Número de Reynolds	θ	Tiempo de mezclado (s)
Q	Caudal volumétrico de gas (m^3/s)	$\theta_{95\%}$	Tiempo necesario para conseguir un grado de mezcla del 95% respecto de una mezcla perfecta (s)
Sc	Número de Schmidt		
We	Número de Weber		
β	Constante de la ecuación [2.20]		

GLOSARIO

agente emulsionante: Sustancia natural o sintética cuyas moléculas contienen grupos polares y no polares. En una emulsión, el agente emulsificante se sitúa en la interfase, de forma que los grupos no polares se orientan hacia la fase oleosa mientras que los polares lo hacen hacia la fase acuosa. De este modo, se forma una película de emulsificante en la interfase que actúa como recubrimiento de las gotas que constituyen la fase dispersa previniendo su coalescencia.

agitación: Movimiento inducido a un fluido contenido en un recipiente.

agitador: Elemento de agitación. Los más utilizados son los de tipo rotatorio, consisten en un órgano giratorio, denominado rodete, que entra en movimiento impulsado por un eje, acoplado directamente al motor de agitación o a través de un reductor de velocidad.

emulsificación: Operación unitaria mediante la cual se consigue la mezcla estable de dos o más líquidos no miscibles, de forma que uno de ellos (fase dispersa) se dispersa en forma de pequeñas gotas ($1-10\ \mu$) en el otro (fase continua).

flujo axial: Modelo de flujo en un tanque agitado en el que el elemento de agitación desplaza el líquido hacia el fondo del tanque, la corriente se distribuye radialmente en todas las direcciones hacia las paredes del tanque, asciende a lo largo de la pared y retorna desde la parte superior hasta el punto de succión del agitador. Se da, preferentemente, en agitadores tipo hélice.

flujo circulatorio: Modelo de flujo en el que predomina la componente tangencial de la velocidad

del fluido, provocando la formación de capas concéntricas que se mueven en régimen laminar. En estas condiciones, el contenido del tanque sólo gira, sin producirse prácticamente mezcla alguna, dando lugar a la formación de un vórtice en la superficie del líquido.

flujo radial: Modelo de flujo en un tanque agitado, en el que el elemento de agitación desplaza una parte del líquido hacia abajo a lo largo de la pared del tanque y retorna hacia el agitador desde el fondo, mientras que otra parte del fluido asciende hacia la superficie y retorna al elemento de agitación desde la parte superior.

homogeneización: Operación unitaria mediante la cual las emulsiones ya preparadas pueden aumentar la estabilidad, reduciendo aún más el tamaño de las gotas, por aplicación de grandes fuerzas de cizalla.

mezcla: Operación unitaria mediante la cual se combinan dos o más componentes para uniformar su composición y propiedades.

placas deflectoras: Tabiques de dimensiones estándar colocados radialmente a lo largo de la pared del tanque que impiden el flujo rotacional o circulatorio, evitando los remolinos y la formación de vórtices.

tiempo de mezclado: Tiempo necesario para conseguir un grado de mezcla deseado, se representa por θ . Desde un punto de vista práctico, el más utilizado es $\theta_{95\%}$, que se define como el tiempo necesario para conseguir un grado de mezcla del 95% respecto de una mezcla perfecta.

2.1. Introducción

La agitación o mezclado es una de las operaciones unitarias más antigua y más ampliamente utilizada, si bien la compresión de la materia es limitada. Aunque la efectividad y consumo de energía de la operación depende de los principios básicos de la mecánica de fluidos, los modelos de flujo que se desarrollan en un tanque agitado son tan complejos que la aplicación rigurosa de los principios básicos resulta prácticamente imposible.

Aunque con frecuencia tienden a utilizarse indistintamente ambos términos, agitación y mezcla no son sinónimos. La agitación se refiere al movimiento inducido a un fluido contenido en un recipiente, mientras la mezcla es la operación en la que se combinan dos o más componentes para uniformar su composición y propiedades. Un único material homogéneo puede ser agitado pero, en cambio, no podrá mezclarse mientras no se le adicione otro material. No obstante, desde el punto de vista que se va a estudiar esta operación unitaria, la diferencia entre agitación y mezcla es sólo cuestión de matiz, y se utilizarán indistintamente ambos términos.

El grado de uniformidad alcanzado durante la operación varía ampliamente. Si se trata de líquidos miscibles, o sólidos y líquidos en los que aquéllos son solubles, es posible obtener mezclas muy íntimas; con líquidos inmiscibles y productos en forma de pasta y sólidos, el grado de uniformidad obtenido será indiscutiblemente muy inferior.

El mezclado no tiene un efecto conservador sobre los alimentos y se utiliza tan sólo como ayuda en el proceso de elaboración para modificar la comestibilidad o calidad de los alimentos. Su utilización es muy frecuente en la industria alimentaria para, combinando distintos ingredientes, conseguir determinadas propiedades funcionales o características organolépticas. Asimismo, esta operación unitaria resulta imprescindible en cualquier proceso en el que tenga lugar transporte de energía y mate-

ria, ambos fenómenos están claramente influenciados por esta operación. Así, en las fermentaciones aerobias es necesaria la agitación para proporcionar el oxígeno a los microorganismos, distribuyéndolo adecuadamente en el fermentador, y en segundo lugar para asegurar la homogeneidad del caldo de cultivo. De esta forma, se acelera la transferencia de los nutrientes a las células de los microorganismos y de los productos metabólicos al medio de cultivo.

Según sea la naturaleza y el estado físico de los componentes, la operación unitaria de agitación y mezcla se realiza con diferentes fines: *mezclado de dos líquidos miscibles*, *mezclado de dos líquidos inmiscibles* para formar una emulsión, *dispersión de un gas en un líquido* en forma de pequeñas burbujas, *dispersión de un sólido en el seno de un líquido*, *mezclado de componentes sólidos*, etc.

En este tema se estudia, en primer lugar, la agitación y mezcla de líquidos miscibles, abarcando aquellos aspectos más generales de esta operación unitaria: modelos de flujo en tanques agitados, equipo necesario, consumo energético, tiempo de mezclado y el cambio de escala. A continuación, se trata la agitación de líquidos inmiscibles para formar una emulsión, situación también muy frecuente en la industria alimentaria.

2.2. Modelos de flujo en tanques agitados

El tipo de flujo que se produce en un tanque agitado depende de las características del fluido, tipo de agitador y geometría del tanque. La velocidad del fluido en un punto del tanque tiene tres componentes: *componente radial*, v_r , perpendicular al eje del agitador; *componente longitudinal*, v_z , paralela al eje del agitador y *componente rotacional o tangencial*, v_θ , tangente a la trayectoria de rotación del rodete. Los componentes radial y tangencial están en un plano horizontal, mientras que la componente longitudinal es vertical (figura 2.1).

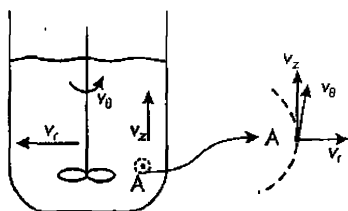


FIGURA 2.1. Componentes de la velocidad de un fluido en un tanque agitado: v_r componente radial, v_z componente longitudinal y $v_θ$ componente rotacional.

El tipo de flujo en el tanque dependerá de las variaciones de estas tres componentes de la velocidad de un punto a otro. En el caso habitual de un agitador en disposición vertical y situado en el centro del tanque, la componente tangencial sigue una trayectoria circular alrededor del eje, provocando la formación de capas concéntricas que se mueven en régimen laminar (*flujo rotatorio o circulatorio*). El resultado de ello es que el contenido del tanque sólo gira, sin producirse prácticamente mezcla alguna. En estas condiciones, la potencia que puede ser absorbida por el líquido es pequeña. Además, la compo-

nente tangencial puede dar lugar a la formación de un *vórtice* en la superficie del líquido, cada vez más profundo a medida que aumenta la velocidad de rotación del agitador. Cuando el vórtice alcanza la zona de succión del agitador, la potencia suministrada al líquido disminuye bruscamente y el aire es arrastrado hacia el interior del líquido, lo cual normalmente resulta un inconveniente. En general, interesa un modelo de flujo en el que las componentes radial y longitudinal sean elevadas y la componente rotacional lo más baja posible.

Para evitar el flujo circulatorio y la formación de vórtices, en tanques de pequeño tamaño se suele disponer el agitador separado del centro del tanque o en una posición angular excéntrica, aproximadamente 15° a partir de la vertical (figura 2.2a). En los tanques de mayor tamaño, el agitador puede montarse en la parte lateral del tanque, con el eje en un plano horizontal, pero formando un cierto ángulo con el radio (figura 2.2b). En tanques de gran tamaño, con agitadores colocados verticalmente, se instalan *placas deflectoras* colocadas radialmente a lo largo de la pared del tanque (figura 2.2c). Estos desviadores impiden el flujo rota-

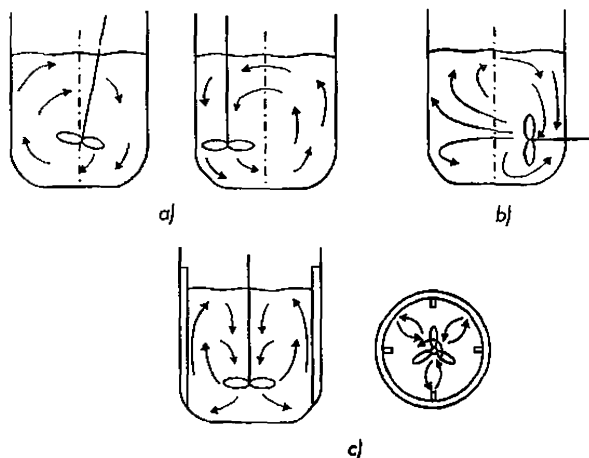


FIGURA 2.2. Modos de evitar el flujo circulatorio en un tanque agitado: a) agitador no centrado, b) agitador de entrada lateral, c) tanque agitado con placas deflectoras.

cional, evitando los remolinos y la formación de vórtices. Cuando el agitador entra al tanque lateralmente, está inclinado o desplazado del centro no es conveniente instalar placas deflectoras.

Una vez que el flujo circulatorio ha sido eliminado, el modelo de flujo en el tanque depende fundamentalmente del tipo de agitador. Los agitadores de hélice, en los que predomina el flujo axial, dirigen el líquido hacia el fondo del tanque, la corriente se distribuye radialmente en todas las direcciones hacia las paredes del tanque, asciende a lo largo de la pared y retorna desde la parte superior hasta el punto de succión del agitador (figura 2.3a). En los agitadores de turbina o pala plana predomina el flujo radial. Una parte del líquido fluye hacia abajo a lo largo de la pared del tanque y retorna hacia el agitador desde el fondo, mientras que otra parte del fluido asciende hacia la superficie y retorna al elemento de agitación desde la parte superior (figura 2.3b). En el caso de los agitadores utilizados en la agitación de líquidos de elevada viscosidad (de ancla, de cinta helicoidal) el modelo de flujo resulta mucho más complejo, teniendo lugar simultáneamente flujo axial y radial (figura 2.3c). Obviamente la predicción, mediante modelos teóricos, del tipo de flujo que se desarrolla en un tanque agitado es muy difícil. La mayoría de los resultados existentes están basados en observaciones experimentales a escala de laboratorio y con la utilización de modelos físicos simplificados.

2.3. Equipo de agitación

El equipo de mezclado consta básicamente del tanque o recipiente en el que tiene lugar la agitación y mezcla de los líquidos y el elemento de agitación propiamente dicho. A continuación, se describen brevemente ambos elementos.

2.3.1. Tanque de agitación

Generalmente, los líquidos se agitan en tanques o recipientes de forma cilíndrica, provistos de un agitador en disposición vertical. La parte superior del tanque puede estar abierta o cerrada y el fondo suele ser redondeado y no plano, a fin de evitar los espacios muertos en los que no penetrarían las corrientes de fluido. Asimismo, y con objeto de mejorar el grado de mezcla, se suelen disponer placas deflectoras, generalmente cuatro, colocadas radialmente a lo largo de la pared del tanque y cuyas dimensiones se encuentran estandarizadas. La altura del líquido en el tanque es aproximadamente igual al diámetro del tanque y cuando se utilizan recipientes de mayor profundidad se debe instalar, al menos, un elemento de agitación por cada diámetro de altura de líquido en el tanque.

A fin de eliminar o aportar calor, el tanque suele estar encamisado o se dispone en su interior de un serpentín. Éste puede tener una configuración en forma de espiral o dispuesto ver-

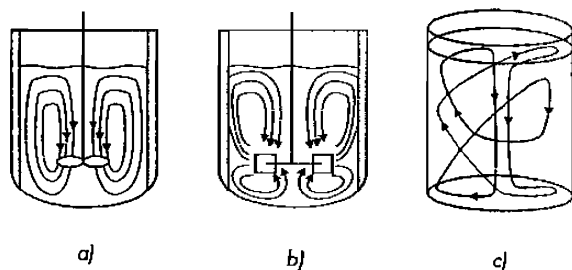


FIGURA 2.3. Modelo de flujo en tanques agitados: a) modelo de flujo axial, b) modelo de flujo radial, c) modelo de flujo en líquidos de elevada viscosidad.

tualmente. Los primeros son utilizados cuando el modelo de flujo que crea el agitador es de tipo axial, mientras los segundos son más adecuados cuando el flujo es de tipo radial. Además, el tanque lleva incorporado una serie de accesorios, como tubuladuras de entrada y salida, válvula de vaciado, instrumentos de medida, etc. En la figura 2.4 se muestra un esquema de un tanque agitado típico.

2.3.2. Tipos de agitadores

Los agitadores empleados en la agitación y mezcla de líquidos pueden ser muy diversos. Los más utilizados son los de tipo rotatorio, que consisten en un órgano giratorio, denominado *rodete*, que entra en movimiento impulsado por un eje, acoplado directamente al motor de agitación o a través de un reductor de velocidad.

Estos agitadores se pueden clasificar atendiendo a su velocidad de giro en *agitadores*

muy revolucionados (de hélice, de turbina, etc.) y *poco revolucionados* (de paletas, de ancla, etc.), o bien, dependiendo del tipo de flujo que crean en el sistema en *agitadores de flujo axial* y *de flujo radial*. En general, el tipo de agitador utilizado depende de la viscosidad del fluido que se pretende agitar.

A) Agitación de líquidos de viscosidad baja o intermedia

En la manipulación de líquidos de viscosidad pequeña o moderada, inferior a 50 Pa s, se utilizan habitualmente agitadores de hélice, de turbina y de pala. En general, este tipo de agitadores se caracteriza por una baja relación diámetro del rodete-diámetro del tanque y moderados consumos de energía. A continuación, se comentan brevemente estos agitadores.

Agitadores de hélice. El rodete está constituido por una hélice de dos, tres o hasta cuatro

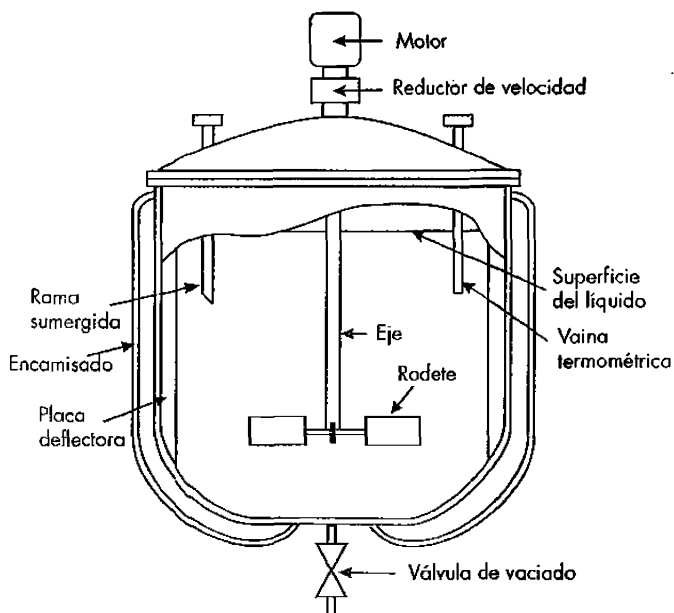


FIGURA 2.4. Esquema de un tanque agitado.

palas, análogas a las que impulsan los barcos a tracción mecánica. Los agitadores de hélice giran a elevadas velocidades (500-2.000 rpm) por lo que originan una elevada turbulencia en la zona próxima al rodete. El diámetro del rodete es relativamente pequeño, inferior al 25% del diámetro del tanque. No obstante, dada la persistencia de las corrientes de flujo que origina, este tipo de agitadores son muy efectivos incluso en tanques muy grandes. En tanques profundos pueden instalarse dos o más hélices sobre el mismo eje, girando en la misma dirección o en direcciones opuestas.

En la figura 2.5 se presenta una hélice típica. Las más frecuentes son las de tres palas con *paso de hélice* igual a la unidad (relación entre el desplazamiento del líquido, si no existiese deslizamiento entre el fluido y la hélice, y el diámetro de la hélice durante una vuelta completa del rodete). Para aplicaciones especiales se pueden utilizar hélices de cuatro palas, hélices dentadas, etc.

Este tipo de agitadores está especialmente indicado para la mezcla de líquidos poco viscosos y para dispersiones de sólidos en líquidos cuando el contenido de aquéllos es pequeño.

Agitadores de turbina. Están constituidos por una serie de aspas o palas cortas unidas a

un eje vertical o a un disco central fijado a un eje rotatorio. Habitualmente, el número de palas es seis u ocho. Estas pueden ser rectas o curvadas, inclinadas o verticales (figura 2.6). El diámetro del rodete varía entre el 30 y 50% del diámetro del tanque y su anchura es aproximadamente la décima parte de éste. Las turbinas generan fuertes corrientes a lo largo del tanque. Cerca del rodete hay una zona de elevada turbulencia e intensa cizalladura. El tipo de flujo es fundamentalmente radial y tangencial. La componente tangencial induce la formación de vórtices y remolinos, que han de ser eliminados mediante la instalación de placas deflectoras. Con objeto de aumentar el flujo axial se suelen utilizar turbinas con palas inclinadas.

Los agitadores de turbina son eficaces en un amplio intervalo de viscosidades. La turbulencia y cizalla producida cerca del rodete les hace útiles para la premezcla de emulsiones. Las turbinas de disco son especialmente adecuadas para dispersar gases en líquidos.

Agitadores de pala. En su forma más sencilla, consiste en una hoja plana sujeta a un eje rotatorio vertical. Son frecuentes los agitadores de dos y cuatro palas. A veces las palas están inclinadas, pero lo más frecuente es que sean verticales (figura 2.7). Las palas giran a bajas o

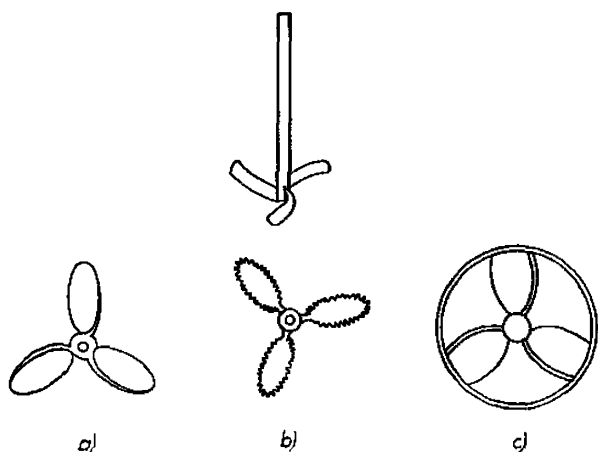


FIGURA 2.5. Agitador de hélice: a) hélice de tres hojas, b) hélice dentada, c) hélice cubierta.

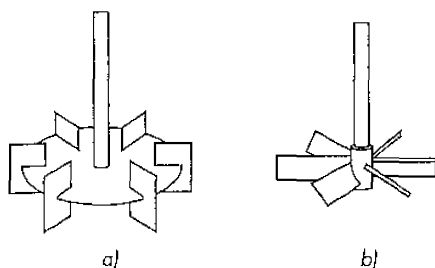


FIGURA 2.6. Agitador de turbina: a) turbina de disco, b) turbina de palas inclinadas.

moderadas velocidades (20-200 rpm) impulsando el líquido radial y tangencialmente, sin que haya prácticamente movimiento vertical, excepto si las palas están inclinadas. La longitud de las palas está comprendida entre el 50 y el 75% del diámetro del tanque y su anchura es de un sexto a un décimo de su longitud.

Los agitadores de palas producen una acción de mezcla suave, siendo adecuados en operaciones de mezcla sencilla, por ejemplo la mezcla de líquidos miscibles o la preparación de disoluciones de productos sólidos. Con líquidos más viscosos se pueden utilizar agitadores de rejas y agitadores de palas de varios brazos. En aplicaciones donde se requiere una cizalladura intensa y localizada se pueden utilizar palas de múltiples brazos rotando unos en sentido opuesto a los otros.

B) Agitación de líquidos de elevada viscosidad

En la agitación de sustancias de elevada viscosidad, 50-1.000 Pa s, se utilizan agitadores que se caracterizan por la baja velocidad de giro y por tener una relación diámetro del rodete-diámetro del tanque próxima a la unidad. Dentro de este tipo de agitadores, los más habituales son los agitadores de ancla y los agitadores helicoidales. En la figura 2.8 se muestra este tipo de agitadores.

Agitadores de ancla. Su capacidad de mezcla es pequeña y se utilizan cuando se requiere un bajo nivel de turbulencia en fluidos viscosos. Sus brazos se conforman de modo que se adapten a la forma del recipiente. Este tipo de agitador es particularmente efectivo cuando se desea evitar la acumulación de partículas sólidas sobre las paredes del recipiente o cuando se desea una circulación intensa en las proximidades de las paredes del tanque para favorecer la transmisión de calor.

Agitadores helicoidales. Existen diversos diseños: de doble hélice, de tornillo helicoidal, etc. A veces el agitador de cinta helicoidal se combina con un tornillo, también helicoidal, de menor diámetro unido al eje de rotación, facilitando así la agitación en las proximidades del eje. El elevado diámetro del rodete facilita el movimiento de todo el fluido contenido en el recipiente, evitando las zonas muertas. Este tipo de agitadores

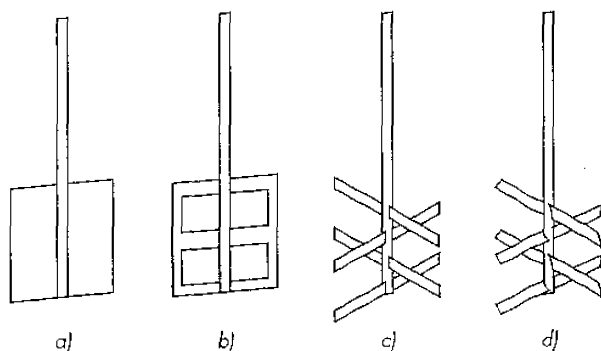


FIGURA 2.7. Agitador de pala: a) de una hoja, b) de rejas, c) de palas cruzadas, d) de palas cruzadas e inclinadas.

está especialmente indicado para la homogeneización de líquidos de elevada viscosidad.

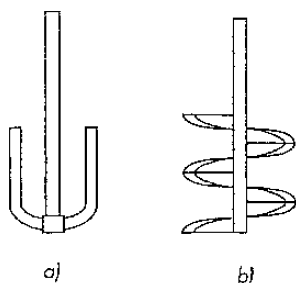


FIGURA 2.8. Agitadores de ancla y de cinta helicoidal:
a) de ancla, b) de cinta helicoidal.

Para sustancias de muy elevada viscosidad ($\mu > 1.000 \text{ Pa s}$), tales como masa de pan, pastas, bizcochos, etc., este tipo de agitadores no resulta adecuado, utilizándose mezcladores de palas en forma de Z o amasadores continuos tipo Ko-Kneader (capítulo 3).

En la figura 2.9 se muestra el intervalo de aplicación de los diferentes tipos de agitadores en función de la viscosidad de la sustancia agitada.

2.3.3. Sistema de agitación estándar

En el diseño de un sistema de agitación, el número de variables que han de ser definidas resulta sumamente amplio: tipo y localización

del agitador, dimensiones del tanque y del agitador, número y dimensiones de las placas deflectoras, etc. Cada una de estas variables afecta a la velocidad de circulación del líquido, modelo de flujo desarrollado y consumo de potencia.

Aunque no es posible definir un sistema de agitación estándar, en la mayoría de los casos sus dimensiones están comprendidas en los intervalos indicados en el cuadro 2.1. En la figura 2.10 se muestra la geometría del tanque y se definen las dimensiones más importantes. Aunque situaciones especiales pueden, por supuesto, aconsejar dimensiones diferentes a las indicadas en el cuadro 2.1, estas relaciones son ampliamente aceptadas y en ellas se basan muchas de las correlaciones publicadas.

CUADRO 2.1
Dimensiones standard para un sistema de agitación

Razón geométrica	Intervalo de valores	Valor estándar
$\frac{H_I}{D_t}$	1-3	1
$\frac{D_a}{D_t}$	$\frac{1}{4} - \frac{2}{3}$	$\frac{1}{3}$
$\frac{H_a}{D_t}$	$\frac{1}{4} - \frac{1}{2}$	$\frac{1}{3}$
$\frac{J}{D_a}$	~ 1	1
$\frac{J}{D_t}$	$\frac{1}{12} - \frac{1}{10}$	$\frac{1}{10}$

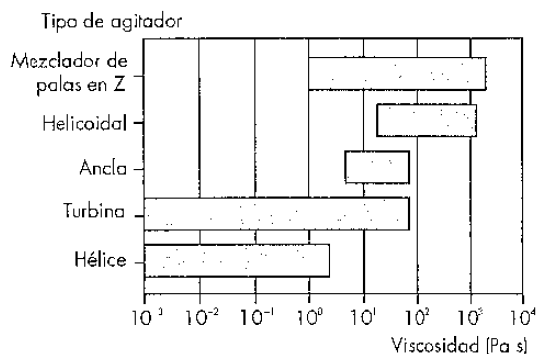


FIGURA 2.9. Elección del tipo de agitador en función de la viscosidad del líquido.

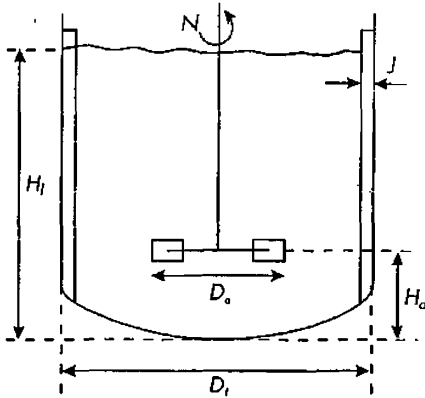


FIGURA 2.10. Dimensiones características de un tanque agitado: velocidad de rotación del agitador (N), diámetro del tanque (D_t), diámetro del agitador (D_a), altura de líquido (H_l), distancia desde la base del tanque al agitador (H_o), ancho de las placas deflectoras (J).

2.4. Consumo de potencia en la agitación de líquidos

Un factor importante en el diseño de un sistema de agitación es el cálculo de las necesidades energéticas para el proceso. Como se ha comentado anteriormente, los modelos de flujo que se desarrollan en el tanque resultan tan complejos que no es posible calcular, a priori, la energía suministrada por un determinado tipo de agitador en función de su velocidad de rotación. Para estimar la potencia, es preciso disponer de correlaciones empíricas de la potencia en función de las variables del sistema. La forma de estas correlaciones puede determinarse mediante *análisis dimensional*.

En primer término, se abordará el cálculo de las necesidades energéticas en sistemas homogéneos (una sola fase), distinguiéndose entre fluidos newtonianos y fluidos no newtonianos. Las necesidades energéticas en sistemas heterogéneos (dos o más fases) se estudiará para el caso particular de suspensiones sólido-líquido y tanques aireados.

2.4.1. Fluidos newtonianos

La potencia que hay que suministrar a un agitador con objeto de conseguir un elevado grado de mezcla depende de un número elevado de variables. Estas pueden clasificarse en: *variables dependientes del sistema de agitación*: tipo de agitador y geometría del sistema (D_t , D_a , H_p , H_o , J ,...); *variables dependientes del fluido*: densidad (ρ) y viscosidad (μ) del líquido; *variables de operación*: velocidad de rotación del agitador (N) y *constantes universales*: aceleración de la gravedad (g).

Mediante análisis dimensional es posible agrupar estas variables en un número reducido de *números adimensionales*. Las variables dependientes de la geometría del sistema pueden convertirse en relaciones adimensionales, *factores de forma*, eligiendo una de ellas como referencia, por ejemplo, el diámetro del agitador, y dividiendo cada una de las restantes variables por el valor de ésta. Si se representan los factores de forma por Π_1 , Π_2 , etc. se obtendrá:

$$\Pi_1 = \frac{D_t}{D_a} ; \Pi_2 = \frac{H_l}{D_a} ; \Pi_3 = \frac{H_o}{D_a} \quad [2.1]$$

El diámetro del agitador se toma así como una medida del tamaño del equipo y se utiliza con el resto de las variables en el análisis dimensional, de modo que:

$$P = f(N, D_a, \rho, \mu, g) \quad [2.2]$$

aplicando alguno de los métodos conocidos de análisis dimensional (en el cuadro 2.2 se indica la ecuación de dimensiones de las diferentes variables), se obtiene:

$$\frac{P}{N^3 \rho D_a^5} = f\left(\frac{ND_a^2 \rho}{\mu}, \frac{N^2 D_a}{g}, \text{factores de forma}\right) \quad [2.3]$$

CUADRO 2.2

Ecuación de dimensiones de las variables representativas de un sistema de agitación

Variable	Ecuación dimensional
Potencia, P	$M L^2 t^{-3}$
Velocidad de rotación del agitador, N	t^{-1}
Diámetro del agitador, D_a	L
Densidad del líquido, ρ	$M L^{-3}$
Viscosidad del líquido, μ	$M L^{-1} t^{-1}$
Aceleración de la gravedad, g	$L t^{-2}$

donde el primer grupo adimensional de la ecuación [2.3] recibe el nombre de *número de potencia* (Po), y representa el cociente entre las fuerzas exteriores y las fuerzas de inercia aplicadas al líquido, el segundo grupo adimensional es el *número de Reynolds* (Re), y representa la relación de las fuerzas de inercia y las fuerzas de viscosidad, y el tercero es el *número de Froude* (Fr), relación entre las fuerzas de inercia y la fuerza gravitacional. Obsérvese que los Re y Fr se transforman a su forma habitual:

$$Re = \frac{\nu D \rho}{\mu} \quad \text{y} \quad Fr = \frac{\nu^2}{g D} \quad [2.4]$$

si se tiene en cuenta que en el caso particular de agitación, la velocidad lineal viene dada por la velocidad periférica del agitador, es decir:

$$\nu = N D_a \quad [2.5]$$

Para un sistema de geometría definida, la ecuación [2.3] se transforma en:

$$Po = c(Re)^x (Fr)^y \quad [2.6]$$

donde c , x e y son constantes que han de determinarse experimentalmente.

A) Tanques con placas deflectoras

En este caso no se forma vórtice en la superficie del líquido y el efecto de la gravedad es mínimo, de modo que el número de Froude tiene escasa influencia y la ecuación [2.6] se simplifica a:

$$Po = c(Re)^x \quad [2.7]$$

si se representa el número de potencia frente al número de Reynolds, en escala doble logarítmica, se obtiene una curva denominada *curva de potencia*, válida para un tipo de agitador y una geometría definida del sistema de agitación. Dependiendo de las condiciones fluido dinámicas, la curva de potencia puede dividirse en tres zonas:

- $Re < 10$. El fluido se mueve en régimen laminar y el número de potencia disminuye linealmente a medida que aumenta el número de Reynolds, es decir, se obtiene una recta de pendiente negativa (exponente x de la ecuación [2.7] igual a -1). Por tanto, en esta situación la potencia consumida por el agitador vendrá dada por:

$$P = c \mu N^2 D_a^3 \quad [2.8]$$

donde c es una constante que depende del tipo de agitador.

- $300 < Re < 10^4$. El fluido se mueve en régimen de transición y las curvas de potencia no tienen una geometría definida (el valor del exponente x es variable). En este caso, sería necesario recurrir a las gráficas obtenidas experimentalmente para determinar las necesidades energéticas del sistema de agitación.
- $Re > 10^4$. En la zona turbulenta, el número de potencia es constante e independiente del número de Reynolds (el valor del exponente x es cero). La potencia po-

drá determinarse mediante la siguiente ecuación:

$$P = c' \rho N^3 D_a^5 \quad [2.9]$$

donde c' , al igual que la constante c de la ecuación [2.8], depende del tipo de agitador utilizado.

donde a y b son constantes que dependen del tipo de agitador y la geometría del sistema.

Por tanto, el número de potencia en tanques sin placas deflectoras y números de Reynolds superiores a 300 se determina mediante la siguiente ecuación:

$$Po = \varphi(Fr)^y \quad [2.12]$$

donde φ representa el valor leído en ordenadas de la curva de potencia correspondiente para un valor determinado del número de Reynolds.

En las figuras 2.11 y 2.12 se muestran las curvas de potencia, obtenidas por diferentes investigadores, para la agitación de líquidos de baja o moderada viscosidad, utilizando diversos tipos de agitadores y diferentes geometrías del sistema de agitación.

Para líquidos de elevada viscosidad, a pesar de su interés, el número de trabajos referenciados en la bibliografía resulta muy inferior. Recientemente, Bakker y Gates (*Chem. Eng. Progress*, December 1995, 25) han propuesto las siguientes correlaciones para el cálculo del número de potencia para agitadores tipo ancla y de cinta helicoidal:

— Agitador de ancla
 $Re \leq 10$:

$$\frac{Po}{Fr^y} = cRe^x \quad [2.10]$$

$$Po = \frac{400}{Re} f_{geo} \quad [2.13]$$

$10 < Re < 2.000$:

$$Po = 1,05 \exp[5,64 - 0,783 \ln Re - 0,0523(\ln Re)^2 + 0,00674(\ln Re)^3] f_{geo} \quad [2.14]$$

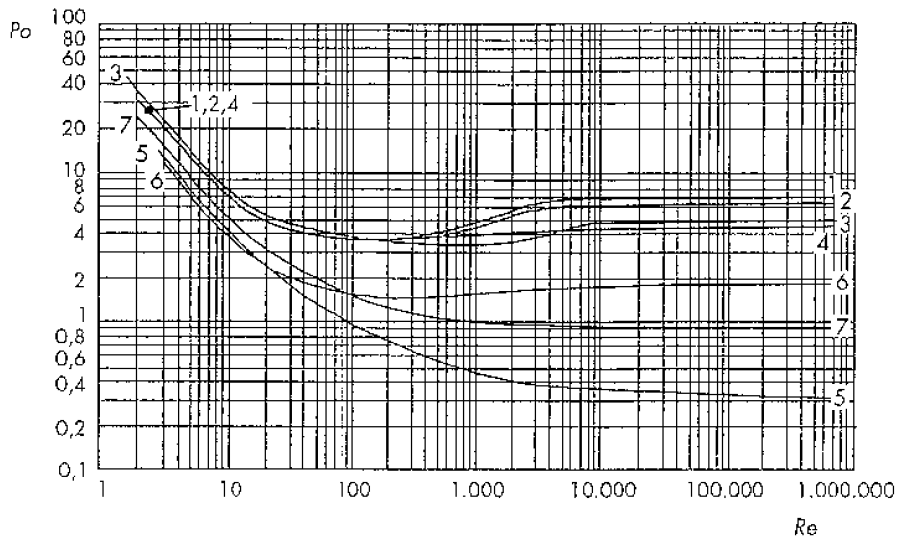
B) Tanques sin tabiques deflectores

Para bajos números de Reynolds, inferiores a 300, las curvas de potencia para tanques con y sin placas deflectoras son idénticas. Sin embargo, las curvas divergen para números de Reynolds más elevados. En esta región de los números de Reynolds, la energía comunicada al fluido ya es capaz de provocar la formación de vórtice en la superficie del líquido y será necesario, por tanto, considerar el número de Froude, ecuación [2.6].

Si en este caso se representase el número de potencia frente al número de Reynolds en escala logarítmica, se obtendrían para un mismo sistema de agitación una serie de curvas, cada una de ellas para un valor de número de Froude (téngase en cuenta que la velocidad de rotación del agitador está incluida tanto en el número de Reynolds como en el número de Froude). Para obviar este problema, la ecuación [2.6] se modifica de la forma:

y se representa en ordenadas el primer término de la ecuación [2.10], denominado *función de potencia*, frente al número de Reynolds en abscisas.

El exponente y , al que se encuentra elevado el número de Froude, está empíricamente relacionado con el número de Reynolds mediante la ecuación:



Tipo de agitador	$\frac{D_i}{D_a}$	$\frac{H_t}{D_a}$	$\frac{H_a}{D_a}$	Placas deflectoras		
				N.º	$\frac{Y}{D_a}$	N.º curva
Ver N.º 1	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,17	1
Ver N.º 1	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	2
Ver N.º 1	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,04	4
La misma N.º 1 curvado 2 hojas	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	3
Hélice marina, 3 hélices, paso = D_a	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	5
Ver N.º 2	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	6
La misma 5 pero con paso = D_a	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	7

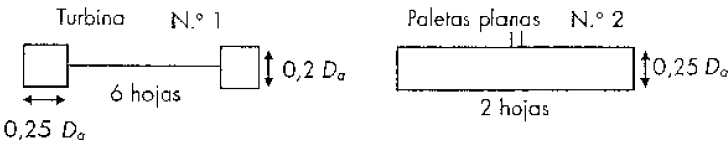
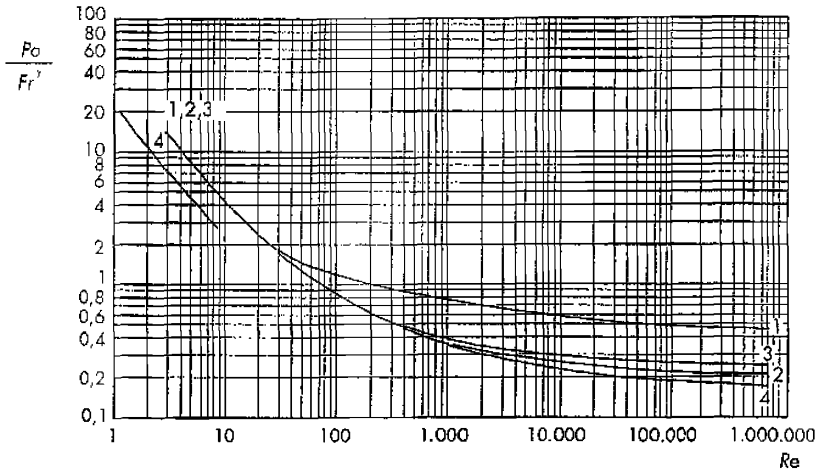


FIGURA 2.11. Curvas de potencia para la agitación de líquidos de baja o moderada viscosidad. Tanques agitados con placas deflectoras.



Tipo de agitador	$\frac{D_t}{D_o}$	$\frac{H_t}{D_o}$	$\frac{H_o}{D_o}$	a	b	N.º curva
Hélice marina 3 hélices, paso = $2 D_o$	3,3	2,7-3,9	0,75-1,3	1,7	18	1
La misma N.º 1, pero paso = $1,05 D_o$	2,7	2,7-3,9	0,75-1,3	2,3	18	2
La misma N.º 1, pero paso = $1,04 D_o$	4,5	2,7-3,9	0,75-1,3	0	18	3
La misma N.º 1, pero paso = $1 D_o$	3	2,7-3,9	0,75-1,3	2,1	18	4

FIGURA 2.12. Curvas de potencia para la agitación de líquidos de baja o moderada viscosidad. Tanques agitados sin placas deflectoras.

donde:

$$f_{geo} = \left(\frac{h}{D_a} \right) \left(\frac{J/D_a}{0,1} \right)^{0,16} \left(\frac{D_a/49}{D_t - D_a} \right)^{1/2} \quad [2.15]$$

— Agitador de cinta helicoidal

$Re \leq 100$:

$$Po = \frac{350}{Re} f_{geo} \quad [2.16]$$

$Re > 100$:

$$Po = 1,12 \exp$$

$$\left[6,15 - 1,37 \ln Re + 0,063 (\ln Re)^2 \right] f_{geo} \quad [2.17]$$

donde:

$$f_{geo} = \left(\frac{h}{D_a} \right) \left(\frac{J/D_a}{0,1} \right)^{0,16} \left(\frac{D_a/24}{D_t - D_a} \right)^{1/2} \left(\frac{n}{2} \right)^{1/2} \left(\frac{D_a}{p} \right)^{1/2} \quad [2.18]$$

en la ecuación [2.18], n y p representan el número de cintas y el paso del agitador, respectivamente. El resto de las variables han sido definidas con anterioridad.

Ejemplo 2.1. En un fermentador cilíndrico de 20 litros de capacidad y 30 cm de diámetro se realiza un proceso de fermentación a escala de laboratorio. El fermentador se llena con un líquido de densidad 1,2 g/cm³ y viscosidad 60 c.p. Para conseguir homogeneidad en todo el medio se utiliza un agitador de hélice (paso = D_a) de 10 cm de diámetro que opera a 1.200 rpm. Calcular la potencia consumida en los casos siguientes:

- El tanque está provisto de cuatro tabiques deflectores de 3 cm de anchura.
- El tanque no posee tabiques deflectores.

Solución

- a) A partir de los datos del enunciado, se tiene:

$$V_t = 20\text{ l} = 0,02\text{ m}^3; \quad D_t = 30\text{ cm} = 0,3\text{ m};$$

$$D_a = 10\text{ cm} = 0,1\text{ m}; \quad J = 3\text{ cm} = 0,03\text{ m};$$

$$\rho = 1,2\text{ g/cm}^3 = 1.200\text{ kg/m}^3;$$

$$\mu = 60\text{ cp} = 0,06 \frac{\text{kg}}{\text{ms}} \quad N = \frac{1.200}{60} = 20\text{ rps}$$

al tratarse de un tanque cilíndrico, el volumen vendrá dado:

$$V_t = \frac{\pi}{4} D_t^2 H_t$$

de donde:

$$H_t = \frac{V_t}{\frac{\pi}{4} D_t^2} = \frac{0,02}{\frac{\pi}{4} (0,3)^2} = 0,283$$

como el fermentador dispone de 4 placas deflectoras, el número de potencia vendrá dado por la ecuación [2.7]:

$$Po = c (Re)^x$$

para determinar el número de potencia, se calcula:

$$Re = \frac{N D_a^2 \rho}{\mu} = \frac{(20) (0,1)^2 (1.200)}{0,06} = 4.000$$

$$\frac{D_t}{D_a} = \frac{0,3}{0,1} = 3; \quad \frac{H_t}{D_a} = \frac{0,283}{0,1} = 2,83;$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{0,03}{0,3} = 0,1$$

teniendo en cuenta el tipo de agitador (agitador de hélice, paso igual a D_a) y sus dimensiones características (D_t/D_a , H_t/D_a y J/D_t) la curva de potencia es la n.º 5 de la figura 2.11. Conocido el número de Reynolds y la figura 2.11, se determina el número de potencia:

$$Po = 0,36$$

y, por tanto,

$$Po = \frac{P}{\rho N^3 D_a^5}$$

$$P = (0,36) (1.200) (20)^3 (0,1)^5 = 34,56\text{ J/s}$$

- b) En este caso, el tanque no posee tabiques deflectores y, además, el $Re > 300$. Por tanto, el número de potencia vendrá dado por la ecuación [2.12]. Además, para un agitador de hélice (paso = D_a) y de dimensiones: $D_t/D_a = 3$ y $H_t/D_a = 2,83$, su curva de potencia será la n.º 4 de la figura 2.12.

El cálculo de la potencia del agitador se realiza del siguiente modo:

$$Po = \phi(Fr)^y$$

$$Fr = \frac{N^2 D_a}{g} = \frac{(20)^2 (0,1)}{9,81} = 4,08$$

$$y = \frac{a - \log Re}{b} = \frac{2,1 - \log 4.000}{18} = -8,3 \cdot 10^{-2}$$

a partir de la figura 2.12 se tiene:

$$\varphi = 0,3$$

y, por tanto:

$$\begin{aligned} Po &= \varphi (Fr)^2 = (0,3) (4,08)^{-8,3 \cdot 10^{-2}} = \\ &= 0,27 \\ P &= Po \rho N^3 D_a^5 = \\ &= (0,27) (1.200) (20)^3 (0,1)^5 = 25,6 \text{ J/s} \end{aligned}$$

2.4.2. Fluidos no newtonianos

En la industria alimentaria, muchos de los líquidos manipulados tienen un comportamiento no newtoniano, es decir su viscosidad aparente (μ_a) depende de la velocidad de deformación ($\dot{\gamma}$). Así, para un fluido que sigue la ley de la potencia, la viscosidad aparente está relacionada con la velocidad de deformación mediante la siguiente ecuación:

$$\mu_a = k \dot{\gamma}^{n-1} \quad [2.19]$$

donde k y n son los parámetros reológicos del fluido.

En un tanque agitado, la velocidad de deformación varía de un punto a otro del tanque, disminuyendo con la distancia al agitador. Por tanto, para un fluido pseudoplástico ($n < 1$), la viscosidad aparente será menor cerca del rodete del agitador y aumentará a medida que nos alejemos de él. El efecto contrario se manifestará para un fluido dilatante ($n > 1$).

El análisis riguroso de un sistema de estas características resulta sumamente complejo. Metzner y Otto (*AIChE J.* 3, 1957, 3) han propuesto un método aproximado para evaluar la potencia necesaria para la agitación de líquidos no newtonianos. Dado que los fluidos no newtonianos más frecuentes son los pseudoplásticos, es a este tipo de fluidos a los que se ha dedicado la mayoría de los estudios realizados.

Estos autores proponen que la velocidad de deformación media ($\bar{\gamma}$) en un fluido no newtoniano es directamente proporcional a la velocidad de rotación del agitador, es decir:

$$\bar{\gamma} = \beta N \quad [2.20]$$

donde la constante de proporcionalidad β depende del tipo de agitador y de la geometría del sistema de agitación. En el cuadro 2.3 se indican los valores obtenidos por estos autores, para fluidos pseudoplásticos y diferentes tipos de agitadores en tanques agitados de dimensiones estándares. Asimismo, en dicho cuadro se indican los valores propuestos por Bakker y Gates (*Chem. Eng. Progress*, December 1995, 25) para agitadores tipo ancla y cinta helicoidal.

CUADRO 2.3
Valores de la constante β de la ecuación [2.20]

Tipo de Agitador	β
Turbina de disco con seis palas	11,5
Turbina de seis palas inclinadas 45°	13
Helica (paso = D_j)	10
Ancla ($D_a/D_j = 0,98$)	24,5
Cinta helicoidal ($D_c/D_j = 0,96$; paso = D_j)	29,4

Una vez conocido el valor de la constante β , el método implica los siguientes pasos:

1. Mediante la ecuación [2.20] y la velocidad de rotación del agitador, se determina la velocidad de deformación media.
2. A partir de la ecuación [2.19], los parámetros reológicos del fluido y la velocidad de deformación calculada en el paso anterior, se calcula la viscosidad aparente del fluido.
3. A partir del valor de la viscosidad aparente se evalúa el número de Reynolds, definido para un fluido no newtoniano mediante la siguiente ecuación:

$$Re = \frac{ND_a^2 \rho}{\mu_a} \quad [2.21]$$

4. Con el Re y la curva de potencia correspondiente a un fluido newtoniano, mismo tipo de agitador y geometría del tanque, se evalúa el número de potencia.
5. La energía necesaria se determina a partir de la definición del número de potencia, ecuación [2.3].

En el caso de fluidos dilatantes, la velocidad de deformación media, ecuación [2.20] puede determinarse mediante la siguiente ecuación:

$$\bar{\gamma} = 12,8 \ N \left(\frac{D_a}{D_t} \right)^{1/2} \quad [2.22]$$

El cálculo de las necesidades energéticas se realiza del mismo modo que se ha comentado anteriormente.

Ejemplo 2.2. En un tanque cilíndrico de 20 litros de capacidad y 30 cm de diámetro, desprovisto de tabiques deflectores, se lleva a cabo una fermentación a escala de laboratorio. Para conseguir homogeneidad en todo el medio se utiliza un agitador de hélice de tres palas (paso = D_a) de 10 cm de diámetro que opera a 1.200 rpm. Calcular la potencia consumida en los casos siguientes:

- a) El medio de cultivo se comporta como un fluido pseudoplástico ($k = 1,0 \text{ (N/m}^2 \text{)} s^n$, $n = 0,8$).
- b) El medio de cultivo se comporta como un fluido dilatante ($k = 1,0 \text{ (N/m}^2 \text{)} s^n$, $n = 1,1$).

Datos

Densidad del medio de cultivo: $\rho = 1,2 \text{ g/cm}^3$.

Constante de proporcionalidad β para fluidos pseudoplásticos igual a 10.

Solución

a) A partir de los datos del enunciado, se tiene:

$$\begin{aligned} V_t &= 20 \text{ l} = 0,02 \text{ m}^3; \\ D_t &= 30 \text{ cm} = 0,3 \text{ m}; \\ D_a &= 10 \text{ cm} = 0,1 \text{ m}; \\ \rho &= 1,2 \text{ g/cm}^3 = 1.200 \text{ kg/m}^3 \\ \frac{D_t}{D_a} &= 3; \quad \frac{H_t}{D_a} = 2,83 \\ N &= \frac{1.200}{60} = 20 \text{ rps} \end{aligned}$$

el volumen del tanque, vendrá dado:

$$V_t = \frac{\pi}{4} D_t^2 H_t$$

de donde:

$$H_t = \frac{V_t}{\frac{\pi}{4} D_t^2} = \frac{0,02}{\frac{\pi}{4} (0,3)^2} = 0,283$$

Para un fluido pseudoplástico, cuya constante de proporcionalidad $\beta = 10$, la velocidad de deformación viene dada por la ecuación [2.20]:

$$\bar{\gamma} = \beta N = (100) (20) = 200 \text{ s}^{-1}$$

además,

$$\begin{aligned} \mu_A &= K \bar{\gamma}^{n-1} = (1,0) (200)^{0,8-1} = \\ &= 0,347 \text{ kg/m s} \end{aligned}$$

$$N_{Re} = \frac{N D_a^2 \rho}{\mu_A} = \frac{(20) (0,1)^2 (1.200)}{0,347} = 691,6$$

Dado que el $Re > 300$ y el tanque no posee tabiques deflectores, el número de potencia vendrá dado por la ecuación [2.12]. Además, para un agitador de hélice (paso = D_a) y de dimensiones características: $D_t/D_a = 3$ y $H_t/D_a = 2,83$, su curva de potencia será la n.º 4 de la figura 2.12.

El cálculo de la potencia del agitador se realiza del siguiente modo:

$$Po = \varphi (Fr)^y$$

$$Fr = \frac{N^2 D_a}{g} = \frac{(20)^2 (0,1)}{9,81} = 4,07$$

$$y = \frac{a - \log Re}{b} = \frac{2,1 - \log 691,6}{18} = -0,041$$

a partir de la figura 2.12 se tiene:

$$\varphi = 0,43$$

y, por tanto:

$$Po = (0,43) (4,07)^{-0,041} = 0,405$$

$$P = Po \rho N^3 D_a^5 =$$

$$= (0,405) (1.200) (20)^3 (0,1)^5 = 39 \text{ J/s}$$

b) Para un fluido dilatante, se cumple:

$$\bar{\gamma} = 12,8 N \left(\frac{D_a}{D_t} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$\bar{\gamma} = (12,8) (20) \left(\frac{0,1}{0,3} \right)^{\frac{1}{2}} = 147,8 \text{ s}^{-1}$$

además,

$$\mu_A = K \bar{\gamma}^{n-1} = (1,0) (147,8)^{1,1-1} =$$

$$= 1,648 \text{ kg/m s}$$

$$Re = \frac{N D_a^2 \rho}{\mu_A} = \frac{(20) (0,1)^2 (1.200)}{1,648} = 145,6$$

dado que el $Re < 300$, el número de potencia vendrá dado por la ecuación [2.7]. Conocido el Re y la figura 2.11 (curva n.º 4), se tiene:

$$Po = 0,8$$

$$P = Po \rho N^3 D_a^5 =$$

$$= (0,8) (1.200) (20)^3 (0,1)^5 = 77 \text{ J/s}$$

2.4.3. Suspensiones sólido-líquido y tanques aireados

A pesar del interés práctico, el cálculo de las necesidades energéticas en sistemas heterogéneos (suspensiones sólido-líquido, líquidos aireados, mezclas de líquidos no miscibles, etc.) solamente se ha abordado en trabajos aislados y no de forma global. La presencia de más de una fase obliga a introducir en la ecuación [2.2] nuevas variables, tal como la tensión interfacial (σ), obteniéndose, en este caso, una relación del tipo:

$$Po = f(Re, Fr, We) \quad [2.23]$$

donde We recibe el nombre de número de Weber, definido por la siguiente ecuación:

$$We = \frac{\rho N D_a}{\sigma} \quad [2.24]$$

La complejidad de la ecuación [2.23] hace prácticamente inviable la determinación de su naturaleza, por lo que se ha optado por relacionar la potencia consumida con variables fácilmente medibles experimentalmente.

A) Suspensiones sólido-líquido

Experimentalmente se ha comprobado que para suspensiones sólido-líquido, en las que la fracción volumétrica de sólidos, ϵ , sea inferior a 0,25-0,30, la potencia del agitador puede determinarse a partir de las curvas de potencia para fluidos newtonianos. Así, en régimen turbulento y cuando las partículas están uniformemente suspendidas, las necesidades energéticas se pueden determinar mediante la ecuación [2.9], teniendo en cuenta un valor medio de la densidad:

$$P = c' \bar{\rho} N^3 D_a^5 \quad [2.25]$$

donde $\bar{\rho}$ se define de la siguiente forma:

$$\bar{\rho} = \varepsilon \rho_s + (1 - \varepsilon) \rho_l \quad [2.26]$$

siendo ρ_s y ρ_l las densidades de las fases sólida y líquida, respectivamente.

B) Tanques aireados

Cuando el sistema está aireado disminuye la potencia necesaria para su agitación. Esta disminución se debe, fundamentalmente, a la disminución aparente de la densidad y la viscosidad de la fase líquida, principalmente en las zonas próximas al agitador, debido a la presencia de burbujas.

Para estimar las necesidades de potencia en sistemas aireados se define un nuevo número adimensional: el *número de aireación* (N_a). El valor de este número nos indica el grado de dispersión de las burbujas en las proximidades del agitador:

$$N_a = \frac{Q}{ND_a^3} \quad [2.27]$$

donde Q representa el caudal volumétrico de gas suministrado.

La relación entre la potencia absorbida en sistema aireado (P_g) y no aireado (P) puede determinarse a partir de diferentes correlaciones empíricas.

— Correlación de Oyama y Endoh:

$$\frac{P_g}{P} = f(N_a) \quad [2.28]$$

donde la función f se representa en la figura 2.13.

— Correlación de Calderbank:

$$\frac{P_g}{P} = 1 - 1,26 N_a \quad [2.29]$$

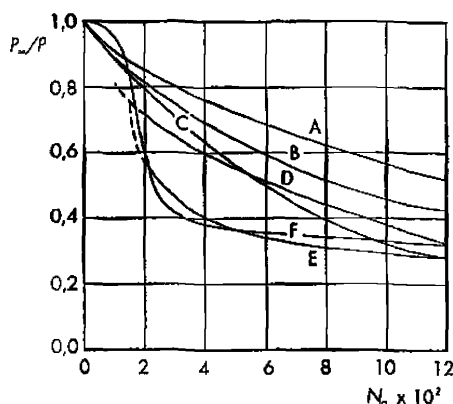


FIGURA 2.13. Necesidades de potencia para la agitación de tanques aireados: A: turbina de paletas planas (8 paletas), B: turbina de disco (8 paletas), C: turbina de disco (6 paletas), D: turbina de disco (16 paletas), E: turbina de disco (4 paletas), F: agitador de pala plana. $D_i/D_a = 3$; $D_i/H_a = 3$; $J/D_i = 0,1$.

Ejemplo 2.3. Un fermentador de 40.000 l se emplea en la producción de levadura. El sistema está dotado de un agitador de turbina estándar de 6 paletas planas de 1,2 m de diámetro, y está equipado con 4 tabiques deflectores de anchura 0,36 m. La relación altura/diámetro del tanque es 1,1. El agitador opera a 60 rpm y la velocidad de aireación es 0,3 volúmenes de aire por volumen de medio y por minuto. Calcular:

- Potencia necesaria sin aireación.
- Potencia requerida cuando el sistema se encuentra aireado.

Datos

- Densidad del medio: 1.100 kg/m³.
- Viscosidad del medio: 0,03 kg/m s.

Solución

- El volumen del fermentador, supuesto éste cilíndrico, vendrá dado por la siguiente expresión:

$$V_t = \frac{11}{4} D_t^2 H_t = \frac{\pi}{4} D_t^2 (1,1 D_t) = 40$$

de donde:

$$D_t = 3,6 \text{ m}$$

$$H_t = 1,1(D_t) = (1,1)(3,6) = 3,96 \text{ m}$$

dado que el fermentador dispone de placas deflectoras, el número de potencia viene dado por la ecuación [2.7]:

$$Po = c (Re)^x$$

para determinar el número de potencia, se calcula:

$$Re = \frac{N D_a^2 \rho}{\mu} = \frac{(1)(1,2)(1.100)}{0,03} = 52.800$$

$$\frac{D_t}{D_a} = 3 ; \quad \frac{J}{D_t} = 0,1 \quad \text{y} \quad \frac{H_t}{D_a} = 3,3$$

teniendo en cuenta el tipo de agitador (agitador de turbina de 6 paletas planas) y sus dimensiones características, la curva de potencia es la n.º 2 de la figura 2.11. A partir del número de Reynolds y la figura 2.11, se determina el número de potencia:

$$Po = 6$$

y, por tanto,

$$Po = \frac{P}{\rho N^3 D_a^5}$$

$$P = (6) (1.100) (1)^3 (1,2)^5 = 16,425 \text{ J/s}$$

- b) El caudal de aire que se suministra al fermentador se calcula a partir de la velocidad de aireación:

$$Q = \frac{0,3}{60} (40) = 0,2 \text{ m}^3 \text{ aire/s}$$

a continuación, se determina el número de aireación:

$$N_a = \frac{Q}{N D_a^3} = \frac{0,2}{(1)(1,2)^3} = 0,116$$

Con el número de aireación y la figura 2.13 se determina la relación P_g/P y, a partir de ésta, la potencia necesaria cuando el fermentador está aireado.

$$\frac{P_g}{P} = 0,52$$

$$P_g = (0,52) (16,425) = 8,541 \text{ J/s}$$

2.5. Tiempo de mezclado

Al evaluar el rendimiento de un determinado sistema de agitación, no sólo es importante la potencia requerida sino también el tiempo necesario en el que se consigue el grado de mezcla deseado. Lógicamente, cuanto mayor sea la velocidad de rotación del agitador más rápida será la mezcla, y también el consumo de potencia. Normalmente, se llega a un compromiso entre una velocidad elevada que dé lugar a una mezcla rápida, y una velocidad más baja que requiere una potencia más pequeña.

El tiempo de mezclado (θ) se define como el tiempo necesario para conseguir un grado de mezcla determinado. Dependiendo del grado de mezcla alcanzado, es posible definir diferentes valores del tiempo de mezclado. Desde un punto de vista práctico, el más utilizado es $\theta_{95\%}$, que se define como el tiempo necesario para conseguir un grado de mezcla del 95% respecto de una mezcla perfecta. Habitualmente, el criterio de mezcla es visual, cambio de color de un indicador ácido-base, variación de la composición o índice de refracción en muestras tomadas al azar en distintos puntos del tanque de mezcla o simplemente la uniformidad que se observa visualmente en la suspensión, en el caso de mezclas sólido-líquido.

La mezcla de líquidos miscibles es un proceso rápido si el régimen de flujo es turbulento.

El rodete produce una intensa turbulencia y la mezcla se produce con rapidez en la región próxima al rodete. Lógicamente, los tiempos de mezcla son apreciablemente mayores cuando el número de Reynolds está comprendido en el intervalo 10-1.000. En el caso de fluidos pseudo-plásticos y números de Reynolds inferiores a 1.000, los tiempos de mezcla son muy superiores a los observados en fluidos newtonianos. Como se ha comentado anteriormente, en las zonas alejadas del rodete la viscosidad del fluido es mayor que en las proximidades del mismo. En estas zonas los remolinos turbulentos se amortiguan rápidamente, formándose con cierta frecuencia zonas de líquido casi estanco. Ambos efectos conducen a un mal mezclado y largos tiempos de mezcla. A elevados números de Reynolds las diferencias entre ambos tipos de fluidos disminuyen considerablemente.

La determinación del tiempo de mezclado, al igual que el cálculo de la potencia, depende de la configuración del sistema de agitación y de las propiedades de la mezcla. Mediante análisis dimensional, para un sistema de agitación de geometría definida, se obtiene una relación del tipo:

$$N_{\theta} = f(Re, Fr, Sc) \quad [2.30]$$

donde N_{θ} recibe el nombre de *número adimensional de mezcla* (producto de la velocidad de rotación del agitador y el tiempo de mezclado); los Re y Fr vienen definidos por la ecuación [2.4] y Sc , representa el *número adimensional de Schmidt*, que viene definido por la siguiente ecuación:

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D} \quad [2.31]$$

siendo D el coeficiente de difusión molecular.

En el caso de mezclas de líquidos miscibles de propiedades físicas muy similares, la ecuación [2.30] se simplifica a:

$$N_{\theta} = f(Re) \quad [2.32]$$

La representación, en escala doble logarítmica, del número de mezcla frente al número de Reynolds, permite obtener una serie de curvas, denominadas *curvas de tiempo de mezclado*, válidas cada una para un tipo de agitador y una geometría determinada del sistema de agitación.

Para líquidos de viscosidad baja o intermedia y régimen turbulento ($Re > 10^4$), se ha observado que el número de mezcla depende únicamente del tipo de agitador y de la geometría del tanque. Prochazka y Landau (*Collection of Czech Chemical Communications*, 26, 1961, 2961) han propuesto las siguientes correlaciones para agitadores tipo turbina y de hélice. Las dimensiones del tanque de mezcla fueron:

$$\frac{H_t}{D_t} = 1; \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}; \quad \frac{H_a}{D_t} = \frac{1}{2};$$

n.º placas deflectoras = 4

Agitador de hélice (paso igual a la unidad):

$$N_{\theta} = 3,48 \left(\frac{D_t}{D_a} \right)^{2,05} \log \left(\frac{2}{x} \right) \quad [2.33]$$

Turbina de disco (seis palas planas):

$$N_{\theta} = 0,905 \left(\frac{D_t}{D_a} \right)^{2,57} \log \left(\frac{2}{x} \right) \quad [2.34]$$

Turbina de palas inclinadas (cuatro palas, 45º):

$$N_{\theta} = 2,02 \left(\frac{D_t}{D_a} \right)^{2,20} \log \left(\frac{2}{x} \right) \quad [2.35]$$

En las ecuaciones anteriores, la variable x representa el % de mezcla que resta para al-

canzarse la mezcla perfecta. Así para $\theta_{95\%}$, $x = 0,05$.

En el caso de agitación de líquidos de elevada viscosidad, Bakker y Gates han propuesto las siguientes correlaciones para la determinación del tiempo de mezcla:

— Agitador de ancla

$$\left(\frac{J}{D_a} = 0,1; \frac{D_a}{D_t} = 0,98; \frac{H_t}{D_t} = 1 \right):$$

$$\theta_{95\%} = \exp(12,9 \operatorname{Re}^{-0,135}) \quad [2.36]$$

— Agitador de doble cinta helicoidal

$$\left(\frac{J}{D_a} = 0,1; \frac{D_a}{D_t} = 0,96; \text{paso} = 1 \right):$$

$$\theta_{95\%} = \frac{75}{N} \quad [2.37]$$

2.6. Cambio de escala en agitación

El principal problema en el diseño de un sistema de agitación es el cambio de escala desde un sistema a escala laboratorio o planta piloto (que llamaremos *modelo*) hasta la unidad a escala industrial (*prototipo*). El análisis dimensional (apartado 2.4.1) en un sistema agitado conducía a la ecuación [2.6], para un sistema homogéneo (una sola fase), o a la ecuación [2.23], para un sistema heterogéneo (dos o más fases). La semejanza de agitación entre el modelo y el prototipo exige que se cumplan entre ambos la *semejanza geométrica*, *semejanza dinámica* e *identidad de naturaleza entre uno y otro sistema*.

Supuesta, a priori, la semejanza geométrica, la semejanza dinámica para un sistema homogéneo requiere la identidad simultánea de los números de Reynolds y Froude en el modelo (indicado con el subíndice 1) y prototipo (subíndice 2), es decir:

$$Re_1 = Re_2 \Rightarrow N_1 D_{a1}^2 = N_2 D_{a2}^2 \quad [2.38]$$

$$Fr_1 = Fr_2 \Rightarrow N_1^2 D_{a1} = N_2^2 D_{a2} \quad [2.39]$$

o en el caso de sistemas heterogéneos que exigiría además la igualdad del número de Weber, es decir:

$$We_1 = We_2 \Rightarrow N_1^2 D_{a1}^3 = N_2^2 D_{a2}^3 \quad [2.40]$$

La igualdad de los números de Reynolds y Froude podría conseguirse si se tratara de sistemas no homólogos (líquidos de distintas propiedades físicas en el modelo y prototipo). No obstante, esta circunstancia no siempre es posible. Así, por ejemplo, si se desea estudiar el cambio de escala en una fermentación no se podrá realizar utilizando un líquido con propiedades diferentes al medio de cultivo. Por supuesto, igualdad simultánea de los números de Reynolds, Froude y Weber, incluso para sistemas no homólogos, resulta imposible.

En estas circunstancias, es preciso establecer criterios parciales de extrapolación, que consisten, por una parte, en la igualdad de cada uno de estos números adimensionales, y, por otra, en la igualdad de parámetros no relacionados directamente con el análisis dimensional, fruto de trabajos realizados por diferentes investigadores.

A continuación se resumen los criterios de cambio de escala más utilizados:

1. Igualdad del número de Reynolds

$$Re_1 = Re_2 \Rightarrow N D_a^2 = \text{cte.} \quad [2.41]$$

2. Igualdad del número de Froude

$$Fr_1 = Fr_2 \Rightarrow N^2 D_a = \text{cte.} \quad [2.42]$$

3. Igualdad del número de Weber

$$We_1 = We_2 \Rightarrow N^2 D_a^3 = \text{cte.} \quad [2.43]$$

4. Igualdad de potencia por unidad de volumen

$$\left(\frac{P}{V}\right)_1 = \left(\frac{P}{V}\right)_2 \Rightarrow N^3 D_a^2 = \text{cte.} \quad [2.44]$$

5. Velocidad típica constante

$$v_1 = v_2 \Rightarrow N D_a = \text{cte.} \quad [2.45]$$

A priori no puede afirmarse cuál de estos criterios será el más adecuado, y ha de ser la experimentación la que nos indique el criterio más idóneo para llevar a cabo el cambio de escala. En el cuadro 2.4 se muestra el cambio de escala en un sistema de agitación utilizando como criterios tres de los anteriormente comentados: potencia por unidad de volumen, velocidad típica y número de Reynolds. A las variables del modelo se les ha asignado como valor la unidad, facilitándose de este modo observar los cambios experimentados durante el escalado. Claramente la elección de uno u otro criterio afecta de una forma importante al diseño del prototipo, incluso utilizando un factor de escala de sólo 5.

CUADRO 2.4
Efecto del escalado en un sistema de agitación
(factor de escala igual a 5)

Variable	Modelo	Prototipo		
		$\frac{P}{V} = \text{cte.}$	$v = \text{cte.}$	$Re = \text{cte.}$
D_a	1,0	5,0	5,0	5,0
N	1,0	0,34	0,2	0,04
P	1,0	125,0	25,0	0,2
P/V	1,0	1,0	0,2	0,0016
$N D_a$	1,0	1,7	1,0	0,2
Re	1,0	8,5	5,0	1,0

Ejemplo 2.4. En dos modelos reducidos de dimensiones estándar se ha conseguido la mezcla

deseada de una suspensión de densidad $\rho = 0,95$ g/cm³ y viscosidad $\mu = 1.000$ c.p., en las siguientes condiciones:

Tanque	Volumen (l)	Diámetro tanque (m)	N (rpm)
1	10	0,25	1.273
2	80	0,50	637

Calcular:

- Criterio de extrapolación más adecuado.
- Condiciones que deben cumplirse en un tanque industrial de 3 m de diámetro, de dimensiones estándar, provisto de 4 tabiques deflectores y un agitador de turbina de 6 palas planas si se utiliza como criterio de extrapolación el obtenido en el apartado anterior.
- La velocidad de agitación del tanque del apartado b) si éste está desprovisto de tabiques deflectores y se desea mantener constante la potencia del motor de agitación del caso anterior.

Nota: Se denomina tanque de dimensiones estándar a aquel que cumple:

$$\frac{D_t}{D_a} = 3 \quad \text{y} \quad \frac{J}{D_t} = 0,1$$

Solución

- A partir de los datos del enunciado, se determina el criterio de extrapolación más adecuado.

- Igualdad del número de Reynolds:

$$N_1 D_{a1}^2 = N_2 D_{a2}^2$$

$$\left(\frac{1.273}{60}\right) \left(\frac{0,25}{3}\right)^2 = 66,3$$

$$\left(\frac{637}{60}\right) \left(\frac{0,50}{3}\right)^2 = 0,295$$

luego no se cumple este criterio.

2. Igualdad de potencia por unidad de volumen:

$$N_1^3 D_{a1}^2 = N_2^3 D_{a2}^2$$

$$\left(\frac{1.273}{60}\right)^3 \left(\frac{0.25}{3}\right)^2 = 66,3$$

$$\left(\frac{637}{60}\right)^3 \left(\frac{0.50}{3}\right)^2 = 33,24$$

tampoco se cumple este criterio.

3. Igualdad de la velocidad típica:

$$N_1 D_{a1} = N_2 D_{a2}$$

$$\left(\frac{1.273}{60}\right) \left(\frac{0.25}{3}\right) = 1,768$$

$$\left(\frac{637}{60}\right) \left(\frac{0.50}{3}\right) = 1,769$$

se utilizará, por tanto, como criterio de extrapolación la velocidad típica constante.

- b) Para el tanque industrial, se tiene:

$$D_t = 3 \text{ m}; \quad D_a = \frac{D_t}{3} = 1 \text{ m};$$

$$J = 0,1 D_t = 0,3 \text{ (} \approx 0,3 \text{), m}$$

$$N D_a = \text{cte.} = 1,769; \quad N(1) = 1,769$$

$$N = 1,769 \text{ rps}$$

El cálculo de la potencia del agitador se realiza del siguiente modo. En primer lugar, se calcula el Re :

$$Re = \frac{\rho N D_a}{\mu} = \frac{(950)(1,769)(1)^2}{1} = 1.681$$

para un tanque de dimensiones estándar y provisto de tabiques deflectores y un agitador de turbina de 6 palas, le corresponde la curva de potencia n.º 2 (figura 2.11). Conociendo el Re y la figura 2.11 se determina el número de potencia:

$$Po = 5,0$$

y, por tanto,

$$P = Po \rho N^3 D_a^5 =$$

$$= (5,0)(950)(1,769)^3 (1)^5 = 26.295 \text{ J/s}$$

- c) En esta nueva situación el tanque no dispone de tabiques deflectores y, además, el $Re > 3.000$. Por tanto, el número de potencia vendrá dado por la ecuación [2.12] y la curva de potencia será la n.º 4 de la figura 2.12.

El cálculo de la potencia del agitador se realiza del siguiente modo:

$$Po = \varphi(Fr)^y \quad [2.12]$$

$$N_{Fr} = \frac{N^2 D_a}{g} = \frac{1}{9,81} N^2 \quad [1]$$

$$y = \frac{a - \log Re}{b} = \frac{1 - \log Re}{40} \quad [2]$$

$$Re = \frac{N D_a^2 P}{\mu} = \frac{N(1)^2 (950)}{1} = 950 N \quad [3]$$

$$\varphi = \frac{Po}{Fr^y} \quad [4]$$

$$Po = \frac{P}{\rho N^3 D_a^5} = \frac{26.295}{(950) N^3 (1)^5} = \frac{28,3}{N^3} \quad [5]$$

A continuación, se realiza el siguiente procedimiento iterativo, a partir de un valor supuesto para la velocidad de rotación del agitador:

N	2,0	3,05	3,10
Re [3]	1.900	2.897	2.945
Fr [1]	0,41	0,95	0,98
y [2]	-0,037	-0,062	-0,062
φ (curva n.º 4)	0,95	0,95	0,95
Po [4]	1,0	0,95	0,95
N [5]	3,05	3,10	3,10

por tanto,

$$N = 3,10 \text{ rps}$$

2.7. Emulsificación y homogeneización de líquidos

La emulsificación es una operación unitaria mediante la cual se consigue la mezcla estable de dos o más líquidos no miscibles, de forma que uno de ellos (*fase dispersa*) se dispersa en forma de pequeñas gotas (1-10 μ) en el otro (*fase continua*). La homogeneización consiste en la operación mediante la cual las emulsiones ya preparadas pueden aumentar la estabilidad, reduciendo aún más el tamaño de las gotas, por aplicación de grandes fuerzas de cizalla. La homogeneización es, por tanto, una operación más severa que la emulsificación. Ambas operaciones se utilizan en la industria alimentaria para modificar las propiedades funcionales o la comestibilidad de los alimentos y prácticamente no afectan al valor nutritivo ni a la vida útil de los alimentos.

2.7.1. Fundamento teórico

En la mayoría de las emulsiones, los dos líquidos utilizados son agua (sustancia hidrófila) y aceite (sustancia hidrófoba), aunque raras veces se trata de sustancias puras. Al mezclar estas dos sustancias se pueden producir dos tipos de emulsiones. El aceite se convierte en la fase dispersa, dando una emulsión de aceite en agua (*o/w*, del inglés *oil* y *water*) o bien el agua es la fase dispersa, produciendo una emulsión de agua en aceite (*w/o*). La emulsión formada exhibe por regla general, la mayoría de las propiedades de la sustancia que forma la fase continua. Una emulsión *o/w* puede diluirse con agua y ser coloreada con colorantes solubles en agua. Por el contrario, una emulsión *w/o* sólo podrá diluirse con aceite y ser coloreada con colorantes liposolubles.

Una vez que se ha formado una emulsión, ésta tiende a romperse por coalescencia de las gotas. La velocidad de separación de las dos fases se puede calcular como la velocidad terminal en un campo gravitatorio (v_t^g) de la fase dis-

persa (P') a través de la fase continua (I). Asumiendo que se cumple la ley de Stokes:

$$v_t^g = D_p^2 \frac{g(\rho_{P'} - \rho_I)}{18\mu_I} \quad [2.46]$$

la estabilidad de una emulsión aumenta al disminuir el tamaño de las gotas D_p , la diferencia de densidades entre las fases ($\rho_{P'} - \rho_I$) y al aumentar la viscosidad de la fase continua (μ_I). De la anterior ecuación se deduce la importancia del tamaño de las gotas en la estabilidad de la emulsión, dicha variable se encuentra elevada al cuadrado.

Otra variable importante que determina la estabilidad de una emulsión son las fuerzas interfaciales entre las fases dispersa y continua. En la interfase de los dos líquidos inmiscible es donde se localiza la energía libre procedente de la desigualdad en las fuerzas de cohesión de los dos líquidos (*tensión superficial*). Esta tensión superficial motiva que la interfase se contraiga para formar el área interfacial más pequeña posible. En una emulsión la fase dispersa siempre tiende a formar gotas esféricas (área interfacial más pequeña por unidad de volumen). Además, estas gotas tienden a coalescer formando gotas grandes, con lo que de nuevo se reduce el área interfacial. Sin embargo, la formación de una emulsión supone la creación de un gran número de nuevas interfases en oposición a la tendencia natural, provocada por la tensión superficial, a disminuir el área interfacial.

Cuanto mayor es la tensión superficial más difícil es formar una emulsión y más inestable tiende a ser ésta. En general, es necesario reducir la tensión superficial para formar una emulsión estable. La forma más habitual de conseguirlo es mediante la utilización de *agentes emulsionantes*.

A) Agentes emulsionantes

Los agentes emulsificantes añadidos a un alimento forman micelas alrededor de cada go-

tita de la fase dispersa, reduciendo la tensión superficial entre las fases y evitando su coalescencia. Las sustancias utilizadas como agentes emulsionantes son muy numerosas y variadas. Sustancias naturales como las proteínas, fosfolípidos y esteroides y sustancias sintéticas como los ésteres de propilenglicol, ésteres de celulosa, carboximetilcelulosa, etc., se utilizan habitualmente en la industria alimentaria como emulsificantes.

La mayoría de los agentes emulsificantes son sustancias cuyas moléculas contienen grupos polares y no polares. Estos agentes se caracterizan según la relación entre los grupos hidrofílicos (polares) e hidrofóbicos (no polares) existentes en la molécula. En una emulsión el agente emulsificante se sitúa en la interfase, de forma que los grupos no polares se orientan hacia la fase oleosa mientras que los grupos polares lo hacen hacia la fase acuosa con la que tienen afinidad (figura 2.14). De este modo, se forma una película de emulsificante en la interfase que actúa como recubrimiento de las gotas que constituye la fase dispersa previniendo su coalescencia por acción de la tensión superficial.

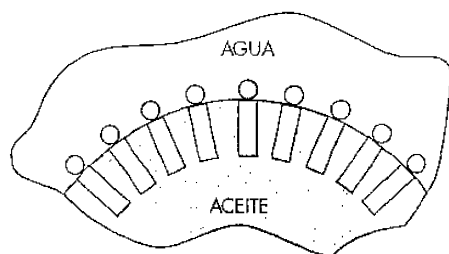


FIGURA 2.14. Orientación de las moléculas de agente emulsificante en la interfase: □ grupo no polar; ○ grupo polar.

Por regla general, la fase en la que el agente emulsionante es más soluble tiende a convertirse en la fase continua. Así, en aquellos en los que predominan los grupos polares se fijan al agua y producen, por tanto, emulsiones del tipo *o/w*. Por el contrario, los no polares se fijarán a la fase

oleosa para producir emulsiones del tipo *w/o*. Si los grupos de las moléculas del agente emulsionante están equilibrados, entonces no existe tendencia a formar un tipo u otro de emulsión. Por otra parte, si el desequilibrio entre los grupos hidrofílicos e hidrofóbicos es grande, el agente emulsificante será muy soluble en una u otra fase, no permaneciendo en la interfase, y por tanto no actuará como tal agente emulsionante.

B) Preparación de emulsiones

La característica esencial de una emulsión es el pequeño tamaño de las gotas de las fases dispersas, lo que se consigue mediante la aplicación de elevadas fuerzas de cizalla. Mediante esta acción, las gotas se deforman y rompen en otras más pequeñas y más finamente dispersas. Si las condiciones son adecuadas, la película de agente emulsificante se sitúa en la interfase y se formará una emulsión estable.

Teóricamente, la energía necesaria para formar una emulsión sería equivalente al producto entre la nueva superficie creada (A) y la tensión superficial (σ). Además, sería necesario suministrar la energía para mantener los líquidos en movimiento y compensar las pérdidas de energía por rozamiento.

El tiempo necesario para formar una emulsión varía con el tipo de emulsión y el equipo utilizado, determinándose experimentalmente. En cada situación existirá un tiempo óptimo, por debajo del cual la emulsión será inestable y para tiempos superiores al óptimo la estabilidad de la emulsión se verá afectada. De hecho, la agitación se utiliza para romper las emulsiones.

En la formulación de una emulsión han de considerarse los siguientes factores:

- *Tipo de agente emulsionante.* Debe favorecer el tipo de emulsión requerido (*o/w* o *w/o*).
- *Proporción relativa entre las fases.* La fase presente en mayor porcentaje tenderá a convertirse en la fase continua.

- *Temperatura de emulsificación.* La tensión superficial y la viscosidad disminuyen al aumentar la temperatura. El límite superior de temperatura vendrá determinado por la sensibilidad al calor de los ingredientes utilizados.

Por regla general, se preparan las dos fases por separado, añadiéndose el agente emulsionante a la fase continua. A continuación, se añade la fase dispersa gradualmente a la fase continua, manteniendo la agitación durante el proceso.

2.7.2. Equipos y aplicaciones generales

A continuación, se describen brevemente los equipos de emulsificación y homogeneización más habitualmente utilizados en la industria alimentaria: mezcladores a gran velocidad, homogeneizadores a presión, molinos coloidales y homogeneizadores ultrasónicos.

A) Mezcladores a gran velocidad

Las mezcladoras de elevada velocidad tipo turbina o hélice, semejantes al equipo de mezcla de líquidos miscible, se utilizan para la mezcla de emulsiones de líquidos de baja viscosidad. Su acción se produce por la fuerza de cizalla que se genera en los bordes y en los extremos de las palas.

Este tipo de mezcladoras se utiliza para premezclar los ingredientes en la producción de aderezos para ensaladas, en la fabricación de margarina, mayonesa y quesos elaborados. No obstante, no suelen utilizarse para obtener emulsiones propiamente dichas.

B) Homogeneizadores a presión

Están constituidas esencialmente por una bomba de alta presión y una válvula de homogeneización (figura 2.15). La válvula proporciona la apertura ajustable a través de la cual se bombea el líquido a presiones del orden de $70 \cdot 10^3$ KPa. Al pasar el líquido entre el espacio existente entre la válvula y su asiento (varias milésimas de centímetro), éste alcanza una elevada velocidad (hasta 290 m/s), con lo que las gotas de la fase dispersa se cizallan unas con otras, deformándose y rompiéndose. A la salida de la válvula, la velocidad cae bruscamente y la extrema turbulencia que se produce genera una intensa fuerza de cizalla que acentúa la reducción del tamaño de las gotas.

genización (figura 2.15). La válvula proporciona la apertura ajustable a través de la cual se bombea el líquido a presiones del orden de $70 \cdot 10^3$ KPa. Al pasar el líquido entre el espacio existente entre la válvula y su asiento (varias milésimas de centímetro), éste alcanza una elevada velocidad (hasta 290 m/s), con lo que las gotas de la fase dispersa se cizallan unas con otras, deformándose y rompiéndose. A la salida de la válvula, la velocidad cae bruscamente y la extrema turbulencia que se produce genera una intensa fuerza de cizalla que acentúa la reducción del tamaño de las gotas.

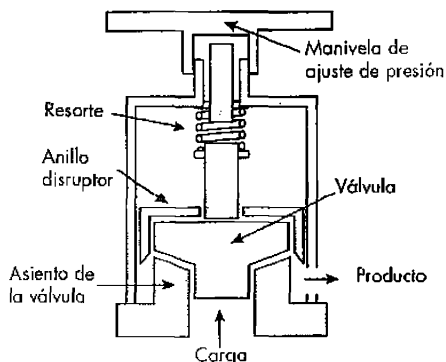


FIGURA 2.15. Principio de funcionamiento de una válvula homogeneizadora sencilla.

Con determinados productos alimenticios, en los que las proteínas actúan como agentes emulsionantes, las pequeñas gotas formadas después de atravesar la válvula homogeneizadora tienden a agregarse, formándose un aglomerado. Para resolver este problema, se hace pasar el producto a través de una segunda válvula homogeneizadora a baja presión ($2,5-3,5 \cdot 10^3$ KPa), con lo que los agregados se rompen (figura 2.16).

Los homogeneizadores a presión son ampliamente usados antes de la pasteurización y esterilización a temperatura ultraelevada de la leche, en la elaboración de salsas y helados.

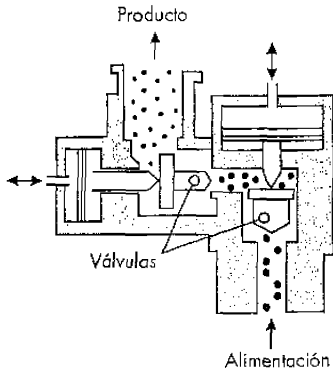


FIGURA 2.16. Válvula de homogeneización de dos etapas.

C) Molinos coloidales

Este tipo de equipos están formados por una superficie estacionaria y otra rotatoria, situadas de forma que entre ellas queda una pequeña separación. Una forma corriente de molino consiste en un elemento estático de forma troncocónica y otro rotatorio de la misma forma girado sobre su eje horizontal (figura 2.17). La velocidad del rotor varía entre 3.000-15.000 rpm y la separación entre ambos elementos es ajustable en el intervalo 50-150 μ .

Para alimentos muy viscosos (mantequilla de cacahuete, carne o pastas a base de pescado) se utilizan molinos con rotores girados sobre un eje vertical. La elevada fricción que se genera en los alimentos viscosos exige, a veces, la refrigeración de estos equipos.

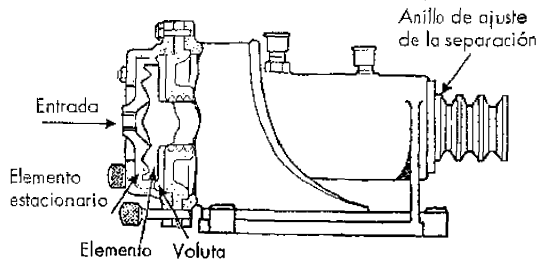


FIGURA 2.17. Molino coloidal de eje horizontal.

En general, los molinos coloidales resultan más efectivos que las homogeneizadoras a presión para manipular productos de elevada viscosidad, mientras que estas últimas son más adecuadas para alimentos de baja viscosidad. Para alimentos de viscosidad intermedia ambos equipos son adecuados, aunque los molinos coloidales tienden a producir gotas de mayor tamaño en la fase dispersa.

D) Homogeneizadores ultrasónicos

Las ondas ultrasónicas de elevada frecuencia (18-30 KHz) producen ciclos alternantes de expansión y compresión en los líquidos de baja viscosidad, consiguiéndose de este modo la dispersión de un líquido inmiscible en otro.

La energía ultrasónica es producida por una lámina de metal situada enfrente de una boquilla, a través de la cual se bombea el líquido a presiones del orden de 300-1.300 KN/m². El chorro que sale choca con la arista de la hoja haciéndola vibrar, induciendo ondas de frecuencia ultrasónica al líquido. La frecuencia de la vibración se controla ajustando el punto de fijación de la lámina (figura 2.18).

Los homogeneizadores ultrasónicos se utilizan cada día más en la industria alimentaria para la elaboración de alimentos. Entre las muchas aplicaciones se incluyen: la fabricación de aderezos para ensaladas, mezclas de helados, sopas de crema, emulsiones de aceites esenciales, chocolate para revestimientos y alimentos

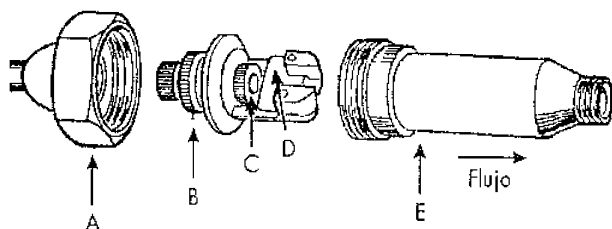


FIGURA 2.18. Homogeneizador ultrasónico: A: base, B: cuerpo del chorro ajustable, C: inserción del chorro, D: hoja vibratoria, E: campana de resonancia.

infantiles. Se utiliza también para dispersar sólidos en el seno de líquidos, por ejemplo para reconstituir la leche en polvo.

Resumen

1. El mezclado no tiene un efecto conservador sobre los alimentos y se utiliza tan sólo como ayuda en el proceso de elaboración para modificar la comestibilidad o calidad de los alimentos. Su utilización es muy frecuente en la industria alimentaria para, combinando distintos ingredientes, conseguir determinadas propiedades funcionales o características organolépticas. Asimismo, esta operación unitaria resulta imprescindible en cualquier proceso en el que tenga lugar transporte de energía y materia, ambos fenómenos están claramente influenciados por esta operación.
2. El tipo de flujo que se produce en un tanque agitado depende de las características del fluido, tipo de agitador y geometría del tanque. La velocidad del fluido en un punto del tanque tiene tres componentes: componente radial, v_r , perpendicular al eje del agitador; componente longitudinal, v_z , paralela al eje del agitador y componente rotacional o tangencial, v_θ , tangente a la trayectoria de rotación del rodete. En general, interesa un modelo de flujo en el que las componentes radial y longitudinal sean elevadas y la componente rotacional lo más baja posible.

En el caso habitual de un agitador en disposición vertical y situado en el centro del tanque, la componente tangencial sigue una trayectoria circular alrededor del eje, provocando la formación de capas concéntricas que se mueven en régimen laminar (flujo ro-

tatorio o circulatorio). El resultado de ello es que el contenido del tanque sólo gira, sin producirse prácticamente mezcla alguna. Para evitar el flujo circulatorio y la formación de vórtices, en tanques de pequeño tamaño se suele disponer el agitador separado del centro del tanque o en una posición angular excéntrica, aproximadamente 15° a partir de la vertical. En los tanques de mayor tamaño, el agitador puede montarse en la parte lateral del tanque, con el eje en un plano horizontal, pero formando un cierto ángulo con el radio. En tanques de gran tamaño, con agitadores colocados verticalmente, se instalan placas deflectoras colocadas radialmente a lo largo de la pared del tanque. Estos desviadores impiden el flujo rotacional, evitando los remolinos y la formación de vórtices.

3. Generalmente, los líquidos se agitan en tanques o recipientes de forma cilíndrica, provistos de un agitador en disposición vertical. La parte superior del tanque puede estar abierta o cerrada y el fondo suele ser redondeado y no plano, a fin de evitar los espacios muertos en los que no penetrarían las corrientes de fluido. La altura del líquido en el tanque es aproximadamente igual al diámetro del tanque y cuando se utilizan recipientes de mayor profundidad se debe instalar, al menos, un elemento de agitación por cada diámetro de altura de líquido en el tanque. A fin de eliminar o aportar calor, el tanque suele estar encamisado o se dispone en su interior de un serpentín.

Los agitadores empleados en la agitación y mezcla de líquidos pueden ser muy diversos. Los más utilizados son los tipo rotatorio, que consisten en un órgano giratorio, denominado rodete, que entra en movimiento impulsado por un eje, acoplado directamente al

motor de agitación o a través de un reductor de velocidad. Estos agitadores se pueden clasificar atendiendo a su velocidad de giro en agitadores muy revolucionados (de hélice, de turbina, etc.) y poco revolucionados (de paletas, de ancla, etc.). En general, el tipo de agitador utilizado depende de la viscosidad del fluido que se pretende agitar.

4. Los modelos de flujo que se desarrollan en el tanque resultan tan complejos que no es posible calcular, a priori, la energía suministrada por un determinado tipo de agitador en función de su velocidad de rotación. Para estimar la potencia, es preciso disponer de correlaciones empíricas de la potencia en función de las variables del sistema. La forma de estas correlaciones puede determinarse mediante análisis dimensional.

En primer término, se ha abordado el cálculo de las necesidades energéticas en sistemas homogéneos (una sola fase), distinguiéndose entre fluidos newtonianos y fluidos no newtonianos. Las necesidades energéticas en sistemas heterogéneos (dos o más fases) se han estudiado para el caso particular de suspensiones sólido-líquido y tanques aircados.

5. La determinación del tiempo de mezclado, al igual que el cálculo de la potencia, depende de la configuración del sistema de agitación y de las propiedades de la mezcla. Mediante análisis dimensional, para un sistema de agitación de geometría definida, se obtiene una relación del tipo: $N_\theta = f(Re, Fr, Sc)$. En el caso de mezclas de líquidos miscibles de propiedades físicas muy similares, la relación anterior se simplifica a: $N_\theta = f(Re)$.

La representación, en escala doble logarítmica, del número de mezcla frente al número de Reynolds, permite obtener una serie de curvas, denominadas curvas de tiempo de mezclado, válidas cada una para un tipo de agitador y una geometría determinada del sistema de agitación.

6. El principal problema en el diseño de un sistema de agitación es el cambio de escala desde un sistema a escala laboratorio o planta piloto (modelo) hasta la unidad a escala industrial (prototipo). La semejanza de agitación entre el modelo y el prototipo exige que se cumplan entre ambos la semejanza geo-

métrica, semejanza dinámica e identidad de naturaleza entre uno y otro sistema. Supuesta, a priori, la semejanza geométrica, la semejanza dinámica para un sistema homogéneo requiere la identidad simultánea de los números de Reynolds y Froude en el modelo y prototipo, o en el caso de sistemas heterogéneos exigiría, además, la igualdad del número de Weber.

La igualdad de los números de Reynolds y Froude podría conseguirse si se tratara de sistemas no homólogos (líquidos de distintas propiedades físicas en el modelo y prototipo). No obstante, esta circunstancia no siempre es posible. Por supuesto, igualdad simultánea de los números de Reynolds, Froude y Weber, incluso para sistemas no homólogos, resulta imposible. En estas circunstancias, es preciso establecer criterios parciales de extrapolación que consisten, por una parte, en la igualdad de cada uno de estos números adimensionales, y, por otra, en la igualdad de parámetros no relacionados directamente con el análisis dimensional, fruto de trabajos realizados por diferentes investigadores.

7. La emulsificación es una operación unitaria mediante la cual se consigue la mezcla estable de dos o más líquidos no miscibles, de forma que uno de ellos (fase dispersa) se dispersa en forma de pequeñas gotas ($1-10 \mu$) en el otro (fase continua). La homogeneización consiste en la operación mediante la cual las emulsiones ya preparadas pueden aumentar la estabilidad, reduciendo aún más el tamaño de las gotas, por aplicación de grandes fuerzas de cizalla. Ambas operaciones se utilizan en la industria alimentaria para modificar las propiedades funcionales o la comestibilidad de los alimentos y prácticamente no afectan al valor nutritivo ni a la vida útil de los alimentos.

En una emulsión el agente emulsificante se sitúa en la interfase, de forma que los grupos no polares se orientan hacia la fase oleosa mientras que los grupos polares lo hacen hacia la fase acuosa con la que tienen afinidad. De este modo, se forma una película de emulsificante en la interfase que actúa como recubrimiento de las gotas, que constituye la fase dispersa previniendo su coalescencia por acción de la tensión superficial.

Problemas propuestos

1. Un fermentador cilíndrico de 150 l de capacidad posee un agitador de turbina de 6 paletas de 18 cm que gira a una velocidad de 240 rpm. La altura que alcanza el líquido en dicho fermentador es de 1,2 veces el diámetro del mismo.

Calcular la potencia que es necesario comunicar al agitador para conseguir el grado de mezcla deseado en los dos casos siguientes:

- a) El fermentador posee 4 tabiques deflectores de 5,4 cm de anchura cada uno.
- b) El fermentador está desprovisto de tabiques deflectores.

Datos

- Densidad del medio: 1,2 g/cm³.
- Viscosidad del medio: 4 cp.

2. Un fermentador de 30.000 l (volumen de operación 20.000 l) se emplea en la producción de levadura. El sistema posee un agitador de turbina de 6 paletas planas con una relación estándar diámetro tanque/diámetro del agitador igual a 3.

El agitador opera a 50 rpm. Calcular la potencia requerida por el agitador expresando la respuesta en CV/m³.

Datos

- La altura del líquido en el fermentador es 1,2 veces su diámetro.
- Densidad = 1.000 kg/m³.
- Viscosidad = 50 cp.

3. Un fermentador cilíndrico de 15 l de capacidad, provisto de un agitador de turbina de 6 palas planas que opera a 1.000 rpm se utiliza en un proceso fermentativo.

La densidad y viscosidad del medio de cultivo son 1.300 kg/m³ y 60 cp, respectivamente.

- a) Calcular la potencia del motor de agitación si el fermentador no posee tabiques deflectores.
- b) Si se instalan en el fermentador 4 tabiques deflectores de 4,4 cm de anchura, calcular la velocidad de agitación si se desea mantener constante la potencia del motor de agitación del caso anterior.

Datos y notas

Considérense las siguientes relaciones geométricas:

$$\frac{H_l}{D_a} = 1,1; \quad \frac{D_t}{D_a} = 3$$

4. Se ha efectuado el diseño de un tanque agitado para la fabricación de zumos de frutas, a partir de los ensayos realizados en uno de menor tamaño en el laboratorio. Las dimensiones y las velocidades de agitación de ambos tanques son:

Tanque	Volumen (l)	Diámetro tanque (m)	N (rpm)
Laboratorio	25	0,3	1.200
Industrial	1.600	1,2	300

Ambos tanques están provistos de un agitador de turbina de 6 palas planas ($D_t/D_a = 3$), y de 4 tabiques deflectores de 3 y 12 cm, respectivamente.

Calcular:

- a) Criterio de extrapolación utilizado para el cambio de escala.
- b) Potencia necesaria para la fabricación de zumo de naranja en el tanque industrial ($\rho = 1.100 \text{ kg/m}^3$, $\mu = 1,5 \text{ cp}$).
- c) Velocidad de agitación que se consigue, manteniendo la potencia del apartado anterior, en la fabricación de zumo de tomate que se comporta como un fluido pseu-

doplástico ($K = 0,22 \text{ kg/m s}^{2-n}$, $n = 0,59$, $\rho = 1.300 \text{ kg/m}^3$, $\beta = 10,6$).

5. Las dimensiones de un fermentador equipado con un agitador de turbina y 4 tabiques deflectores son las siguientes:

- Diámetro del agitador = 1,5 m.
- Diámetro del fermentador = 4,5 m.
- Anchura de cada tabique deflector = 0,45 m.
- Altura del líquido = 5 m.

La densidad del caldo de cultivo es de 1.200 kg/m^3 y su viscosidad de $0,02 \text{ kg/m.s}$. La velocidad de giro del agitador es de 60 rpm mientras que la velocidad de aireación es de 0,4 volúmenes de aire por volumen de medio y por minuto.

Calcular:

- a) Potencia requerida por el agitador en ausencia de aireación.
- a) Potencia requerida cuando el sistema se encuentra aireado.

6. Se dispone de un fermentador continuo, tipo tanque agitado, de las siguientes características:

- Volumen $\approx 250 \text{ l}$.
- Agitador de hélice de 3 palas (paso = $1,04 D_a$) que gira a 1.200 rpm.
- No dispone de placas deflectoras.
- $D_i/D_a = 4,5$ y $H_i/D_a = 3$.

El medio de reacción se comporta como un fluido pseudoplástico ($n = 0,8$; $K = 1 \text{ (N/m}^2 \text{ s}^n)$) de densidad 1.000 kg/m^3 y la velocidad es 1,12 volúmenes de aire por volumen de medio y por minuto. Calcúlese la potencia de agitación.

Datos

- Constante de proporcionalidad entre la velocidad de agitación y el gradiente de velocidad, $\beta = 12$.
- Correlación de Calderbank:

$$\frac{P_g}{P} \approx 1 - 1,26 N_a$$

MEZCLADO DE SÓLIDOS Y PASTAS

- 3.1. Introducción
- 3.2. Mezcladores de sólidos pulverizados y granulados
- 3.3. Mezcladores de masas y pastas

En este capítulo se estudia la operación unitaria de mezclado de sólidos y pastas. Al igual que el mezclado de líquidos, implica la interposición de dos o más componentes separados para formar un producto más o menos uniforme. Se presenta en innumerables casos en la industria alimentaria y probablemente sea la operación más frecuente del proceso de alimentos.

El mezclado de sólidos y pastas requiere el uso de una gran variedad de equipos. En primer lugar, se comentan las características generales de los

equipos más utilizados en la mezcla de sólidos en polvo o en partículas: mezcladores de cintas, de volteo y de tornillo interno. A continuación, se describen aquellos utilizados en la mezcla de masas y pastas: mezclador de cubetas intercambiables, amasadoras, dispersadores, masticadores y mezcladores continuos. Aunque el mezclado de sólidos y pastas es una de las operaciones peor conocidas, en los apartados 3.2.4 y 3.3.4 se introducen algunos parámetros que permiten evaluar la eficacia del mezclado.

NOMENCLATURA

I_p	Índice de mezcla para pastas y masas	t	Tiempo de mezclado (s)
I_s	Índice de mezcla para sólidos	$\bar{x}$	Concentración media de un componente en una serie de muestras puntuales
K	Constante de la velocidad de mezcla, ecuación [3.9], (s^{-1})	x_i	Concentración del componente i en una muestra puntual
n	Número de muestras puntuales	σ_m	Desviación estándar
N	Número de partículas en una muestra puntual	σ_0	Desviación estándar para un tiempo de mezclado cero
p	Fracción del componente P en una muestra puntual	σ_∞	Desviación estándar en una mezcla perfecta
q	Fracción del componente Q en una muestra puntual		

GLOSARIO

amasado: Mecanismo mediante el cual las sustancias de elevada viscosidad, masas y pastas, se comprimen con las adyacentes o contra las paredes del tanque de mezcla facilitando su mezcla.

cizallamiento: Mecanismo mediante el cual el producto a mezclar, frecuentemente, se estira y rompe bajo la acción de los dispositivos de mezcla, facilitando así su mezcla.

convección: Mecanismo en el mezclado de sólidos que implica el transporte de producto o grupos de partículas de un punto a otro del equipo de mezclado.

difusión: Mecanismo en el mezclado de sólidos que supone el movimiento aleatorio de partículas individuales, favoreciendo, de este modo, su mezclado.

englobamiento: Mecanismo por el cual tiene lugar la mezcla de masas y pastas, en el que el producto no mezclado es rodeado por los productos ya mezclados favoreciendo su mezcla.

índice de mezclado: Criterio de eficacia de un mezclador que permite controlar la uniformidad de la mezcla y comparar el funcionamiento de diferentes mezcladores.

segregación: Fenómeno en el cual la mezcla y el desmezclado de partículas sólidas tiene lugar simultáneamente.

test de la pila: Test mediante el que se determina la importancia de los efectos de la segregación sobre la homogeneidad alcanzada en la mezcla de sólidos.

3.1. Introducción

El mezclado de sólidos y pastas se presenta en innumerables casos en la industria alimentaria y probablemente sea la operación más frecuente en el procesamiento de los alimentos. Al igual que el mezclado de líquidos, implica la interposición de dos o más componentes separados para formar un producto más o menos uniforme.

Sin embargo, existen diferencias significativas entre ambos procesos. La mezcla de líquidos depende fundamentalmente de la creación de corrientes de flujo que transportan el material no mezclado hasta la zona de mezcla adyacente al agitador, obteniéndose una fase líquida homogénea. En el caso de sólidos y pastas, no se producen tales corrientes y las muestras tomadas al azar de un producto "bien mezclado" pueden diferir notablemente en su composición.

El mezclado de sólidos y pastas, a pesar de ser una operación muy frecuente en la industria alimentaria, es quizás una de las operaciones unitarias menos conocidas. Aunque en los apartados 3.2.4 y 3.3.4 se definen algunos parámetros que permiten evaluar la eficacia del mezclado, en la práctica la elección de un determinado tipo de mezclador reside fundamentalmente en las propiedades finales del material mezclado. Un buen mezclador es aquel que permite obtener un producto bien mezclado y con el menor coste global.

3.2. Mezcladores de sólidos pulverizados y granulados

En la mezcla de productos sólidos particulados la probabilidad de obtener una distribución ordenada de las partículas es prácticamente nula.

La mezcla de sólidos tiene lugar, en general, mediante tres tipos de mecanismos: transporte de producto o grupo de partículas de un punto a otro (*convección*), movimiento aleatorio de partículas individuales (*difusión*) y mediante *cizallamiento o corte*. La mezcla por cizalladura se considera en ocasiones como parte del mecanismo de convección. En la mayoría de los equipos de mezcla intervienen los tres mecanismos, aunque un tipo particular de mecanismo puede ser el predominante en un determinado equipo.

Como consecuencia del movimiento de las partículas, durante la operación de mezclado de sólidos puede producirse el *fenómeno de segregación* (la mezcla y desmezclado tienen lugar simultáneamente). Las propiedades de los ingredientes que más influyen en el grado de mezcla conseguido son el tamaño, forma y densidad de las partículas. Cuanto más parecidas sean estas propiedades más fácil es la operación de mezcla y más íntima la mezcla resultante. En algunos casos, la preparación de los materiales para evitar diferencias extremas en las propiedades de los ingredientes puede evitar los problemas de segregación.

Existen otros factores que pueden provocar el fenómeno de segregación, por ejemplo las cargas electrostáticas, que motivan que las partículas se repelan unas a otras. En tal caso, es importante determinar el tiempo preciso de mezclado que se requiere, ya que un mezclado en exceso de los ingredientes puede hacer que se acumulen esas cargas.

Cuando un ingrediente de la mezcla está en forma de aglomerado, se debe utilizar algún dispositivo para romper los grumos, con el fin de evitar que se segreguen del resto de la mezcla y para asegurar la dispersión íntima de ese ingrediente por toda la mezcla. El empleo de un líquido como el agua puede tener efectos notables para evitar la segregación que, de otro modo, podría resultar inevitable. Cuando se emplea un líquido, es preciso determinar la cantidad que se puede añadir sin crear problemas de formación de tortas, que pueden dificultar la operación de mezclado.

La importancia de los efectos de segregación sobre el grado de homogeneidad alcanzado en la mezcla de sólidos puede determinarse por el *test de la pila*. La mezcla de sólidos se vierte a través de un embudo para formar una pila cónica. Se toma una muestra de su núcleo central y otro del borde del cono, ambas deben tener composiciones similares para asegurar que no va a haber problemas de segregación. Si las muestras presentan composiciones notablemente distintas, puede tener lugar el fenómeno de segregación, a menos que se elija cuidadosamente el tipo de mezcladora a utilizar.

Los mezcladores para productos pulverizados responden a dos diseños básicos: en el primero de ellos, el mezclado del material se produce como consecuencia del movimiento de rotación del recipiente que lo contiene, mientras que en el segundo, el producto es impulsado por la acción de un tornillo helicoidal hacia la zona de mezcla. Los mezcladores que se describen a continuación son: mezcladores de cintas, de volteo y de tornillo interno.

3.2.1. Mezcladores de cintas

Un mezclador de cintas está constituido por una cubeta horizontal semicilíndrica, provista de dos cintas helicoidales montadas sobre un mismo eje, que actúan en sentidos contrarios (figura 3.1). Una de ellas desplaza lentamente el sólido en una dirección, mientras que la otra se mueve rápidamente en sentido contrario. El mezclado resulta como consecuencia de la turbulencia inducida por los agitadores de sentido contrario y no del movimiento de los sólidos a través del recipiente. Aunque la segregación puede aparecer debido al movimiento envolvente, en general, no es un problema serio. El mecanismo que opera en este tipo de mezcladoras es fundamentalmente convectivo: las cintas transportan las partículas de una zona a otra. Los mezcladores de cintas resultan eficaces para pastas poco espesas o para sólidos pulverizados que no fluyen fácilmente.

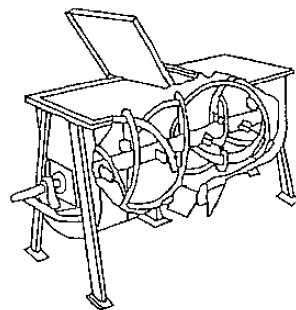


FIGURA 3.1. Mezclador de cintas.

3.2.2. Mezcladores de volteo

Operan volteando la masa de los sólidos en un tambor giratorio de forma variada (figura 3.2). La envoltura gira a velocidades de hasta 100 rpm y su capacidad de carga es de 50-60% del volumen total. Para mejorar la eficacia del mezclado pueden disponer de pulverizadores internos para introducir pequeñas cantidades

de líquido en el mezclador y dispositivos accionados mecánicamente para desmenuzar los aglomerados de sólidos. Los mezcladores de volteo son más adecuados para la mezcla suave de productos sólidos pulverizados de características similares. La segregación puede resultar un problema, sobre todo si las partículas varían de tamaño y forma. Generalmente el consumo de potencia es ligeramente inferior a los mezcladores de cintas.

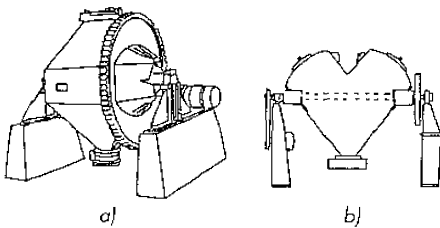


FIGURA 3.2. Mezclador de volteo: a) de doble cono, b) de tambores gemelos.

3.2.3. Mezcladores de tornillo interno

Consisten en un tornillo vertical giratorio situado en un recipiente cilíndrico o cónico. El tornillo puede estar fijo en el centro del depósito o puede desplazarse formando una órbita alrededor del eje central, pasando cerca de las paredes del recipiente (figura 3.3). Esta última disposición es más efectiva y evita las capas estacionarias cerca de las paredes. Las mezcladoras de tornillo vertical son rápidas, muy eficien-

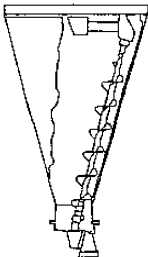


FIGURA 3.3. Mezclador de tornillo interno.

tes y particularmente útiles para mezclar pequeñas cantidades de aditivos con una gran masa de producto. Predomina también en ellas el mecanismo convectivo, de manera que pueden ser utilizadas con productos proclives a la segregación.

3.2.4. Criterios de eficacia de una mezcladora

En la industria de los alimentos es frecuente que las mezclas hayan de satisfacer unos determinados requerimientos legales acerca de la composición, por lo que resulta conveniente utilizar algún método de control de la operación de mezclado. En general, consiste en muestrear la carga, analizar las muestras y tratar estadísticamente los resultados.

A diferencia de lo que ocurre con líquidos y pastas viscosas, con productos sólidos en polvo o en partículas no es posible alcanzar uniformidad completa en el producto final. El grado de mezcla final depende del equilibrio alcanzado entre los mecanismos que favorecen o dificultan el mezclado, que depende a su vez del tipo de mezcladora, de las condiciones durante su funcionamiento y de la composición de los alimentos. Por lo general, se alcanzan mezclas más uniformes con aquellos productos cuyo tamaño, forma y densidad son similares. Diferencias notables en estas características pueden incluso impedir su mezcla. Con algunas mezclas, incluso después de haberse conseguido un adecuado grado de mezcla en el producto final, éste se rompe y los productos comienzan a separarse. En estos casos, resulta muy importante controlar exactamente el tiempo de mezcla.

El grado de uniformidad de un producto mezclado, medido por el análisis de un número de muestras puntuales, es una medida válida de la eficacia del mezclado. Si se toman muestras de una mezcla de dos componentes al iniciarse el mezclado (los componentes todavía se hallan separados), la mayor parte de ellas estarán constituidas tan sólo por uno de los componentes. A medida que la operación transcurre, la

composición de las muestras se va haciendo más uniforme, aproximándose a la composición teórica media de la mezcla.

A partir de este estudio, se observa que las desviaciones de las composiciones de las muestras respecto a la media de la mezcla global constituyen una medida del progreso de la operación de mezclado. La manera más satisfactoria de medir esta desviación es utilizando el término estadístico conocido por desviación estándar, que viene dado por:

$$\sigma_m = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n-1}} \quad [3.1]$$

en la que σ_m es la desviación estándar, n el número de muestras tomadas, x la concentración del componente en cada una de las muestras y $\bar{x}$ la concentración media del componente en las muestras:

$$\bar{x} = \sum_{i=1}^n (x_i / n) \quad [3.2]$$

El valor de σ_m es una medida relativa del mezclado, válido solamente para ensayos de un material específico y un determinado tipo de mezclador. A medida que la uniformidad de la mezcla aumenta, el valor de la desviación estándar disminuye.

Ejemplo 3.1. En un mezclador de volteo de doble cono se mezclan 990 kg de sal de mesa y 10 kg de carbonato magnésico. Al cabo de un cierto tiempo de funcionamiento del mezclador, se tomaron 10 muestras, cada una de 20 g, y se analizó el carbonato magnésico que contenían, obteniéndose los siguientes valores: 0,185; 0,250; 0,215; 0,214; 0,195; 0,245; 0,238; 0,158; 0,197 y 0,220 g.

Calcular la desviación estándar de las composiciones de las muestras respecto a la media.

Solución

La composición de cada una de las muestras, expresadas en fracción de carbonato magnésico, son, respectivamente:

Mg CO ₃ (g)	Mg CO ₃ (%)
0,185	0,925
0,250	1,250
0,215	1,075
0,214	1,070
0,195	0,975
0,245	1,225
0,238	1,190
0,158	0,790
0,197	0,985
0,220	1,100

La concentración media de carbonato magnésico en las muestras puntuales viene dada por:

$$\bar{x} = \sum_{i=1}^n \frac{x_i}{n} = 1,059$$

y la desviación estándar:

$$\sigma_m = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n-1}} = 0,144\%$$

Existen diversos índices de mezclado que permiten controlar la uniformidad de la mezcla y comparar el funcionamiento de diversas mezcladoras. Así, se ha sugerido la utilización de un índice de mezclado (I_s), elegido de tal manera que varíe desde 0 hasta 1 durante el curso de la operación de mezclado, válido para mezclas de sólidos en polvo o en partículas:

$$I_{s1} = \frac{\sigma_\infty}{\sigma_m} \quad [3.3]$$

$$I_{s2} = \frac{\sigma_0 - \sigma_m}{\sigma_0 - \sigma_\infty} \quad [3.4]$$

$$I_{s3} = \frac{\sigma_0^2 - \sigma_m^2}{\sigma_0^2 - \sigma_\infty^2} \quad [3.5]$$

$$I_{s4} = \frac{\log \sigma_0 - \log \sigma_m}{\log \sigma_0 - \log \sigma_\infty} \quad [3.6]$$

En la práctica, se utiliza aquel índice que se adapta mejor a una determinada mezcla de componentes o un tipo particular de mezclador. En las expresiones anteriores, σ_0 y σ_∞ corresponden a la desviación estándar para “mezclado cero” y para una “mezcla perfecta” al azar, respectivamente.

Considérese una mezcla de dos componentes, consistentes en una fracción p de un componente P y una fracción q del componente Q . Antes de iniciarse el mezclado, cualquier muestra pequeña que se tome consistirá en componente puro P o componente puro Q . En estas condiciones, la desviación estándar viene dada por:

$$\sigma_0 = \sqrt{p(1-p)} \quad [3.7]$$

Cuando la mezcla se ha dispersado totalmente, se supone que los componentes están distribuidos en todo el volumen, de acuerdo con sus proporciones globales. La probabilidad de que una partícula escogida al azar sea del componente Q es q y $(1-q)$ de que no sea Q . Ampliando este razonamiento a muestras que contengan N partículas, la desviación estándar para una mezcla perfecta viene dada por:

$$\sigma_\infty = \sqrt{\frac{p(1-p)}{N}} = \frac{\sigma_0}{\sqrt{N}} \quad [3.8]$$

Para pastas, suponiendo que los análisis sean muy precisos, este valor es cero, pero para sólidos granulares es distinto de cero. No obstante, para un mezclador eficaz y después de un tiempo de funcionamiento razonable este valor llega a ser muy bajo.

La variación de índice de mezclado se suele describir mediante una cinética de primer or-

den. Se supone que el índice de mezcla debe ser tal que la velocidad de mezclado en cualquier tiempo, bajo condiciones de operación constante, debe ser proporcional a la cantidad de mezclado conseguido hasta ese momento. Es decir:

$$\frac{dI_s}{dt} = K(1 - I_s) \quad [3.9]$$

siendo K la constante de *velocidad de mezcla*, que depende del tipo de mezcladora y de la naturaleza de los componentes. Separando variables e integrando se llega:

$$I_s = 1 - e^{-Kt} \quad [3.10]$$

Esta ecuación exponencial es válida en muchos estudios experimentales, al menos en el intervalo de dos o tres órdenes de magnitud del valor del índice de mezclado. En tales casos, la constante de velocidad de mezclado se puede relacionar con el tipo de mezclador y las condiciones de operación, pudiéndose utilizar para determinar los tiempos necesarios para alcanzar un determinado grado de mezcla.

Ejemplo 3.2. En un mezclador de tornillo interno se ha preparado una mezcla constituida por 1.000 g de azúcar y 100 kg de harina. Después que el mezclador ha funcionado durante algún tiempo se tomaron 10 muestras y se determinó el % de azúcar en cada una de ellas. Los resultados obtenidos fueron los siguientes:

% para $t = 2 \text{ min.}$	% para $t = 5 \text{ min.}$	% para $t = 8 \text{ min.}$
1,20	1,00	0,99
0,25	1,05	0,98
0,75	0,90	1,01
0,55	0,95	1,02
0,45	0,99	0,97
1,10	0,95	0,98
1,30	0,85	1,00
0,34	1,09	1,00
0,25	1,05	0,99
0,65	0,88	1,00

Determinar:

- El índice de mezclado para cada tiempo.
- El tiempo que se debe continuar la mezcla para lograr que la desviación estándar en la composición de las muestras sea la máxima especificada ($\sigma = 0,01$).

Datos

- Asíumase que el índice de mezclado que mejor se adapta a este proceso viene dado por la siguiente expresión:

$$I_s = \frac{\log \sigma_0 - \log \sigma_m}{\log \sigma_0 - \log \sigma_\infty}$$

- Considérese para una mezcla perfecta, $\sigma_\infty = 0,001\%$.

Solución

- El valor de la desviación estándar para "mezclado cero" se determina a partir de la ecuación [3.7]:

$$\sigma_0 = \sqrt{p(1-p)}$$

donde:

$$p = \frac{1.000}{101 \cdot 10^3} = 9,90 \cdot 10^{-3}$$

y por tanto,

$$\begin{aligned} \sigma_0 &= \sqrt{(9,90 \cdot 10^{-3})(1 - 9,90 \cdot 10^{-3})} = \\ &= 9,901 \cdot 10^{-2} = 9,901\% \end{aligned}$$

a continuación, se determina la desviación estándar, ecuación [3.1], para tiempo igual a 1, 5 y 10 minutos.

Para $t = 1$ minuto, se tiene:

$$\bar{x} = \sum_{i=1}^n \frac{x_i}{n} = 0,684$$

$$\sigma_m = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n-1}} = 0,393\%$$

a los 5 minutos,

$$\bar{x} = 0,971$$

$$\sigma_m = 0,079\%$$

y a los 10 minutos,

$$\bar{x} = 0,994\%$$

$$\sigma_m = 0,015\%$$

Mediante la ecuación [3.6], se determina el índice de mezclado, al cabo del primer minuto se tiene:

$$\begin{aligned} I_s &= \frac{\log \sigma_0 - \log \sigma_m}{\log \sigma_0 - \log \sigma_\infty} = \\ &= \frac{\log 9,901 - \log 0,393}{\log 9,901 - \log 0,001} = 0,351 \end{aligned}$$

a los 5 minutos:

$$I_s = 0,525$$

y a los 10 minutos,

$$I_s = 0,706$$

- El índice de mezclado y el tiempo de mezcla están relacionados por la ecuación [3.10]:

$$I_s = 1 - e^{-kt}$$

tomando logaritmos, se tiene:

$$-\ln (1 - I_s) = kt$$

para el cálculo de la constante de velocidad de mezcla, se construye la siguiente tabla:

$t(s)$	$-\ln (1 - I_s)$
0	0
120	0,432
300	0,744
480	1,224

ajustando por mínimos cuadrados, se tiene:

- ordenada en el origen = 0,051
- pendiente = 0,0024
- índice de correlación = 0,993

La constante de velocidad de mezcla, k , vendrá dada por la pendiente de la recta, por tanto:

$$K = 0,0024 \text{ s}^{-1}$$

para un valor de $\sigma_m = 0,01$, valor de la especificación del producto, el índice de mezcla será:

$$I_s = \frac{\log 9,901 - \log 0,01}{\log 9,901 - \log 0,001} = 0,750$$

y el tiempo de mezclado necesario para conseguir este valor del índice de mezclado,

$$-\ln(1 - 0,750) = 0,0024 \text{ } t$$

de donde,

$$t = 578 \text{ s} = 9,63 \text{ minutos}$$

por tanto, el tiempo adicional de mezcla es el siguiente:

$$t = 1,63 \text{ minutos}$$

Como se ha comentado anteriormente, el mezclado de partículas con densidades o tamaños muy diferentes plantea problemas especiales, ya que las fuerzas de gravedad que actúan durante el mezclado tienden a separar las partículas según su tamaño y densidad. En este caso, el mezclado inicial puede ir seguido de un desmezclado, por lo que el tiempo de mezclado es totalmente crítico.

El mezclado es más sencillo cuando las cantidades a mezclar de cada componente están aproximadamente en la misma proporción. En los casos en que hay que mezclar cantidades muy pequeñas de un componente con grandes

cantidades de otros, es mejor dividir la mezcla en etapas, controlando que las proporciones no sean muy diferentes en cada etapa. A la hora de planificar el proceso, es necesario realizar análisis en cada etapa, pero una vez puesto en marcha sólo será necesario controlar el producto final.

Ejemplo 3.3. Una empresa ha desarrollado un alimento en forma de polvo que contiene un complejo vitamínico en una proporción de 15 ppm. La planta debe producir 15 Tm/día y se dispone de 3 mezcladores de doble cono, con capacidades nominales de 5; 0,5 y 0,05 Tm y capaces de mezclar eficazmente hasta 1/6 de su capacidad nominal. Sugerir un procedimiento de mezclado, si el tiempo de mezclado es inferior a 30 minutos siempre que el constituyente minoritario esté en una proporción superior al 10%.

Solución

Las capacidades de los mezcladores de doble cono son:

mezclador A: 50 – 8 kg

mezclador B: 500 – 80 kg

mezclador C: 3.000 – 500 kg

peso total de complejo vitamínico necesario:

$$15.000 \times 15 \cdot 10^{-3} = 225 \text{ g}$$

si se preparan cinco lotes, se necesita 3 Tm de alimento y 45 g de complejo vitamínico en cada lote. Por tanto, el proceso de mezcla será el siguiente:

- *Etapla 1:* se mezclan 45 g de complejo vitamínico y 450 g de alimento $\rightarrow$ (mezcla 0). Después la mezcla 0 y 505 g de alimento $\rightarrow$ (mezcla 1). Ésta se analiza para comprobar el procedimiento de mezclado.
- *Etapla 2:* mezcla 1 + 9 kg de alimento, mezclarlo en A $\rightarrow$ (mezcla 2).

- Etapa 3: mezcla 2 + 90 kg de alimento, mezclarlo en B → (mezcla 3)
- Etapa 4: mezcla 3 + 400 kg de alimento, mezclarlo en B → (mezcla 4)
- Etapa 5: mezcla 4 + 2.500 kg de alimento, mezclarlo en C → (mezcla 5)

Se repite el procedimiento, etapas 1 a 5, otras cuatro veces hasta preparar los cinco lotes de 3 Tm de alimento cada uno.

3.3. Mezcladores de masas y pastas

La mezcla de sustancias de gran viscosidad requiere el uso de una gran variedad de equipos. Las propiedades de los materiales a mezclar en un determinado equipo pueden ser muy diferentes y, en muchos casos, éstas pueden variar notablemente a lo largo de la operación de mezclado. El equipo de mezclado ha de ser, por tanto, versátil.

En un determinado problema, el mezclador elegido tiene que poder tratar el material en las peores condiciones, lo que puede condicionar su eficacia durante otras etapas de la operación de mezclado. Por tanto, la elección de un determinado tipo de mezclador resulta con frecuencia un compromiso entre las condiciones extremas y la calidad del producto final.

Un principio general de aplicación a los mezcladores de sustancias viscosas o pastosas es que su comportamiento depende del contacto directo entre los elementos mezcladores

y los componentes de la mezcla, es decir, el material tiene que ser conducido hasta el agitador o bien el agitador tiene que recorrer todas las partes del tanque de mezcla. En ellos, la mezcla tiene lugar por los siguientes mecanismos: *amasado*, las sustancias se comprimen con las adyacentes o contra las paredes del tanque de mezcla, *englobamiento*, el producto no mezclado es rodeado por los productos ya mezclados, y *cizallamiento o corte*, el producto frecuentemente se estira y rompe bajo la acción de los dispositivos de mezcla. En el apartado siguiente, se describen los mezcladores de masas y pastas más habitualmente utilizados en la industria alimentaria: mezcladores de cubetas intercambiables, amasadoras, dispersadores, masticadores y amasadoras continuas.

3.3.1. Mezcladores de cubetas intercambiables

Estos equipos se utilizan para mezclar líquidos o pastas ligeras y responden a dos grandes grupos: mezcladores de cubeta estacionaria (figura 3.4a) y de cubeta giratoria (figura 3.4b). En los primeros, los elementos de mezcla se mueven a lo largo de una trayectoria planetaria llegando, con ello, a todas las partes del recipiente de mezcla. En los de cubeta giratoria, el agitador va montado excéntricamente respecto del eje del recipiente, que a su vez se monta sobre un soporte que gira en dirección contraria a la del agitador.

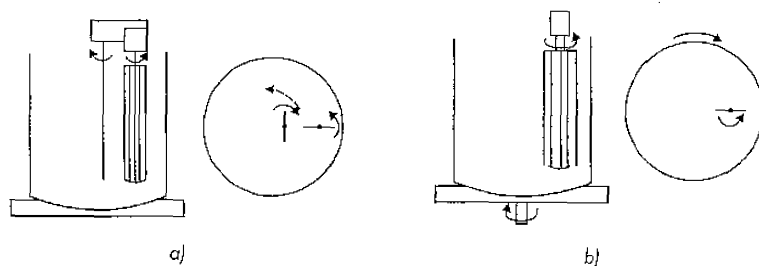


FIGURA 3.4. Mezclador de cubeta intercambiable: a) cubeta estacionaria, b) cubeta giratoria.

Una vez finalizada la operación de mezclado, se levanta el cabezal del agitador o bien desciende el soporte del tanque de mezcla. Se procede entonces a la limpieza del agitador y se sustituye el recipiente por otro que contiene una nueva carga.

3.3.2. Amasadoras, dispersadores y masticadores

Las amasadoras se utilizan para tratar suspensiones, pastas y masas plásticas ligeras. En estos equipos la acción de mezclado tiene lugar fundamentalmente mediante los mecanismos de amasado y englobamiento. Aplastan la masa, la remueven sobre sí misma y la aplastan nuevamente. No obstante, la mayor parte de las amasadoras también desgarran y cortan la masa por la acción de los elementos de mezcla.

Los dispersadores son de construcción más robusta y admiten más potencia que una amasadora. Se utilizan para incorporar aditivos y colorantes en materiales pesados. Un masticador es todavía más robusto y admite aún más potencia. Puede desmenuzar trozos de goma y tratar las masas plásticas más duras que puedan presentarse.

En general, la energía que se requiere en estos equipos es relativamente grande, por lo que es particularmente necesario conseguir una eficacia razonable en el mezclado, ya que la energía se disipa en forma de calor y puede provocar un calentamiento notable en el producto que se está mezclando. Cuando resulta necesario, las paredes del recipiente poseen una camisa de refrigeración que permite controlar la temperatura del producto durante el mezclado.

En la figura 3.5 se muestra una amasadora de dos brazos con palas tangenciales. Están

compuestas por un par de hojas pesadas que giran sobre un eje horizontal dentro de una cubeta cuyo fondo tiene forma de silla de montar. Las hojas giran, frecuentemente con velocidades diferentes, una hacia otra en la parte superior de su ciclo, siguiendo trayectorias tangenciales. Las sustancias son arrastradas hacia el fondo, amasadas y cizalladas entre las hojas, las paredes y el fondo del recipiente. El recipiente de mezcla puede ser abierto o cerrado, siendo en general basculable para su vaciado.

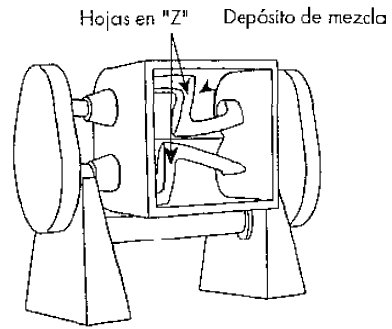
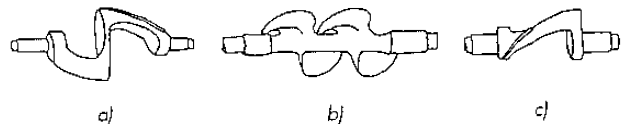


FIGURA 3.5. Mezcladora de hoja en Z.

En la figura 3.6 se presentan algunos diseños de palas de mezcla. La pala en forma de z o sigma, que aparece en la izquierda, se utiliza para el amasado con carácter general. Sus bordes pueden estar dentados para provocar una acción de desgarrar. La pala de doble arrastre, situada en el centro, resulta especialmente eficaz para dispersar polvos o líquidos en masas plásticas. Las palas de un masticador son todavía más robustas, teniendo a veces un diámetro un poco mayor que los ejes que los mueven.

FIGURA 3.6. Diseños de palas de amasadoras y dispersores: a) pala forma de sigma, b) pala de doble arrastre, c) Pala de dispersador.



3.3.3. Mezcladores continuos

Los mezcladores descritos en los apartados anteriores funcionan por cargas, con cantidades de material relativamente pequeñas (cuanto más difícil resulta la mezcla más pequeña tiene que ser la carga). Muchos procesos industriales son continuos, y en tales casos resulta necesario incorporar mezcladores que funcionen en continuo.

Existe una gran variedad de equipos para amasar y mezclar continuamente materiales ligeros o no muy duros. Una forma habitual de conseguirlo es obligar al material a circular a través de una serie de obstrucciones (placas perforadas, rejillas, parrillas, etc.) por medio de un transportador de tornillo simple o doble.

Un diseño típico lo constituye la amasadora Ko-Kneader (figura 3.7). Dispone de un tornillo horizontal, que gira lentamente en una cámara de mezclado, dotado en su superficie de varias filas de dientes en forma de espiral que favorecen el desplazamiento de la masa a través de la cámara. El tornillo gira y, además tiene un movimiento alternante, mientras que los dientes estacionarios pasan por las interrupciones de la rosca del tornillo. De esta forma, es posible lograr un elevado grado de mezcla en un tiempo relativamente breve.

3.3.4. Criterios de eficacia de un mezclador

La eficacia de un mezclador de pastas se mide mediante un procedimiento estadístico semejante al utilizado para sólidos. Se toman al azar muestras puntuales de la mezcla a lo largo del proceso de mezclado y se analizan. La desviación estándar de los análisis, σ_m , respecto a su valor medio, $\bar{x}$, se estima como en el caso de sólidos a partir de la ecuación [3.1].

En el caso de pastas, el índice de mezcla se basa no en las condiciones para una mezcla perfecta, sino sobre la desviación estándar que se observa para condiciones de mezclado cero, σ_0 . En este caso, el índice de mezcla para pastas, I_p , viene dado por la siguiente ecuación:

$$I_p = \frac{\sigma_0}{\sigma_m} \quad [3.11]$$

En cualquier proceso de mezclado discontinuo, el índice de mezcla vale la unidad al inicio del proceso y aumenta progresivamente a medida que avanza el proceso de mezclado. En teoría, el índice de mezcla debería tender hacia infinito a medida que transcurre el tiempo de mezclado. En la práctica no ocurre así, por dos razones: el mezclado nunca es totalmente com-

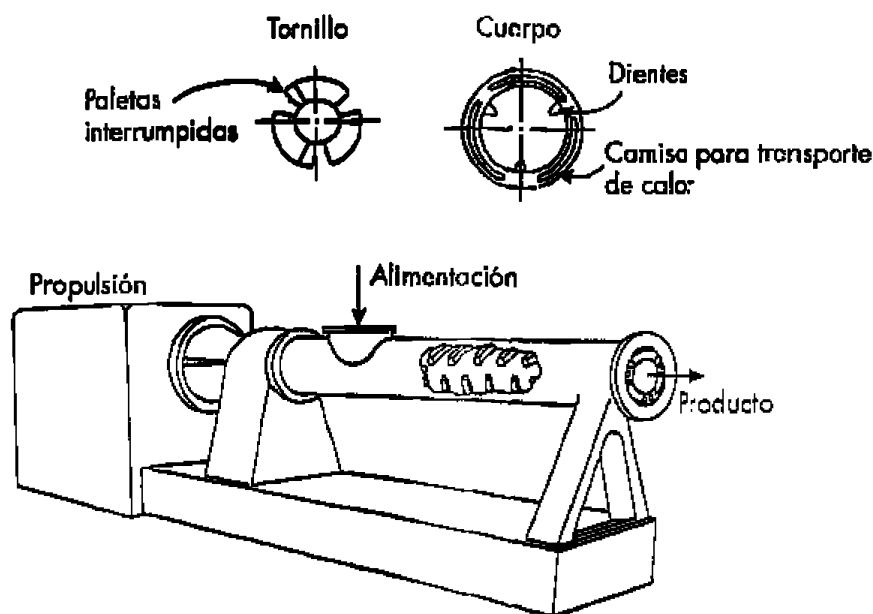


FIGURA 3.7. Amasadora Ko-Kneader.

pleto y, salvo que los métodos analíticos sean extraordinariamente precisos, los valores medidos de x_i nunca concuerdan exactamente entre sí o con el valor de $\bar{x}$, y el índice de mezcla adquiere un valor finito.

Ejemplo 3.4. En el proceso de elaboración de pan se desean obtener lotes de 95 kg de masa y, al final del proceso, mezclarlos con 5 kg de levadura. Para que el producto sea uniforme es importante que la levadura esté bien distribuida y para comprobarlo se ha tomado una serie de muestras a lo largo del proceso. La composición de las muestras, expresado como % de levadura, fue la siguiente:

% levadura para $t = 5$ min.	% levadura para $t = 10$ min.
0,0	3,4
16,5	8,3
3,2	7,2
2,2	6,0
12,6	4,3
9,6	5,2
0,2	6,7
4,6	2,6
0,5	4,3
8,5	2,0

Calcular el índice de mezclado a los 5 y a los 10 minutos de mezcla.

Solución

El valor de la desviación estándar para "mezclado cero" se determina a partir de la ecuación [3.7]:

$$\sigma_0 = \sqrt{p(1-p)}$$

donde:

$$p = \frac{5}{100} = 0,05$$

y por tanto,

$$\sigma_0 = \sqrt{0,05(1-0,05)} = 0,218$$

a continuación, se determina la desviación estándar, ecuación [3.1], para tiempo igual a 5 y 10 minutos.

La fracción de levadura en cada una de las muestras puntuales tomadas a lo largo del proceso de mezclado es la siguiente:

$t = 5$ min.	$t = 10$ min.
0,0	0,034
0,165	0,083
0,032	0,072
0,022	0,060
0,126	0,043
0,096	0,052
0,002	0,067
0,046	0,026
0,005	0,043
0,085	0,020

Para $t = 5$ minutos, se tiene:

$$\bar{x} = \sum_{i=1}^n \frac{x_i}{n} = 0,058$$

$$\sigma_m = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n-1}} = 5,74 \cdot 10^{-2}$$

a los 10 minutos,

$$\bar{x} = 0,05$$

$$\sigma_m = 2,05 \cdot 10^{-2}$$

Mediante la ecuación [3.11] se determina el índice de mezcla, al cabo de los 5 minutos se tiene:

$$I_p = \frac{\sigma_0}{\sigma_m} = 3,8$$

y a los 10 minutos,

$$I_p = 10,6$$

Resumen

1. El mezclado de sólidos y pastas, al igual que el mezclado de líquidos, implica la interposición de dos o más componentes separados para formar un producto más o menos uniforme. Sin embargo, existen diferencias significativas entre ambos procesos. La mezcla de líquidos depende fundamentalmente de la creación de corrientes de flujo que transportan el material no mezclado hasta la zona de mezcla adyacente al agitador, mientras que en el caso de sólidos y pastas no se producen tales corrientes y las muestras tomadas al azar de un producto "bien mezclado" pueden diferir notablemente en su composición.
2. La mezcla de sólidos tiene lugar, en general, mediante dos mecanismos: transporte de producto o grupo de partículas de un punto a otro (mecanismo de convección) y movimiento aleatorio de partículas individuales (mecanismo de difusión). Durante la operación puede producirse el fenómeno de segregación (la mezcla y desmezclado tienen lugar simultáneamente). El tamaño, forma y densidad de las partículas son los factores que más influyen en el grado de mezcla conseguido. Cuanto más parecidas sean estas propiedades más fácil es la operación de mezcla y más homogénea es la mezcla resultante.
3. Un principio general de aplicación a los mezcladores de sustancias viscosas o pastosas es que su comportamiento depende del contacto directo entre los elementos mezcladores y los componentes de la mezcla, es decir, el material tiene que ser conducido hasta el agitador o bien el agitador tiene que recorrer todas las partes del tanque de mezcla. En ellos, la mezcla tiene lugar por los siguientes mecanismos: amasado, las sustancias se comprimen con las adyacentes o contra las paredes del tanque de mezcla, englobamiento, el producto no mezclado es rodeado por los productos ya mezclados, y cizallamiento o corte, el producto frecuentemente se estira y rompe bajo la acción de los dispositivos de mezcla.

4. El grado de uniformidad de un producto mezclado, medido por el análisis de un número de muestras puntuales, es una medida válida de la eficacia del mezclado. A medida que la operación transcurre, la composición de las muestras se va haciendo más uniforme, aproximándose a la composición teórica media de la mezcla. Las desviaciones de las composiciones de las muestras respecto a la media de la mezcla global constituye una medida del progreso de la operación de mezclado. La manera más conveniente de medir esta desviación es utilizando el término estadístico conocido por desviación estándar.

Problemas propuestos

1. Se desean mezclar 999 kg de cereal en polvo con 1 kg de una vitamina. Después de que el mezclador ha estado funcionando algún tiempo se tomaron 10 muestras, cada una de 100 g, y se determinó el contenido de vitamina, resultando los siguientes valores:

vitamina (g) : 0,113; 0,092; 0,097; 0,108; 0,104;
0,098; 0,104; 0,101; 0,094 y 0,098

Calcular la desviación estándar de las composiciones de las muestras respecto a la media.

2. En una mezcladora discontinua se mezcla almidón y legumbres secas en polvo para preparar una mezcla que se utiliza como sopa. Las proporciones iniciales de legumbres secas y almidón es de 40:60. Si la desviación estándar de las muestras tomadas después de 300 segundos de mezcla resultó ser de 0,287, ¿cuánto tiempo se debe continuar la mezcla para lograr que la desviación estándar en la composición de las muestras sea la máxima especificada de 0,15?

Datos

- Considérese que las partículas de almidón y de legumbres tienen aproximadamente

el mismo tamaño y que una muestra contiene 24 partículas.

- Asumase que el índice de mezclado que mejor se adapta a este proceso viene dado por la siguiente expresión:

$$I_s = \frac{\sigma_0^2 - \sigma_m^2}{\sigma_0^2 - \sigma_\infty^2}$$

3. Un suelo que contiene 10% de humedad se ha mezclado con un 10% de trazador. Después de 5 minutos de mezclado, se tomaron al azar 10 muestras y se analizaron colorimétricamente los contenidos de trazador en las mismas. Los resultados obtenidos, expresados en % en peso de trazador en la muestra, fue-

ron los siguientes: 10,44; 9,50; 8,94; 10,34; 11,07; 10,01; 9,98; 11,01; 9,77 y 10,54. Calcular el índice de mezcla, I_p .

4. Unos laboratorios comercializan un alimento para ganado vacuno, constituido por cereal en polvo al que se añade un complejo vitamínico en una proporción 10⁻²% (en peso). Para el proceso de mezclado se dispone de dos mezcladores de doble cono, uno (A) con una capacidad de 100 a 500 kg y el otro (B) con una capacidad de 10 a 50 kg. En ambos mezcladores, el tiempo de mezclado es inferior a 30 minutos si el constituyente minoritario está en una proporción superior al 10%. Sugerir un procedimiento de mezclado, si la planta debe producir 3 Tm/día.

OPERACIONES MECÁNICAS SÓLIDO-FLUIDO

- 4.1. Filtración
- 4.2. Sedimentación gravitatoria
- 4.3. Centrifugación
- 4.4. Fluidización
- 4.5. Prensado

En el presente capítulo se estudian las principales operaciones de procesado de los alimentos en las que participan simultáneamente fases fluidas y sólidas, siendo fuerzas mecánicas los agentes inductores de la interacción entre dichas fases. En primer lugar se abordan la filtración y la sedimentación gravitatoria, operaciones ampliamente empleadas en la Industria Alimentaria para la separación de sólidos contenidos en suspensiones. A continuación se estudia la centrifugación, es decir, la utilización de una fuerza centrífuga para incrementar la

velocidad de los procesos de filtración y sedimentación gravitatoria. Después se trata la fluidización, operación de gran interés especialmente para el secado y congelación de alimentos sólidos. Finalmente se estudia el prensado ampliamente utilizado en el campo de la extracción de aceites vegetales, zumos de frutas, etc.

En cada una de estas operaciones se pasa revista tanto a los fundamentos teóricos de las mismas, y su aplicación al diseño, como a los tipos de aparatos habitualmente utilizados en la Industria Alimentaria.

NOMENCLATURA

A	Superficie del medio filtrante (m^2)	r_B	Radio correspondiente al vertedero del líquido más ligero (m)
A_2	Área lateral interna de la cámara de centrifugación (m^2)	r_N	Radio de la zona neutra (m)
A_{ma}	Área media aritmética de la torta filtrante (ecuación [4.52])	Re_p	Número de Reynolds referido al diámetro de la partícula
A_{ml}	Área media logarítmica de la torta filtrante (ecuación [4.51])		
A_p	Área proyectada de una partícula sobre el plano perpendicular al movimiento de la misma (m^2)		$\frac{v\rho_f D_p}{\mu}$
C_D	Factor de rozamiento	$Re_{\mu, mf}$	Número de Reynolds referido al diámetro de la partícula en las condiciones mínimas de fluidización.
D_p	Diámetro de una partícula esférica (m); diámetro equivalente de una partícula no esférica (m)	s	Parámetro de la ecuación [4.12]
e	Espesor de la torta (m)	S	Sección transversal del lecho (m^2)
F_c	Fuerza centrífuga (N)	t	Tiempo (s)
F_f	Fuerza de rozamiento (N)	v	Velocidad del sólido (m/s)
F_g	Fuerza de la gravedad (N)	v_s	Velocidad de sedimentación impedida (m/s)
g	Aceleración de la gravedad ($9,81 \text{ m/s}^2$)	v_{tg}	Velocidad terminal de sedimentación gravitatoria (m/s)
L	Altura de la centrifuga (m); altura del lecho (m)	v_{ta}	Velocidad terminal de sedimentación centrífuga (m/s)
L_{mf}	Altura del lecho en las condiciones mínimas de fluidización (m)	V	Volumen del filtrado (m^3); volumen útil de una centrifuga (m^3); velocidad superficial del agente de fluidización (m/s)
M	Masa de una partícula (g)	V_a	Velocidad de arrastre (m/s)
N	Número de discos de la centrifuga	V_e	Volumen de filtrado equivalente a una torta de igual resistencia que la del medio filtrante.
P	Presión (N/m^2)	V_{mf}	Velocidad mínima de fluidización
Q	Caudal de filtrado (m^3/s)	W	Masa de sólidos retenidos en el filtro por unidad de volumen de filtrado (kg/m^3); masa de aceite extraída al cabo de un tiempo t (kg)
Q_v	Caudal volumétrico de suspensión (m^3/s); caudal volumétrico del fluido (m^3/s)	W_0	Masa de aceite contenido en las semillas (kg)
r	Radio		
r_A	Radio correspondiente al vertedero del líquido más denso (m)		

α	Resistencia específica de la torta filtrante (m/kg)	ω	Velocidad angular (rad/s)
α_0	Parámetro de la ecuación [4.12]	ρ	Densidad (kg/m ³)
ΔP	Pérdida de presión a través de un lecho (N/m ²)	ρ_A	Densidad del líquido más denso (kg/m ³)
ε	Fracción volumétrica de líquido en una suspensión; porosidad del lecho	ρ_B	Densidad del líquido más ligero (kg/m ³)
ε_{mf}	Porosidad del lecho en las condiciones de mínima fluidización	ρ_f	Densidad del fluido (kg/m ³)
μ	Viscosidad (kg/m s)	ρ_p	Densidad de las partículas sólidas (kg/m ³)
μ_e	Viscosidad efectiva de una suspensión (ecuación [4.26]) (kg/m s)	Σ	Superficie del sedimentador gravitatorio de capacidad de separación equivalente a la centrífuga (m ²)

GLOSARIO

ciclón: Aparato utilizado para la separación de polvos o gotas de líquido suspendidas en una corriente gaseosa. Los ciclones tienen forma cilíndrico-cónica, introduciéndose la alimentación tangencialmente de forma que recorre el aparato siguiendo una trayectoria espiral, con lo que las partículas sólidas o las gotas de líquido sedimentan contra las paredes por acción de la fuerza centrífuga.

coadyuvante: Material sólido rígido de elevada porosidad que se utiliza en filtración para aumentar artificialmente la porosidad de la torta, disminuyendo la resistencia a la filtración. Entre los coadyuvantes más empleados se encuentran la tierra de diatomeas y las perlitas (rocas volcánicas).

filtrado: Líquido claro que se obtiene como producto de una operación de filtración, una vez separadas las partículas sólidas del jarabe, que quedan retenidas en el interior del filtro constituyendo la torta.

lecho fijo: Estado de un lecho de partículas sólidas a través del cual se hace circular una corriente fluida cuya velocidad superficial es baja, no existiendo movimiento de las partículas sólidas que permanecen estáticas en el lecho.

lecho fluidizado: Estado de un lecho de partículas cuando se hace circular a su través una corriente fluida con velocidad superficial suficiente para que el rozamiento llegue a compensar el peso de las partículas, con lo que éstas quedan flotando en el seno del fluido. Los lechos fluidizados se caracterizan por un elevado grado de mezcla entre ambas fases, facilitando los fenómenos de transmisión de calor y transferencia de materia entre ellos.

jarabe: Denominación que se utiliza en el argot alimentario para designar a la suspensión de un sólido en un líquido.

torta: Masa de sólido impregnada de líquido que se produce en una operación de filtración.

velocidad de arrastre: Valor de la velocidad superficial del fluido para el que las partículas sólidas de un lecho son arrastradas fuera del mismo, con lo que se produce el vaciado del lecho. La velocidad de arrastre es igual a la velocidad terminal de sedimentación gravitatoria de las partículas del lecho.

velocidad mínima de fluidización: Valor de la velocidad superficial del fluido para el que un lecho de partículas sólidas pasa del estado de lecho fijo al de lecho fluidizado.

velocidad terminal de sedimentación gravitatoria:

Valor constante de la velocidad de descenso de una partícula en el seno de un fluido que se

alcanza cuando se equilibran las fuerzas de gravedad, de empuje de Arquímedes y de rozamiento que actúan sobre dicha partícula.

4.1. Introducción

El presente capítulo se dedica fundamentalmente al estudio de aquellas operaciones de procesamiento de los alimentos cuyo objetivo es la separación, mediante la aplicación de fuerzas, bien de los sólidos contenidos en una fase fluida (líquida o gaseosa), bien de dos fases fluidas de diferente densidad. Las más utilizadas en la industria alimentaria son las siguientes: filtración, sedimentación gravitatoria, centrifugación y prensado.

Se trata de operaciones muy extendidas en el procesamiento de alimentos, que se desarrollan habitualmente a temperatura ambiente, por lo que no provocan un deterioro de las propiedades de los mismos por efecto del calor. A la hora de plantearse una separación determinada, pueden existir diferentes alternativas técnicamente viables, como es el caso de la sedimentación gravitatoria y de la centrifugación para el descremado de la leche. En estas circunstancias, ha de realizarse un estudio económico de las diferentes posibilidades, eligiendo aquella que conduzca al mínimo coste por unidad de producto.

En este capítulo también se aborda el estudio de la fluidización, operación que a diferencia de las anteriormente comentadas no tiene como objeto la separación de dos fases, sino conseguir un elevado grado de mezcla en el seno de un lecho constituido por partículas, a través de las cuales se hace circular un fluido.

4.2. Filtración

Consiste en la separación de los sólidos contenidos en una suspensión mediante una placa perforada (medio filtrante), que permite el paso del líquido y retiene las partículas sólidas. A modo de

ejemplo se pueden citar la eliminación de los adsorbentes sólidos utilizados en la decoloración de los aceites vegetales o la separación de la masa celular resultante de los procesos fermentativos para la obtención de bebidas alcohólicas.

La suspensión sólido-líquido que se alimenta al filtro se denomina *jarabe*, la corriente líquida que atraviesa el medio filtrante y que se obtiene como producto se conoce con el nombre de *filtrado*. Los sólidos retenidos forman un lecho o *torta*, cuya porosidad depende de las características del producto que se vaya a filtrar y de las condiciones de operación, cuyo espesor aumenta a lo largo del proceso de filtración.

De esta forma, el medio filtrante actúa como soporte de la torta que, a excepción de los momentos iniciales, es la que realmente retiene las partículas sólidas. Por ello, aunque en un principio podría parecer necesario que las perforaciones del medio filtrante debieran ser de menor tamaño que las partículas más pequeñas que deseen separarse, en realidad no es así. Ello se debe a que durante la formación de las primeras capas de la torta, se forman puentes de partículas que bloquean las perforaciones del material filtrante, como se muestra en la figura 4.1.

La formación de estos puentes posibilita la filtración de suspensiones que contengan sólidos

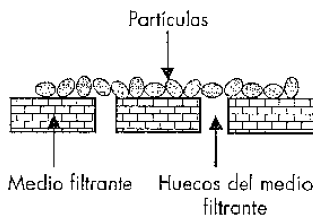


FIGURA 4.1. Formación de puentes de partículas sobre las perforaciones del material filtrante.

dos de tamaño sensiblemente inferior al de las perforaciones del medio filtrante, si bien el filtrado obtenido durante los primeros momentos, debido a su turbidez, debe recircularse al depósito de alimentación.

Para vencer la resistencia que oponen la torta y el medio filtrante a la circulación de la fase líquida ha de establecerse una diferencia de presiones entre ambos lados del medio filtrante. La forma de conseguir esta diferencia de presiones sirve de base para clasificar los diferentes tipos de filtros en tres grupos:

- Filtros de presión.* El filtrado se encuentra a presión atmosférica y el alimento a una presión superior.
- Filtros de vacío.* La alimentación se encuentra a presión atmosférica y el filtrado a presión inferior a ésta.
- Filtros centrífugos.* La diferencia de presiones se consigue por efecto de la fuerza centrífuga desarrollada al hacer girar el sistema a elevada velocidad.

4.2.1. Fundamento teórico

El caudal de filtrado por unidad de superficie transversal de filtro puede expresarse de la siguiente forma:

$$\frac{1}{A} \frac{dV}{dt} = \frac{\text{Fuerza impulsora}}{\text{Resistencia}} = \frac{\Delta P}{R_T + R_M} \quad [4.1]$$

donde A representa la superficie del medio filtrante; V , el volumen de filtrado; t , el tiempo; ΔP , la diferencia de presión entre ambos lados del medio filtrante; R_T y R_M las resistencias de la torta y del medio, respectivamente.

La resistencia ofrecida por la torta se obtiene a partir de la siguiente expresión:

$$R_T = \frac{\alpha \mu W V}{A} \quad [4.2]$$

siendo μ la viscosidad del líquido; W la masa de sólidos retenidos en el filtro por unidad de volumen de filtrado, y α la resistencia específica de la torta, parámetro representativo de la dificultad para la circulación del fluido a través de ella, cuyas dimensiones son longitud/masa.

La resistencia ofrecida por el medio filtrante se asimila a la de una torta ficticia cuya resistencia se expresa, de acuerdo con la ecuación anterior, de la forma:

$$R_M = \frac{\alpha \mu W V_e}{A} \quad [4.3]$$

siendo V_e el volumen de líquido claro que debería filtrarse para obtener una torta de resistencia igual a la del medio filtrante real.

Sustituyendo las expresiones [4.2] y [4.3] en la [4.1], se obtiene:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{\Delta P}{\frac{\alpha \mu W}{A^2} (V + V_e)} \quad [4.4]$$

A) Filtración a ΔP constante

Si ΔP se mantiene constante durante el proceso de filtración, la integración de la ecuación anterior conduce a la siguiente expresión:

$$t = \frac{\alpha \mu W}{A^2 \Delta P} \left(\frac{V^2}{2} + V V_e \right) \quad [4.5]$$

que permite el cálculo del tiempo de filtración necesario para obtener un volumen de filtrado determinado. Los valores de los parámetros α y V_e pueden obtenerse experimentalmente a partir de un ensayo de filtración a ΔP constante, utilizando un filtro de superficie conocida. Para ello, si se dividen los dos miembros de la ecuación [4.5] por V , se obtiene:

$$\frac{t}{V} = \frac{\alpha\mu W}{A^2 \Delta P} \left(\frac{V}{2} + V_e \right) \quad [4.6]$$

La ecuación [4.6] pone de manifiesto que la representación de los datos experimentales de la forma t/V frente a V debe conducir a una línea recta, tal como se muestra en la figura 4.2, cuya pendiente m y ordenada en el origen b tienen las siguientes expresiones:

$$m = \frac{\alpha\mu W}{2A^2 \Delta P} \quad [4.7]$$

$$b = \frac{\alpha\mu W V_e}{A^2 \Delta P} \quad [4.8]$$

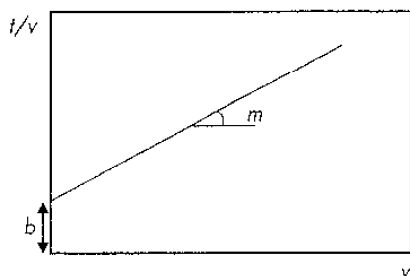


FIGURA 4.2. Determinación experimental de α y V_e mediante un ensayo de filtración a ΔP constante.

B) Filtración a caudal medio constante

Lógicamente, en un proceso de filtración a diferencia de presión constante, el caudal de filtrado disminuirá a lo largo del tiempo, debido al continuo incremento de la resistencia ofrecida por la torta. Si se desea mantener constante el caudal de líquido claro filtrado, habrá de aumentarse paulatinamente la fuerza impulsora, de forma que se cumpla:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{V}{t} = Q \quad [4.9]$$

siendo Q el valor constante del caudal de filtrado. Combinando las ecuaciones [4.4] y [4.9] se obtiene la expresión:

$$Q = \frac{\Delta P}{\frac{\alpha\mu W}{A^2} (Qt + V_e)} \quad [4.10]$$

de la que puede despejarse el valor de ΔP :

$$\Delta P = \frac{\alpha\mu W Q^2}{A^2} t + \frac{\alpha\mu W Q}{A^2} V_e \quad [4.11]$$

La expresión [4.11] pone de manifiesto que para obtener un caudal constante de filtrado, la diferencia de presiones ha de incrementarse linealmente con el tiempo. En la práctica no suele ser habitual aumentar la diferencia de presiones de forma continua, sino hacerlo a intervalos de tiempo determinados, de forma que se consiga un valor medio constante del caudal de filtrado, como se muestra en la figura 4.3.

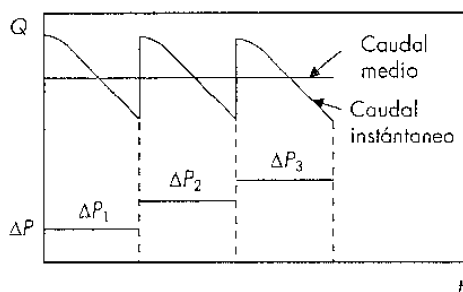


FIGURA 4.3. Filtración a caudal medio constante.

En el tratamiento anterior se ha supuesto que la resistencia específica de la torta es independiente de la presión. Dado que la resistencia específica es función de la fracción de huecos del lecho, dicha suposición equivale a considerar que los sólidos son rígidos e indeformables y que forman una *torta incompresible*, cuya

porosidad permanece constante en el intervalo de presiones de trabajo.

En muchas ocasiones no es correcto hacer tal suposición, ya que las partículas son flexibles y deformables, disminuyendo la porosidad de la torta al incrementar la presión de trabajo, lo que se traduce en un aumento de la resistencia específica de la misma. Este tipo de tortas, denominadas *tortas compresibles*, son muy habituales en la industria alimentaria. Para establecer en ellas la relación entre resistencia específica y presión, suelen utilizarse relaciones empíricas de tipo potencial:

$$\alpha = \alpha_0 \Delta P^s \quad [4.12]$$

cuyos parámetros α_0 y s han de determinarse realizando experimentos a diferentes presiones, ajustando los valores a la ecuación [4.12]. Por lo tanto, en el caso de tortas compresibles, la ecuación [4.11] se transforma en la siguiente:

$$\Delta P = \frac{\alpha_0 (\Delta P)^s \mu W Q^2}{A^2} t + \frac{\alpha_0 (\Delta P)^s \mu W Q}{A^2} V_e \quad [4.13]$$

que deberá resolverse por tanteos, al aparecer ΔP en ambos miembros.

Ejemplo 4.1. Filtración a $\Delta P = \text{cte.}$

En la fabricación de sidra el caldo de fermentación, que contiene 20 g de sólido por litro de caldo, se filtra utilizando un filtro de láminas, con una diferencia de presión constante de 137.340 N/m². Calcúlese el área de filtración necesaria para que se obtengan 1.500 l de filtrado por hora.

Datos y notas

— Supóngase que la torta se comporta como incompresible con las siguientes características:

Resistencia específica: $6,72 \cdot 10^{10}$ m/kg.

Porosidad: 0,40.

— Propiedades del filtrado:

Densidad: 1.050 kg/m³. Viscosidad: $1,25 \cdot 10^{-3}$ kg/m · s.

— Densidad de las partículas sólidas: 2.400 kg/m³.

La resistencia ofrecida por el medio filtrante es igual a la que ofrece una capa de torta de 0,25 cm de espesor.

Solución

Se trata de un proceso de filtración a $\Delta P = \text{cte.}$ = 137.340 N/m², al que es aplicable la ecuación [4.5].

$$t = \frac{\alpha \mu W}{A^2 \Delta P} \left(\frac{V^2}{2} + V V_e \right) \quad [1]$$

Son datos del ejemplo: $\alpha = 6,72 \cdot 10^{10}$ m/kg y $\mu = 1,25 \cdot 10^{-3}$ kg/m · s.

Para el cálculo de W se toma como base de cálculo 1 m³ de caldo.

Masa de sólidos: (1.000 l) (200 g/l) = $2 \cdot 10^5$ g/m³ < 200 kg/m³ de caldo.

Volumen de sólidos:

$$\frac{200 \text{ kg}}{2.400 \text{ kg/m}^3} = 0,083 \text{ m}^3 \text{ sólido/m}^3 \text{ caldo}$$

Volumen de líquido 1 - 0,083 = 0,917 m³ líquido/m³ caldo.

Volumen de torta:

$$\frac{\text{Volumen de sólidos}}{1 - \epsilon} = \frac{0,083}{1 - 0,4} = 0,138 \text{ m}^3 \text{ torta/m}^3 \text{ caldo}$$

Volumen de huecos en torta: (0,138) (0,4) = 0,0552 m³ huecos/m³ caldo.

El volumen de filtrado será igual al volumen de líquido menos el volumen de huecos que quedarían llenos de líquido, es decir:

$$0,917 - 0,0552 = 0,8618 \frac{\text{m}^3 \text{ filtrado}}{\text{m}^3 \text{ caldo}}$$

Por lo tanto el valor de W será:

$$W = \frac{200 \text{ kg sólido/m}^3 \text{ caldo}}{0,8618 \text{ m}^3 \text{ filtrado/m}^3 \text{ caldo}} = 232,1 \frac{\text{kg sólido}}{\text{m}^3 \text{ filtrado}}$$

Cálculo de V_e :

El volumen de torta equivalente al medio filtrante será:

$$(0,25 \cdot 10^{-2}) A$$

siendo A la superficie filtrante.

La relación entre volumen de torta y volumen de filtrado se obtiene como cociente entre dichos valores calculados anteriormente:

$$\frac{\text{Volumen torta}}{\text{Volumen filtrado}} = \frac{0,138}{0,8618} = 0,16$$

Por lo tanto el volumen de filtrado que formaría una torta de igual resistencia que el medio filtrante será:

$$V_e = \frac{0,25 \cdot 10^{-2} A}{0,16} = 0,0156 A$$

Sustituyendo en la ecuación [1] los valores de W y de V_e calculados, y teniendo en cuenta que en $1 \text{ h} < 3.600 \text{ s}$, el volumen de filtrado obtenido es $V = 1.500 \text{ l} > 1,5 \text{ m}^3$, se obtiene:

$$3.600 = \frac{(6,72 \cdot 10^{10})(1,25 \cdot 10^{-3})(232,1)}{A^2(137.340)} \times \left(\frac{(1,5)^2}{2} + (1,5)(0,0156 A) \right) \quad [2]$$

$$\therefore 3.600 A^2 - 3.321,8 A - 159.702 = 0$$

La resolución de la ecuación cuadrática [2] conduce al siguiente valor del área de filtración:

$$A = 7,13 \text{ m}^2$$

4.2.2. Desarrollo práctico de la filtración

A la hora de plantear un sistema de filtración es necesario establecer cuál es el medio filtrante más adecuado, si es o no necesaria la utilización de coadyuvantes así como la cantidad de líquido necesaria para el lavado de la torta. Se pasa a continuación breve revista a estos aspectos.

En la selección del medio filtrante pueden considerarse alternativas muy variadas, desde materiales rígidos, como es el caso de placas cerámicas o metálicas perforadas, hasta materiales flexibles, entre los que se encuentran tejidos de fibras naturales (algodón, seda, etc.) y sintéticas (papel, lana de vidrio, nylon, policloruro de vinilo, etc.). La elección no suele ser sencilla, debiendo tenerse en cuenta múltiples aspectos, entre los que se encuentran: mínima resistencia específica posible, facilidad para desprender la torta una vez finalizado el proceso, resistencia mecánica adecuada, coste, etc.

Los sólidos muy finos y fácilmente deformables pueden obtener el medio filtrante formando tortas prácticamente impermeables al líquido, lo que conlleva una drástica disminución del caudal de filtración tras un corto período de tiempo. Para conseguir caudales que hagan viable la separación es necesario, en estos casos, aumentar artificialmente la porosidad de las tortas mediante la utilización de coadyuvantes de filtración. Como tales se utilizan materiales rígidos de elevada porosidad, que por un lado retienen las partículas más finas y, por otro, generan una red de canales en la torta que facilita el paso del filtrado a su través. Los más empleados son: *tierras de diatomeas*, restos de esqueletos de algas microscópicas y *perlitas*, rocas volcánicas sometidas a tratamientos posteriores para aumentar su porosidad. En ocasiones se utilizan, mezclados con los anteriores, carbones activados u otros adsorbentes, que actúan a la vez como decolorantes, por ejemplo en el tratamiento de aceites.

Los coadyuvantes se añaden a la suspensión inicial en proporción variable, dependiendo de

las necesidades. Otra manera de utilizar los coadyuvantes es formar una capa protectora que evite la obturación del medio filtrante así como el escape de las partículas más finas durante los primeros momentos de la filtración, lo que resulta especialmente importante cuando se emplean filtros rotatorios continuos.

Finalizada la filtración ha de realizarse un lavado de la torta con el fin de eliminar el líquido retenido en la misma. El lavado suele realizarse manteniendo constante la diferencia de presiones a ambos lados del medio filtrante y sustituyendo la papilla por el líquido de lavado. Como tal puede utilizarse cualquier disolvente miscible con el filtrado, siendo el empleo de agua lo más habitual en la industria alimentaria.

A la hora de establecer el volumen de líquido de lavado a emplear, ha de tenerse en cuenta que el líquido de la suspensión que haya quedado retenido en los huecos entre las partículas sólidas es fácil de desplazar, requiriéndose un volumen de líquido de lavado ligeramente superior al volumen de los citados huecos. Sin embargo, cuando la torta está formada por sólidos microporosos, la difusión del líquido retenido en ellos es muy lenta, necesiándose volúmenes elevados de líquido de lavado, que se incrementan al hacerlo el tamaño de las partículas.

Un cálculo aproximado del tiempo necesario para el lavado puede hacerse considerando que el caudal de circulación del líquido de lavado sea el mismo correspondiente al instante final de la filtración. Esto es especialmente aplicable en el caso de la industria alimentaria, donde tanto el líquido de la suspensión como el de lavado suelen ser agua. Sin embargo, conviene tener en cuenta que durante el lavado se pueden producir canalizaciones en la torta, lo que se traduciría en un lavado imperfecto y en un caudal de lavado diferente al inicialmente previsto. Estas canalizaciones no se forman durante la etapa de filtración, ya que los posibles caminos preferenciales formados son inmediatamente cerrados por el sólido contenido en la suspensión.

A la vista de las consideraciones hechas en los párrafos anteriores, la elección del tipo más adecuado de medio filtrante, la proporción de coadyuvante y el volumen de líquido de lavado ha de realizarse mediante un balance económico, eligiendo aquella combinación que conduzca al coste mínimo por unidad de producto.

4.2.3. Equipo para la filtración

Para la descripción del equipo utilizado en filtración se distingue entre filtros de presión y de vacío. Los filtros centrífugos se incluyen en el apartado 4.4, dedicado al estudio de la centrifugación.

A) Filtros de presión

La suspensión se alimenta a presión superior a la atmosférica mediante una bomba, lo que permite poder variar la fuerza impulsora en un intervalo de presiones más amplio que en el caso de los filtros de vacío. Por ello son equipos muy versátiles, cuyo principal inconveniente es la dificultad para trabajar en continuo, si bien existen aparatos capaces de ello. A continuación se pasa revista a los tipos más habituales.

Filtros prensa

Consisten en una serie alternada de marcos huecos y placas, entre los que se sitúa el material filtrante, ensamblados mediante una prensa tal como se muestra en la figura 4.4.

Tanto las placas como los marcos disponen de perforaciones en los ángulos superiores e inferiores que al unirse forman conductos para la entrada de suspensión y salida de filtrado, respectivamente, quedando el sólido en el interior de los marcos, retenido por el medio filtrante. Cuando el caudal de líquido claro disminuye por debajo de un valor prefijado, lo que evidencia que los marcos se han llenado de sólido

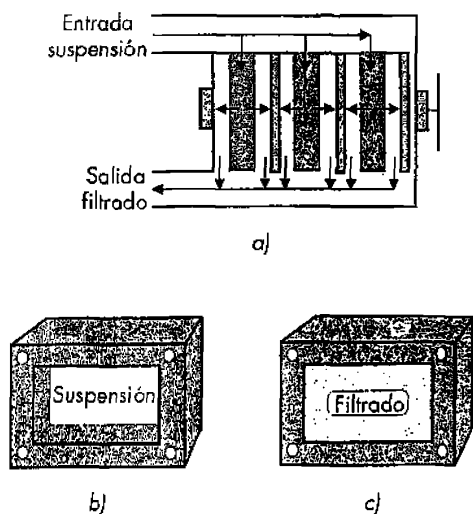


FIGURA 4.4. Filtro prensa: a) conjunto ensamblado, b) marco, c) placa.

do, se corta la alimentación y se procede al lavado de la torta, que posteriormente se descarga tras desensamblar el conjunto.

Este tipo de filtros requiere una inversión pequeña y son muy versátiles, tanto para cambios en el tipo de alimentación como en la capacidad de tratamiento, pues pueden añadirse o quitarse placas y marcos sin dificultad. Sin embargo el coste de mano de obra es elevado, pues al final de cada ciclo necesitan un tiempo muerto para desensamblar el equipo, descargar la torta y volver a montar el conjunto antes de comenzar el siguiente ciclo de filtración. Son muy habituales en la recuperación de levadura en las fábricas de cerveza, en la preparación de salmueras y siropes, así como en la fabricación de vinos y zumos de frutas.

Filtros de placas horizontales

Consisten en una serie de placas perforadas apiladas, que soportan el material filtrante,

situadas en el interior de una carcasa cilíndrica (figura 4.5).

La alimentación puede introducirse bien a través de una conducción central o bien mediante un conducto periférico anular, repartiéndose entre las diferentes placas filtrantes, sobre las que se deposita la torta. El filtrado se recoge mediante un colector anular o central, dependiendo de cómo sea el sistema de entrada de la suspensión. La descarga de la torta se hace de forma manual abriendo la carcasa y retirando las placas. Dado que la capacidad de retención de sólidos es menor que en el caso de los filtros prensa, se utilizan en la clarificación de zumos de frutas y bebidas alcohólicas.

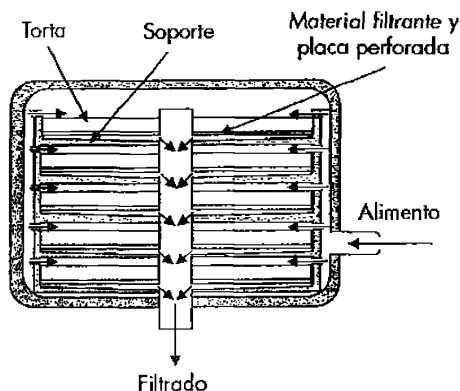


FIGURA 4.5. Filtro de placas horizontales.

Filtros de hojas

Están constituidos por una serie de placas huecas perforadas, sobre las que se soporta el medio filtrante, situadas vertical u horizontalmente en el interior de una carcasa metálica, como se muestra en la figura 4.6. La alimentación se introduce al interior de la carcasa, depositándose los sólidos sobre la superficie del medio de filtración. El líquido claro pasa al interior de las placas, que están conectadas a una canalización para la salida del mismo al exterior.

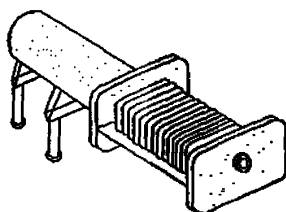


FIGURA 4.6. Filtro de hojas.

Tras el lavado, la torta se descarga de forma manual. Algunos modelos disponen de un sistema automático de separación de la torta mediante una corriente de aire a presión, que se insufla en sentido contrario al de circulación de la suspensión. Una vez separada la torta, los sólidos se retiran mediante un tornillo sin fin situado en la parte baja de la carcasa. Se utilizan en la clarificación de cervezas, vinos, aceites y zumos.

Similares en su funcionamiento son los *filtros de velas*, en los que se emplean elementos filtrantes verticales, de forma cilíndrica, en lugar de las placas huecas.

B) Filtros de vacío

Los más utilizados en la industria alimentaria son los *filtros de tambor rotatorio*, cuyo funcionamiento continuo les hace especialmente indicados para procesos de elevada producción, como es el caso de la extracción del azúcar de caña. El material filtrante se soporta sobre un cilindro perforado que gira lentamente, parcialmente sumergido en la suspensión que se desea filtrar, como se muestra en la figura 4.7.

El cilindro se encuentra compartimentado en una serie de sectores radiales independientes, que al girar se van conectando sucesivamente a una línea de vacío, a una línea de aspiración del agua de lavado y a una línea de aire para secado. De esta forma, en la parte del tambor sumergida en la suspensión se va formando la torta, mientras el filtrado es succionado por el vacío existente en el interior de los segmentos sumergidos. Cuando un segmento abandona

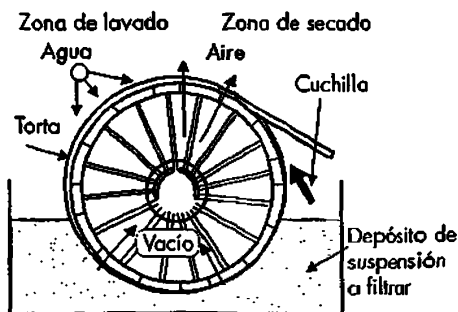


FIGURA 4.7. Filtro de tambor rotatorio.

el recipiente que contiene la suspensión, la torta formada sobre su superficie, pasa sucesivamente por las etapas de lavado y secado. Por último, la torta seca se desprende del medio filtrante mediante una cuchilla, antes de que dicho segmento inicie un nuevo ciclo al volver a sumergirse en la suspensión.

Los filtros rotatorios necesitan escasa mano de obra debido a su funcionamiento continuo y son bastante flexibles a variaciones en la capacidad de producción, ya que el caudal de filtrado puede variarse mediante la velocidad de giro del tambor.

4.3. Sedimentación gravitatoria

Se emplea en la industria alimentaria para la separación de partículas sólidas contenidas en líquidos así como para la separación de emulsiones de dos fases líquidas inmiscibles. La fuerza impulsora es la diferencia de densidades entre ambas fases, que en muchas ocasiones es pequeña, por lo que es frecuente que esta operación sea desplazada por la centrifugación, más costosa pero de mayor efectividad para la separación.

4.3.1. Velocidad terminal de sedimentación

Considérese una partícula sólida que desciende por gravedad en el seno de un fluido,

como se muestra en la figura 4.8. Sobre dicha partícula actúan las siguientes fuerzas:

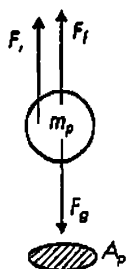


FIGURA 4.8. Descenso de una partícula sólida en el seno de un fluido.

- **Fuerza de gravedad**

$$F_g = mg \quad [4.14]$$

donde m representa la masa de la partícula y g la aceleración de la gravedad.

- **Fuerza de flotación**

Igual al peso del fluido desalojado por la partícula sólida,

$$F_f = mg \frac{\rho_f}{\rho_p} \quad [4.15]$$

siendo ρ_f y ρ_p las densidades del fluido y de la partícula sólida, respectivamente.

- **Fuerza de rozamiento**

De sentido opuesto al de descenso de la partícula sólida. Se expresa en función de un coeficiente de rozamiento C_D :

$$F_R = C_D \left(\frac{1}{2} v^2 \rho_f \right) A_p \quad [4.16]$$

donde A_p representa el área proyectada de la partícula sobre un plano perpendicular al movimiento de la misma (figura 4.8), y v su velocidad de descenso. La fuerza neta que actúa sobre la partícula, $(F_g - F_f - F_R)$ provoca un movimiento descendente acelerado, es decir la velocidad de caída aumenta a lo largo del tiempo. Ello origina un incremento de la fuerza de rozamiento y por lo tanto una disminución de la fuerza neta que actúa sobre la partícula, que llega a anularse al cabo de un cierto tiempo. A partir de este momento, la partícula desciende con velocidad constante, que se denomina *velocidad terminal de sedimentación gravitatoria*, v_g . En la mayoría de los casos, la velocidad terminal se alcanza en un período muy breve de tiempo, por lo que, desde un punto de vista práctico, se considera que dicha velocidad se alcanza instantáneamente, es decir las partículas *sedimentan con una velocidad constante*, igual a su *velocidad terminal*.

El cálculo de v_g se realiza igualando a cero la fuerza neta que actúa sobre la partícula, es decir:

$$0 + mg - mg \frac{\rho_f}{\rho_p} - C_D \left(\frac{1}{2} v_g^2 \rho_f \right) A_p \therefore \quad [4.17]$$

$$v_g = \sqrt{\frac{2g(\rho_p - \rho_f)m}{A_p \rho_f C_D}}$$

Si se supone que las partículas sólidas son de forma esférica:

$$m = \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p \quad [4.18]$$

$$A_p = \frac{\pi}{4} D_p^2 \quad [4.19]$$

Por lo tanto, la expresión de la velocidad terminal, sustituyendo las expresiones [4.18] y [4.19] en la [4.17], resulta ser:

$$v_{ig} = \sqrt{\frac{4D_p(\rho_p - \rho_f)g}{3\rho_f C_D}} \quad [4.20]$$

En la ecuación anterior figura el factor de rozamiento C_D , cuyo cálculo puede hacerse a partir de expresiones en función del número de Reynolds referido al diámetro de la partícula, $Re_p = v\rho_f D_p/\mu$, siendo μ la viscosidad del fluido. Si el régimen de descenso de la partícula es laminar:

$$Re_p \leq 1$$

$$C_D = \frac{24}{Re_p} \quad [4.21]$$

Para valores superiores del número de Reynolds en la bibliografía se encuentran correlaciones de tipo empírico, entre las que se pueden citar las siguientes:

$$Re_p \leq 1.000$$

$$C_D = \frac{24}{Re_p} (1 + 0,15 Re_p^{0,687}) \quad [4.22]$$

$$10^3 \leq Re_p \leq 10^5$$

$$C_D = 0,44 \quad [4.23]$$

Esta última ecuación pone de manifiesto la constancia del factor de rozamiento para valores elevados del número de Reynolds.

Por lo tanto, la combinación de las ecuaciones [4.21], [4.22] o [4.23], dependiendo del valor del número de Reynolds, con la ecuación [4.20], permite el cálculo de la velocidad terminal de sedimentación para partículas esféricas. Concretamente, para régimen laminar:

$$\begin{aligned} v_{ig} &= \sqrt{\frac{4D_p(\rho_p - \rho_f)g}{3\rho_f} \frac{Re_p}{24}} = \\ &= \sqrt{\frac{D_p^2(\rho_p - \rho_f)g v_{ig}}{18\mu}} \therefore \end{aligned}$$

$$\therefore v_{ig} = \frac{D_p^2(\rho_p - \rho_f)g}{18\mu} \quad [4.24]$$

expresión conocida con el nombre de ecuación de Stokes, de amplia aplicación dado el elevado número de casos prácticos en los que el descenso de las partículas se produce en régimen laminar.

En el caso de sedimentación de partículas no esféricas se utilizarían las expresiones anteriores utilizando un *diámetro equivalente*, entendiéndose como tal el diámetro de una partícula esférica ficticia que tuviera la misma masa y velocidad de sedimentación que la partícula real.

4.3.2. Sedimentación impedida

En el análisis realizado en el apartado anterior, únicamente se ha tenido en cuenta el rozamiento entre una única partícula sólida y el fluido, sin considerar posibles interacciones entre diferentes partículas que sedimentan en el seno del fluido. Por ello, la velocidad límite de sedimentación deducida de las expresiones anteriores se conoce como *velocidad de sedimentación libre*.

En la realidad industrial, la concentración de partículas sólidas en las suspensiones pueden ser suficientemente elevadas para que no puedan despreciarse las interacciones entre ellas, lo que conlleva un incremento notable del rozamiento. En este tipo de sedimentación, conocida como *sedimentación impedida*, la velocidad de descenso puede ser considerablemente inferior a la predicha por las expresiones para sedimentación libre.

Para una suspensión de concentración constante, la velocidad de sedimentación impedida, v_s , puede estimarse a partir de la de sedimentación libre mediante la ecuación empírica de Maude y Whitmore:

$$v_s = v_{ig} \varepsilon^n \quad [4.25]$$

en la que ε representa la fracción volumétrica de líquido en la suspensión, y n un exponente empírico, función del número de Reynolds, cuyos valores se presentan en el cuadro 4.1.

CUADRO 4.1
Valores del exponente de la ecuación de Maude y Whitmore

$Re_p = \frac{D_p v_{ig} \rho_f}{\mu}$	n
$> 0,1$	4,6
1,0	4,3
10	3,7
100	3,0
1.000	2,5

También ha de tenerse en cuenta que la viscosidad de la suspensión se ve afectada por la presencia de las partículas sólidas. La viscosidad efectiva que se recomienda utilizar al aplicar la ecuación [4.25] es la siguiente:

$$\mu_e = \mu \left(\frac{1 + 0,5(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^4} \right) \quad [4.26]$$

válida para valores de ε superiores a 0,6.

En cualquier caso, la ecuación [4.25] deberá utilizarse con precaución ya que la velocidad de sedimentación puede variar mucho con la forma de las partículas y con la distribución de tamaños de las mismas. Por ello, el diseño de sistemas industriales de sedimentación es conveniente realizarlo a partir de datos experimentales con la misma suspensión con la que se desee trabajar, utilizando probetas de vidrio en las que se determina visualmente la velocidad de sedimentación. Este tratamiento queda fuera del alcance de la presente obra, debiendo acudir a bibliografía más específica.

Ejemplo 4.2. Cálculo de la velocidad de sedimentación suponiendo sedimentación libre e impedida.

En la clarificación del zumo de manzana se utilizan bentonitas para la adsorción de proteínas y de posibles restos de metales pesados y pesticidas. Calcular la velocidad terminal de sedimentación de las partículas de bentonita, cuyo diámetro es de 0,5 mm, en una suspensión que contiene 11% en peso de bentonita:

- Suponiendo sedimentación libre.
- Suponiendo sedimentación impedida.

Datos

Densidad de la bentonita: 1.706 kg/m³.

Propiedades del zumo de manzana:

Densidad: 1.179 kg/m³

Viscosidad: $30 \cdot 10^{-3}$ kg/m · s

Solución

a) Sedimentación libre

Suponiendo que las partículas de bentonita descienden en régimen laminar ($Re_p \leq 1$) será aplicable la ley de Stokes [4.24]:

$$\begin{aligned} v_{ig} &= \frac{D_p^2 (\rho_p - \rho_f) g}{18\mu} = \\ &= \frac{(0,5 \cdot 10^{-3})^2 (1.706 - 1.179)(9,81)}{18(30 \cdot 10^{-3})} = \\ &= 2,393 \cdot 10^{-3} \text{ m/s} \end{aligned}$$

Con este valor de la velocidad terminal se comprueba el valor de Re_p :

$$\begin{aligned} Re_p &= \frac{D_p v_{ig} \rho_f}{\mu} = \\ &= \frac{(0,5 \cdot 10^{-3})(2,393 \cdot 10^{-3})(1.179)}{30 \cdot 10^{-3}} = 0,047 \end{aligned}$$

Al ser inferior a la unidad, la suposición realizada es correcta y también el valor de v_{ig} calculado.

b) Sedimentación impedita

Se aplica la ecuación de Maude y Whitmore [4.25]:

$$v_s = v_{lg} \varepsilon^n \quad [1]$$

Al ser $Re_p < 0,1$, del cuadro 4.1 se obtiene que el valor de $n = 4,6$.

Para calcular la fracción volumétrica de líquido en la suspensión (ε), se toma una base de cálculo de 1.000 kg de suspensión.

La masa de sólidos en 1.000 kg de suspensión es:

$$(1.000) (0,11) = 110 \text{ kg de sólidos}$$

La masa de líquido es, por lo tanto:

$$1.000 - 110 = 890 \text{ kg de líquido}$$

Los volúmenes ocupados por los sólidos y por el líquido serán:

Volumen ocupado por los sólidos =

$$= \frac{110}{1,706} = 0,0645 \text{ m}^3$$

Volumen ocupado por el líquido =

$$= \frac{890}{1,179} = 0,755 \text{ m}^3$$

Es decir:

$$\varepsilon = \frac{0,755}{0,755 + 0,0645} = 0,921$$

Sustituyendo en la ecuación [1]:

$$v_s = 2,393 \cdot 10^{-3} (0,921)^{4,6} = 1,63 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$$

A) Sedimentadores discontinuos

La sedimentación por cargas se lleva a cabo en tanques cilíndricos de gran tamaño en los que se introduce la suspensión original dejándola sedimentar durante un cierto período de tiempo. Transcurrido éste, el líquido claro se extrae por la parte superior y el lodo concentrado se elimina a través de una salida situada en el fondo del tanque. Aunque los sedimentadores discontinuos no son habituales a escala industrial, resulta conveniente, desde un punto de vista didáctico, analizar la evolución del proceso a lo largo del tiempo, tal como se muestra en la figura 4.9.

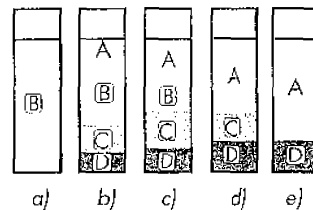


FIGURA 4.9. Evolución de un proceso discontinuo de sedimentación.

Al comenzar el proceso (figura 4.9a), en el tanque se aprecia una única zona (B) en la que la concentración de sólidos es igual a la concentración inicial de la suspensión. A partir de este momento las partículas empiezan a sedimentar, estableciéndose diferentes zonas a lo alto del sedimentador (figura 4.9b). En la zona superior (A) aparece el líquido claro, en la zona inmediatamente inferior, denominada *zona de concentración constante*, la concentración de sólidos se mantiene en un valor similar al de la concentración inicial de la suspensión (B) y de ella han desaparecido las partículas de mayor tamaño, que sedimentan a mayor velocidad. La zona C, denominada *zona de concentración variable*, contiene sólidos de diferentes tamaños y en ella la concentración de partículas aumenta con la profundidad. Finalmente la zona D, o *zona de compresión*, está constituida mayoritariamente

4.3.3. Equipo para la sedimentación

Se distinguirá entre sedimentadores discontinuos y sedimentadores continuos o espesadores.

por las partículas sólidas de mayor tamaño que han alcanzado el fondo de la probeta y se van compactando a lo largo del proceso, lo que motiva el nombre de dicha zona.

Según transcurre la sedimentación, las zonas A y D aumentan continuamente de espesor, mientras que el de la B disminuye, llegando a desaparecer (figura 4.9d). La altura de la zona C inicialmente aumenta, disminuyendo posteriormente hasta desaparecer (figura 4.9e). El punto en que desaparece la zona C se denomina punto *crítico*, existiendo una única interfase A-D. A partir de este momento, la sedimentación transcurre de forma muy lenta produciéndose una compresión del sólido sedimentado que desplaza líquido hacia la zona A.

B) Sedimentadores continuos

Consisten en tanques de gran superficie y pequeña altura, generalmente de forma tronco-cónica, a los que se alimenta la suspensión mediante un tubo central. Disponen de un rebosadero en la zona periférica superior por el que se extrae continuamente el líquido claro y de una conducción de descarga de los lodos por la parte inferior.

Una vez que se alcanza el estado estacionario de funcionamiento se encuentran a lo alto del espesador las mismas zonas que en un sedimentador discontinuo (figura 4.10). Las alturas

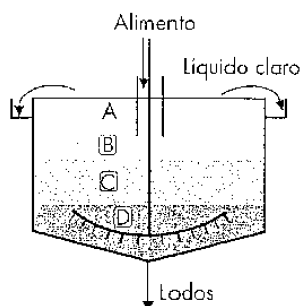


FIGURA 4.10. Esquema de un espesador continuo.

de dichas zonas, que permanecen constantes a lo largo del tiempo, son función del tiempo de residencia de la suspensión, definido como el cociente entre el volumen del espesador y el caudal de suspensión alimentado.

En los espesadores continuos suele ser habitual la existencia de un rastrillo, que gira lentamente en la zona de compresión, con objeto de arrastrar el lodo concentrado hacia la tubería de descarga y de ayudar a desplazar el agua retenida en dicha zona hacia la parte superior del sedimentador.

También son muy utilizados los *decantadores horizontales* consistentes en un canal por el que se hace circular la suspensión con un caudal tal que el tiempo de residencia en el canal sea superior al tiempo necesario para que sedimenten las partículas de menor tamaño que se deseen separar. Este tipo de equipos resultan muy útiles para suspensiones diluidas, como es el caso de los desarenadores existentes en las plantas de tratamiento de aguas residuales. En su diseño, puede prescindirse de las interacciones entre partículas, suponiendo que la sedimentación es libre, por lo que las partículas descienden con su velocidad terminal v_{tg} .

4.4. Centrifugación

Bajo el nombre genérico de *separaciones centrifugas* se engloban aquellas operaciones de sedimentación o filtración que utilizan una fuerza centrífuga para incrementar la velocidad de separación. Por ello, la centrifugación es una alternativa a los procesos convencionales de sedimentación gravitatoria y filtración. Sin embargo debe tenerse en cuenta su elevado coste y realizar un estudio económico de las diferentes posibilidades. De modo muy general, puede decirse que la centrifugación puede ser una alternativa económicamente viable en los siguientes casos:

- Procesos en los que se manejen partículas de pequeño tamaño.

- Cuando la diferencia de densidades entre las dos fases sea pequeña.
- Cuando el espacio disponible sea escaso, ya que las centrifugas son más compactas.
- En el caso de productos de alto valor añadido.

Por su diferente tipo de tratamiento, distinguiremos entre sedimentación centrífuga y filtración centrífuga. Asimismo, en el primer caso se tratarán por separado las centrifugas para separaciones de dos líquidos inmiscibles, las centrifugas para separaciones sólido-líquido y los ciclones, ampliamente utilizados para la eliminación de sólidos en corrientes gaseosas.

4.4.1. Teoría de la centrifugación para separación de líquidos inmiscibles

Cuando dos líquidos inmiscibles A (más denso) y B (más ligero) se sitúan en una cámara cilíndrica que gira alrededor de su eje, el líquido A sedimentará formando un anillo junto a la pared de la cámara. Por su parte el líquido B será desplazado hacia el centro formando un segundo anillo interno, concéntrico con el anterior, como se muestra en la figura 4.11, denominándose *zona neutra* a la interfase entre ambos anillos.

En la figura 4.12 se esquematiza una centrifuga en la que la alimentación se realiza de

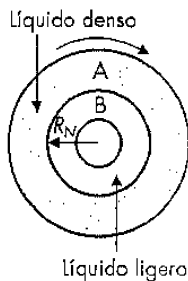


FIGURA 4.11. Fundamento de la separación de dos líquidos inmiscibles por sedimentación centrífuga.

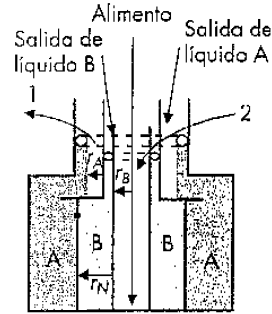


FIGURA 4.12. Esquema del funcionamiento de una centrifuga para la separación de dos líquidos inmiscibles: 1. anillo de gravedad para disminuir r_A ; 2. anillo de gravedad para disminuir r_B .

forma continua por la parte central, extrayéndose las dos fases separadas a través de vertederos independientes de radios r_A y r_B , situados concéntricamente.

Para que la zona neutra permanezca estable, es decir para que su radio r_N se mantenga inalterado, la presión en la misma ha de ser igual por ambos lados de la interfase. Si se considera un punto N situado en la zona neutra, la presión en dicho punto será:

$$P_N = P_0 + \Delta P_B \quad [4.27]$$

siendo P_0 la presión reinante en el eje del cilindro y ΔP_B la diferencia de presión debida a la capa de líquido B, es decir el equivalente a la presión hidrostática en centrifugación. Análogamente, la presión P_N puede expresarse en función de la diferencia de presión debida al líquido A, de la forma:

$$P_N = P_0 + \Delta P_A \quad [4.28]$$

Igualando las dos expresiones de P_N se deduce que:

$$\Delta P_A = \Delta P_B \quad [4.29]$$

Para cuantificar la diferencia de presión debida a la fuerza centrífuga en una capa de

fluido, consideremos un anillo de líquido en el interior de una cámara cilíndrica que gira sometida a una fuerza centrífuga (figura 4.13).

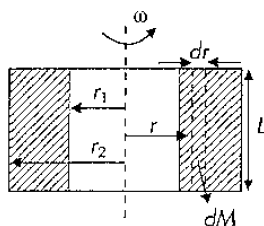


FIGURA 4.13 Anillo de líquido en una cámara cilíndrica giratoria.

La fuerza centrífuga que actúa sobre una corona diferencial de líquido de espesor dr y masa dM , situada a una distancia r del eje de giro, es:

$$dF_C = \omega^2 r dM \quad [4.30]$$

siendo ω la velocidad de giro. La masa de fluido de la corona diferencial puede expresarse en función de su densidad ρ y altura L :

$$dM = 2\pi r dr \rho L \quad [4.31]$$

Sustituyendo la ecuación [4.31] en la [4.30] y dividiendo esta última por la superficie lateral del anillo diferencial para obtener la variación de presión a su través, se tiene:

$$dP = \frac{dF_C}{2\pi r L} = \frac{2\pi \omega^2 \rho L r^2 dr}{2\pi r L} = \rho \omega^2 r dr \quad [4.32]$$

La integración de la ecuación anterior entre los límites r_1 y r_2 conduce a la diferencia de presión a lo ancho del anillo de líquido de la figura 4.13, es decir:

$$\Delta P = \rho \omega^2 \int_{r_1}^{r_2} r dr = \frac{\rho \omega^2 (r_2^2 - r_1^2)}{2} \quad [4.33]$$

Introduciendo este valor de ΔP en ambos miembros de la ecuación [4.29] se obtiene:

$$\rho_B (r_N^2 - r_B^2) = \rho_A (r_N^2 - r_A^2) \quad [4.34]$$

expresión de la que puede despejarse el valor del radio de la zona neutra r_N para que ésta sea estable:

$$r_N = \sqrt{\frac{r_A^2 - \frac{\rho_B}{\rho_A} r_B^2}{1 - \frac{\rho_B}{\rho_A}}} \quad [4.35]$$

Puede observarse que el radio de la zona neutra depende exclusivamente de las densidades de ambos fluidos y de los radios de sus vertederos de descarga, siendo independiente de la velocidad de giro de la centrífuga. Para un tipo de separación determinada lógicamente no se pueden variar las densidades, por lo que es preciso actuar sobre los radios introduciendo anillos de diferente espesor en las conducciones de descarga de los fluidos, denominados *anillos de gravedad*, tal como se presenta en la figura 4.12.

La utilización de anillos de gravedad permite, al desplazar la interfase, variar los volúmenes relativos de ambas fases dentro de la centrífuga, y por lo tanto sus tiempos de residencia dentro del aparato. A modo de ejemplo, si se desea una fase *A* prácticamente exenta de fase *B*, deberá aumentarse el tiempo de residencia de la fase *A* para dar tiempo a que salga de ella el líquido *B*. Para ello debería disminuirse el radio de la zona neutra, lo que de acuerdo con la ecuación [4.35] se puede conseguir disminuyendo r_A , es decir mediante la introducción de un anillo de gravedad en la conducción de salida del líquido denso. Éste podría ser el caso de disminuir el contenido en grasa (fase ligera) de la leche desnatada (fase densa).

4.4.2. Teoría de la sedimentación centrífuga para separaciones sólido-líquido

Considérese una partícula sólida esférica de diámetro D_p y densidad ρ_p que sedimenta en el seno de un fluido de densidad ρ_f por acción de la fuerza centrífuga. Sobre dicha partícula actúan las fuerzas de rozamiento y de desplazamiento de Arquímedes consideradas al estudiar la sedimentación gravitatoria. Por ello, al igual que entonces, la partícula alcanzará una velocidad terminal cuya expresión, suponiendo que se cumple la ley de Stokes, viene dada por:

$$v_{to} = \frac{D_p^2(\rho_p - \rho_f)\omega^2 r}{18\mu} \quad [4.36]$$

siendo ω la velocidad angular de giro y r la distancia de la partícula al eje de rotación. Esta expresión es similar a la de la velocidad terminal gravitatoria [4.24], con la salvedad de que en ella aparece la aceleración centrífuga, $\omega^2 r$, en lugar de la aceleración de la gravedad. La ecuación [4.36] pone de manifiesto que en el caso de centrifugación, la velocidad terminal es función del radio, es decir la velocidad con que sedimenta la partícula aumenta al distanciarse del eje de giro.

En la figura 4.14 se esquematiza una sedimentadora centrífuga consistente en una cámara cilíndrica, que gira alrededor de su eje, a la que se alimenta continuamente la suspensión que se desea separar. Las partículas sólidas suspendidas en el alimento alcanzan la superficie de radio r_1 , comenzando a sedimentar con una velocidad terminal función de su diámetro y del radio a que se encuentren, siendo simultáneamente arrastradas por el movimiento del líquido hacia la salida del aparato. Las partículas de mayor tamaño alcanzarán la pared de la centrífuga antes de llegar a la salida, por el contrario las partículas más pequeñas no tendrán tiempo de sedimentar sobre la pared y saldrán con la corriente efluente de la centrífuga. Así pues, si se desea separar partículas de un tamaño supe-

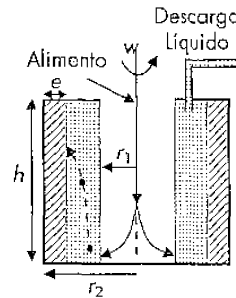


FIGURA 4.14. Esquema del funcionamiento de una sedimentadora centrífuga.

rior a uno fijado, D_p , el tiempo de residencia de la suspensión en el interior de la centrífuga ha de ser suficiente para permitir su sedimentación antes de alcanzar la corriente de salida. Dicho tiempo de residencia será el cociente entre el volumen útil de la centrífuga, V , y el caudal volumétrico de suspensión, Q_v :

$$t_R = \frac{V}{Q_v} = \frac{\pi(r_2^2 - r_1^2)h}{Q_v} \quad [4.37]$$

La velocidad a la que sedimentan las partículas en cada momento será:

$$\begin{aligned} \frac{dr}{dt} &= \frac{D_p^2(\rho_p - \rho_f)\omega^2 r}{18\mu} \therefore \\ dt &= \frac{18\mu}{D_p^2(\rho_p - \rho_f)\omega^2} \frac{dr}{r} \end{aligned} \quad [4.38]$$

Tomando un criterio conservador, se supone que todas las partículas se encuentran inicialmente a un radio r_1 y que el espesor de la torta, e , es despreciable en todo momento. Así pues, la integración de la ecuación [4.38] con las condiciones límites:

$$t = 0: r = r_1 \quad [4]$$

$$t = t_R: r = r_2 \quad [4]$$

conduce a la expresión representativa del tiempo de residencia necesario para que sedimenten las partículas de tamaño superior a D_p :

$$t_R = \frac{18\mu}{D_p^2(\rho_p - \rho_f)\omega^2} \ln \frac{r_2}{r_1} \quad [4.41]$$

Igualando las dos expresiones del tiempo de residencia, ecuaciones [4.37] y [4.41], y despejando el caudal volumétrico de suspensión, se obtiene:

$$Q_v = \frac{D_p^2(\rho_p - \rho_f)}{18\mu} \frac{\pi(r_2^2 - r_1^2)h\omega^2}{\ln \frac{r_2}{r_1}} \quad [4.42]$$

Si la expresión anterior se multiplica y divide por la aceleración de la gravedad:

$$Q_v = \frac{D_p^2(\rho_p - \rho_f)g}{18\mu} \frac{\pi(r_2^2 - r_1^2)h\omega^2}{g \ln \frac{r_2}{r_1}} \quad [4.43]$$

y haciendo:

$$\Sigma = \frac{\pi(r_2^2 - r_1^2)h\omega^2}{g \ln \frac{r_2}{r_1}} \quad [4.44]$$

se obtiene la siguiente expresión para el cálculo del caudal de suspensión que es capaz de tratar una centrífuga si se desea sedimentar partículas de diámetro superior a D_p :

$$Q_v = v_{tg} \Sigma \quad [4.45]$$

El parámetro Σ representa la superficie de un sedimentador gravitatorio que tuviera la misma capacidad de separación de sólidos que la centrífuga. Puede observarse que dicho parámetro sólo depende de las características geométricas de la centrífuga y de su velocidad de giro.

Ha de comprenderse que la ecuación [4.41] se ha deducido a partir de la expresión del tiempo de residencia para la centrífuga sencilla esquematizada en la figura 4.14, siendo válida exclusivamente para este tipo de configuración. Las expresiones que relacionan Σ con las dimensiones y velocidad de giro de las centrífugas son diferentes para los distintos tipos de centrífugas (dichas expresiones se presentarán en el apartado siguiente, al tratar el equipo para centrifugación).

El parámetro Σ sirve de base para establecer un sencillo criterio de cambio de escala en sedimentación centrífuga. De acuerdo con la ecuación [4.45], para que dos centrífugas del mismo tipo pero diferente tamaño sean capaces de separar partículas del mismo tamaño ha de permanecer constante el cociente Σ/Q_v , es decir ha de cumplirse:

$$\frac{(Q_v)_2}{(Q_v)_1} = \frac{\Sigma_2}{\Sigma_1} \quad [4.46]$$

Partiendo de esta ecuación, conocidos el valor de Σ_1 y el caudal de una centrífuga 1 de la que se disponen datos, puede estimarse el valor de Σ_2 que debe tener otra centrífuga 2 para tratar un caudal de suspensión diferente. Sin embargo resulta muy arriesgado utilizar este criterio de cambio de escala a centrífugas de diferente geometría, sin introducir factores correctores específicos.

4.4.3. Aparatos para sedimentación centrífuga

En el presente apartado se pasa revista a los tipos más habituales de sedimentadores centrífugos, comentando sus características más relevantes y sus aplicaciones.

A) Centrífugas tubulares

Consisten en un rotor cilíndrico, de elevada relación longitud/diámetro, que gira en el inte-

rior de una carcasa troncocónica (figura 4.15). Dependiendo de su capacidad, la altura del cilindro puede variar entre 25 y 75 cm y su diámetro entre 4 y 10 cm. La velocidad de giro del rotor varía asimismo entre 50.000 rpm en el caso de las más pequeñas y 15.000 rpm para las industriales de mayor tamaño.

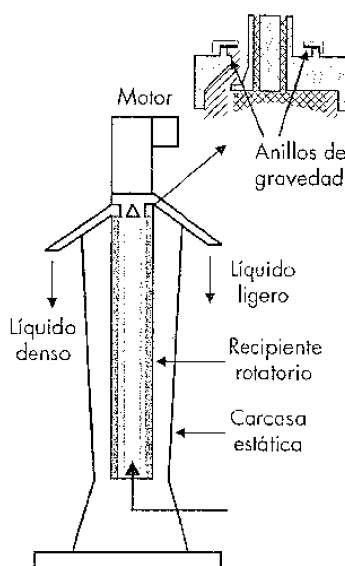


FIGURA 4.15. Esquema de una centrífuga tubular. En la parte superior derecha se muestra un detalle de la salida de ambos líquidos y de la disposición de los anillos de gravedad.

La alimentación se realiza por el fondo de la carcasa a través de un conducto estático y las dos fases fluidas se extraen continuamente por medio de conducciones separadas situadas en la cabeza del aparato. La posición de la interfase puede modificarse mediante el uso de anillos de gravedad, como se muestra en dicha figura.

Este tipo de centrífugas, muy eficaces para la separación de líquidos inmiscibles no dispone de sistema para la extracción continua de sólidos por lo que éstos se acumulan junto a la pared de la cámara giratoria, debiendo ser retirados manualmente cuando su volumen alcance

un determinado valor que perjudique la separación de las dos fases líquidas. Este hecho, unido a la baja capacidad de retención de sólidos en su interior, de 3 a 4 kg en las de mayor tamaño, limita su utilización a sistemas con contenido en sólidos inferiores al 1%. En la industria alimentaria las centrífugas tubulares se emplean ampliamente en la eliminación de agua de grasas y aceites así como en la clarificación de zumos de frutas y bebidas alcohólicas.

Los valores del parámetro Σ para las centrífugas tubulares pueden calcularse de forma aproximada mediante la siguiente expresión:

$$\Sigma = \frac{\pi \omega^2 L (3r_2^2 + r_1^2)}{2g} \quad [4.47]$$

donde r_2 representa el radio de la pared interna de la cámara giratoria, r_1 el radio que alcanza la superficie de la suspensión y L la altura de la cámara.

B) Centrífugas de discos

Están constituidas por una cámara cilíndrica, de diámetro mayor que la altura, que gira accionada por un motor situado en la parte inferior. En el interior de dicha cámara se encuentra una pila de troncos de cono metálicos, denominados *discos*, cuyo diámetro varía de 10 a 80 cm según los tamaños, separados entre sí por distancias comprendidas entre 0,5 y 3 mm (figura 4.16a).

La alimentación de la suspensión se realiza por la parte superior mediante una conducción central que la deposita en el fondo de la cámara y asciende por la pila de discos. Para ello, los discos disponen de perforaciones (figura 4.16b), que al ensamblar la pila constituyen canales verticales que permiten el ascenso de la suspensión. Por acción de la fuerza centrífuga, la suspensión ascendente se introduce en los espacios que quedan entre los discos, circulando la fase más densa hacia el exterior por la parte inferior

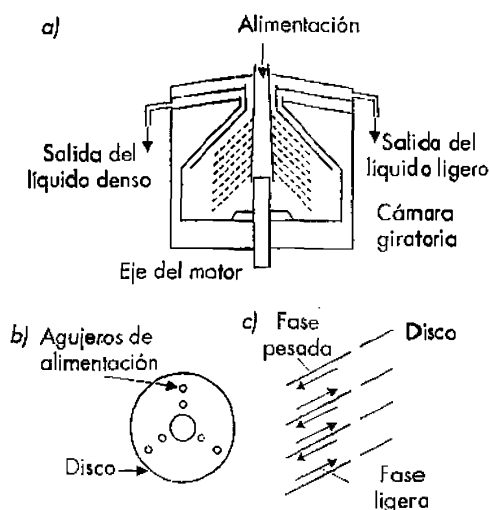


FIGURA 4.16. Centrifuga de discos: a) conjunto ensamblado, b) detalle de un disco (vista en planta), c) esquema de la circulación de las dos fases fluidas a través de los espacios entre discos.

de los discos, mientras que la más ligera lo hace hacia el centro por la parte superior de los discos (figura 4.16c).

Los líquidos separados se extraen por la parte superior a través de vertederos independientes concéntricos, utilizándose anillos de gravedad en la conducción de salida de la fase densa para controlar la situación de la zona neutra.

Los discos, cuyo número puede ser superior a 50 en algunos equipos, permiten disminuir notablemente las distancias de sedimentación. Por ello, se obtienen rendimientos de separación similares a los de las centrifugas tubulares con velocidades de giro inferiores, comprendidas entre 3.000 y 10.000 rpm.

En la centrifuga presentada en la figura 4.16, los sólidos que pudieran acumularse durante la operación deben retirarse manualmente de forma periódica. Por ello, sólo resulta adecuada cuando el contenido en sólidos de la alimentación sea muy reducido, si bien la capacidad de retención de sólidos de las centrifugas de discos,

entre 1 y 20 kg, es bastante superior a la de las tubulares.

Cuando el contenido en sólidos de la suspensión sea superior a un 2%, pueden utilizarse centrifugas de discos que dispongan de sistemas de extracción de sólidos. Así, por ejemplo, existen equipos dotados de una serie de boquillas situadas en la periferia de la cámara giratoria por las que se extrae continuamente una papilla muy espesa con elevado contenido en sólidos (figura 4.17). La extracción de los sólidos también puede llevarse a cabo mediante válvulas que se abran automáticamente cada cierto tiempo mediante un sistema adecuado de control. Con este tipo de equipos se pueden centrifugar suspensiones con contenidos en sólidos de hasta 20-25%.

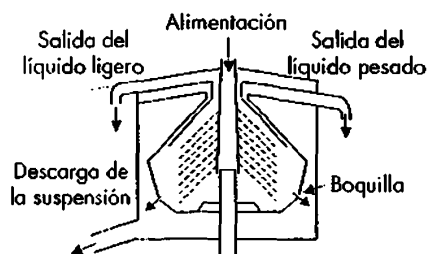


FIGURA 4.17. Centrifuga de discos dotada de boquillas para la descarga continua de sólidos.

Las centrifugas de discos se emplean habitualmente para el descremado de la leche, en la clarificación de zumos de frutas, así como en la separación de agua en emulsiones de aceites vegetales y grasas. El cálculo del parámetro Σ para este tipo de centrifugas puede hacerse mediante la siguiente ecuación:

$$\Sigma = \frac{2\pi(N-1)(r_2^3 - r_1^3)\omega^2}{3g \tan \beta} \quad [4.48]$$

siendo N el número de discos, r_2 y r_1 los radios de los troncos de cono que constituyen los discos y β el semiángulo del cono.

D) Centrifugas de transportador helicoidal

Consisten en un recipiente cilíndrico giratorio en uno de cuyos extremos existe una sección cónica. En el interior del cilindro existe un tornillo helicoidal que gira en el mismo sentido que la cámara exterior pero a una velocidad ligeramente inferior. Debido a esta diferencia de velocidades los sólidos son arrastrados hacia el extremo cónico del aparato, mientras que el líquido se desplaza en sentido contrario, saliendo al exterior a través de los oportunos rebosaderos. Este tipo de aparatos, cuyo esquema se muestra en la figura 4.18, se utiliza para la separación de suspensiones con elevado contenido en sólidos, que puede llegar incluso hasta el 50%.

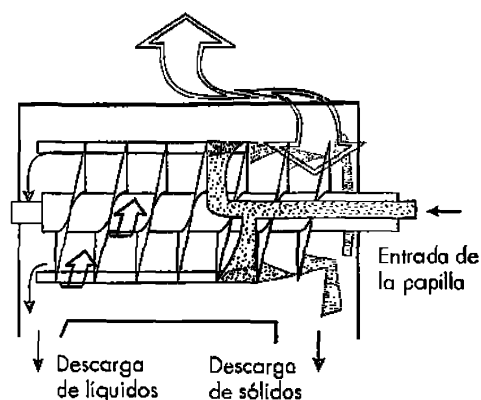


FIGURA 4.18. Centrifuga de transportador helicoidal.

Ejemplo 4.3. Clarificación de cerveza por sedimentación centrifuga.

Se desea clarificar cerveza que contiene 1,5% de sólidos mediante una centrifuga de discos de las siguientes características:

$$\begin{aligned} r_1 &= 4,77 \text{ cm} & r_2 &= 14,5 \text{ cm} \\ \beta &= 45^\circ & \text{Número de discos} &= 50 \end{aligned}$$

Sabiendo que la densidad de la cerveza es 1.042 kg/m^3 , su viscosidad $1,4 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m s}$, y que la den-

sidad de las partículas sólidas es 1.160 kg/m^3 , calcule la velocidad de giro de la centrifuga, si se desea operar con un caudal de 540 l/h y separar todas las partículas de diámetro superior a $0,68 \mu\text{m}$.

Solución

El caudal que admite una centrifuga para separación sólido-líquido viene dado por la ecuación [4.45]:

$$Q_v = v_{ig} \Sigma \quad [1]$$

Para el cálculo de la velocidad terminal gravitatoria se emplea la ecuación [4.24]:

$$v_{ig} = \frac{D_p^2 (\rho_p - \rho_f) g}{18\mu} \quad [2]$$

donde:

$$\begin{aligned} D_p &= 0,68 \mu\text{m} < 6,8 \cdot 10^{-7} \text{ m} \\ \rho_p &= 1.160 \text{ kg/m}^3; \rho_f = 1.042 \text{ kg/m}^3 \\ \mu &= 1,4 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m s} \end{aligned}$$

Sustituyendo estos valores en [2] se obtiene:

$$\begin{aligned} v_{ig} &= \frac{(6,8 \cdot 10^{-7})^2 (1.160 - 1.042)(9,81)}{(18)(1,4 \cdot 10^{-3})} = \\ &= 2,12 \cdot 10^{-8} \text{ m/s} \\ Q &= 540 \text{ l/h} < 540 \frac{10^{-3}}{3.600} = 0,00015 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Aplicando la ecuación [1] se obtiene el valor de Σ :

$$\Sigma = \frac{Q}{v_{ig}} = \frac{0,00015}{2,12 \cdot 10^{-8}} = 7.075 \text{ m}^2$$

De los datos del enunciado:

$$\begin{aligned} N &= 50 \text{ discos} & \beta &= 45^\circ \\ r_2 &= 0,145 \text{ m} & r_1 &= 0,0477 \text{ m} \end{aligned}$$

Introduciendo estos valores junto con el valor de Σ anteriormente calculado en la ecuación [4.48]:

$$7,075 = \frac{2(50-1)\pi\omega^2(0,145^3 - 0,0477^3)}{3(9,81) \tan 45}$$

$$\omega = 480 \text{ rad/s} < > 480 \frac{60}{2\pi} = 4.583 \text{ rpm}$$

4.4.4. Ciclones

Los ciclones son los aparatos más utilizados para la separación de partículas sólidas (polvo) o gotas de líquido suspendidas en una corriente gaseosa. Consisten básicamente en una cámara de sedimentación de forma cilíndrico-cónica en la que se introduce el gas tangencialmente por su parte superior, tal como se indica en la figura 4.19.

Se puede apreciar que el gas recorre inicialmente el ciclón según una espiral descendente.

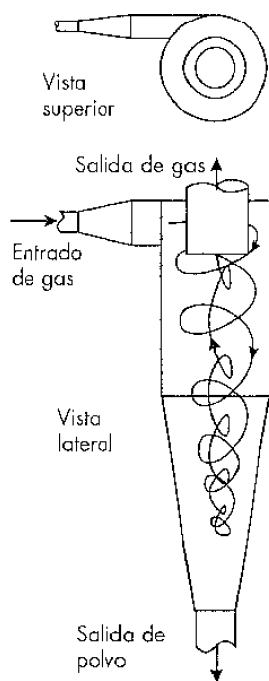


FIGURA 4.19. Vistas lateral y superior de un ciclón.

Los sólidos sedimentan sobre la pared, por acción de la fuerza centrífuga, y caen hacia el fondo, donde existe una conducción para la salida de los mismos hacia el exterior. El gas limpio asciende por el centro del ciclón, en un segundo recorrido en espiral, y sale del aparato a través de un tubo central.

Los ciclones son, por lo tanto, aparatos que utilizan la fuerza centrífuga para conseguir la separación, pero que no contienen partes móviles. Por ello, resultan muy económicos, tanto desde el punto de vista de inversión, como de mantenimiento. Su principal limitación reside en su baja eficacia para la separación de partículas de tamaño inferior a 5 μm . Por otra parte, la complejidad del flujo de la corriente gaseosa en el interior de los ciclones imposibilita la deducción de ecuaciones de tipo general que permitan la estimación, tanto de la eficacia de separación como de la pérdida de presión que sufre el gas. Por ello, en la actualidad el diseño de ciclones ha de realizarse de forma empírica, a partir de datos experimentales deducidos con el mismo sistema con que se pretende trabajar. Lógicamente, la eficacia de separación de un ciclón aumenta al hacerlo el tamaño de las partículas que se deseen separar y disminuye al incrementar la temperatura del gas, ya que ésta provoca un aumento de la viscosidad.

Asimismo, de forma cualitativa, se puede afirmar que al disminuir el diámetro del ciclón, al aumentar su altura y la velocidad del gas a la entrada, se incrementa la capacidad separadora.

También ha de tenerse en cuenta que uno de los factores más importantes en el diseño de ciclones es la pérdida de presión del gas, lo que limita la velocidad máxima que puede utilizarse, pese a su efecto favorable sobre la capacidad de separación. Para unidades que trabajen a presiones próximas a la atmosférica, un valor aceptable para la velocidad del gas en la sección de entrada al ciclón es de 15 m/s. Esta limitación en la velocidad de entrada puede hacer necesaria la utilización de varias unidades en paralelo, por lo que resulta imprescindible reducir su diámetro para mejorar la capacidad de separación.

El diseño definitivo de un sistema para conseguir una determinada separación ha de implicar un estudio económico del que se deduzca el número y tamaño de las unidades para que el coste por unidad de producto sea mínimo. Con el fin de hacer más versátiles los equipos y poder mantener la velocidad de entrada del gas, pese a que existan variaciones en el caudal, suele ser habitual la utilización de válvulas de mariposa que permitan la variación de la sección transversal en la entrada del ciclón (figura 4.20).

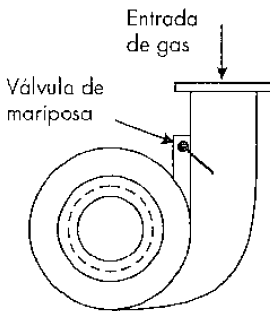


FIGURA 4.20. Utilización de una válvula de mariposa para variar la sección transversal de entrada del gas a los ciclones.

4.4.5. Teoría de la filtración centrífuga

El fundamento de los filtros centrífugos se muestra en la figura 4.21. En ella se presenta

un tambor cilíndrico, que gira a una velocidad angular ω con su superficie lateral perforada, al que se alimenta continuamente la suspensión que se desea filtrar. Sobre la superficie interna del cilindro se sitúa el material filtrante, encargado de evitar la salida de las partículas sólidas a través de las perforaciones del tambor.

Debido a la diferencia de presión originada por la fuerza centrífuga, el líquido atraviesa el material filtrante y sale del tambor, mientras que el sólido queda retenido en el interior, formando una torta cuyo espesor aumenta según transcurre la filtración. Resulta evidente que la filtración centrífuga no es sino una variante de la filtración convencional, estudiada en el apartado 4.2, en la que la fuerza impulsora, ΔP , se origina como consecuencia de la existencia de una fuerza centrífuga. Esta diferencia de presión, suponiendo que la torta se encuentra completamente empapada por el líquido, se puede expresar mediante la ecuación [4.33]. Sustituyendo este valor de ΔP en la ecuación [4.4], representativa del caudal instantáneo de líquido claro en un filtro convencional, se llega a la siguiente expresión para el caudal de filtrado en un filtro centrífugo:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{\rho \omega^2 (r_2^2 - r_1^2)}{2 \frac{\alpha \mu W}{A^2} (V + V_e)} \quad [4.49]$$

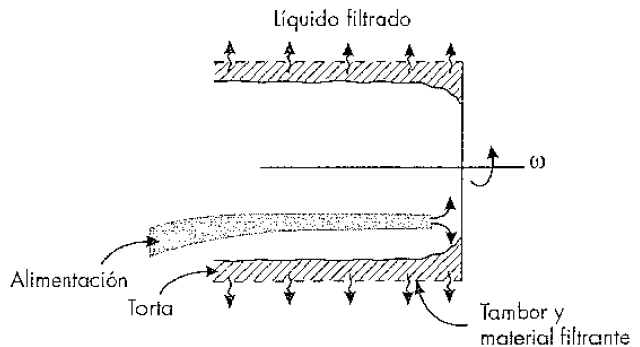


FIGURA 4.21. Representación esquemática de un filtro centrífugo.

donde r_1 representa el radio al que se sitúa la superficie libre de la suspensión; r_2 el radio interno del cilindro, teniendo el resto de las variables el mismo significado que en la ecuación [4.4].

Para una velocidad de giro constante, lo que equivale a realizar la filtración a diferencia de presión constante, el caudal de líquido claro irá disminuyendo a lo largo del tiempo, como consecuencia del aumento de espesor de la torta y, por lo tanto, de la resistencia que opone a la circulación del líquido a su través. El aumento del espesor de la torta provoca que el área transversal de filtración no permanezca constante a lo largo del proceso, debiendo considerarse un valor promedio entre las dos superficies laterales de la corona circular formada por la torta. Cuando el espesor de la torta sea pequeño, puede aplicarse directamente la ecuación [4.49], si se considera como área de filtración la superficie lateral interna del tambor.

En aquellos casos en los que esta simplificación no pueda ser aplicada, la ecuación [4.49] se modifica a la siguiente:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{\rho \omega^2 (r_2^2 - r_1^2)}{2\alpha\mu \left(\frac{WV}{A_{ml}A_{ma}} + \frac{V_e}{A_2^2} \right)} \quad [4.50]$$

en la que A_2 representa el área lateral interna de la cámara de centrifugación y A_{ml} y A_{ma} las áreas laterales medias logarítmica y aritmética de la torta filtrante, definidas de la siguiente forma:

$$A_{ml} = \frac{2\pi L(r_2 - r_1)}{\ln \frac{2\pi L r_2}{2\pi L r_1}} = \frac{2\pi L(r_2 - r_1)}{\ln \frac{r_2}{r_1}} \quad [4.51]$$

$$A_{ma} = \frac{2\pi L(r_2 + r_1)}{2} = \pi L(r_2 + r_1) \quad [4.52]$$

siendo L la altura o longitud del tambor y r_1 el radio al que se encuentra la interfase torta-suspensión, variable con el tiempo de filtración.

En cualquier caso, es importante aclarar que las predicciones teóricas para filtros centrifugos son mucho más dificultosas que en filtros convencionales. La principal causa es la gran variación de la presión a lo largo del radio, lo que puede originar variaciones importantes en la porosidad y por lo tanto en la resistencia específica con la profundidad de la torta. Este problema es especialmente importante cuando se manejan tortas compresibles, como ocurre de forma bastante habitual en la industria alimentaria. Así pues, para una operación de filtración determinada, es necesario establecer mediante experimentación la variación de la resistencia específica media de la torta con su espesor.

4.4.6. Aparatos para filtración centrífuga

Los filtros centrifugos más ampliamente utilizados son los de cesta perforada, que trabajan en régimen discontinuo. Para filtración en continuo suelen utilizarse las centrifugas de empuje alternativo.

A) Centrifugas de cesta perforada

Consisten en un cilindro perforado (cesta), situado en el interior de una carcasa, que gira alrededor de su eje. En la figura 4.22 se muestra un esquema en el que la disposición del eje es vertical.

En este tipo de centrifugas, la alimentación de la suspensión se realiza a través de una tubería central. El líquido, tras atravesar la torta y el medio filtrante, pasa a la carcasa, de la que se extrae a través de una conducción situada en su fondo. Cuando el espesor de la torta alcanza el valor considerado como límite, se detiene la alimentación y se para la centrifuga mediante un freno. Para proceder a la descarga de la torta, se separa ésta del tambor raspando con una cuchilla, a la vez que se hace girar la centrifuga a velocidad reducida (inferior a 25 rpm). Estos equipos suelen disponer de una entrada de agua

B) Centrifugas de empuje alternativo

Consisten en una cesta perforada que gira sobre un eje horizontal, como se esquematiza en la figura 4.23.

La alimentación se realiza de forma continua mediante una conducción que acaba en un embudo giratorio. De esta forma la suspensión se deposita en la parte izquierda de la pared de la cesta, en la que se forma la torta, mientras que el líquido atraviesa la pared del tambor y sale al exterior de forma continua. Según se va formando la torta, ésta es desplazada hacia la derecha por el movimiento alternativo del pistón, hasta alcanzar el borde de la cesta, de donde se recoge mediante un colector de sólidos.

La frecuencia y amplitud del movimiento de desplazamiento del pistón pueden ser controladas, lo que posibilita la optimización del funcionamiento del equipo para diferentes separaciones. Son muy útiles para separar cristales de suspensiones con elevado contenido en sólidos, hasta por encima del 35% y se construyen con diámetros de cesta comprendidos en el intervalo de 30 a 120 cm. También existen centrifugas de empuje alternativo de múltiples etapas, constituidas por una serie de cestas perforadas concéntricas, cuyo diámetro se incrementa en la dirección del desplazamiento de la torta (figura 4.24).

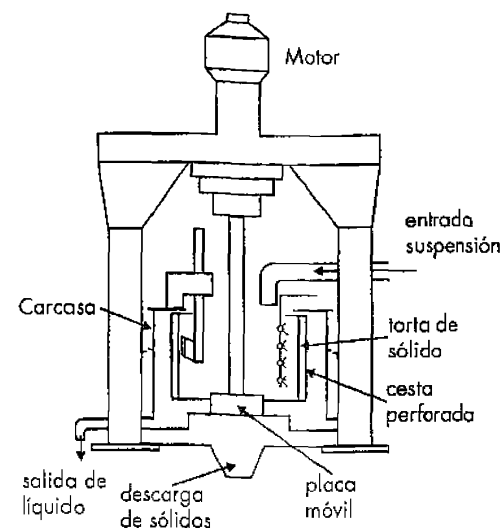


FIGURA 4.22. Centrifuga de cesta perforada con eje vertical.

para el lavado de la torta, previo a su desprendimiento de la pared del tambor. Los sólidos, una vez desprendidos, se extraen del aparato a través de una compuerta situada en la base de la cesta.

El diámetro de la cesta puede variar entre 75 y 130 cm, su altura entre 50 y 75 cm y la velocidad de giro entre 500 y 2.000 rpm. Las centrifugas de cesta perforada se utilizan para la separación de los cristales de azúcar en su proceso de refinado. Suelen operar en ciclos de corta duración (entre 2 y 4 minutos).

En la centrifuga esquematizada en la figura 4.22, la cesta se encuentra suspendida por el eje vertical acoplado al motor, situado en su parte superior. Existen variantes en las que la conexión al motor se realiza por la parte inferior de la cesta, mediante un sistema de rodamientos, en cuyo caso la situación del eje de giro puede ser tanto horizontal como vertical. Las de eje horizontal suelen disponer de un sistema automático para la descarga de la torta sin necesidad de disminuir la velocidad de giro de la centrifuga, por lo que son muy adecuadas para su incorporación a procesos continuos de producción.

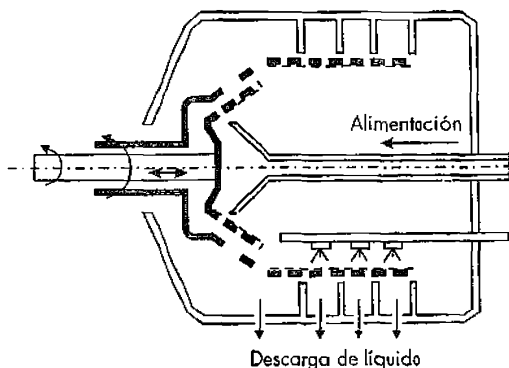


FIGURA 4.23. Centrifuga de empuje alternativo.

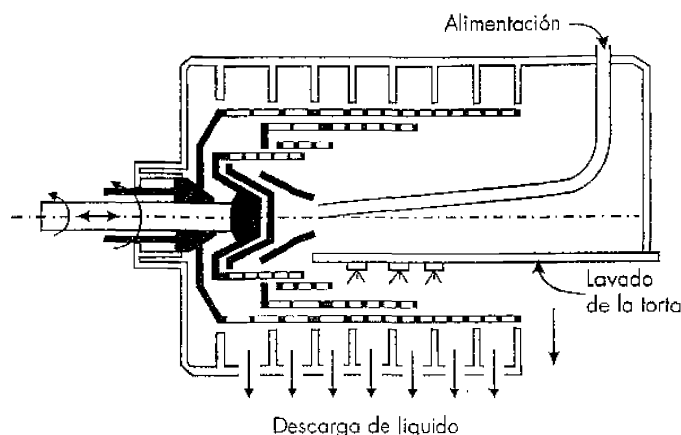


FIGURA 4.24. Filtro centrífugo multi-etapa de empuje alternativo.

4.5. Fluidización

Si se hace circular en sentido ascendente una corriente fluida (gaseosa o líquida) a través de un lecho de partículas sólidas, se produce un rozamiento del fluido con las partículas. Esta fuerza de rozamiento, que tiende a desplazar las partículas hacia arriba, aumenta al hacerlo la velocidad de circulación del fluido, de forma que si la velocidad es suficientemente elevada, el rozamiento llega a compensar el peso de las partículas, con lo que éstas quedan suspendidas en el seno de la corriente fluida. Cuando esto ocurre se dice que el lecho se encuentra *fluidizado*. Un lecho fluidizado se caracteriza por un elevado grado de mezcla, comportándose el lecho de partículas sólidas como si fuera un fluido. Así, por ejemplo, si se inclina un lecho fluidizado, su superficie superior se mantiene horizontal (figura 4.25a); si se unen dos lechos fluidizados mediante una conducción, ambos alcanzan la misma altura, es decir, se cumple el principio de los vasos comunicantes, como se muestra en la figura 4.25b); si se realiza una perforación en la pared de un lecho fluidizado se produce un derrame de los sólidos a través del orificio (figura 4.25c).

4.5.1. Relación entre velocidad del fluido y pérdida de presión en el lecho

El rozamiento del fluido con las partículas sólidas se traduce en una pérdida de presión del fluido según asciende por el lecho. Esta pérdida de presión, que denominaremos ΔP_{102} conduce

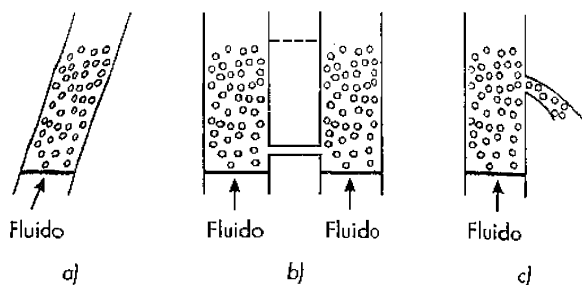


FIGURA 4.25. Comportamiento de los lechos fluidizados.

a una diferencia entre las presiones del fluido en la sección inferior del lecho P_i y en la sección superior P_s , que es función de la velocidad de circulación del fluido.

En la figura 4.26a se puede observar la variación de la pérdida de presión por rozamiento que experimenta el fluido cuando se hace circular con velocidad creciente a través de un lecho de partículas sólidas.

En ella se representan en escala doble logarítmica los valores de ΔP_{roz} frente a los de la velocidad superficial del fluido V , definida como:

$$V = \frac{\text{Caudal volumétrico de fluido}}{\text{Sección transversal del lecho}} = \frac{Q_v}{S} \quad [4.53]$$

Asimismo, en la figura 4.26b se representa la variación de la porosidad del lecho, ε , definida

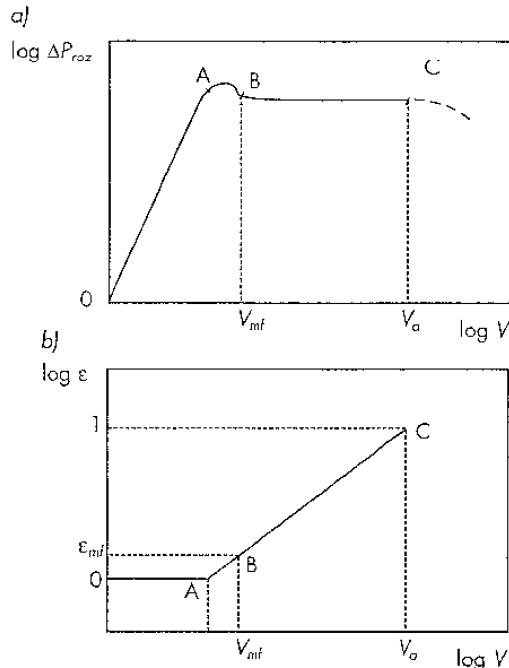


FIGURA 4.26: a) Variación de la pérdida de presión por rozamiento en un lecho de partículas sólidas con la velocidad superficial del fluido. b) Variación de la porosidad del lecho con la velocidad superficial del fluido.

como el cociente entre el volumen de huecos y el volumen total del lecho, con la velocidad superficial del fluido.

En dichas figuras se observan tres tramos claramente diferenciados.

Tramo OA. Corresponde a valores bajos de la velocidad superficial. Las partículas no se mueven en el lecho (lecho fijo), por lo que la porosidad permanece constante.

Para el lecho fijo la pérdida de presión por rozamiento puede expresarse mediante la ecuación de Ergun:

$$\Delta P_{roz} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu V L}{D_p^2} + 1,75 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \frac{\rho_f L V^2}{D_p} \quad [4.54]$$

donde μ representa la viscosidad del fluido, D_p el diámetro equivalente de las partículas sólidas y L la altura del lecho.

Tramo AB. Denominada zona de prefluidización. Las partículas sólidas del lecho comienzan a moverse provocando un aumento de la porosidad. Se produce una disminución de la pérdida de presión en el lecho debido a la reordenación de las partículas sólidas.

El punto B, correspondiente al final de este período, se conoce con el nombre de *punto de mínima fluidización*. Los valores de la velocidad y de la porosidad correspondientes al punto B se denominan *velocidad mínima de fluidización* (V_{mf}) y *porosidad mínima de fluidización* (ε_{mf}), respectivamente.

Tramo BC. Se denomina zona de lecho fluidizado. El lecho se comporta como un líquido en ebullición, con movimiento al azar de las partículas sólidas, lo que provoca un elevado grado de mezcla y un incremento de la porosidad consecuencia de la expansión del lecho.

Durante toda la zona de fluidización la pérdida de presión por rozamiento permanece constante.

Para valores elevados de la velocidad superficial del fluido las partículas sólidas son arrastradas fuera del lecho, con lo que éste se vacía.

Esta situación se alcanza en el punto C, cuya velocidad se denomina *velocidad de arrastre* (V_a) y para el que la porosidad es igual a la unidad. Resulta pues evidente que los valores de la velocidad superficial con que debe trabajar un lecho fluidizado deben estar comprendidos entre los correspondientes a la velocidad mínima de fluidización y a la velocidad de arrastre. Habitualmente se utilizan valores entre 2 y 3 veces superiores a V_{mf} .

4.5.2. Determinación de la velocidad mínima de fluidización y de la velocidad de arrastre

En un lecho fluidizado las partículas sólidas se encuentran suspendidas en el seno de la corriente fluida, por lo que existe un equilibrio entre las diferentes fuerzas que actúan sobre las mismas, es decir:

$$\text{Peso de las partículas} = \text{fuerza de empuje} + \text{fuerza de rozamiento} \quad [4.55]$$

La ecuación [4.55] se puede expresar como:

$$(SL)(1-\epsilon)\rho_p g = (SL)(1-\epsilon)\rho_f g + \Delta P_{roz} S \quad [4.56]$$

donde ρ_p representa la densidad de las partículas sólidas.

De la ecuación anterior se deduce el siguiente valor para la pérdida de presión por rozamiento en un lecho fluidizado:

$$\Delta P_{roz} = (1-\epsilon)(\rho_p - \rho_f)gL \quad [4.57]$$

A) Velocidad mínima de fluidización

Dado que las condiciones mínimas de fluidización marcan la separación entre un lecho fijo y un lecho fluidizado, en ellas serán aplicables las expresiones para el cálculo de la pérdida de presión por rozamiento correspondientes a ambos tipos de lecho. Por ello, igualando los

segundos miembros de las ecuaciones [4.54] y [4.57], para las condiciones mínimas de fluidización, se obtiene:

$$\begin{aligned} & 150 \frac{(1-\epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\mu V_{mf} L_{mf}}{D_p^2} + \\ & + 1,75 \frac{(1-\epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\rho_f L_{mf} V_{mf}^2}{D_p} = \\ & + (1-\epsilon_{mf})(\rho_p - \rho_f)gL_{mf} \therefore \\ \therefore & 150 \frac{\mu V_{mf}}{D_p^2} \frac{(1-\epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} + 1,75 \frac{\rho_f V_{mf}^2}{D_p} \frac{1}{\epsilon_{mf}^3} = \\ & = (\rho_p - \rho_f)g \end{aligned} \quad [4.58]$$

La expresión [4.58] corresponde a una ecuación de segundo grado, cuya resolución conduce al valor de V_{mf} . Sin embargo, dicha ecuación se simplifica para partículas de tamaño muy pequeño o muy grande, como se indica a continuación.

En el caso de *partículas muy pequeñas* ($Re_{p,mf} < 20$), el segundo término del primer miembro de la ecuación puede considerarse despreciable, obteniéndose la siguiente expresión para el cálculo de V_{mf}

$$V_{mf} = \frac{D_p^2 (\rho_p - \rho_f)g}{150\mu_f} \frac{\epsilon_{mf}^3}{1-\epsilon_{mf}} \quad [4.59]$$

En el caso de *partículas muy grandes* ($Re_{p,mf} > 1.000$), puede despreciarse el primer término, por lo que la expresión para el cálculo de V_{mf} resulta ser:

$$V_{mf} = \sqrt{\frac{D_p (\rho_p - \rho_f)g}{1,75\rho_f}} \epsilon_{mf}^3 \quad [4.60]$$

B) Velocidad de arrastre

Las partículas sólidas son arrastradas del lecho cuando la velocidad superficial del fluido

es igual a la velocidad terminal de sedimentación gravitatoria de las partículas, ecuación [4.20]. Por lo tanto, la utilización de esta ecuación en combinación con las ecuaciones [4.21], [4.22] o [4.23], para el cálculo del factor de rozamiento C_D , permite obtener el valor de la velocidad de arrastre, V_a .

Ejemplo 4.4. Secado de guisantes en lecho fluidizado.

Se desea secar guisantes en un lecho fluidizado de 0,56 m de diámetro en el que se introduce una corriente de aire a 50 °C y 152.000 N/m² de presión.

Los guisantes se introducen y se extraen continuamente del lecho, manteniéndose en su interior en una masa de 108 kg de guisantes.

Calcular

- Velocidad mínima de fluidización.
- Velocidad de arrastre.
- Caudal de aire que habrá de utilizarse si se opera a 2,5 veces la velocidad mínima de fluidización.
- Pérdida de presión en el lecho.

Datos

Diámetro medio de los guisantes: 6 mm.

Densidad de los guisantes: 880 kg/m³.

Viscosidad del aire: $2,15 \cdot 10^{-5}$ kg/m s.

Considérese que el aire se comporta como un gas ideal de peso molecular 28,9. En las condiciones de mínima fluidización, la porosidad del lecho es igual a 0,41.

Solución

- a) Para el cálculo de la velocidad mínima de fluidización se utiliza la ecuación [4.58]:

$$150 \frac{\mu V_{mf}}{D_p^2} \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} + 1,75 \frac{\rho_f V_{mf}^2}{D_p} \frac{1}{\varepsilon_{mf}^3} = (\rho_p - \rho_f)g \quad [1]$$

La densidad del aire se obtiene suponiendo comportamiento de gas ideal:

$$\rho_f = \frac{PM}{RT} = \frac{(152.000)(28,9)}{(8.314)(273 + 50)} = 1,636 \text{ kg/m}^3$$

Sustituyendo valores en la ecuación [1]:

$$\begin{aligned} & \frac{(150)(2,15 \cdot 10^{-5})V_{mf}}{(0,006)^2} \frac{(1 - 0,41)}{(0,41)^3} + \\ & + 1,75 \frac{(1,636)V_{mf}^2}{(0,006)} \frac{1}{(0,41)^3} = \\ & = (880 - 1,636)(9,81) \end{aligned}$$

Resolviendo la ecuación anterior se obtiene el valor de

$$V_{mf} = 1,06 \text{ m/s}$$

Como los guisantes no son partículas de pequeño diámetro, también podrá utilizarse la ecuación [4.60]:

$$V_{mf} = \sqrt{\frac{D_p(\rho_p - \rho_f)g}{1,75\rho_f}} \varepsilon_{mf}^3$$

Sustituyendo valores en ella:

$$V_{mf} = \sqrt{\frac{(0,006)(880 - 1,636)(9,81)}{(1,75)(1,636)}} (0,41)^3 = 1,11 \text{ m/s}$$

valor prácticamente coincidente con el calculado anteriormente.

- b) Para el cálculo de la velocidad de arrastre, al tratarse de partículas grandes, se utilizará la ecuación [4.20], considerando que el factor de rozamiento C_D es igual a 0,44 (ecuación [4.23]):

$$\begin{aligned} V_a &= \sqrt{\frac{(4)(0,006)(880 - 1,636)(9,81)}{3(1,636)(0,44)}} = \\ &= 9,79 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Comprobación de la validez de la ecuación [4.23]:

$$Re_p = \frac{(9,79)(0,006)(1,636)}{(2,15 \cdot 10^{-5})} = 4,469 > 1.000$$

Por lo tanto se cumplen las condiciones de la ecuación [4.23].

c) Caudal del aire necesario:

$$\begin{aligned} Q_v &= 2,5 V_{mf} \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) = \\ &= 2,5 (1,06) \left(\frac{\pi}{4} \right) (0,56)^2 = 0,65 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

d) Pérdida de presión en el lecho. Aplicando la ecuación [4.57]:

$$\Delta P_{roz} = (1 - \epsilon) (\rho_p - \rho_f) g L \quad [2]$$

En dicha expresión el producto $(1 - \epsilon)L$ representa el volumen ocupado por los sólidos por unidad de superficie transversal de lecho. Este producto puede calcularse a partir del peso de sólidos en el lecho de la siguiente forma:

$$\begin{aligned} (1 - \epsilon)L &= \frac{\text{masa de sólidos}}{\rho_p \cdot S} = \\ &= \frac{108}{(880) \left(\frac{\pi}{4} \right) (0,56)^2} = 0,50 \text{ m} \end{aligned}$$

Sustituyendo este valor en la ecuación [2]:

$$\Delta P_{roz} = (0,50) (880 - 1,636) (9,81) = 4.308 \text{ N/m}^2$$

4.5.3. Utilización de los lechos fluidizados en la Industria Alimentaria

Los lechos fluidizados presentan una serie de ventajas frente a otros tipos de contactores, entre las que merece la pena destacar las siguientes:

- Elevada superficie de contacto entre las fases sólida y fluida y elevado grado de turbulencia. Por ello, los fenómenos de intercambio de calor y de transferencia de materia entre ambas fases se desarrollan a gran velocidad.
- Elevado grado de mezcla, por lo que las propiedades del lecho son mucho más homogéneas que en el caso de lechos fijos. Desde el punto de vista de su comportamiento térmico, los lechos fluidizados son prácticamente isotermos aunque en el seno de los mismos se desarrollen fenómenos que impliquen importantes consumos o desprendimientos de calor.
- Al encontrarse los sólidos en continuo movimiento, se comportan como fluidos, lo que permite introducirlos al lecho y extraerlos del mismo de forma continua más fácilmente que en el caso de un lecho no fluidizado.

Sin embargo, también presentan algunos inconvenientes, por ejemplo:

- La pérdida de energía por rozamiento es más elevada que en un lecho fijo.
- El continuo movimiento de las partículas sólidas provoca un desgaste por abrasión, lo que origina la formación de partículas de menor tamaño (finos) que son arrastradas por el fluido fuera del lecho. Por ello es necesario disponer de sistemas para la recuperación de los finos arrastrados, como es el caso de los ciclones utilizados en los lechos fluidizados con corrientes gaseosas (figura 4.27).

La elección de lechos fluidizados para llevar a cabo determinadas operaciones frente a otros posibles sistemas de contacto ha de hacerse en función de un balance, teniendo en consideración ventajas e inconvenientes de las diferentes alternativas. En la actualidad los lechos fluidizados se utilizan ampliamente en la Industria

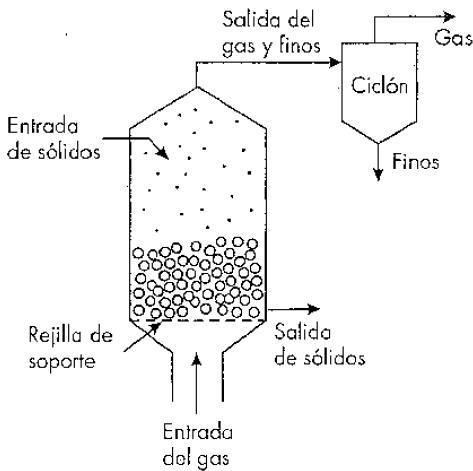


FIGURA 4.27. Lecho fluidizado con separación de los finos mediante un ciclón.

Alimentaria, principalmente en las siguientes aplicaciones:

- *Secado de alimentos sólidos.* El agua que humedece los alimentos se elimina poniéndoles en contacto con una corriente de aire caliente que se utiliza como agente de fluidización. El agua vaporizada se elimina junto con la corriente de aire caliente. La constancia en la temperatura del lecho fluidizado conduce a un grado de secado uniforme del sólido, siempre que no exista una distribución de tamaños de partículas excesivamente amplia y que la resistencia mecánica de las partículas de los alimentos sea suficiente. Ejemplos típicos son los guisantes, vegetales troceados y alimentos en forma de polvo.
- *Congelación de alimentos.* Se utiliza como agente de fluidización aire a temperaturas bajas (-25 a -35 °C), por lo que se produce transmisión de calor desde el sólido hasta el aire, produciéndose una congelación uniforme. La fluidización se

emplea ampliamente para la congelación de maíz, guisantes, fresas, gambas, etc.

- *Mezcla de diferentes sólidos.* La fluidización conjunta de dos o más tipos de sólidos diferentes es una alternativa muy efectiva para su mezcla; siempre y cuando las partículas tengan características de fluidización, como tamaño, forma y densidad, similares.

4.6. Prensado

El prensado consiste en la separación del líquido que humedece a un sólido por aplicación de una fuerza de compresión. El líquido a veces se encuentra empapando exteriormente al sólido, por ejemplo en el prensado de tortas de filtración para eliminar el líquido retenido durante el lavado. En otras ocasiones el líquido puede encontrarse en el interior de las células animales o vegetales, cuyas paredes deben romperse para permitir su salida, como es el caso de la extracción de aceites vegetales, zumos de frutas, etc.

4.6.1. Fundamento

Las variables de las que depende el rendimiento de una operación de prensado son múltiples y muy diversas, entre ellas pueden citarse:

- Resistencia a la deformación de los sólidos.
- Presión máxima que puede aplicarse en cada caso concreto y velocidad a la que se incrementa la presión a lo largo del proceso.
- Espesor de la masa de sólido húmedo que se sitúa en la prensa.
- Porosidad de la masa de sólidos, función tanto de la estructura más o menos porosa del sólido como de la presión aplicada.
- Viscosidad del líquido que se pretende extraer, ya que cuanto mayor sea su valor

más dificultoso será su flujo a través de los huecos de la masa sólida.

Por ello, el prensado es una operación difícil de abordar teóricamente, cuyo tratamiento cuantitativo ha de fundamentarse en relaciones empíricas, determinándose sus parámetros característicos mediante experimentación con la misma materia prima con la que se desee trabajar. Este aspecto es importante ya que el comportamiento de una semilla o pulpa de fruta determinada depende no sólo de su clase, sino también de las condiciones en las que se ha cultivado, del grado de maduración, del tratamiento a que ha sido sometida durante la recolección y transporte, etc.

A modo de ejemplo se presenta una clásica ecuación, deducida por Koo *et al.*, para relacionar el grado de recuperación de aceites de semillas con la presión, P , y el tiempo de prensado, t , cuya expresión es la siguiente:

$$\frac{W}{W_0} = \frac{KP^{1/2}t^{1/6}}{(\mu/\rho)^a} \quad [4.61]$$

siendo W la masa de aceite extraída al cabo de un tiempo t ; W_0 , la masa total de aceite contenida en las semillas; μ , la viscosidad del aceite; ρ , su densidad; K , un parámetro que depende del tipo de prensa y del material que se exprime; y a un parámetro función del tipo de semilla y de su estado de conservación.

Ecuaciones del tipo de la [4.61] pueden utilizarse para el prensado de sólidos de diferentes características, siempre que se determinen previamente los correspondientes parámetros incluidos en ellas.

4.6.2. Equipo para el prensado

Los aparatos utilizados para el prensado pueden clasificarse en las tres categorías siguientes: prensas hidráulicas, prensas de rodillos y prensas de tornillo.

A continuación se pasa breve revista a cada una de ellas.

A) Prensas hidráulicas

Son de funcionamiento discontinuo y han venido utilizándose durante siglos en la producción de alimentos. Si bien en la actualidad están siendo desplazadas por las más modernas de rodillos y tornillo, de funcionamiento continuo, todavía se siguen empleando para capacidades de producción pequeñas o intermedias, especialmente en la extracción de aceites de semillas y en la fabricación de zumos de frutas.

Las más empleadas son las *prensas de placas* en las que el material se envuelve en lonas filtrantes, que se sitúan entre placas metálicas, apilándose el conjunto entre los cabezales fijo y móvil de una prensa hidráulica horizontal o vertical (figura 4.28). Las placas se encuentran acanaladas para permitir la salida del líquido, recogiendo éste a través de conductos situados a lo largo de la pila. En ocasiones, las placas tienen un sistema de calefacción en su núcleo central con el fin de disminuir la visco-

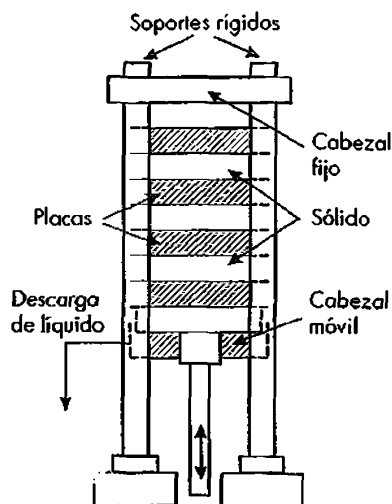


FIGURA 4.28. Prensa hidráulica de placas.

sidad del líquido y facilitar su flujo hacia el exterior.

Las prensas de jaula, cuyo esquema se presenta en la figura 4.29, consisten en un cilindro horizontal cuya superficie lateral se encuentra perforada, en el que se sitúa la pulpa o las semillas que se pretenden exprimir. La compresión se realiza mediante un pistón, que se desplaza en el interior del cilindro, accionado por el sistema hidráulico. El líquido sale al exterior a través de las perforaciones del cilindro. Finalizada la compresión, unos tirantes de fibra sintética que unen el émbolo con el fondo del cilindro ayudan al desprendimiento de la torta cuando aquél vuelve a su posición inicial.

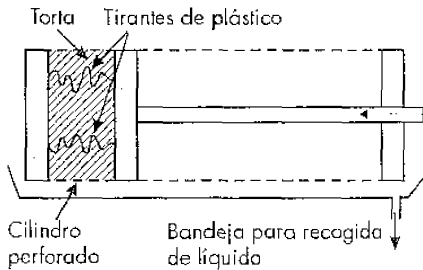


FIGURA 4.29. Prensa de jaula.

B) Prensas de rodillos

Se utilizan en la obtención de azúcar de caña y combinan la trituración con el prensado de la materia prima para la extracción del jugo. Las más comunes son las de tres rodillos, que se esquematizan en la figura 4.30. En ellas, la caña se introduce de forma continua en los espacios que quedan entre el cilindro superior y los dos cilindros inferiores, produciéndose de forma casi simultánea su trituración y prensado. Los rodillos suelen ser de fundición y disponen de ranuras para facilitar el drenaje del líquido, lo que evita una posterior readsorción

sobre el sólido prensado. A la salida del tercer rodillo, los sólidos se desprenden mediante una cuchilla, de forma similar al desprendimiento de la torta en los filtros rotatorios de vacío.

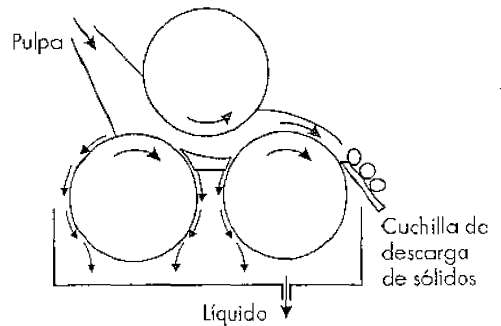


FIGURA 4.30. Prensa de rodillos.

C) Prensas de tornillo

Se esquematizan en la figura 4.31 y consisten en un cilindro troncocónico perforado, para permitir la salida de líquido a través de sus paredes. En el interior del cilindro se dispone un tornillo helicoidal cuyo paso de rosca decrece en el sentido de circulación de la pulpa prensada. Con ello, se consigue una disminución continua de la sección de paso, lo que incrementa la presión que actúa sobre la suspensión a lo largo del aparato. La presión puede modificarse desplazando más o menos el cierre de la compuerta de salida, que es de forma cónica, para aumentar o disminuir la sección final de salida de los sólidos.

Las prensas de tornillo son muy utilizadas para la extracción de aceites vegetales ya que el calor desprendido por el rozamiento de la pulpa con las paredes del equipo origina una disminución importante de la viscosidad de los aceites, lo que facilita su extracción. Cuando se

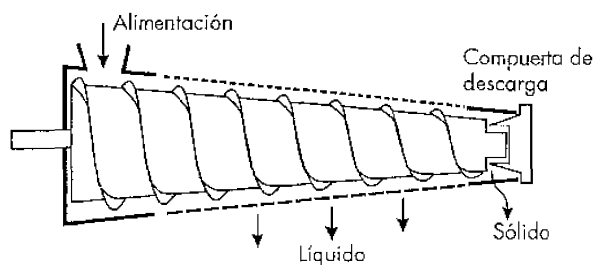


FIGURA 4.31. Prensa de tornillo.

aplican en la obtención de zumos de frutas, los tornillos suelen ser huecos y se encuentran refrigerados interiormente con agua para evitar que la elevación de temperatura tenga un efecto desfavorable sobre el aroma y el sabor del producto.

Resumen

1. La filtración es una operación unitaria consistente en la separación de los sólidos contenidos en una suspensión por retención de los mismos en un medio filtrante poroso que sólo permite el paso a su través de la fracción líquida de la suspensión. La masa de sólidos retenidos por el medio filtrante se denomina *torta*.

La circulación del líquido a través de un filtro encuentra dos resistencias, la resistencia del medio filtrante que depende de las características del mismo y la resistencia de la torta. Esta última resistencia es función de la porosidad de la misma y aumenta con el tiempo debido al incremento del espesor de la torta según transcurre el proceso de filtración.

2. La circulación del líquido a través de la torta y del medio filtrante se consigue mediante una diferencia de presiones a ambos lados del medio filtrante. Dependiendo de cómo se consiga esta diferencia de presión los filtros se clasifican en *filtros de presión*, *filtros de vacío* y *filtros centrífugos*.

Si durante el proceso de filtración se mantiene constante la diferencia de presiones, el caudal de filtrado disminuye con el tiempo

debido al incremento de la resistencia ofrecida por la torta.

Si se desea obtener un valor medio constante del caudal del filtrado durante el proceso de filtración, debe incrementarse la diferencia de presión a ambos lados del medio filtrante a intervalos de tiempo determinados.

3. La sedimentación gravitatoria consiste en la separación de suspensiones de sólidos en líquidos o de emulsiones de dos fases líquidas debido a la diferencia de densidad existente entre las dos fases que constituyen la alimentación. Las partículas sólidas o las gotas del líquido de mayor densidad descienden a través de la fase menos densa, depositándose en el fondo del aparato utilizado para la separación.

La velocidad del descenso de la fase más densa en el seno de la fase más ligera se conoce con el nombre de *velocidad terminal de sedimentación gravitatoria* y es función del tamaño de las partículas sólidas o gotas, de la diferencia de densidades entre ambas fases y de la viscosidad de la fase más ligera.

Cuando las concentraciones de partículas sólidas o de gotas de la fase densa son suficientemente elevadas, la velocidad de sedimentación disminuye por el efecto de rozamiento entre las propias partículas o gotas, siendo la velocidad de sedimentación función de la concentración. Por ello, es recomendable que el diseño de sistemas industriales de sedimentación se haga a partir de datos experimentales.

4. La velocidad de separación en los procesos de filtración o sedimentación puede incrementarse de forma sustancial por aplicación de una fuerza centrífuga. Sin embargo el coste se

encarece sensiblemente, por lo que debe realizarse un balance económico a la hora de elegir entre filtros y sedimentadores convencionales o centrífugos.

5. El diseño de sedimentadores centrífugos para la separación de sólidos de una suspensión se basa en el parámetro Σ (superficie de un sedimentador gravitario que tuviera la misma capacidad de separación de sólidos que el sedimentador centrífugo). Este parámetro es función de la velocidad de giro de la centrifuga y de sus características geométricas.
6. El diseño de filtros centrífugos se basa en las ecuaciones para el diseño de filtros convencionales introduciendo en ellos la diferencia de presión originada por la fuerza centrífuga. En este tipo de filtros la operación a velocidad de giro constante equivale a trabajar a diferencia de presión constante en un filtro convencional. Para trabajar a caudal medio constante es preciso incrementar la velocidad de giro a intervalos de tiempo determinados.
7. Los lechos fluidizados se caracterizan por un elevado grado de mezcla y por una gran superficie de contacto entre las fases sólida y fluida. La utilización de este tipo de contactores permite que los fenómenos de intercambio de calor y de transferencia de materia se desarrollen a gran velocidad. Por otro lado, al encontrarse los sólidos en continuo movimiento se comportan como fluidos, lo que facilita el funcionamiento en continuo de este tipo de equipos. Los principales inconvenientes de los lechos fluidizados son la elevada pérdida de presión por rozamiento y la producción de finos por abrasión.
8. Los lechos fluidizados se aplican en la Industria Alimentaria en operaciones como secado y congelación de alimentos sólidos (guisantes, maíz, gambas, etc.), así como para la mezcla de sólidos diferentes.

Los lechos fluidizados han de trabajar con valores de la velocidad superficial del gas comprendidos entre la velocidad mínima de fluidización y la velocidad de arrastre. Habitualmente se trabaja con valores alrededor de 2-3 veces la velocidad mínima de fluidización.

9. El prensado se utiliza para la separación del líquido que humedece un alimento sólido por

aplicación de una fuerza de compresión. El líquido puede encontrarse empapando externamente al sólido o en el interior de las células animales o vegetales constituyentes de los alimentos, como es el caso de la extracción de aceites vegetales.

El tratamiento cuantitativo del prensado, dada la gran dificultad del planteamiento de modelos teóricos, se lleva a cabo sobre la base de relaciones empíricas basadas en la experimentación.

Problemas propuestos

1. Un jarabe que contiene 150 kg de sólidos por metro cúbico de líquido se filtra en un filtro prensa cuya superficie total es 10 m², manteniendo una diferencia de presión constante de 290.000 N/m². La evolución de la masa de filtrado con el tiempo se presenta en la siguiente tabla:

Tiempo (minutos)	Masa de filtrado (kg)
7,5	1.800
30,4	3.800
50,0	4.900
90,0	6.800

Calcular

- a) Los valores de la resistencia específica de la torta y del volumen de filtrado equivalente al medio de filtración.
- b) La masa de filtrado que se obtendría si se redujese el tiempo de filtración a 45 minutos.

Datos y notas

Supóngase despreciable el volumen de filtrado que queda retenido en los poros de la torta.

Propiedades físicas del filtrado:

- Viscosidad: $1,33 \cdot 10^{-3}$ kg/m s.
- Densidad: 1.000 kg/m³.

2. El jarabe del problema anterior se filtra en el mismo equipo pero utilizando una diferencia de presión constante de 670.000 N/m^2 . Los resultados obtenidos en este segundo experimento son los siguientes:

Tiempo (minutos)	Masa de filtrado (kg)
6,5	1.800
25,5	3.800
41,2	4.900
77,2	6.800

Calcúlese, a partir de ambos experimentos, una ecuación que represente la relación entre la resistencia específica de la torta y la diferencia de presión.

Supóngase que la densidad y la viscosidad del filtrado no varían con la presión y que el volumen del filtrado retenido en los poros de la torta es despreciable.

3. Una suspensión contiene partículas sólidas en una concentración de 3 g/l . Calcúlese la velocidad terminal de sedimentación gravitatoria de partículas de $0,5 \text{ mm}$ de diámetro y la desviación de este valor respecto del que se obtendría considerando sedimentación libre.

Datos

- Viscosidad de la suspensión: $2,1 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$.
- Densidad de los sólidos: 1.800 kg/m^3 .
- Densidad del fluido: 1.051 kg/m^3 .

4. En las depuradoras de aguas residuales urbanas, una vez separados los sólidos de mayor tamaño mediante un sistema de rejillas, se hace pasar el agua a través de canales desarenadores en los que sedimentan las partículas de arena que contiene en suspensión.

En un caso concreto, el canal desarenador tiene 12 m de longitud y una sección rectangular de 2 m de base en la que el agua alcanza una altura de 80 cm . ¿Cuál sería el tamaño mínimo de partículas de arena que sedimentaría, si el caudal de agua que circula por el canal es de $0,3 \text{ m}^3/\text{s}$?

Datos y notas

- Densidad de la arena: 2.500 kg/m^3 .
- Densidad del agua: 1.000 kg/m^3 .
- Viscosidad del agua $1 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$.

Considérese sedimentación libre.

5. Una centrífuga tubular se utiliza para romper una emulsión de agua y aceite. Determinar el radio de la zona neutra, si el radio de la conducción de salida del agua es $4,5 \text{ cm}$ y el de salida del aceite es de 3 cm .

Datos

- Densidad del agua: 1.000 kg/m^3 .
- Densidad del aceite: 870 kg/m^3 .

6. Se dispone de una centrífuga de cesta no perforada cuyas dimensiones son las siguientes:

- Radio exterior de la cesta: 40 cm .
- Radio interior del líquido: 38 cm .
- Altura: 60 cm .

Se desean separar con ella los cristales de azúcar contenidos en una disolución saturada de ésta, cuyas características son:

- Densidad de los cristales: $1,5 \text{ g/cm}^3$.
- Diámetro medio de los cristales: $0,03 \text{ mm}$.
- Densidad de la disolución: $1,1 \text{ g/cm}^3$.
- Viscosidad de la disolución: 5 cP .

Si se utiliza una velocidad de giro de la centrífuga de 1.000 rpm , calcular:

- a) Caudal de suspensión que es capaz de tratar la centrífuga.
 - b) Superficie del sedimentador gravitatorio que tiene la misma capacidad de separación.
7. Se desea congelar fresas en un lecho fluidizado. Como agente de fluidización se utilizará aire a -30°C . El diámetro del lecho es de $1,2 \text{ m}$ y la porosidad del mismo en las condiciones mínimas de fluidización es de $0,5$. Se utilizará una velocidad superficial de gas igual a 3 veces la velocidad mínima de fluidización.

Calcúlese:

- a) La velocidad mínima de fluidización.
- b) La velocidad de arrastre.
- c) El caudal de aire necesario para la fluidización.
- d) Suponiendo que existiera una distribución amplia de tamaños de fresa, ¿por debajo de qué diámetro serían arrastradas las fresas en las condiciones de operación anteriormente citadas?

Datos

Considérese que las fresas tienen geometría esférica de diámetro medio de 2,5 cm:

- Densidad de las fresas: 1.050 kg/m^3 .
- Densidad del aire: $1,45 \text{ kg/m}^3$.

DESTILACIÓN

- 5.1. Introducción
- 5.2. Equilibrio líquido-vapor en mezclas binarias
- 5.3. *Destilación simple de mezclas binarias*
- 5.4. Rectificación de mezclas binarias

En este capítulo se estudia la operación unitaria de destilación. En general, y por ser de carácter más sencillo, se consideran mezclas binarias, pero la mayoría de los conceptos estudiados pueden aplicarse también a mezclas multicomponentes. En primer lugar, se estudian conceptos relacionados con el equilibrio líquido-vapor en mezclas binarias. Los datos de equilibrio entre fases resultan indispensables para el diseño de los equipos donde se desa-

rollan las operaciones que implican transferencia de materia entre ellas. A continuación, se aborda el estudio de la destilación sin reflujo o destilación simple, en sus dos variantes: destilación simple discontinua y destilación súbita. Finalmente, se analiza la destilación con reflujo o rectificación, utilizándose el método simplificado Mc Cabe-Thiele para la determinación del número de pisos necesarios para llevar a cabo la separación de una mezcla binaria.

NOMENCLATURA

A	Caudal molar de mezcla líquida que se alimenta a una columna de rectificación (moles/s)		que se incorpora a la corriente líquida descendente en una columna de rectificación
D	Caudal molar de la corriente destilado en una columna de rectificación (moles/s)	R	Caudal molar de la corriente residuo en una columna de rectificación (moles/s)
I	Cantidad de fase líquida que se obtiene en la destilación simple o súbita de una mezcla líquida (moles) o caudal molar de la corriente líquida descendente en una columna de rectificación (moles/s)	T_B	Temperatura de burbuja ($^{\circ}\text{C}$)
L_0	Cantidad inicial de mezcla líquida que se somete a destilación simple o destilación súbita (moles)	T_R	Temperatura de rocío ($^{\circ}\text{C}$)
L_D/D	Razón de reflujo externa	V	Cantidad de fase vapor que se obtiene en la destilación simple o destilación súbita de una mezcla líquida (moles) o caudal molar de la corriente vapor que asciende en una columna de rectificación (moles/s)
L_D/V_{M+N}	Razón de reflujo interna	x_A	Fracción molar del componente más volátil en la corriente alimento a una columna de rectificación
M	Número total de etapas en el sector de agotamiento	x_D, y_D, z_D	Fracción molar del componente más volátil en la corriente destilado de una columna de rectificación
N	Número total de etapas en el sector de enriquecimiento	x_i	Fracción molar del componente i en la fase líquida
P	Presión total (N/m^2)	x_R	Fracción molar del componente más volátil en la corriente residuo de una columna de rectificación
P_i	Presión parcial del componente i en una fase vapor (N/m^2)	y_i	Fracción molar del componente i en la fase vapor
P_i^0	Presión de vapor del componente i puro (N/m^2)	α_{12}	Volatilidad relativa del componente 1 respecto del 2
q	Fracción molar de líquido que resta en la destilación súbita de 1 mol de mezcla inicial o fracción de la corriente alimento		

GLOSARIO

altura equivalente de un piso teórico: Altura de relleno necesaria para conseguir la misma separación que en un piso teórico.

columna de pisos o de platos: Columna de rectificación consistente en una cámara cilíndrica vertical con pisos o platos horizontales separados a intervalos regulares. El plato queda cubierto de líquido, que desborda al plato inferior, y el vapor en su marcha ascendente por la columna atraviesa cada plato, borboteando en el líquido, consiguiéndose así un buen contacto entre el vapor y el líquido.

columna de relleno: Columna de rectificación donde el contacto entre la fase vapor y la fase líquida es continuo a lo largo de la misma, con ayuda de un relleno que proporciona una elevada superficie de contacto.

destilación: Operación unitaria mediante la cual se consigue la separación de los componentes de una mezcla líquida por vaporización parcial de la misma. Es la operación de separación más utilizada, generalmente más económica y sobre la que se dispone de mayor información.

destilación con reflujo o rectificación: Destilación en la que una fase vapor ascendente se pone en contacto con una fase líquida descendente en el interior de una columna. Los componentes más volátiles pasan del líquido al vapor y los más pesados del vapor al líquido, con lo que el vapor se enriquece en componentes volátiles y la corriente líquida se agota en los mismos. El vapor que abandona la columna se condensa y parte de éste se devuelve a la columna como reflujo, constituyendo la fase líquida descendente, y el resto se retira como producto destilado. El calor necesario para la generación de la corriente de vapor se suministra en la caldera, de donde se extrae el residuo.

destilación simple: Destilación en la que una mezcla líquida contenida en un recipiente, la caldera, se

hace hervir, separándose un vapor que constituye el destilado y quedando en la caldera el residuo, constituido por los componentes menos volátiles.

destilación súbita: Destilación en la que una corriente líquida a una cierta temperatura y presión se descomprime bruscamente, provocando una vaporización parcial del líquido, obteniéndose una fase vapor y otra líquida en equilibrio.

piso teórico: Piso en el que el vapor que lo abandona para ascender al superior y el líquido que desciende al inferior están en equilibrio.

razón de reflujo: Relación entre los caudales molares de las corrientes reflujo y destilado de una columna de rectificación. Existe un valor óptimo de esta relación para que el número de pisos necesarios de la columna sea mínimo.

recta de operación del sector de agotamiento: Ecuación de una recta en el diagrama de equilibrio $y-x$, que permite el cálculo de la composición del vapor en un piso, en función de la composición del líquido en el piso inmediato superior, del sector de agotamiento.

recta de operación del sector de enriquecimiento: Ecuación de una recta en el diagrama de equilibrio $y-x$, que permite el cálculo de la composición del vapor en un piso, en función de la composición del líquido en el piso inmediato superior, del sector de enriquecimiento.

sector de agotamiento: Zona de la columna de rectificación situada por debajo del piso de alimentación, incluyendo dicho piso. Se caracteriza por que el líquido descendente se empobrece en los componentes más volátiles.

sector de enriquecimiento: Zona de la columna de rectificación situada por encima del piso de ali-

mentación. Se caracteriza por que el vapor en esta zona se enriquece, a medida que asciende, en los componentes más volátiles.

temperatura de burbuja y de rocío: Temperaturas a las que se inicia la ebullición de una mezcla líquida y la condensación de una mezcla vapor, respectivamente, que se encuentran a una determinada presión.

5.1. Introducción

La destilación es una operación unitaria mediante la cual se consigue la separación de los componentes de una mezcla líquida por vaporización parcial de la misma. Es la operación de separación más utilizada, generalmente más económica y sobre la que se dispone de mayor información.

Las aplicaciones de la destilación son muy diversas. El oxígeno puro que se utiliza en la fabricación del acero, en las naves espaciales y en aplicaciones medicinales, se obtiene mediante destilación del aire previamente licuado. Las fracciones del petróleo (tales como gases ligeros, nafta, gasolina, queroseno, gasóleo, fuel-oil, aceites lubricantes y asfalto) se obtiene en grandes columnas de destilación a las que se alimenta el crudo.

En la industria alimentaria la destilación se utiliza principalmente en la concentración de aceites esenciales, aromas y bebidas alcohólicas, y en la desodorización de grasas y aceites.

La destilación puede llevarse a cabo de diferentes formas. Hay dos tipos básicos: *destilación sin reflujo o destilación simple* y *destilación con reflujo o rectificación* (figura 5.1).

La destilación simple es la operación de hervir una mezcla líquida contenida en un recipiente, la caldera, condensándose posteriormente el vapor que constituirá el *destilado*, quedando en la caldera el *residuo*. Esta operación puede realizarse de forma continua, alimentando mezcla líquida a la caldera y extrayendo residuo y destilado continuamente, cuyas composiciones permanecen constantes o de forma discontinua, con lo que la composición del vapor y líquido cambiarán con el tiempo.

La destilación súbita (o destilación flash) es una variante de la destilación simple en la que se calienta el alimento a temperatura elevada, pero manteniéndose a una presión alta de manera que no hierva. A continuación, se expande el líquido calentado en una columna hasta una presión menor abandonando ésta una fase vapor, rica en componentes volátiles, y una fase líquida, rica en no volátiles, y ambas fases estarán en equilibrio en las condiciones de presión y temperatura de la columna.

En la *destilación con reflujo o rectificación* una fase vapor ascendente se pone en contacto con una fase líquida descendente en el interior de una columna, transfiriéndose materia del líquido al vapor y de éste al líquido. Los componentes más pesados pasan del vapor al líquido y los componentes más volátiles del líquido al vapor, con lo que el vapor se enriquece en componentes volátiles y la corriente líquida se agota en los mismos.

El vapor que abandona la cabeza de la columna se condensa y parte de éste se devuelve a la columna como *reflujo* y el resto se retira como producto *destilado*. El calor necesario para la generación de la corriente de vapor se suministra en la caldera, de donde se extrae el *residuo*.

La destilación por arrastre de vapor es una variante de la rectificación en la que el calor suministrado en la caldera es sustituido por una corriente de vapor de agua recalentado. La presencia de este nuevo componente disminuye la presión parcial de los componentes de la mezcla líquida alimento, con lo que la temperatura de vaporización es inferior, lo que resulta especialmente útil cuando los componentes de la mezcla alimento son sensibles al calor.

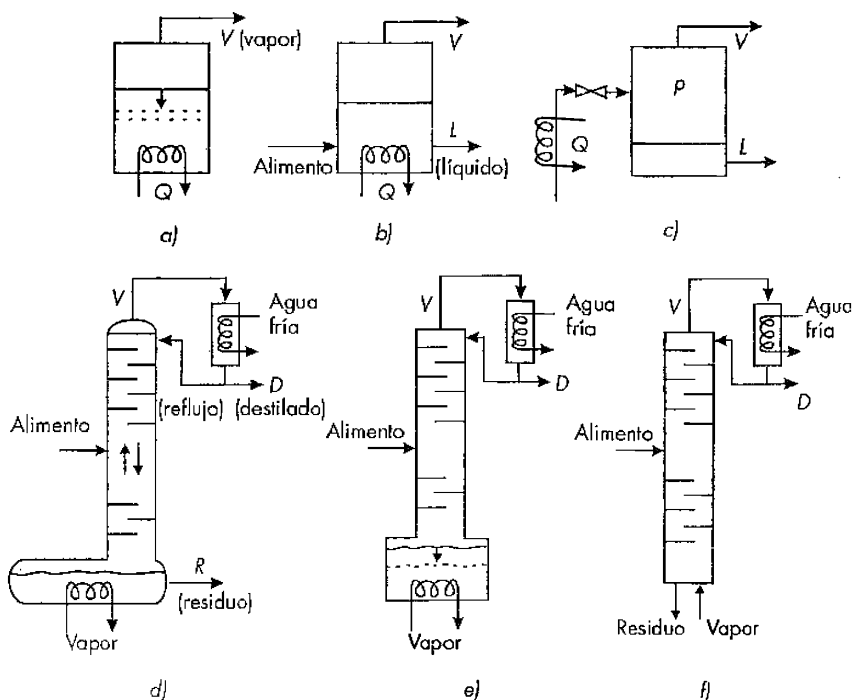


FIGURA 5.1. Diferentes tipos de destilación: a) simple discontinua, b) simple continua, c) súbita, d) rectificación continua, e) rectificación discontinua, f) rectificación con arrastre de vapor.

La *destilación extractiva* y la *azeotrópica* son destilaciones en las que la separación a efectuar se hace posible o se facilita por adición de un nuevo componente llamado agente separador. En la destilación azeotrópica, el agente separador forma un azeótropo con uno de los componentes de la mezcla a separar. El azeótropo puede después romperse mediante diversos procedimientos. En la destilación extractiva, el agente separador, que es mucho menos volátil que los componentes a separar, reduce la volatilidad de alguno de ellos, arrastrándolo hacia la base de la columna de rectificación.

En cuanto al contacto de la fase vapor y la fase líquida a lo largo de una columna de rectificación, éste puede ser discontinuo (*columna de pisos o de platos*) o continuo (*columna de relleno*).

Las columnas de pisos consisten en una cámara cilíndrica vertical con platos horizontales separados a intervalos regulares. El plato queda cubierto de líquido, que desborda hacia el plato inferior por uno o varios conductos. Éstos se sumergen en el líquido, que hace de cierre hidráulico. De este modo, el vapor en su marcha ascendente por la columna atraviesa cada plato, borboteando en el líquido, consiguiéndose así un buen contacto entre el vapor y el líquido. Los numerosos diseños dados a los dispositivos que permiten el paso del vapor a través del líquido (platos perforados, platos de campanas, platos de válvula, etc.) tiende a conseguir el mejor contacto entre el vapor y el líquido, sin aumentar al mismo tiempo la pérdida de carga al pasar el vapor por cada plato (figura 5.2).

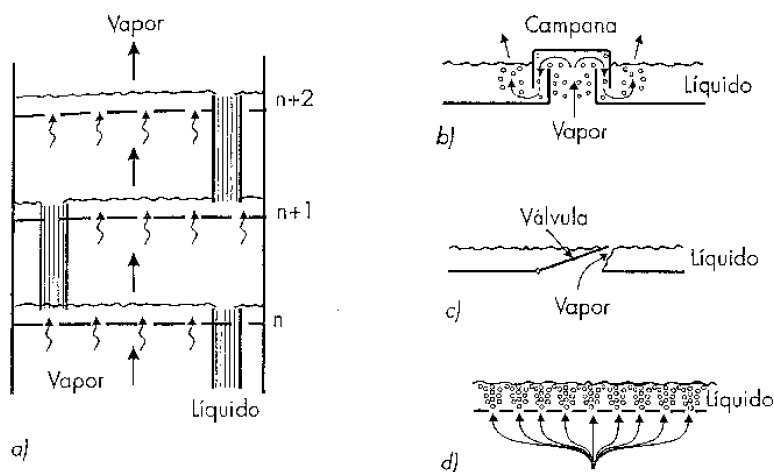


FIGURA 5.2. Columnas de pisos: a) disposición relativa de los platos, el líquido descendente y el vapor ascendente, b) plato de campanas, c) plato de válvula, d) plato perforado.

En las columnas de relleno el contacto entre las fases es continuo en lugar de ser intermitente, realizándose con ayuda de diversos rellenos que proporcionan una elevada superficie de contacto. Estos elementos de relleno son sólidos inertes de pequeño tamaño que están distribuidos en el interior de la columna al azar u ordenadamente. La corriente líquida 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 les exige una ele-

vada área superficial por unidad de volumen, buena resistencia mecánica, baja pérdida de carga y poco peso (figura 5.3).

Lógicamente, en una columna de platos la separación de los componentes de una mezcla será tanto más perfecta cuanto mayor sea el número de pisos de la columna. En cada piso, se supone que el vapor que lo abandona para ascender al superior y el líquido que desciende al inferior están en equilibrio. A un piso que cumpla esta condición se le llama *piso teórico*. Sin embargo, en la realidad nunca se dará este caso, pues el número de *pisos reales* para con-

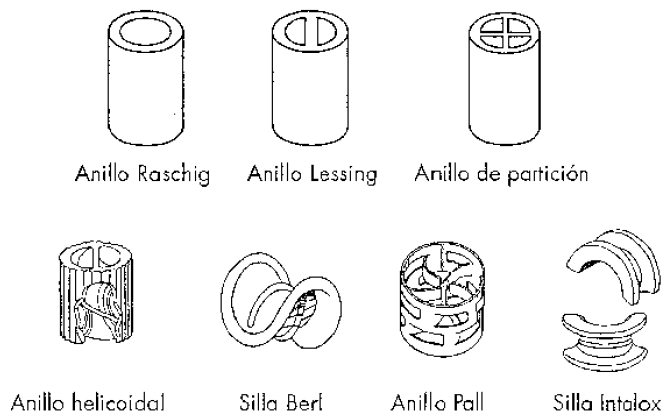


FIGURA 5.3. Diversos tipos de rellenos comerciales utilizados en columnas de relleno.

seguir una cierta separación es siempre superior al número de pisos teóricos. Así, la *eficacia de piso*, ecuación [5.1], indica el grado de aproximación al equilibrio.

$$\text{Eficacia de piso} = \frac{n.^{\circ} \text{ pisos teóricos}}{n.^{\circ} \text{ pisos reales}} \quad [5.1]$$

La altura de la columna se obtendrá multiplicando el número de pisos reales por la separación entre pisos.

En el caso de columnas de relleno se define la *altura equivalente de un piso teórico* (AEPT), como la altura de relleno necesaria para conseguir la misma separación que en un piso teórico. Por tanto, la altura de la columna (II) vendrá dada por la ecuación [5.2]:

$$H = (\text{AEPT}) \times (n.^{\circ} \text{ pisos teóricos}) \quad [5.2]$$

5.2. Equilibrio líquido-vapor en mezclas binarias

Los datos de equilibrio entre fases son indispensables para el cálculo y diseño de los equipos donde se desarrollan las operaciones que impliquen transferencia de materia entre ellas.

En general, y por ser de carácter más sencillo, en este capítulo se abordará el estudio de mezclas binarias, pero la mayoría de los conceptos estudiados pueden aplicarse también a mezclas multicomponentes.

5.2.1. Diagramas de equilibrio

Dado que sólo se considerarán mezclas binarias completamente miscibles, el número de fases presentes serán dos (fase líquida y fase vapor) y el número de componentes también dos. Por tanto, de acuerdo con la regla de las fases para un sistema binario existirán dos grados de libertad o variables independientes en el sis-

tema considerado. Es decir, las variables intensivas independientes del equilibrio líquido-vapor serán, pues, dos de estas cuatro: presión, temperatura y composición de cada una de las fases. De tal modo que fijadas la presión y la temperatura quedan automáticamente fijadas la composición de la fase líquida y vapor.

Los diagramas más utilizados son los isotermos y los isóbaros y dado que generalmente se trabaja a presión constante, estos últimos son los más interesantes. Dentro de los diagramas isóbaros podemos distinguir: diagramas temperatura-composición y diagramas composición del vapor-composición del líquido (figura 5.4).

En el primero de ellos se representa, a una presión determinada, las temperaturas de burbuja y de rocío frente a la composición del vapor (y) y del líquido (x), referidos al componente más volátil y expresados en fracciones molares (figura 5.4a). Puede observarse que el vapor V_0 obtenido a partir del líquido L_0 , una vez condensado proporcionará un líquido L_1 más enriquecido en componente volátil ($x_1 > x_0$). Etapas sucesivas de evaporación y condensación conducirán al componente volátil puro.

Al variar la presión, este tipo de diagramas apenas varía de forma, pero se desplaza verticalmente según indica la línea de trazos. Esto permite el empleo de un nuevo diagrama: composición del vapor-composición del líquido, para cada sistema y muy poco sensible a las variaciones de presión (figura 5.4b). Cada punto del diagrama representa una única temperatura, que en ocasiones se representa en el lado derecho del diagrama.

En el diagrama T - x , y , el huso es tanto más abierto cuanto mayor es la diferencia entre las volatilidades de ambos componentes, en el diagrama y - x al aumentar la diferencia de volatilidad la curva se separa de la diagonal.

Los diagramas anteriores corresponden a *mezclas binarias ideales*, la volatilidad relativa de sus componentes permanece prácticamente constante en todo el intervalo de composiciones. Un ejemplo típico lo constituye la mezcla benceno-tolueno.

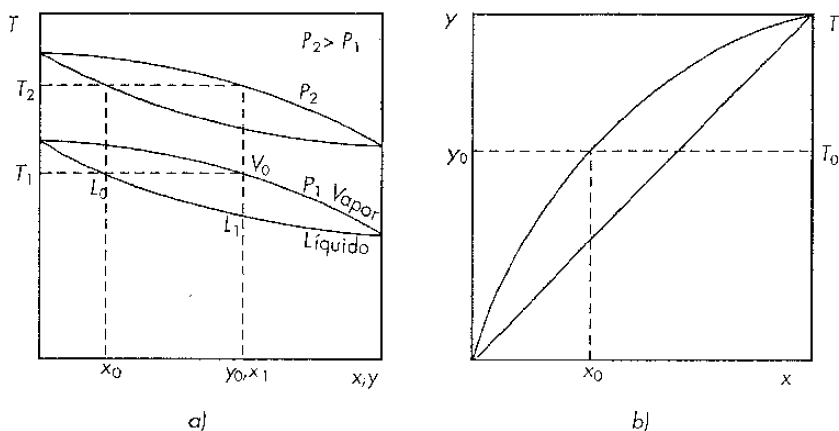


FIGURA 5.4. Diagramas isóbaros: a) diagrama temperatura-composición, b) diagrama composición del vapor-composición del líquido.

Mezclas reales sin azeótropo. La volatilidad relativa de sus componentes varía apreciablemente con la composición. Según que la misma sea mayor para pequeños o grandes valores de x , las curvas de equilibrio de los diagramas isobáricos tienden a la inflexión para valores grandes o pequeños de x , respectivamente (figura 5.5). Ejemplos típicos de este tipo de mezclas lo constituyen los sistemas metanol-agua (figura 5.5a) y cloroformo-benceno, respectivamente (figura 5.5b).

Mezclas reales con azeótropo de mínimo punto de ebullición. La variación de la volatilidad relativa de sus componentes es tal que pasa de ser mayor a menor que la unidad al aumentar el valor de x (figura 5.6a). La mezcla con volatilidad relativa de sus componentes igual a la unidad se denomina mezcla azeotrópica o azeótropo de mínimo punto de ebullición, debido a que, a la presión de que se trate, su temperatura de ebullición es inferior a la de los componentes puros o de cualquier otra de sus mezclas, coincidiendo para la misma las composiciones de las dos fases en equilibrio. Un ejemplo de este tipo de mezclas lo constituye el sistema etanol-agua.

Mezclas reales con azeótropo de máximo punto de ebullición. La variación de la volatilidad relativa de sus componentes es tal que pasa de ser menor a mayor que la unidad al aumentar el valor de x (figura 5.6b). La mezcla con volatilidad relativa de sus componentes igual a la unidad se denomina azeótropo de máximo punto de ebullición, debido a que, a la presión de que se trate, su temperatura de ebullición es superior a la de los componentes puros o cualesquiera otra de sus mezclas, coincidiendo para la misma las composiciones de las dos fases en equilibrio. Un ejemplo típico lo constituye el sistema acetona-cloroformo.

5.2.2. Cálculo del equilibrio líquido-vapor para mezclas binarias ideales

En un sistema líquido-vapor en equilibrio, el vapor estará a su *temperatura de rocío* y el líquido a su *temperatura de burbuja*, coincidiendo naturalmente ambas temperaturas, que constituyen la de equilibrio. La temperatura de burbuja se define como la temperatura a la que se inicia la ebullición de una mezcla líquida a

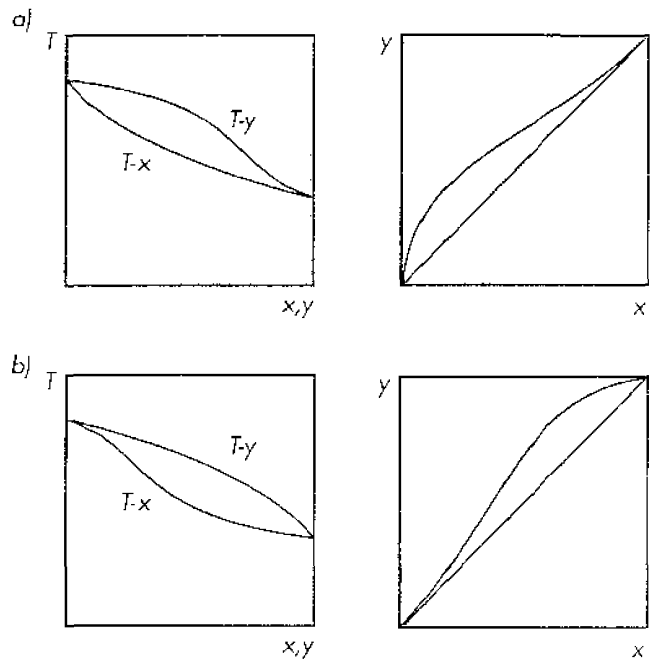


FIGURA 5.5. Diagramas isóbaros de mezclas reales sin azeótropos.

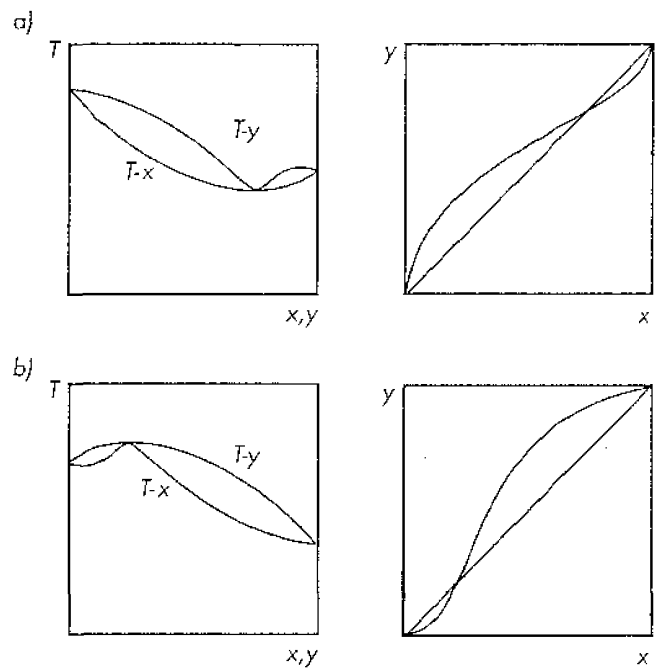


FIGURA 5.6. Diagramas isóbaros: a) mezclas reales con azeótropo de mínimo punto de ebullición, b) mezclas reales con azeótropo de máximo punto de ebullición.

una cierta presión, mientras que la temperatura de rocío es la temperatura a la que se inicia la condensación de una mezcla vapor a una determinada presión.

En el tratamiento analítico de las operaciones de separación resulta necesaria la determinación de las temperaturas de burbuja y de rocío, así como las composiciones de las fases resultantes. Estos cálculos pueden ser relativamente complicados para mezclas reales. Sin embargo, si la fase líquida se comporta como una disolución ideal, los cálculos son relativamente directos.

Supongamos una disolución ideal líquida (cumple la ley de Raoult) que contiene dos sustancias, 1 y 2, con fracciones molares conocidas de cada uno de los componentes (x_1 y x_2). Si se calienta la mezcla a presión constante, P , hasta su temperatura de burbuja, T_B , la adición extra de una pequeña cantidad de calor producirá la formación de una burbuja de vapor. Como ésta está en equilibrio con el líquido y se supone que la disolución es ideal, las presiones parciales de cada uno de los componentes se pueden determinar mediante la ley de Raoult, ecuación [5.3]:

$$p_i = x_i P_i^0(T_B) \quad i = 1, 2 \quad [5.3]$$

donde P_i^0 es la presión de vapor del componente i puro a la temperatura de burbuja.

Dado que la presión total es la suma de las presiones parciales, se tendrá:

$$P = p_1 + p_2 = x_1 P_1^0(T_B) + x_2 P_2^0(T_B) \quad [5.4]$$

o bien:

$$f(T_B) = x_1 P_1^0(T_B) + x_2 P_2^0(T_B) - P = 0 \quad [5.5]$$

La temperatura de burbuja podrá calcularse mediante un método iterativo, determinando el valor de ésta que satisface la ecuación [5.5]. Para ello, únicamente se necesitará disponer de los valores de las presiones de vapor de cada uno de los componentes en función de la temperatura (tablas de presión de vapor o ecuación de Antoine).

Una vez determinada la temperatura de burbuja, la composición de la fase vapor podrá determinarse, evaluando la presión parcial de cada componente mediante la ecuación [5.3] y calculando la fracción molar de cada componente (y_1 e y_2) en la fase vapor a partir de la ley de Dalton, ecuación [5.6]:

$$p_i = P y_i \quad [5.6]$$

de donde

$$y_i = \frac{p_i}{P} \quad [5.7]$$

La temperatura de rocío (T_R) de una mezcla de vapores puede determinarse de un modo similar. Si la mezcla vapor condensa a su temperatura de rocío, se encontrará en equilibrio con la primera gota de líquido que se ha formado. Si el líquido es una disolución ideal, entonces la composición de la fase líquida y la fase gaseosa estarán relacionadas por las leyes de Raoult y Dalton, ecuaciones [5.3] y [5.6], respectivamente.

La fracción molar en la fase líquida podrá calcularse mediante la ecuación [5.8]:

$$x_i = y_i P / P_i^0(T_R) \quad i = 1, 2 \quad [5.8]$$

Teniendo en cuenta que la suma de las fracciones molares de los componentes en fase líquida ha de ser igual a la unidad, se tiene:

$$\frac{y_1 P}{P_1^0(T_R)} + \frac{y_2 P}{P_2^0(T_R)} = 1 \quad [5.9]$$

o bien

$$f(T_R) = \frac{y_1 P}{P_1^0(T_R)} + \frac{y_2 P}{P_2^0(T_R)} - 1 = 0 \quad [5.10]$$

Siguiendo un método iterativo idéntico al caso anterior, se determinará el valor de la

temperatura de rocío que satisface la ecuación [5.10].

Un concepto útil, y muy corriente en cálculos ingenieriles, que relaciona los valores de equilibrio de las composiciones de un sistema, es la *volatilidad relativa*. La volatilidad relativa, α_{12} , se define de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$\alpha_{12} = \frac{y_1/x_1}{y_2/x_2} = \frac{y_1 x_2}{y_2 x_1} \quad [5.11]$$

Como en mezclas binarias, $y_2 = 1 - y_1$ y $x_2 = 1 - x_1$, se tiene:

$$\alpha_{12} = \frac{y_1}{1 - y_1} \frac{1 - x_1}{x_1} \quad [5.12]$$

de donde se deduce:

$$y_1 = \frac{\alpha_{12} x_1}{1 + (\alpha_{12} - 1)x_1} \quad [5.13]$$

Esta relación permite calcular la composición del vapor para cualquier valor de x , si se conoce la volatilidad relativa.

Si el sistema se comporta de forma ideal, es fácil demostrar que:

$$\alpha_{12} = \frac{P_1^0}{P_2^0} \quad [5.14]$$

es decir, la volatilidad relativa es una constante. En el caso de que $P_1^0 = P_2^0$, entonces $\alpha_{12} = 1$, y la separación por destilación no será posible. Cuanto mayor sea la diferencia de la volatilidad relativa respecto de la unidad, más sencilla resultará la separación de los componentes mediante la operación unitaria de destilación.

Ejemplo 5.1. Calcula la temperatura de burbuja y la composición del vapor en equilibrio asociado con una mezcla líquida de 40% en mol de benceno y 60% de tolueno a 1 atm.

Datos

Las presiones de vapor de los componentes puros con la temperatura (ecuación de Antoine):

$$P_{\text{Benceno}}^0 = 6,90565 - \frac{1.211,033}{T + 220,790} \quad (\text{mm Hg})$$

$$P_{\text{Tolueno}}^0 = 6,9533 - \frac{1.343,443}{T + 219,377} \quad (\text{mm Hg})$$

Solución

La temperatura de burbuja podrá calcularse mediante la ecuación [5.5]:

$$f(T_B) = x_1 P_1^0(T_B) + x_2 P_2^0(T_B) - P = 0$$

donde:

$$P_1^0(T_B) = 6,90565 - \frac{1.211,033}{T + 220,790}$$

$$P_2^0(T_B) = 6,9533 - \frac{1.343,443}{T + 219,377}$$

$$x_1 = 0,4; x_2 = 0,6; P = 760 \text{ mm Hg}$$

mediante un método iterativo se construye la siguiente tabla:

$T (^{\circ}\text{C})$	$P_1^0 (\text{mm Hg})$	$P_2^0 (\text{mm Hg})$	$f(T_B)$
80	757,7	291,2	-282,2
100	1.350,5	556,3	114,0
94,2	1.150,7	465,0	-20,7
95,1	1.180,1	478,3	-0,93
95,14	1.181,5	478,9	-0,05

por tanto,

$$T_B = 95,14 ^{\circ}\text{C}$$

Una vez conocida la temperatura de burbuja, la fracción molar de cada componente en la fase vapor se calcula a partir de la ley de Dalton:

$$y_i = \frac{P_i}{P}$$

donde:

$$p_i = x_i P_i^0$$

para los datos del ejemplo, se tiene:

$$P_{\text{benceno}} = (1.181,5) (0,4) = 472,6 \text{ mm Hg}$$

$$P_{\text{tolueno}} = (478,9) (0,6) = 287,3 \text{ mm Hg}$$

$$P = 759,9 \text{ mm Hg}$$

$$y_{\text{benceno}} = \frac{472,6}{760} = 0,622$$

$$y_{\text{tolueno}} = 1 - 0,622 = 0,378$$

5.2.3. Determinación experimental de los datos de equilibrio

De los diversos métodos experimentales que existen para la determinación de datos de equilibrio líquido-vapor, se ha elegido el de uso más frecuente, conocido como método de recirculación del condensado.

En la figura 5.7 se esquematiza la instalación experimental utilizada para la determinación de los datos de equilibrio. Consiste en un calderín provisto en su parte superior de una boca esmerilada, A, para alimentación de la mezcla líquida. Dicha mezcla líquida se pone en ebullición en B, por medio de una resistencia eléctrica, C, conectada a un reostato, y ascendiendo por el serpentín D, a la salida del cual se mide su temperatura. De la mezcla en ebullición se separa el líquido, del que se pueden obtener muestras por la toma lateral E, y el vapor, que asciende por el cuello del calderín G, suficientemente largo para evitar arrastros de líquido, y perfectamente calorifugado para evitar condensaciones. En la parte superior, además de la boca para entrada de líquido, existe un termómetro, H, para medir la temperatura del vapor, y una salida lateral, I, que conduce a un refrigerante total J en el que condensa el vapor. Éste, una vez condensado, se recircula al calderín mediante el tubo K, pu-

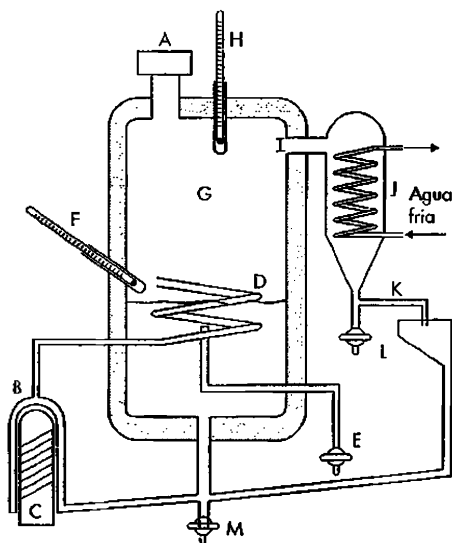


FIGURA 5.7. Instalación experimental para la determinación de los datos de equilibrio.

diéndose obtener una muestra del mismo mediante la llave L.

El aparato dispone a su vez de una llave M situada en su parte baja, para la descarga del mismo.

Quando se alcanza el estado estacionario, lo que se comprueba por la constancia de las temperaturas del vapor (H) y del líquido (F), se toman muestras de la fase gaseosa, previamente condensada, y de la fase líquida, las cuales, una vez analizadas, proporcionan las composiciones de las fases en equilibrio.

5.3. Destilación simple de mezclas binarias

Aunque el método de destilación más importante es el de la rectificación, la destilación simple tiene numerosas aplicaciones. De acuerdo con lo comentado en el apartado 5.1, la destilación simple, habitualmente, se lleva a cabo

de dos formas diferentes: destilación simple discontinua o destilación diferencial y destilación súbita o destilación flash. A continuación, se aborda el estudio de estas operaciones unitarias para el caso más sencillo de mezclas binarias.

5.3.1. Destilación simple discontinua

La destilación simple se utiliza con mucha frecuencia en los laboratorios para la separación de mezclas de compuestos cuyas volatilidades difieren apreciablemente. Asimismo, se utiliza en industrias de pequeña capacidad, en las que la producción no justifica la instalación de un sistema continuo.

En la destilación simple la mezcla líquida que se pretende separar se calienta hasta que comienza la ebullición. El vapor formado es separado inmediatamente del sistema, condensándose a continuación. Como este vapor es más rico en el componente más volátil, el líquido remanente en la caldera quedará empobrecido en componente volátil.

Supongamos una mezcla binaria de composición inicial x_0 (figura 5.8). La ebullición comienza a la temperatura T_0 produciéndose un vapor de composición y_0 , correspondiente al equilibrio a esa temperatura. Al separarse este

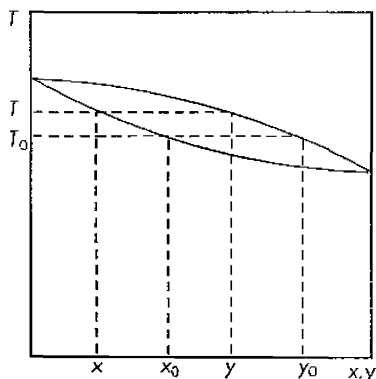


FIGURA 5.8. Diagrama T - x,y ; destilación discontinua.

vapor, la composición del líquido se desplaza hacia la izquierda y en consecuencia aumenta la temperatura de ebullición. Cuando la composición del líquido residual es x , la composición del vapor formado vendrá dada por y ($y < y_0$), produciéndose un vapor que es también más pobre en componente volátil.

La destilación simple discontinua puede representarse esquemáticamente tal y como se indica en la figura 5.9. Sean x e y las fracciones molares del líquido y el vapor generado en un momento dado, L y V la cantidad de líquido y el vapor expresado en unidades molares.

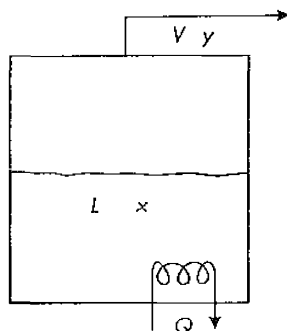


FIGURA 5.9. Esquema de la operación unitaria de destilación discontinua o por cargas.

La expresión del balance de materia total vendrá dada por la ecuación [5.15]:

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

es decir,

$$\frac{dL}{dt} = -V \quad [5.15]$$

del mismo modo, el balance de materia referido al componente más volátil:

$$\frac{d(Lx)}{dt} = -Vy \quad [5.16]$$

desarrollando la ecuación anterior, queda:

$$Ldx = (y - x)dL \quad [5.17]$$

separando variables e integrando entre las condiciones iniciales y finales se obtiene la ecuación:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^x \frac{dx}{y-x} \quad [5.18]$$

La integración del segundo miembro de esta ecuación puede resolverse gráficamente si se conoce la relación de equilibrio entre x e y . En algunos casos, si se dispone de una relación matemática entre las concentraciones de equilibrio, la integral podrá resolverse analíticamente.

A partir de esta ecuación se puede calcular la cantidad de líquido a destilar para obtener un líquido de una concentración determinada. La composición media del vapor separado podrá determinarse mediante un balance de materia.

Ejemplo 5.2. En un equipo de destilación simple, se sitúa inicialmente en la caldera una mezcla de benceno(1) y tolueno(2) con una fracción molar en benceno igual a 0,6.

- Si se desea finalizar la destilación cuando la fracción molar de benceno en la caldera se haya reducido a 0,5 ¿qué porcentaje de la carga inicial se ha de destilar?
- ¿Cuál será la composición del líquido residual cuando se haya destilado el 70% de la carga inicial? ¿Cuál será la composición media del vapor generado durante la destilación?

Datos

La volatilidad relativa α_{12} es 2,6.

Solución

Teniendo en cuenta el valor de la volatilidad relativa, supuesta constante en todo el intervalo de composiciones, se tiene:

$$y = \frac{\alpha_{12}x}{1 + (\alpha_{12} - 1)x} = \frac{2,6x}{1 + 1,6x}$$

conocida la expresión matemática que relaciona las composiciones de equilibrio, la ecuación [5.18] queda:

$$\ln \frac{L}{L_0} = \int_{x_0}^x \frac{dx}{y-x} = \frac{1}{1,6} \ln \frac{x}{x_0} + \frac{2,6}{1,6} \ln \frac{1-x_0}{1-x} \quad [1]$$

- Tomando como base de cálculo, $L_0 = 100$ moles,

$$\ln \frac{L}{L_0} = \frac{1}{1,6} \ln \frac{0,5}{0,6} + \frac{2,6}{1,6} \ln \frac{1-0,6}{1-0,5} = 0,4766$$

$$L = 62,09 \text{ moles}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ de carga destilada} &= \frac{L_0 - L}{L_0} 100 = \\ &= \frac{100 - 62,09}{100} \times 100 = 37,91\% \end{aligned}$$

- Quando se haya destilado el 70% de la carga inicial, se tiene que $L = 30$ moles, por tanto:

$$\begin{aligned} \ln \frac{30}{100} &= \frac{1}{1,6} \ln \frac{x}{0,6} + \frac{2,6}{1,6} \ln \frac{1-0,6}{1-x} = \\ &= -1,2040 = A \end{aligned}$$

el valor de x , dada la dificultad de resolver analíticamente la ecuación anterior, se determina mediante un método iterativo:

x	A
0,4	-0,9123
0,3	-1,3426
0,33	-1,2118
0,331	-1,2075
0,332	-1,2032

luego $x = 0,332$.

- Realizado un balance de materia al benceno:

Benceno inicial = Benceno caldera +
+ Benceno destilado

$$L_0 x_0 = Lx + Vy$$

sustituyendo valores, se tiene:

$$(100) (0.8) = (80)(0.332) + (70)y$$

de donde:

$$y = 0.715$$

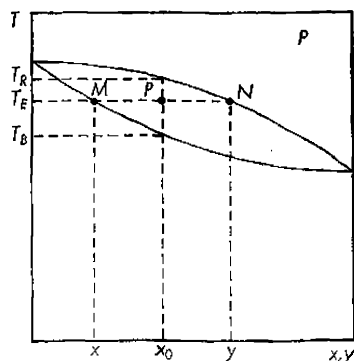


FIGURA 5.10. Diagrama T - x , y ; destilación súbita.

5.3.2. Destilación súbita

Este tipo de destilación suele llevarse a cabo habitualmente de una forma continua. El producto a destilar se hace pasar, a presión elevada, a través de un cambiador de calor, donde se calienta a la temperatura deseada. Posteriormente, se alimenta a una cámara o columna donde la reducción de presión provoca la vaporización parcial de la mezcla. Por la parte superior escapa la fase vapor, mientras la fracción líquida lo hace por la inferior.

Considérese una mezcla líquida de composición x_0 , a presión elevada, que se descomprime hasta una presión menor, P , y que alcanza una temperatura, T_E , comprendida entre las de burbuja y rocío (T_B y T_R , respectivamente) para mezclas de igual composición a la presión P . La mezcla experimenta una destilación súbita a dicha presión P y a la temperatura de equilibrio T_E , coincidente con la de burbuja de la fase líquida residual de composición x , y con la de rocío de la fase vapor formada de composición y . La evolución de la operación puede seguirse fácilmente con la ayuda del diagrama temperatura-composición (figura 5.10).

Sean L_0 los moles iniciales de líquido; L y V los moles finales de líquido y vapor, respectivamente. Realizando un balance de materia total y el correspondiente al componente volátil, se tiene:

$$L_0 = L + V \quad [5.19]$$

$$L_0 x_0 = Lx + Vy \quad [5.20]$$

de este sistema de ecuaciones, se deduce fácilmente la siguiente relación:

$$\frac{L}{V} = \frac{y - x_0}{x_0 - x} \quad [5.21]$$

Dicha relación pone de manifiesto que las cantidades de líquido y de vapor son inversamente proporcionales a las longitudes de los segmentos MP y PN determinados en el diagrama temperatura-composición por las composiciones respectivas y la del líquido inicial (ecuación [5.22]):

$$\frac{L}{V} = \frac{PN}{MP} = \frac{y - x_0}{x_0 - x} \quad [5.22]$$

Representando por q , la fracción molar de líquido que resta en la destilación súbita de 1 mol de mezcla inicial, la ecuación [5.22] puede expresarse del siguiente modo:

$$\frac{L/A}{V/A} = \frac{q}{1-q} = \frac{y - x_0}{x_0 - x} \quad [5.23]$$

El desarrollo de esta ecuación conduce a la siguiente:

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_0}{q-1} \quad [5.24]$$

La ecuación [5.24] representa una línea recta de pendiente, $q/q-1$, que corta a la diagonal, $y = x$, en el punto de abscisa x_0 . Los valores de x e y requeridos deben satisfacer no solamente esta ecuación sino también los datos de equilibrio del sistema. Por tanto, estos valores podrán determinarse gráficamente utilizando el diagrama x - y , tal y como se indica en la figura 5.11.

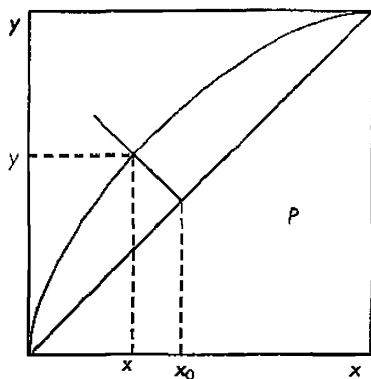


FIGURA 5.11. Diagrama y - x : destilación súbita.

Ejemplo 5.3. Las mezclas formadas por los componentes 1 y 2 se comportan idealmente en todo el intervalo de sus temperaturas de ebullición a presión atmosférica. Determinar:

- La temperatura de burbuja de una mezcla líquida cuya fracción molar del componente más volátil (1) es $x_1 = 0,4$.
- La temperatura de rocío de una mezcla vapor cuya fracción molar del componente más volátil (1) es $y_1 = 0,4$.
- Las composiciones del vapor y del líquido y las cantidades de ambas fases que resul-

tan en la destilación súbita de 100 moles de mezcla líquida de composición $x_1 = 0,4$ a 345 K.

Datos

Las presiones del vapor de los componentes puros pueden calcularse mediante las relaciones siguientes:

$$\ln P_1^0 = 16,1313 - 3,834/T$$

$$\ln P_2^0 = 15,4382 - 3,834/T$$

expresando T en Kelvin y P_1^0, P_2^0 en kN/m².

Solución

La temperatura de burbuja y de rocío se calculará haciendo uso del diagrama de equilibrio T - x , y .

De acuerdo con la ecuación [5.4]:

$$\begin{aligned} P &= p_1 + p_2 = x_1 P_1^0 + x_2 P_2^0 = \\ &= x_1 P_1^0 + (1 - x_1) P_2^0 \end{aligned}$$

de donde:

$$x_1 = \frac{P - P_2^0}{P_1^0 - P_2^0} \quad [1]$$

donde:

$$\ln P_1^0 = 16,1313 - \frac{3,834}{T}$$

$$\ln P_2^0 = 15,4382 - \frac{3,834}{T}$$

$$P = 101,3 \text{ kN/m}^2$$

por otro lado, a partir de la ecuación [5.6]:

$$P_1 = P y_1 = P_1^0 x_1$$

de donde:

$$y_1 = \frac{P_1^0 x_1}{P} \quad [2]$$

A continuación, se construye la siguiente tabla:

T (K)	P_1^0 (KN/m ²)	P_2^0 (KN/m ²)	x_1 [1]	y_1 [2]
333	101,3	50,6	1	1
338	120,1	60,1	0,69	0,82
343	141,7	70,9	0,43	0,60
348	166,4	83,2	0,22	0,36
353	194,5	97,3	0,04	0,08
354,3	202,4	101,3	0	0

Por último, se lleva a cabo la representación del diagrama T - x , y (figura 5.12).

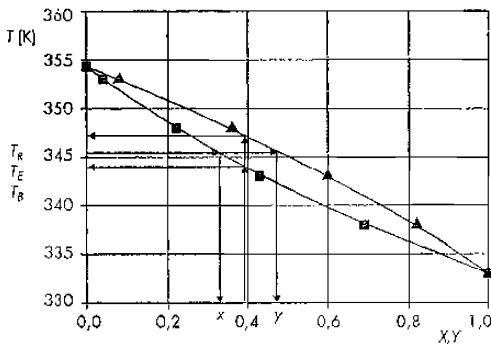


FIGURA 5.12. Diagrama T - x , y .

- a) Para $x_1 = 0,4 \rightarrow T_B = 343,7$ K.
- b) Para $y_1 = 0,4 \rightarrow T_R = 347$ K.
- c) Para $T_E = 345 \rightarrow x = 0,35$ e $y = 0,51$.

A partir de la ecuación [5.23]:

$$\frac{L/A}{V/A} = \frac{q}{1-q} = \frac{y-x_D}{x_D-x} = \frac{0,51-0,40}{0,40-0,35} = 2,2$$

de donde:

$$q = 0,6875$$

$$L = qA = 0,6875 (100) = 68,75 \text{ moles}$$

$$V = (1-q)A = 0,3125 (100) = 31,25 \text{ moles}$$

5.4. Rectificación de mezclas binarias

Aunque la rectificación puede realizarse en forma discontinua, el proceso continuo tiene mayor interés industrial y es al mismo tiempo de desarrollo más sencillo, ya que todas las variables de la operación se mantienen constantes durante el proceso.

De forma similar a los puntos anteriores, nos referiremos a la rectificación de mezclas binarias, aunque muchos de los principios pueden adaptarse a las de varios componentes. De acuerdo con la nomenclatura utilizada hasta el momento, las composiciones de la fase líquida y vapor se representarán por las fracciones molares, referidas al componente más volátil, x e y , respectivamente.

5.4.1. Generalidades

En una columna de rectificación (figura 5.13), la etapa de alimentación divide a la columna en dos sectores: el inferior, incluyendo dicha etapa, se denomina *sector de agotamiento*

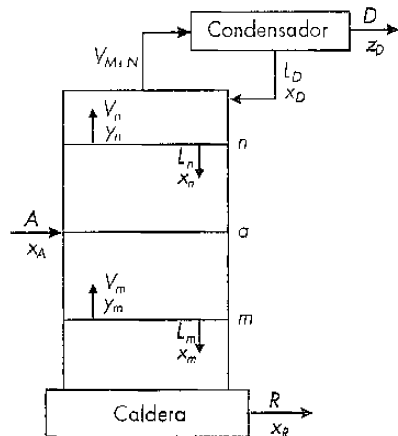


FIGURA 5.13. Columna de rectificación. La fase líquida se agota en componente más volátil. La fase vapor se enriquece en componente más volátil.

y el superior sector de enriquecimiento. Se considera que la misión del segundo es separar del componente volátil las últimas fracciones del menos volátil, mientras que en el primero se separa del componente menos volátil las últimas fracciones del más volátil. Dentro de cada sector se numerarán los platos en sentido descendente. Cualquier etapa del sector de agotamiento es una etapa m y su número total, incluida la etapa de alimentación, se representa por M . Cualquier etapa del sector de enriquecimiento es una etapa n y su número total se representa por N . Los subíndices utilizados, tanto en las concentraciones como en los caudales, indican que el vapor o líquido considerado proceden de este piso.

Con las letras mayúsculas L y V no sólo se representan las dos fases inmiscibles, más o menos densas respectivamente, que fluyen en contracorriente, sino también sus caudales molares.

En la rectificación, el enriquecimiento del vapor en componente más volátil, se basa en el contacto sucesivo de un vapor producido en la caldera, con un líquido producido por condensación del vapor en la cabeza de la columna. Este líquido no está en equilibrio con el vapor, de forma que para llegar a dicho equilibrio tendrá lugar una condensación del componente fijo sobre el líquido y su calor latente se emplea

para vaporizar el componente volátil que pasará a la corriente vapor.

Supongamos una sección del sector de enriquecimiento de una columna de rectificación (figura 5.14a). En el piso n se pone en contacto un vapor V_{n-1} de composición y_{n-1} que procede del piso inferior, y un líquido L_{n+1} de composición x_{n+1} que procede del piso superior. Evidentemente x_{n+1} es mayor que x_{n-1} , por lo que no puede estar en equilibrio con y_{n-1} . El conjunto de vapor V_{n-1} y del líquido L_{n+1} , da en el piso n una mezcla de composición x'_n que se desdobra en un vapor V_n de composición y_n y un líquido L_n de composición x_n , ambos en equilibrio. Como resultado, la corriente de líquido se empobrece en componente volátil ($x_{n+1} > x_n$) al pasar del piso $n+1$ al n , mientras que la corriente de vapor, se enriquece en dicho componente ($y_{n-1} < y_n$) al pasar del piso $n-1$ al n . En el diagrama temperatura-composición puede seguirse la evolución de las composiciones en los distintos pisos, cuyas temperaturas disminuyen, como es natural, a medida que se asciende desde la caldera al condensador (figura 5.14b).

La calidad o pureza de las corrientes destilado y residuo depende de la volatilidad relativa de los componentes de la mezcla alimento, del reflujo utilizado y del número de pisos. Estas dos últimas variables, reflujo y número de pisos, están íntimamente relacionadas, pudiéndose va-

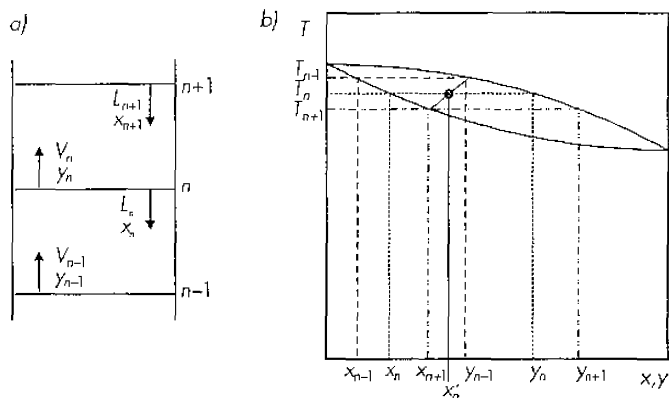


FIGURA 5.14. a) Etapa n del sector de enriquecimiento. Las corrientes V_n y L_n están en equilibrio. b) Representación de la etapa n en el diagrama Temperatura-Composición.

riar entre ciertos límites y llegar a la combinación óptima de las mismas para cada operación.

La corriente líquida de reflujo indispensable para que pueda desarrollarse una operación de rectificación se produce condensando parcial o totalmente el vapor emergente de la columna en el condensador y retornando toda o parte de la corriente líquida producida al piso más alto de la columna. Se denomina *razón de reflujo externa*, la relación L_D/D , entre los caudales molares de las corrientes reflujo y destilado y *razón de reflujo interna*, la relación L_D/V_{M+N} , entre los caudales molares de las corrientes de reflujo y vapor que sale del piso superior de la columna y entra en el condensador.

Una columna de rectificación tiene dos límites de funcionamiento, basados en la razón de reflujo externa:

- Razón de reflujo externa mínima.
- Razón de reflujo externa infinita.

La columna rectifica gracias al reflujo, el cual hace posible el enriquecimiento del vapor que asciende. Así pues, es lógico que al aumentar la razón de reflujo el número de pisos necesarios para una separación dada disminuya. Esta disminución será muy rápida al principio y más suavemente a continuación hasta llegar a su valor mínimo para una razón de reflujo infinita.

Debe observarse que, si se opera con razones de reflujo elevadas aumentan los costes de la caldera, de la columna y del condensador, pues los caudales manejados en el interior de la columna son mayores y por tanto serán necesarias capacidades superiores para estos elementos. Por otro lado, si se opera con razones de reflujo bajas aumentarán los costes al necesitarse un número mayor de pisos para llevar a cabo la separación de los componentes de la mezcla. Por todo ello, existirá un valor de la razón de reflujo externa que conducirá al óptimo económico de la separación. No obstante se puede señalar que, en general, la *razón de reflujo óptima* se sitúa en torno a 1,5-2 veces la razón de reflujo mínima.

5.4.2. Método simplificado de McCabe-Thiele

Para la determinación del número de pisos necesarios para llevar a cabo la separación de una mezcla binaria se utilizará el método simplificado de McCabe-Thiele. Los métodos de cálculo simplificados consideran como hipótesis de partida que los caudales molares de las corrientes vapor y líquido (V, L) se mantienen constantes en cada uno de los sectores de la columna. Dicha hipótesis se cumple siempre y cuando la corriente reflujo retorne a la columna a su temperatura de burbuja y la corriente alimento no sea vapor recalentado o líquido subenfriado en las condiciones del piso de entrada.

Esta hipótesis de constancia de los caudales molares de las corrientes vapor y líquido, al hacer innecesarios los balances entálpicos, simplifica mucho el método de cálculo y permite centrar la atención en los fundamentos de la operación unitaria de rectificación.

— Ecuaciones básicas

En el diseño de una columna de rectificación, habitualmente se dispone de los siguientes datos de partida: caudal y composición de la corriente alimento (A, x_A); composición de la corriente destilado (y_D o x_D , no se presupone de antemano el estado físico de la corriente destilado, por ello, la composición de esta corriente se representará por z_D); composición de la corriente residuo (x_R); razón de reflujo (L_D/D) y, por último, se ha de disponer de los datos de equilibrio correspondiente al sistema binario considerado.

— Cálculo de los caudales de las corrientes destilado y residuo

Para su cálculo bastará realizar un balance de materia alrededor de la columna (figura 5.15).

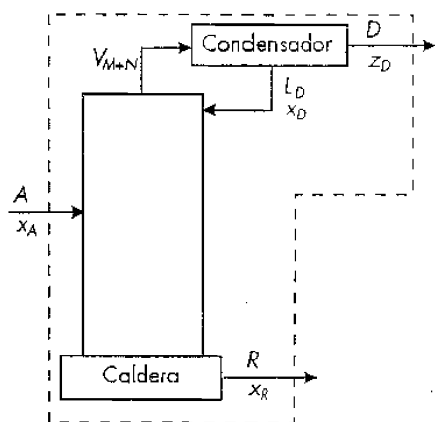


FIGURA 5.15. Balance de materia alrededor de una columna de rectificación.

$$A = D + R \quad [5.25]$$

$$Ax_A = Dz_D + Rx_R \quad [5.26]$$

La primera ecuación representa el balance global, mientras que la segunda es el balance de materia referido al componente más volátil. La resolución de este sistema de ecuaciones permitirá conocer los valores de los caudales de destilado y residuo.

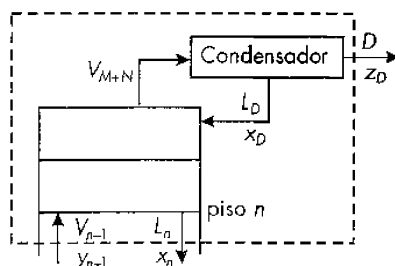
— Cálculo del número de pisos necesarios para la separación

Considérese un piso cualquiera n del sector de enriquecimiento y la parte superior de la columna. Si se efectúa un balance de materia referido al componente más volátil, tal y como se indica en la figura 5.16, se obtiene la siguiente ecuación:

$$V_{n-1}y_{n-1} = L_nx_n + Dz_D \quad [5.27]$$

de donde:

$$y_{n-1} = \frac{L_n}{V_{n-1}}x_n + \frac{D}{V_{n-1}}z_D \quad [5.28]$$

FIGURA 5.16. Balance de materia entre un piso n y el condensador.

dado que, como se ha comentado anteriormente, los caudales de líquido y vapor se mantienen constantes en el sector de enriquecimiento, se tendrá:

$$V_{n-1} = V_n = V_{n+1} = \dots = V_{M+N} = D + L_D \quad [5.29]$$

$$L_n = L_{n+1} = \dots = L_D \quad [5.30]$$

sustituyendo en la ecuación [5.28]

$$y_{n-1} = \frac{L_D}{L_D + D}x_n + \frac{D}{L_D + D}z_D \quad [5.31]$$

se obtiene la ecuación de una recta en el diagrama y - x , que se conoce como *recta de operación del sector de enriquecimiento*. Se puede observar que en la ecuación anterior, a excepción de las composiciones x_n e y_{n-1} , todas las demás variables son conocidas.

En efecto, si la ecuación [5.31] se divide por el caudal de la corriente destilado y se representa la razón de reflujo, L_D/D , por r , se tiene:

$$y_{n-1} = \frac{r}{r+1}x_n + \frac{1}{r+1}z_D \quad [5.32]$$

Este hecho es fundamental pues permite relacionar las composiciones de líquido y vapor entre pisos del sector de enriquecimiento.

Asimismo, para relacionar las composiciones del líquido y del vapor en el sector de agotamiento es necesario obtener una nueva ecuación, análoga a la ecuación [5.31]. Esto es debido a que una nueva corriente de materia, la corriente alimento, entra en el sistema invalidando el balance representado por las ecuaciones [5.29] y [5.30].

Para ello, se realiza un balance de materia referido al componente más volátil en el sector de agotamiento de la columna, tal y como se muestra en la figura 5.17.

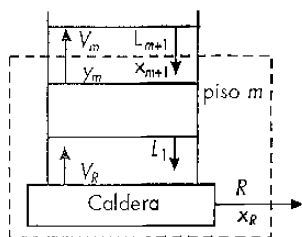


FIGURA 5.17. Balance de materia entre un piso m y la caldera.

$$L_{m+1}x_{m+1} = V_m y_m + R x_R \quad [5.33]$$

de donde:

$$y_m = \frac{L_{m+1}}{V_m} x_{m+1} - \frac{R}{V_m} x_R \quad [5.34]$$

Suponiendo, asimismo, caudales molares constantes en todo el sector de agotamiento, se tendrá:

$$L_{m+1} = L_m = L_{m-1} = \dots = L_1 \quad [5.35]$$

$$V_m = V_{m-1} = \dots = V_R = L_1 - R \quad [5.36]$$

y sustituyendo en la ecuación anterior,

$$y_m = \frac{L_1}{L_1 - R} x_{m+1} - \frac{R}{L_1 - R} x_R \quad [5.37]$$

se obtiene la ecuación de una recta en el diagrama $y-x$, que se conoce con el nombre de *recta de operación del sector de agotamiento*.

Las ecuaciones [5.31] y [5.37], rectas de operación de los sectores de enriquecimiento y agotamiento, respectivamente, permiten el cálculo de la composición del vapor en un piso en función de la composición del líquido en el piso inmediato superior.

En la figura 5.18 se ha representado, en el diagrama $y-x$, los datos de equilibrio del sistema considerado. El trazado de la recta de operación del sector de enriquecimiento es inmediato. Esta recta corta a la diagonal en el punto $y = x = z_D$ y cuya pendiente vendrá dada por $r/r + 1$. Por otra parte, una vez representada la recta de operación de enriquecimiento, el trazado de la de agotamiento es sencillo. Dicha recta corta a la diagonal en el punto $y = x = x_R$ y asimismo, como se comentará en el apartado 5.4.3, para una corriente alimento a su temperatura de burbuja, ambas rectas se cruzan en un punto situado sobre la vertical que pasa por x_A . Basta pues determinar sobre el diagrama estos dos puntos para poder trazar la recta de operación de agotamiento.

Con el valor de la composición del destilado, y_D , si se dispone de un condensador parcial (figura 5.18a), y la curva de equilibrio se determina la composición de la corriente reflujo que se devuelve a la columna, x_D . Para relacionar esta composición con la del vapor que emerge del piso $M + N$ se deberá utilizar la recta de operación. Se comprende, ecuación [5.31], que la vertical de abscisa x_D corta a la recta de operación de enriquecimiento en un punto de ordenada y_{m+N} . La horizontal con esta ordenada determina sobre la curva de equilibrio el punto representativo del piso $M + N$, con su abscisa y ordenada indicando las composiciones de las corrientes líquida y vapor que lo abandonan.

Este proceso se repite nuevamente hasta llegar a un punto de la curva de equilibrio representativo de un piso cuya abscisa sea inferior a la que corresponde a la intersección de las dos rectas de operación. Este piso será el de

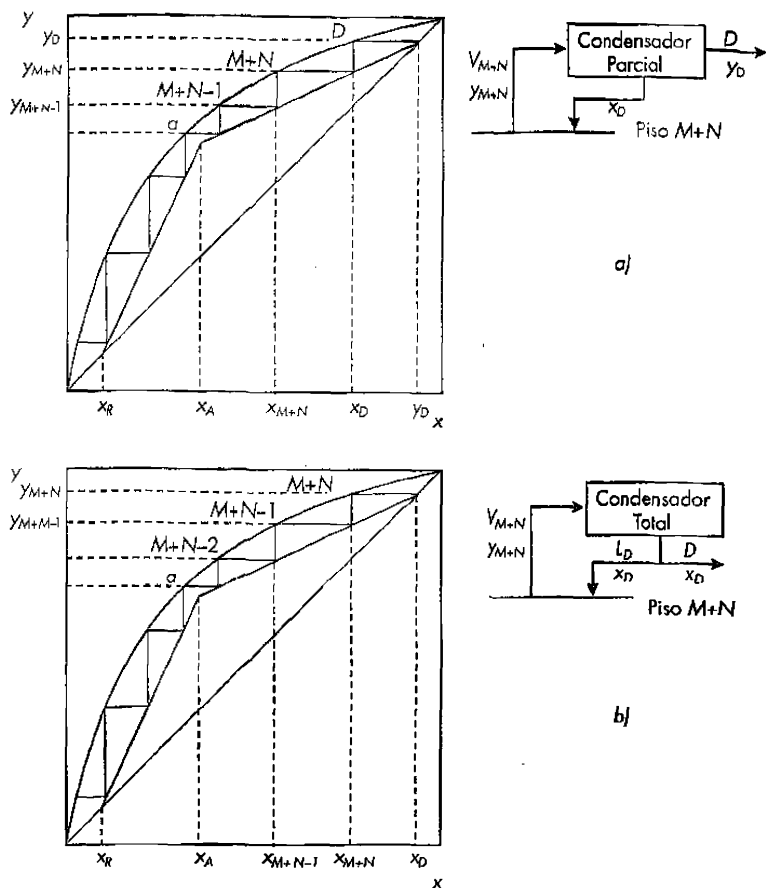


FIGURA 5.18. Método gráfico de McCabe-Thiele:
a) condensador parcial,
b) condensador total
($y_{M+N} = x_D$).

alimentación, debiéndose continuar la construcción escalonada entre la curva de equilibrio y la recta de operación de agotamiento. El piso representativo de la caldera será el más bajo, cuya abscisa sea igual o ligeramente inferior a la composición del residuo, x_R , debiéndose evaluar en el último caso la fracción de piso teórico que corresponda.

Si el condensador de la columna fuera total (figura 5.18b), evidentemente el piso más elevado ya no corresponderá al condensador D sino al piso $M + N$, representando su ordenada

$y_{M+N} = x_D$, no sólo la composición del vapor emergente del mismo sino también la de las corrientes líquidas de producto destilado y de reflujo que abandonan el condensador.

Puesto que uno de los pisos de equilibrio de la construcción escalonada corresponde a la caldera y otro de ellos al condensador, si éste es parcial, antes de pasar de pisos teóricos a reales se descontará del total uno o dos respectivamente, pues los cambios de estado que se producen en ambos elementos se desarrollan prácticamente en condiciones de equilibrio.

5.4.3. Condición de la alimentación. Recta q

Como se puede apreciar en la figura 5.19, la corriente alimento penetra en la columna en el espacio entre los pisos a y $a + 1$. La posible fracción de vapor, resultante de las condiciones de presión y temperatura que reinan en dicho espacio, se incorpora a la corriente V_a, y_a procedente del piso a para originar la corriente $\bar{V}_a, \bar{y}_a$, que penetra en el piso $a + 1$ sin afectar en nada el líquido sobre el primero. Por otro lado, la posible fracción de líquido, se incorporará a la corriente L_{a+1}, x_{a+1} procedente del piso $a + 1$ para originar la corriente $\bar{L}_{a+1}, \bar{x}_{a+1}$ que penetra en el piso a .

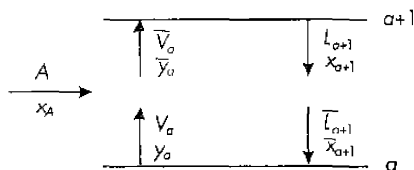


FIGURA 5.19. Piso de alimentación en una columna de rectificación.

En general, la condición líquida o gaseosa de una mezcla alimento puede representarse por la llamada *fracción líquida*, q , que viene expresada por la siguiente ecuación:

$$q = \text{calor necesario para vaporizar 1 mol de alimento/calor latente de vaporización} \quad [5.38]$$

o bien, puede definirse como la fracción del alimento que se incorpora al líquido que desciende por la columna. Por tanto, se tiene:

$$\bar{L}_{a+1} = L_{a+1} + qA \quad [5.39]$$

$$\bar{V}_a = V_a + (1-q)A \quad [5.40]$$

Realizando un balance de materia referido al componente volátil entre el piso $a + 1$ y el condensador, supuesto éste total, se tendrá:

$$\bar{V}_a \bar{y}_a = L_{a+1} x_{a+1} + Dx_D \quad [5.41]$$

Del mismo modo, entre el piso a y la caldera:

$$\bar{L}_{a+1} \bar{x}_{a+1} = V_a y_a + Rx_R \quad [5.42]$$

Por otra parte, aplicando las dos ecuaciones anteriores al punto de corte de las mismas: $\bar{y}_a = y_a = y_c$ y $\bar{x}_{a+1} = x_{a+1} = x_c$, se tendrá:

$$\bar{V}_a y_c = L_{a+1} x_c + Dx_D \quad [5.43]$$

$$V_a y_c = \bar{L}_{a+1} x_c - Rx_R \quad [5.44]$$

Restando ambas ecuaciones y teniendo en cuenta el balance de material referido al componente volátil alrededor de la columna (ecuación [5.26]), se deduce:

$$y_c = \frac{q}{q-1} x_c - \frac{x_A}{q-1} \quad [5.45]$$

Ecuación representativa de la denominada recta q sobre la que deben cortarse las dos líneas de operación, cualquiera que sea la condición de entrada del alimento. Dicha recta corta a la diagonal, $y_c = x_c$, en el punto de la misma abscisa x_A y cuya pendiente es $q/(q-1)$.

En la práctica, para determinar el número de pisos de equilibrio necesarios para llevar a cabo una separación determinada, sólo será preciso trazar la recta de enriquecimiento y la recta q , y desde el punto de intersección de ambas rectas se trazará la recta de agotamiento por unión con el punto $y = x = x_R$ (figura 5.20).

Por último, en el cuadro 5.1 se indica la variación de la posición de la recta q en el diagrama de equilibrio en función de la condición física de la alimentación.

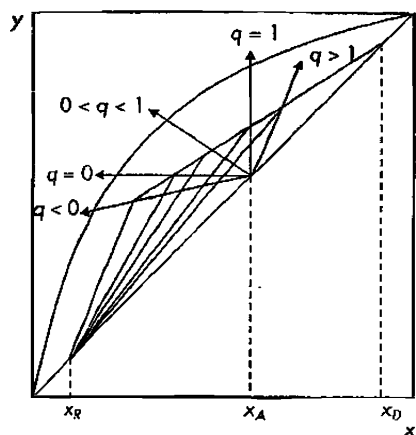


FIGURA 5.20. Variación de la recta q en función de la condición física del alimento.

5.4.4. Condiciones límite de funcionamiento

En el apartado 5.4.1 se definieron las condiciones límite de operación en una columna de rectificación. Razón de reflujo mínima: número de pisos infinito y razón de reflujo infinita: número de pisos mínimo. Estudiaremos a continuación la evolución de estas condiciones límite mediante el método de McCabe-Thiele.

— Razón de reflujo mínima

En la figura 5.21a se ha representado la curva de equilibrio correspondiente a un siste-

ma binario ideal y las dos rectas de operación, de enriquecimiento (DP) y de agotamiento (RP). Se observará que a medida que disminuye la razón de reflujo y con ello la pendiente de la recta de operación de enriquecimiento (ecuación [5.32]), el punto de corte de las dos rectas de operación, P , se irá desplazando sobre la recta q hacia la curva de equilibrio. De este modo, se estrecha la zona disponible para el desarrollo de la construcción gráfica conducente al número de pisos, con lo que tal número aumentará llegando a ser infinito cuando en su desplazamiento el punto de corte P se sitúe sobre la curva de equilibrio, P' . La razón de reflujo correspondiente a la recta de operación DP' es evidentemente la mínima.

Si la curva de equilibrio del sistema binario considerado presenta concavidad hacia el eje de ordenadas, como sucede en el caso del sistema etanol-agua, la determinación de la razón de reflujo mínima debe realizarse a partir de la pendiente de la recta de operación de enriquecimiento tangente a la curva de equilibrio (figura 5.21b).

— Razón de reflujo infinita

Puede observarse que a medida que aumenta la razón de reflujo, la pendiente de la recta de enriquecimiento (ecuación [5.32]) aumenta, y consecuentemente, el número de pisos para una determinada separación disminuye. Cuando la razón de reflujo es infinita (reflujo total)

CUADRO 5.1
Variación de la recta q en el diagrama de equilibrio $y-x$

Alimento	q	Pendiente recta q	Posición en el diagrama $y-x$
Líquido subenfriado	> 1	$1 < q/(q-1) < \infty$	1.º cuadrante
Líquido a temperatura de burbuja	$= 1$	$= \infty$	Línea vertical
Mezcla líquido-vapor	$0 < q < 1$	$0 < q/(q-1) < \infty$	2.º cuadrante
Vapor a temperatura de rocío	$= 0$	$= 0$	Línea horizontal
Vapor sobrecalentado	< 0	$1 > q/(q-1) > 0$	3.º cuadrante

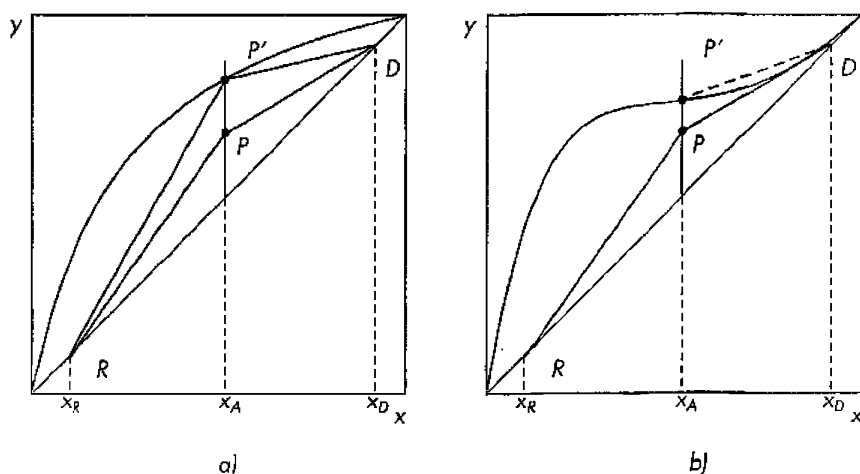


FIGURA 5.21. Determinación gráfica de la razón de reflujo mínima.

se anulan las corrientes destilado y residuo y las pendientes de las rectas de operación de enriquecimiento y agotamiento (ecuaciones [5.32] y [5.37] respectivamente) se igualan a la unidad, es decir, ambas rectas coinciden con la diagonal. Por tanto, para determinar el mínimo número de pisos para una determinada separación bastará desarrollar la construcción gráfica entre la curva de equilibrio y la diagonal (figura 5.22).

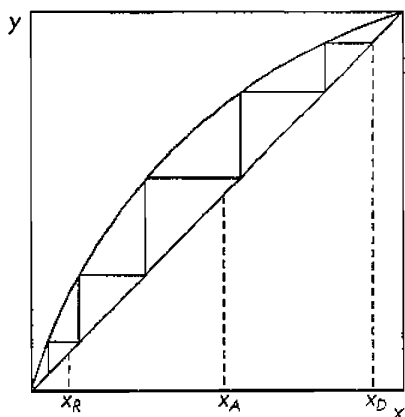


FIGURA 5.22. Número mínimo de pisos teóricos para una separación determinada.

Ejemplo 5.4. Una mezcla binaria con 40% en moles del componente más volátil se alimenta a una columna de rectificación continua como líquido a su temperatura de ebullición. Se desea separar la mezcla en dos fracciones, ambas con un mínimo de pureza del 90%.

1. Si la volatilidad relativa del sistema es 2,0 ¿cómo se calcularían los datos del equilibrio? Comprobar el resultado para $\alpha = 0,5$.
2. Determinar la relación de reflujo mínima a que podría operar dicha columna.
3. Calcular el número de pisos teóricos mínimos que deberían usarse para efectuar dicha separación.
4. Si la relación de reflujo es 2 veces la determinada como mínima en el apartado 2.
 - a) Determinar D , R , L_n , V_n , L_m y V_m para $A = 100$ kmol/g.
 - b) Escribir las ecuaciones de ambas líneas de operación.
 - c) Determinar el número de pisos reales de la sección de enriquecimiento.

Datos y notas

Datos de equilibrio:

x	y
0,1	0,182
0,15	0,261
0,20	0,333
0,25	0,400
0,30	0,462
0,40	0,571
0,50	0,667
0,60	0,750
0,70	0,824
0,80	0,889
0,90	0,947

Solución:

1. De acuerdo con la ecuación [5.13]:

$$y_1 = \frac{\alpha_{12} x_1}{1 + (\alpha_{12} - 1) x_1}$$

Para $x_1 = 0,5$ y $\alpha = 2$ se obtiene un valor de $y_1 = 0,666$ (valor prácticamente coincidente con el dado en el enunciado).

2. Dado que el alimento se introduce en la columna de rectificación como un líquido a su temperatura de ebullición, se tiene:

$$q = 1 \text{ y } \frac{q}{q-1} = \infty$$

(pendiente de la recta q)

además:

$$x_A = 0,4; x_D = 0,9 \text{ (supuesto condensador total) y } x_R = 0,1$$

Se traza la recta q sobre el diagrama $y-x$ (figura 5.23), para un valor de $x_A = 0,4$. A continuación, se une el punto de corte de la recta q con la curva correspondiente a los datos de equilibrio y el punto de la diagonal correspondiente a un valor de $x_D = 0,9$. La recta obtenida corresponde a la recta de operación del sector de enriquecimiento.

La ecuación de dicha recta [5.31] es:

$$y_{n+1} = \frac{L_D}{L_D + D} x_n + \frac{D}{L_D + D} y_D$$

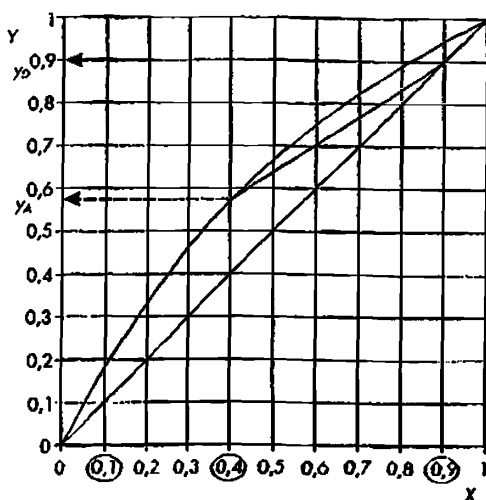


FIGURA 5.23. Determinación de la razón de reflujo mínima.

de donde:

$$\begin{aligned} \left(\frac{L_D}{L_D + D} \right)_{\min} &= \left(\frac{L_D}{V_{M+N}} \right)_{\min} = \frac{y_D - y_A}{x_D - x_A} = \\ &= \frac{0,9 - 0,57}{0,9 - 0,4} = 0,66 \end{aligned}$$

luego:

$$\begin{aligned} \left(\frac{L_D}{D} \right)_{\min} &= \left(\frac{L_D}{V - L_D} \right)_{\min} = \frac{(L_D/V)_{\min}}{1 - (L_D/V)_{\min}} = \\ &= \frac{0,66}{1 - 0,66} = 1,94 \end{aligned}$$

3. El número mínimo de pisos corresponde a un valor de

$$\frac{L_D}{D} = \infty$$

es decir, las rectas operativas de enriquecimiento y agotamiento coinciden con la diagonal. A partir de la figura 5.24, se tiene:

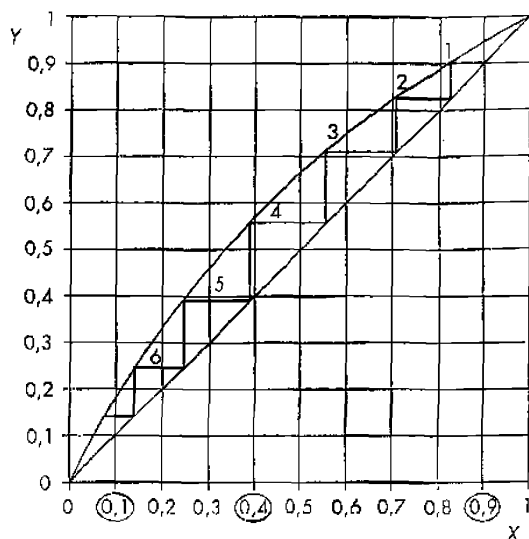


FIGURA 5.24. Determinación del número mínimo de pisos.

$$(M + N)_{\min} = 6,4 - 1 = 5,4 \text{ pisos teóricos (supuesto condensador total)}$$

4.

$$\left(\frac{L_D}{D}\right)_{\text{real}} = 2 \left(\frac{L_D}{D}\right)_{\min} = 2(1,94) = 3,88$$

a) A partir de las ecuaciones [5.25] y [5.26], supuesto condensador total:

$$A = D + R$$

$$Ax_A = Dx_D + Rx_R$$

se tiene:

$$100 = D + R$$

$$100(0,4) = D(0,9) + R(0,1)$$

resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$D = 37,5 \text{ kmol/h}$$

$$R = 62,5 \text{ kmol/h}$$

a partir de la razón de reflujo real, se obtiene:

$$L_D = L_n = \left(\frac{L_D}{D}\right) D = (3,88)(37,5) = 145,5 \text{ kmol/h}$$

$$V = V_n = L_D + D = 145,5 + 37,5 = 183 \text{ kmol/h}$$

los caudales molares correspondientes al sector de agotamiento vendrán dados por:

$$L_m = L_n + qA$$

$$V_m = V_n - (1 - q)A$$

donde: $q = 1$, por tanto:

$$L_m = 145,5 + 100 = 245,5 \text{ kmol/h}$$

$$V_m = V_n = 183 \text{ kmol/h}$$

b) La recta de operación del sector de enriquecimiento viene dada por la ecuación [5.31]:

$$y_{n-1} = \frac{L_D}{L_D + D} x_n + \frac{D}{L_D + D} x_D$$

donde la pendiente será:

$$\frac{L_D}{L_D + D} = \frac{L_D/D}{L_D/D + 1} = \frac{3,88}{3,88 + 1} = 0,795$$

y la ordenada en el origen:

$$\begin{aligned} \frac{D}{L_D + D} x_D &= \frac{1}{\frac{L_D}{D} + 1} x_D = \\ &= \frac{1}{3,88 + 1} (0,9) = 0,184 \end{aligned}$$

por tanto, la expresión de la recta del sector de enriquecimiento será:

$$y_{n-1} = (0,795) x_n + 0,184$$

La expresión correspondiente a la recta del sector de agotamiento viene dada por la ecuación [5.34]:

$$y_m = \frac{L_{m+1}}{V_m} x_{m+1} - \frac{R}{V_m} x_R$$

donde:

$$\frac{L_{m+1}}{V_m} = \frac{L_m}{V_m} = \frac{245,5}{183} = 1,342$$

$$\frac{R}{V_m} x_R = \frac{62,5}{183} (0,1) = 0,034$$

por tanto, la ecuación correspondiente a la recta del sector de agotamiento será:

$$y_m = 1,342 - 0,034$$

c) Trazando las rectas operativas correspondientes a los sectores de enriquecimiento y agotamiento y la recta q sobre el diagrama $y-x$ (figura 5.24), se tiene:

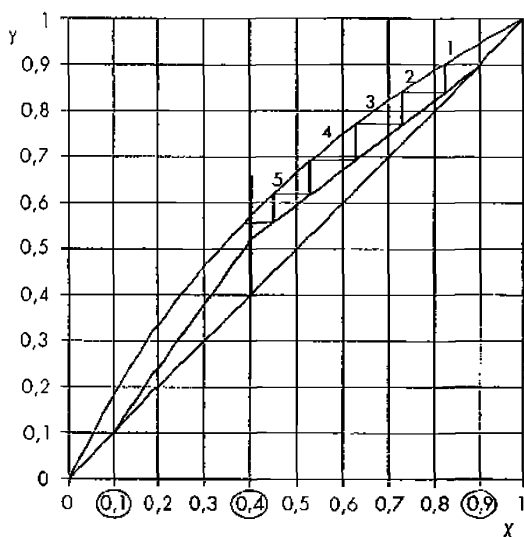


FIGURA 5.25. Determinación del número de pisos correspondientes al sector de enriquecimiento.

Por tanto, el número de pisos teóricos correspondientes al sector de enriquecimiento será:

$$N = 5,2 \text{ pisos}$$

y suponiendo una eficacia de piso igual a 0,75, se tendrá:

$$N_{\text{real}} = \frac{5,2}{0,75} = 6,9 \approx 7 \text{ pisos reales}$$

Resumen

1. La destilación es una operación unitaria mediante la cual se consigue la separación de los componentes de una mezcla líquida por vaporización parcial de la misma. Hay dos tipos básicos: destilación sin reflujo o destilación simple y destilación con reflujo o rectificación. La destilación simple se utiliza con mucha frecuencia en los laboratorios para la separación de mezclas de compuestos cuyas volatilidades difieren apreciablemente. Asimismo, se utiliza en industrias de pequeña capacidad, en las que la producción no justifica la instalación de un sistema continuo. En la rectificación, una fase vapor ascendente se pone en contacto con una fase líquida descendente en el interior de una columna. Los componentes más volátiles se transfieren del líquido al vapor, con lo que el vapor se enriquece en componentes volátiles y la corriente líquida se agota en los mismos. Se emplea fundamentalmente a escala industrial.
2. Los diagramas de equilibrio, correspondientes a mezclas binarias, más utilizados son los isotermos y los isóbaros y dado que generalmente se trabaja a presión constante, estos últimos son los más interesantes. Dentro de los diagramas isóbaros se pueden distinguir: diagramas temperatura-composición ($T-x,y$) y diagramas composición del vapor-composición del líquido ($y-x$). En el primero de ellos, se representa, a una presión determinada, las temperaturas de burbuja y de rocío frente a la composición del vapor (y) y del líquido (x), referidos al

componente más volátil y expresados en fracciones molares. En los diagramas y - x , se representa la composición del vapor (y) frente a la composición del líquido (x) en equilibrio. Cada punto del diagrama corresponde a una única temperatura, que en ocasiones se representa en el lado derecho del diagrama.

3. En el tratamiento analítico de las operaciones de separación resulta necesario la determinación de las temperaturas de burbuja y de rocío, así como las composiciones de las fases resultantes. Estos cálculos pueden ser relativamente complicados para mezclas reales. Sin embargo, asumiendo mezclas binarias ideales, es decir la fase líquida se comporta como una disolución ideal (cumple la ley de Raoult) y evaluando la fracción molar de cada componente en la fase vapor a partir de la ley de Dalton, los cálculos son relativamente directos.
4. Finalmente, se aborda el estudio de la destilación simple, en sus dos variantes: destilación discontinua o diferencial y destilación súbita o flash. El conocimiento de los datos de equilibrio y un balance de materia permiten determinar los moles finales de líquido (L) y vapor (V) que resulta de la destilación simple de una mezcla inicial (L_0), así como las composiciones resultantes.

El cálculo del número de pisos necesarios para llevar a cabo la separación de una mezcla binaria mediante rectificación se realiza mediante el método simplificado de McCabe-Thiele. Los métodos de cálculo simplificados consideran como hipótesis de partida que los caudales molares de las corrientes vapor y líquido (V, L) se mantienen constantes en cada uno de los sectores de la columna. Este método de cálculo simplificado permite resolver, asimismo, las condiciones límite de operación en una columna de rectificación: razón de reflujo mínima-número de pisos infinito y razón de reflujo infinita-número de pisos mínimo.

Problemas propuestos

1. Calcula la temperatura del rocío y la composición del líquido en equilibrio asociado con una mezcla gaseosa que contiene 10% en

mol de benceno, 10% de tolueno y el resto de nitrógeno (que no se condensa) a 1 atm.

Datos

Presiones de vapor de los componentes puros con la temperatura (ecuación de Antoine):

$$P_{\text{benceno}}^0 = 6,90565 - \frac{1.211,033}{T + 220,790} \quad (\text{mm Hg})$$

$$P_{\text{tolueno}}^0 = 6,9533 - \frac{1.343,443}{T + 219,377} \quad (\text{mm Hg})$$

2. Utilizando los datos de presiones de vapor que se muestran en la tabla, determinar para mezclas de etilbenceno y estireno a una presión absoluta de 50 mm Hg:

- a) Fracción molar de etilbenceno en el vapor (y) respecto a fracción molar de etilbenceno en el líquido (x).
- b) Volatilidad relativa (α) respecto a la fracción molar de etilbenceno en el líquido.
- c) Temperatura de ebullición respecto a x .
- d) Y respecto a x , utilizando un valor medio de α igual a la media geométrica de sus valores para $x = 0$ y $x = 1$.

Datos

Presiones de vapor de los componentes puros:

$T(^{\circ}\text{C})$	$P^0_{\text{etilbenceno}}$ (mm Hg)	P^0_{estireno} (mm Hg)
66,25	70,6	50,0
66	69,8	49,4
65	66,7	47,0
64	64,9	44,8
63	61,0	42,5
62	59,0	41,0
61	55,2	38,1
60	54,0	37,0
59	51,2	35,0
58,06	50,0	33,6

3. Una cámara que se mantiene a 1 atm y 100 °C se utiliza para destilar súbitamente una mezcla líquida de benceno-tolueno que contiene un 40% de moles de benceno y se encuentra a 2 atm. Suponiendo comportamiento ideal, calcular la composición de las fases en equilibrio, así como los caudales de líquido y de vapor obtenidos.

Datos

A 100 °C, las presiones de vapor del benceno y del tolueno son 1.350,5 y 556,3 mm de Hg, respectivamente.

4. En un equipo de destilación simple o diferencial, se sitúa inicialmente una mezcla de pineno y limoneno con un 60% en peso de pineno:
- Si se desea terminar la destilación cuando el contenido en pineno en la caldera se ha reducido al 50% en peso, ¿qué porcentaje de la carga habrá destilado?
 - ¿Qué cantidad podrá destilarse antes de que el contenido en pineno en el vapor descienda a una fracción molar de 0,65?
 - ¿Cuál será la composición del líquido residual y del vapor cuando haya destilado el 50% de la carga?

Datos

- Pesos moleculares del pineno y del limoneno = 136,23 g/mol.
- Datos de equilibrio referidos al componente volátil (pineno):

x	y
0,228	0,330
0,310	0,428
0,425	0,554
0,513	0,642
0,622	0,736
0,782	0,841
0,875	0,921

5. Una unidad de destilación, que consta de una columna de platos perforados, una caldera parcial y un condensador total, ha de diseñarse para separar etanol y agua a presión atmosférica. La alimentación, que se introduce en la columna como líquido a su temperatura de ebullición, contiene 20 moles % de alcohol. El destilado ha de contener 80% de alcohol y la recuperación del alcohol será el 97% del alimentado.

- ¿Cuál es la concentración molar del residuo?
- Calcúlese el valor mínimo de:
 - La relación de reflujo interna.
 - La relación de reflujo externa.
- ¿Cuál es el número mínimo de etapas teóricas y el correspondiente de platos reales si la eficacia global de los platos es del 55%?
- Si se utiliza una relación de reflujo L_D/V_{M+N} de 0,80, ¿cuántos platos reales se necesitarán?

Datos

El equilibrio líquido-vapor para el sistema etanol-agua a 1 atm, en fracciones molares de etanol (*Ind. Eng. Chem.* 24, 882, 1932) es el que se muestra en la siguiente tabla:

x	y	$T(^{\circ}\text{C})$
0,0190	0,1700	95,50
0,0721	0,3891	89,00
0,0966	0,4375	86,70
0,1238	0,4704	85,30
0,1661	0,5089	84,10
0,2337	0,5445	82,70
0,2608	0,5580	82,30
0,3273	0,5826	81,50
0,3965	0,6122	80,70
0,5079	0,6564	79,80
0,5198	0,6599	79,70
0,5732	0,6841	79,30
0,6763	0,7385	78,74
0,7472	0,7815	78,41
0,8943	0,8943	78,15

6. Se desea separar una mezcla binaria de dos componentes A y B con 40% en moles de A, en un destilado que contenga 90% en moles de A y un residuo con 5% en moles de A, en una columna de pisos. Si el alimento entra como líquido a 20 °C, calcular sobre una base de 100 kmol/h de alimento:

- Caudales de residuo y de destilado.
- El número mínimo de pisos teóricos.
- La razón de reflujo mínimo.
- El número de pisos teóricos y posición del piso de la alimentación si la razón de reflujo es dos veces la mínima.
- El número de pisos reales en las condiciones del apartado d) si la eficacia de cada piso es del 80%

Datos

- Calor específico del alimento: 40 kcal/mol °C.
- Calor de vaporización del alimento: 8.000 kcal/kmol.
- Temperatura de ebullición del alimento: 80 °C.
- Volatilidad relativa del sistema, $\alpha_{12} = 2.5$.

7. Se desean separar 15.000 kg/h de una mezcla binaria de los componentes A y B, con 40%

en moles de A, en un destilado que contenga 95% en moles de A y un residuo con 5% en moles de A mediante rectificación continua en una columna de pisos. El alimento es una mezcla de 2/5 moles de vapor y 3/5 moles de líquido por mol de alimento. La razón de reflujo L_p/D es dos veces superior a la mínima.

Calcular:

- La producción horaria de residuo y producto.
- El número de pisos teóricos y la posición del piso de alimentación.
- El número de pisos reales.

Datos de equilibrio

$T(^{\circ}\text{C})$	x	y
80	1	1
85	0,781	0,900
90	0,580	0,776
95	0,411	0,631
100	0,258	0,456
105	0,129	0,281
110	0,0169	0,0330
110,7	0	0

Eficacia de los pisos = 70%

EXTRACCIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO

- 6.1. Introducción
- 6.2. Equilibrio de extracción
- 6.3. Cinética de extracción
- 6.4. Factores que influyen en la extracción sólido-líquido
- 6.5. Extracción en una etapa
- 6.6. Extracción en varias etapas
- 6.7. Equipos de extracción sólido-líquido
- 6.8. Extracción con fluidos supercríticos

En este capítulo se estudia la extracción sólido-líquido como operación básica de interés en la Industria Alimentaria al permitir la separación de mezclas de componentes sólidos por contacto con un disolvente que solubiliza preferentemente a determinados componentes. En primer lugar se revisa el equilibrio de esta operación, describiéndose la forma habitual de representar los datos de equilibrio de extracción mediante diagramas triangulares. A continuación, se analizan las diferentes etapas y fenómenos que tienen lugar durante la extracción y que determinan en gran medida la velocidad de la operación. Desde el punto de vista del diseño de extractores, se consideran tanto sistemas de una sola etapa como de

varias etapas. En este último caso, se describen y analizan dos configuraciones diferentes: sistema de etapas en serie con entrada independiente del disolvente y sistema de varias etapas con circulación en contracorriente. En ambos tipos de sistemas, basándose en el concepto de etapa de equilibrio, se describe el procedimiento de cálculo y diseño del sistema de extracción, incluyendo la determinación del número de etapas. El capítulo finaliza con una descripción de los tipos de extractores más utilizados a escala industrial, así como con una revisión de los principios que rigen la extracción con fluidos supercríticos, destacando sus ventajas e inconvenientes respecto de la extracción sólido-líquido convencional.

NOMENCLATURA

A	Caudal másico de la corriente alimento (kg h^{-1})	T	Caudal másico de la corriente suma (kg h^{-1})
A_i	Área de transferencia de materia (m^2)	T_c	Temperatura crítica ($^{\circ}\text{C}$)
B	Sólido inerte	x	Fracción másica de soluto en las corrientes alimento y residuo
C	Soluto	x_s	Fracción másica de disolvente en las corrientes alimento y residuo
C_i	Concentración de soluto en la disolución (kg m^{-3})	y	Fracción másica de soluto en las corrientes disolvente y extracto
C'_i	Concentración de soluto en la fase sólida (kg m^{-3})	y_s	Fracción másica de disolvente en las corrientes disolvente y extracto
E	Caudal másico de la corriente extracto (kg h^{-1})	z	Fracción másica de soluto en la corriente suma T
K	Coefficiente global de transferencia de materia (m h^{-1})	z_s	Fracción másica de disolvente en la corriente suma T
m_i	Caudal másico de soluto transportado (kg h^{-1})	Δ	Caudal neto (kg h^{-1})
N_R	Número de etapas reales	η_E	Eficacia de las etapas reales
N_T	Número de etapas ideales		
P_c	Presión crítica (bar)		
R	Caudal másico de la corriente residuo (kg h^{-1})		
S	Disolvente		
S_0	Caudal másico de la corriente de disolvente (kg h^{-1})		

GLOSARIO

etapa ideal: Etapa de extracción en la que el tiempo de contacto es lo suficientemente largo para que se alcance el equilibrio.

extracto: Fase líquida que contiene los componentes solubilizados por el disolvente durante la extracción.

extractor: Equipo en el que se lleva a cabo la operación de extracción sólido-líquido.

fluido supercrítico: Fluido que se encuentra en condiciones de presión y temperatura superiores a las del punto crítico, lo que le confiere propiedades especiales como disolvente.

lixiviación: Término con el que se conoce a la extracción sólido-líquido en las Industrias Metalúrgica y Química.

residuo: Fase sólida humedecida que contiene los componentes no solubilizados por el disolvente durante la extracción.

6.1. Introducción

La extracción sólido-líquido es una operación que permite separar los componentes presentes en una mezcla sólida mediante contacto con un disolvente que disuelve selectivamente a algunos de dichos componentes. Se trata, por tanto, de una operación de transferencia de materia en la que determinados componentes se transportan desde una fase sólida hasta una fase líquida.

Es una operación de interés en la Industria Alimentaria, ya que hace posible la recuperación, por extracción, de determinadas sustancias presentes en alimentos sólidos (extracción positiva). En ocasiones, el objetivo de esta operación es purificar un alimento sólido por eliminación de determinados componentes no deseados, los cuales son extraídos mediante un disolvente (extracción negativa). La extracción sólido-líquido se utiliza también ampliamente en las Industrias Metalúrgica y Química, conociéndose en este caso como lixiviación. Conceptualmente, la extracción sólido-líquido presenta una gran similitud con la extracción líquido-líquido. En esta última, el objetivo que se persigue es la separación de componentes en una fase líquida por contacto con un disolvente que, aunque es inmiscible con el conjunto, disuelve preferentemente a determinados solutos presentes en la misma. En esta obra, se pasa revista únicamente a la extracción sólido-líquido por ser de mayor importancia en el procesado y transformación de alimentos.

Entre las numerosas aplicaciones de la extracción sólido-líquido en la Industria Alimen-

taria cabe citar las siguientes: extracción del azúcar contenido en la remolacha azucarera, extracción de aceites a partir de frutos secos y semillas, recuperación del aceite restante en el residuo sólido obtenido por prensado de la aceituna, fabricación de café instantáneo por extracción de los granos de café tostados y molidos, recuperación de aromas por extracción con CO_2 supercrítico, etc.

6.2. Equilibrio de extracción

La extracción sólido-líquido se lleva a cabo poniendo en contacto el alimento sólido de partida con el disolvente durante un período de tiempo determinado. A continuación, la mezcla resultante se separa para dar lugar a dos fases:

- *Extracto.* Es la fase líquida formada mayoritariamente por el disolvente y el soluto o solutos que han sido solubilizados. No obstante, el extracto también puede contener partículas sólidas que, como consecuencia de su pequeño tamaño, no se han separado por decantación o han sido arrastradas por la corriente de extracto.
- *Residuo,* también denominado *agotado* o *refinado.* Se trata de un sólido humedecido formado por todos los sólidos que no se han disuelto, aunque también incorpora parte de la disolución que ha quedado adherida a las partículas sólidas.

La figura 6.1 muestra el esquema de una etapa de extracción, donde A , S_0 , E y R repre-

sentan las masas (extracción por cargas) o los caudales másicos (extracción continua) correspondientes a la mezcla alimento, el disolvente, el extracto y el residuo, respectivamente. Si el tiempo de contacto es lo suficientemente largo, el sistema llegará a alcanzar el equilibrio termodinámico, es decir el extracto y el residuo obtenidos se encuentran en equilibrio. En ese caso la etapa de contacto se denomina ideal o de equilibrio. Con frecuencia, en las etapas de extracción reales el tiempo de operación no es lo suficientemente largo como para que se alcance dicho equilibrio. Por ello, se suele introducir el concepto de eficacia de etapa (η_E) como una medida cuantitativa del grado de aproximación a la idealidad de una etapa de contacto real.

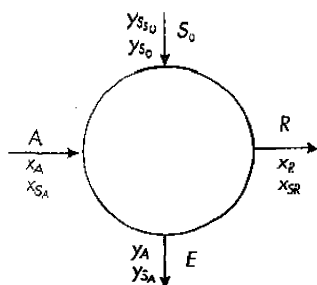


FIGURA 6.1. Esquema de una etapa de extracción.

Para describir el equilibrio de extracción sólido-líquido consideramos un sistema con tres componentes: el soluto (componente C), el disolvente (componente S) y el sólido inerte (componente B). Este último representa los compuestos de la mezcla sólida de partida que no se disuelven en el disolvente. Para expresar la composición se utilizan fracciones másicas, representándose como y en el caso de corrientes líquidas (disolvente y extracto) y como x para las corrientes sólidas (alimento y residuo). La composición de cualquiera de las fases y corrientes que participan en la extracción queda

perfectamente establecida si se conocen las fracciones másicas de dos de los componentes, ya que la tercera se determina por diferencia respecto de la unidad. Así, para una corriente líquida se cumplirá:

$$\begin{array}{ll} \text{Solute (C):} & y \\ \text{Disolvente (S):} & y_S \\ \text{Sólido inerte (B):} & 1-y-y_S \end{array}$$

Los datos de equilibrio de un sistema de tres componentes se suelen representar en diagramas triangulares, como el que se recoge en la figura 6.2. Cada uno de los vértices del triángulo rectángulo representa a los componentes puros. Por ello, cuanto más próximo se encuentre un punto del diagrama a uno de estos vértices, por ejemplo el de C, mayor será la proporción de ese componente en la mezcla correspondiente a dicho punto. El eje de ordenadas permite determinar la fracción molar de soluto en la mezcla considerada, mientras que el de abscisas proporciona la fracción molar de disolvente en la misma. De nuevo, la fracción molar de sólido inerte se obtiene por diferencia de la suma de las dos anteriores respecto de la unidad. En el diagrama triangular, los lados del

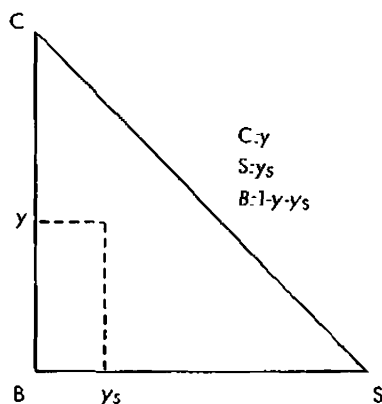


FIGURA 6.2. Diagrama triangular utilizado para representar composiciones en sistemas de tres componentes.

triángulo rectángulo representan la composición de mezclas binarias de los componentes. Así, la hipotenusa del triángulo rectángulo, que une los puntos de C y S puros, representa mezclas de esos dos componentes, es decir corrientes en las que no hay sólido inerte.

La forma general que presentan los datos de equilibrio de extracción sólido-líquido se muestra en las figuras 6.3a y b. En la primera de ellas, la línea que se encuentra próxima a la hipotenusa del triángulo rectángulo se corresponde con la composición de corrientes de extracto, recibiendo el nombre de línea del extracto. Asimismo, la línea que se encuentra próxima al vértice de B puro representa la composición de corrientes de residuo, por lo que se denomina línea del residuo. Los puntos del extracto y del residuo que se corresponden con corrientes en equilibrio se encuentran unidos en el diagrama mediante las rectas de reparto o unión. La figura 6.3b recoge el diagrama y - x de corrientes en equilibrio, el cual se puede trazar fácilmente si se conocen las rectas de reparto.

Normalmente, los datos de equilibrio de extracción han de obtenerse de forma experi-

mental, lo que requiere la realización de diferentes ensayos a fin de generar una serie de parejas de extracto y residuo en equilibrio. Sin embargo, con frecuencia se pueden utilizar, sin cometer grandes errores, datos de equilibrio simplificados si se cumplen las siguientes suposiciones:

- El sólido inerte es totalmente insoluble en el disolvente y la separación de las fases después de la extracción es tan eficaz que no existen partículas sólidas arrastradas por el extracto. En estas condiciones, el extracto está formado únicamente por soluto y disolvente, es decir, la línea del extracto coincide con la hipotenusa del diagrama triangular.
- La cantidad de disolución que queda retenida humedeciendo al residuo es constante, independientemente de su composición. En este caso, la línea del residuo será una recta paralela a la hipotenusa. Para trazarla, bastará con tener un dato de la cantidad de disolución retenida por el sólido inerte en las corrientes de residuo.

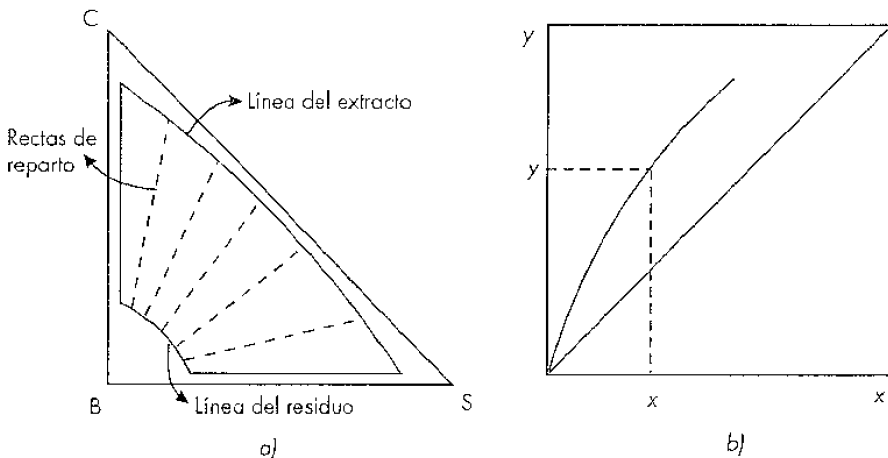


FIGURA 6.3. Forma general de los datos de equilibrio de extracción sólido-líquido: a) diagrama triangular, b) diagrama y - x .

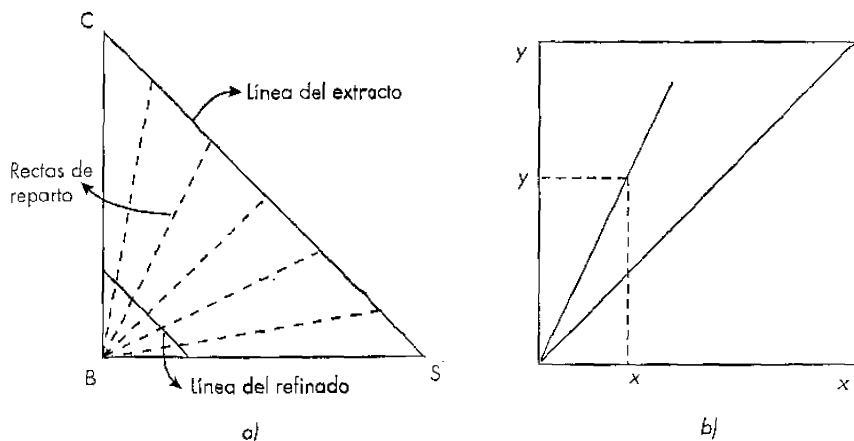


FIGURA 6.4. Forma simplificada de los datos de equilibrio de extracción sólido-líquido: a) diagrama triangular, b) diagrama $y-x$.

Las figuras 6.4a y b muestran la forma de los datos de equilibrio de extracción sólido-líquido cuando las simplificaciones anteriores son aplicables. Se puede observar que las líneas de reparto son rectas que pasan por el origen de coordenadas, lo que facilita su trazado, y que el diagrama $y-x$ también es lineal.

6.3. Cinética de extracción

La velocidad a la que se produce la extracción sólido-líquido viene determinada en gran medida por las etapas y fenómenos que tienen lugar:

1. Absorción del disolvente por la fase sólida, lo que provoca un hinchamiento de las partículas. Este fenómeno puede estar impulsado por diferentes causas: fuerzas osmóticas, capilares y de solvatación de los iones contenidos en el sólido.
2. Disolución del soluto. Se produce con gran rapidez si el soluto se encuentra como tal componente y en contacto directo con el disolvente. Es el caso de extracciones en las que la mezcla sólida se ha sometido previamente a un tratamiento de prensado con objeto de romper las paredes celulares y liberar los solutos contenidos en el interior de las células. En caso contrario, la solubilización no es tan inmediata ya que es el propio disolvente, normalmente caliente, el que provoca la desnaturalización de las paredes celulares para que permitan el transporte de los solutos a través de las mismas, lo que requiere un cierto tiempo de tratamiento. En otras ocasiones, el soluto no se encuentra como tal componente en la mezcla de partida sino que forma parte de macromoléculas insolubles. La extracción de este tipo de componentes requiere que el disolvente actúe como un agente químico provocando la degradación de dichas macromoléculas, normalmente mediante procesos hidrolíticos o enzimáticos.
3. Transporte interno del soluto a través de los poros del sólido hasta alcanzar la superficie externa de las partículas.

4. Transporte externo del soluto a través de la capa límite que rodea las partículas sólidas hasta el seno de la disolución.

Dependiendo de la extracción de que se trate, la etapa controlante de la velocidad global de la operación puede ser una u otra. En cualquier caso, dicha velocidad se puede expresar introduciendo el concepto de coeficiente global de transferencia de materia (K), de forma que el caudal másico de soluto transportado (m_i) vendrá dado por:

$$m_i = A_i K (C_i' - C_i) \quad [6.1]$$

siendo A_i el área de transferencia de materia, C_i' la concentración de soluto en el sólido y C_i la concentración de soluto en el seno de la disolución.

6.4. Factores que influyen en la extracción sólido-líquido

En este apartado se revisan las variables que ejercen una mayor influencia sobre la extracción sólido-líquido y que, por lo tanto, han de seleccionarse cuidadosamente al diseñar una operación de extracción. Las variables y factores considerados son los siguientes:

- *Disolvente.* Obviamente, el disolvente es la variable que determina en mayor medida el resultado de la extracción. Un buen disolvente ha de poseer no sólo una elevada solubilidad del soluto que se desea extraer, sino también una elevada selectividad, lo que implica que no debe disolver al resto de componentes presentes en el sólido de partida. La elección del disolvente se lleva a cabo, por tanto, teniendo en cuenta la naturaleza del soluto o solutos a extraer. El disolvente más utilizado en la Industria Alimentaria es el agua, ya que combina su bajo precio y elevada disponibilidad con un gran poder

disolvente de numerosos componentes: azúcares, proteínas, sales minerales, etc. No obstante, cuando los solutos son compuestos orgánicos apolares, su baja solubilidad hace necesario recurrir a disolventes diferentes del agua. Es el caso de la extracción de aceites de frutos secos y semillas que se realiza con diferentes tipos de hidrocarburos y alcoholes (hexano, ciclohexano, etanol, isopropanol, etc.) o, por ejemplo de la eliminación de la cafeína para obtener café descafeinado mediante extracción con cloroformo.

- *Temperatura.* Es una variable que afecta positivamente tanto al equilibrio como a la velocidad de extracción. Un aumento de la temperatura provoca un incremento en la solubilidad del soluto, favorece la desnaturalización de las paredes celulares, haciéndolas más permeables, y acelera las etapas físicas de transporte. No obstante, una temperatura demasiado alta puede tener también efectos negativos, al dañar a los componentes termosensibles o al producir la disolución de especies no deseadas, con la consiguiente pérdida de selectividad e impurificación del extracto. Cuando la extracción se basa en el desarrollo de procesos hidrolíticos y/o enzimáticos, la temperatura se fija en los niveles óptimos para este tipo de reacciones.

Con frecuencia, la temperatura no se mantiene constante durante la extracción, sino que se eleva progresivamente a fin de conseguir mayores grados de recuperación del soluto. Así, durante la fabricación de café instantáneo, los granos de café se extraen con agua caliente, cuya temperatura se incrementa progresivamente de 100 a 180 °C.

- *pH.* Se trata de una variable que afecta en gran medida a la solubilidad del soluto. Una adecuada selección del pH del medio de extracción puede permitir obtener una elevada solubilidad del soluto

a extraer, al mismo tiempo que evita la disolución de componentes no deseados. En el caso de las proteínas, su solubilidad es muy baja cuando se encuentran a pH próximos a su punto isoelectrico, situado habitualmente en el intervalo 4-5. Luego, si los componentes a extraer son proteínas es frecuente trabajar a pH ligeramente básicos. El pH posee un efecto notable cuando la extracción requiere del transcurso de reacciones hidrolíticas o enzimáticas, ya que la actividad de estos procesos depende en gran medida de la acidez o basicidad del medio. En el caso de procesos enzimáticos, el pH se selecciona de forma que la actividad de la enzima sea máxima.

- **Tamaño de las partículas sólidas.** Normalmente, interesa que el sólido de partida se encuentre en forma de partículas de pequeño tamaño ya que, de esta forma, se incrementa la superficie útil de transferencia de materia y se favorece el transporte interno del soluto y disolvente. Por ello, la extracción suele ir precedida de una operación de disminución de tamaño del sólido mediante corte, trituración, molienda, etc. No obstante, un tamaño de partícula muy pequeño tampoco es aconsejable ya que dificulta la circulación relativa de las fases líquidas y sólidas, y favorece que, una vez finalizada la extracción, la separación del residuo y del extracto no sea total, quedando este último impurificado por la presencia de partículas sólidas en suspensión.

6.5. Extracción en una etapa

Consideramos una unidad de extracción sólido-líquido constituida por una única etapa ideal, análoga a la recogida en la figura 6.1. El sistema puede operar de forma discontinua, siendo A , S_0 , R y E las masas de cada fase, o de

forma continua, en cuyo caso los símbolos anteriores representan los caudales másicos de las diferentes corrientes. Habitualmente, los datos de partida son los correspondientes a las corrientes de entrada (A , x_A , x_{SA} , S_0 , y_{S0} , y_{SS0}), siendo necesario determinar el caudal y composición de las corrientes de salida de la etapa (E , y_E , y_{SE} , R , x_R , x_{SR}).

El procedimiento que se describe a continuación es un método de resolución en parte gráfico, basado en el uso del diagrama triangular de datos de equilibrio. Aunque sería posible resolver este tipo de problemas de forma enteramente analítica, el método gráfico resulta de gran valor desde un punto de vista didáctico, por lo que será el empleado en esta obra para el diseño de los sistemas de extracción sólido-líquido. A continuación se describen los pasos a seguir:

1. Se construye el diagrama triangular con los datos de equilibrio del sistema (figura 6.5), que han de ser conocidos, localizándose en el mismo los puntos que representan la composición de la mezcla alimento (A) y del disolvente (S_0).
2. Se determina el caudal y composición de la corriente suma T . Como su nombre indica, dicha corriente es la suma de la corriente alimento y de disolvente. Plantando balances alrededor de la etapa:

— Balance de materia total:

$$A + S_0 = T = E + R \quad [6.2]$$

— Balance de soluto:

$$Ax_A + S_0y_{S0} = Tz_T = Ey_E + Rx_R \quad [6.3]$$

— Balance de disolvente:

$$Ax_{SA} + S_0y_{SS0} = Tz_{ST} = Ey_{SE} + Rx_{SR} \quad [6.4]$$

La resolución de estas ecuaciones permite obtener el caudal y la composi-

ción de la corriente suma. Esta última viene dada por la fracción másica de soluto y de disolvente, que se designan por z_T y z_{ST} ya que se trata de una mezcla de fases líquida y sólida. La posición de la corriente T en el diagrama triangular se puede determinar conocidas T y z_T , teniendo en cuenta que ha de localizarse en la recta que une A y S_0 , al ser la suma de estas dos corrientes, por lo que no sería necesario aplicar la ecuación [6.4].

3. Se traza en el diagrama triangular la recta de reparto o unión que pasa por el punto T , prolongándose hasta que corta a las líneas del extracto y del residuo. El trazado de dicha recta ha de realizarse en el caso de datos de equilibrio no simplificados con ayuda del diagrama $y-x$. Como la etapa de contacto considerada es ideal, las corrientes extracto y residuo que salen de la misma se encuentran en equilibrio. Por tanto, el punto de corte de la recta de reparto con la línea del extracto es el punto que representa a la corriente extracto. Análogamente, el punto de corte de la recta de reparto con la línea del residuo se corresponde con la co-

rriente de residuo que sale de la etapa. Un vez localizados en el diagrama, la composición del extracto y del residuo se obtienen directamente a partir de las coordenadas: y_E, y_{SE}, x_R, x_{SR} .

4. Se determina el caudal de las corrientes de extracto y refinado mediante la segunda igualdad de los balances de materia expresados en las ecuaciones [6.2] y [6.3], con lo que se completa el cálculo de la etapa de extracción ideal.

6.6. Extracción en varias etapas

Habitualmente, con una sola etapa de extracción se obtiene un bajo grado de recuperación del soluto, es decir, la corriente de residuo producida contiene todavía una proporción significativa de soluto. Para incrementar el grado de recuperación se suelen utilizar varias etapas de extracción interconectadas de forma que la corriente residuo producida en una etapa se introduce como corriente alimento en la siguiente, y así sucesivamente hasta alcanzar el grado de recuperación del soluto deseado. Respecto de la circulación de las corrientes disolvente y extracto a lo largo de la cascada de etapas, existen diferentes alternativas. A continuación se analizan dos de los sistemas más habituales: etapas en serie con alimentación independiente del disolvente y cascada de etapas con circulación en contracorriente.

6.6.1. Sistema de etapas en serie con alimentación independiente del disolvente

La figura 6.6 muestra el esquema correspondiente a esta configuración. Las corrientes de extracto y refinado se numeran con subíndices que indican la etapa en la que se producen. En cada etapa se introduce una corriente de disolvente fresco, obteniéndose a su vez una corriente de extracto. El caudal de disolvente

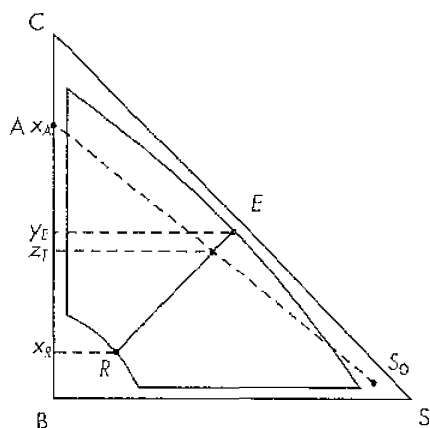


FIGURA 6.5. Diagrama triangular correspondiente a una etapa ideal de extracción sólido-líquido.

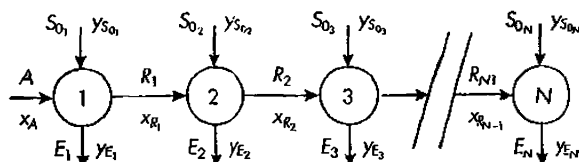


FIGURA 6.6. Sistema de etapas en serie con alimentación independiente del disolvente.

puede variar de una etapa a otra, y normalmente irá disminuyendo, ya que la cantidad de soluto que va quedando en las corrientes de residuo es cada vez menor. Respecto de las corrientes extracto producidas, se suelen mezclar para generar una única corriente extracto producto.

Para diseñar este sistema, los datos de partida habituales son los correspondientes a la mezcla alimento (A, x_A, x_{SA}) y las diferentes corrientes de disolvente ($S_{01}, x_{S01}, S_{02}, x_{S02}, x_{S0N}, x_{S0N}$, etc.). Asimismo, se suele imponer como condición adicional un determinado grado de recuperación del soluto en el refinado final (x_{RN}). El cálculo de este sistema se lleva a cabo etapa por etapa, realizando en cada una de ellas la secuencia de operaciones descrita anteriormente para una sola etapa de extracción. De esta forma, una vez resuelta la etapa 1, se procede al cálculo de la etapa 2 teniendo en cuenta que la corriente alimento de la misma es R_1 . Este proceso se repite sucesivamente hasta que, al calcular una etapa, la fracción másica de soluto en el residuo que sale de la misma sea igual o inferior al valor de x_{RN} impuesto previamente. Como resultado del método de cálculo se obtiene el caudal y la composición de todas las corrientes de extracto y residuo producidas en las diferentes etapas. Asimismo, el caudal y composición de la corriente suma se pueden determinar teniendo en cuenta las relaciones siguientes:

$$E = E_1 + E_2 + E_3 + \dots + E_N \quad [6.5]$$

$$Ey_E = E_1y_{E1} + E_2y_{E2} + E_3y_{E3} + \dots + E_Ny_{EN} \quad [6.6]$$

$$Ey_{SE} = E_1y_{SE1} + E_2y_{SE2} + E_3y_{SE3} + \dots + E_Ny_{SEN} \quad [6.7]$$

El número de etapas de equilibrio (N_T) que ha de disponerse en serie viene dado por el número de rectas de reparto trazadas en el diagrama triangular. Este número puede ser fraccionario si al trazar la última recta de reparto se sobrepasa el valor de x_{RN} especificado. Finalmente, el número de etapas reales (N_R) se determina dividiendo el número de etapas teóricas por la eficacia de las primeras (η_E):

$$N_R = \frac{N_T}{\eta_E} \quad [6.8]$$

Ejemplo 6.1. Sistema de extracción sólido-líquido de varias etapas con alimentación independiente del disolvente.

Una harina de pescado posee un contenido en aceite del 40% en peso. La extracción de dicho aceite se va a llevar a cabo mediante una cascada de etapas en serie a la que se alimentará una corriente de 1.000 kg/h de harina de pescado, de forma que en el residuo final el contenido en aceite sea como máximo de un 9%. La extracción se realizará utilizando ciclohexano como disolvente, alimentándose un caudal de 200 kg/h de ciclohexano fresco en cada etapa.

Determinar:

- El número de etapas ideales necesarias.
- Caudal y composición de las corrientes extracto y residuo que salen de cada una de las etapas.

Datos

- La cantidad de disolución retenida por el sólido se mantiene constante: 0,55 kg disolución/1 kg de sólido inerte.
- El sólido inerte es totalmente insoluble y se separa completamente de la disolución una vez producida la extracción.

Solución

De acuerdo con el procedimiento establecido en el apartado 6.5 para la extracción en una etapa, los pasos a seguir son los siguientes:

1. En primer lugar es necesario establecer y representar en el diagrama triangular los datos de equilibrio del sistema. Dado que el sólido inerte es totalmente insoluble y no queda retenido por la disolución, la línea del extracto coincide con la hipotenusa del diagrama triangular. Asimismo, para trazar la línea del residuo, tenemos en cuenta la proporción de disolución que retiene el sólido:

$$\frac{0,55 \text{ kg}(C+S)}{1 \text{ kg}B} \therefore x_R + x_{SR} =$$

$$= \frac{0,55}{0,55+1} = 0,355$$

Dado que esta relación ha de cumplirse para cualquier valor de x_R , la línea del residuo en el diagrama triangular se corresponde con la recta que pasa por los puntos (0; 0,355) y (0,355; 0). A continuación se representan en el diagrama triangular los puntos de la harina de pescado (0; 0,4) y del disolvente fresco (1; 0). Asimismo se localiza en la línea del residuo el punto representativo de la corriente residuo final ($x_R = 0,09$).

2. Para determinar el valor y la posición de la corriente suma T_1 se plantea la primera parte de los balances de materia total y de soluto correspondientes a la primera etapa de extracción (ecuaciones [6.2] y [6.3]):

$$A + S_{01} = T_1 \therefore 1.000 + 200 = T_1 \therefore$$

$$\therefore T_1 1.200 \text{ kg/h}$$

$$Ax_A + S_{01}y_{S01} = T_1z_{T1} \therefore$$

$$\therefore (1.000)(0,4) = 1.200z_{T1} \therefore z_{T1} = 0,333$$

El punto correspondiente a la corriente T_1 en el diagrama triangular se puede determinar a partir del valor de z_{T1} , y teniendo en cuenta que ha de localizarse en la recta que une los puntos de A y S_{01} .

3. Se traza a continuación la recta de reparto que, comenzando en el origen de coordenadas, pasa por el punto T_1 . La intersección de esta recta con las líneas del extracto y del residuo permite localizar los puntos correspondientes a las corrientes E_1 y R_1 , obteniéndose por tanto su composición:

$$x_{R1} = 0,235 \quad x_{SR1} = 0,12$$

$$y_{E1} = 0,66 \quad y_{SE1} = 0,34$$

4. Planteando la segunda parte de los balances de materia, se obtiene el caudal y composición de las corrientes extracto y residuo que salen de la primera etapa:

$$T_1 = E_1 + R_1 \therefore 1200 = E_1 + R_1$$

$$T_1z_{T1} = E_1y_{E1} + R_1x_{R1} \therefore$$

$$\therefore (1.200)(0,333) = E_1(0,66) + R_1(0,235)$$

Resolviendo el sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas:

$$E_1 = 277 \text{ kg/h} \quad R_1 = 923 \text{ kg/h}$$

Teniendo en cuenta que la fracción másica de soluto en la corriente residuo R_1 ($x_{R1} = 0,235$) es superior al valor límite fijado ($x_R = 0,09$), se concluye que una única etapa de extracción no es suficiente, siendo necesario alimentar dicha corriente a una segunda etapa de extracción en la que se pondrá en contacto con disolvente fresco. Para resolver esta segunda etapa es necesario repetir los pasos 1-4, teniendo en cuenta que la corriente alimento es ahora R_1 en lugar de A . Combinan-

do la resolución analítica de los balances de materia con el trazado gráfico de la corriente suma y de la recta de reparto correspondientes a la segunda etapa, se obtienen los siguientes resultados:

$$R_1 + S_{02} = T_2 \therefore 923 + 200 = T_2 \therefore \\ \therefore T_2 = 1.123 \text{ kg/h}$$

$$\begin{aligned} R_1 x_{R1} + S_{02} y_{S02} &= T_2 z_{T2} \therefore \\ \therefore (923)(0,235) &= 1.123 z_{T2} \therefore z_{T2} = 0,193 \\ x_{R2} &= 0,145 \quad x_{SR2} = 0,215 \\ y_{E2} &= 0,4 \quad y_{SE2} = 0,6 \\ T_2 &= E_2 + R_2 \therefore 1.123 = E_2 + R_2 \\ T_2 z_{T2} &= E_2 y_{E2} + R_2 x_{R2} \therefore \\ \therefore (1.123)(0,193) &= E_2(0,4) + R_2(0,145) \\ E_2 &= 211 \text{ kg/h} \quad R_2 = 911 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

De nuevo, la fracción másica de soluto en la corriente residuo R_2 supera el valor límite, por lo que resulta necesario disponer de una tercera etapa de extracción en la que se introduce disolvente fresco. La resolución analítica y gráfica de dicha etapa conduce a los resultados siguientes:

$$\begin{aligned} R_2 + S_{03} &= T_3 \therefore 912 + 200 = T_3 \therefore \\ \therefore T_3 &= 1.112 \text{ kg/h} \\ R_2 x_{R2} + S_{03} y_{S03} &= T_3 z_{T3} \therefore \\ \therefore (912)(0,145) &= 1.112 z_{T3} \therefore z_{T3} = 0,119 \\ x_{R3} &= 0,009 \quad x_{SR3} = 0,265 \\ y_{E3} &= 0,255 \quad y_{SE3} = 0,745 \\ T_3 &= E_3 + R_3 \therefore 1.112 = E_3 + R_3 \\ T_3 z_{T3} &= E_3 y_{E3} + R_3 x_{R3} \therefore \\ \therefore (1.112)(0,119) &= E_3(0,255) + R_3(0,09) \end{aligned}$$

En este caso, la proporción de soluto en la corriente residuo obtenida en la tercera eta-

pa coincide con el valor límite fijado en el enunciado del problema. Por lo tanto, el número de etapas ideales será de tres.

6.6.2. Sistema de varias etapas con circulación en contracorriente

La figura 6.7 recoge un esquema de un sistema de extracción sólido-líquido de varias etapas con circulación en contracorriente del extracto y del residuo. La mezcla sólida a separar se introduce como alimento en la primera etapa, mientras que la corriente de disolvente se introduce en la última etapa. Para cualquier etapa intermedia la mezcla alimento es el residuo de la etapa anterior y la corriente que actúa como disolvente es el extracto obtenido en la etapa posterior. Con esta configuración se consigue incrementar el grado de recuperación del soluto al mismo tiempo que se evita una excesiva dilución de la corriente del extracto, lo que sí ocurre en cambio en los sistemas con alimentación independiente comentados con anterioridad.

El diseño de un sistema de extracción en contracorriente se puede llevar a cabo también con ayuda del diagrama triangular de datos de equilibrio, admitiendo que todas las etapas son ideales, es decir el extracto y el residuo que salen de las mismas se encuentran en equilibrio. Suponemos que los datos de partida habituales son los mismos que los considerados en el sistema de etapas en serie con alimentación independiente del disolvente: datos de equilibrio, caudal y composición de la mezcla alimento (A, x_A, x_{SA}), caudal y composición del disolvente ($S_{01}, x_{S01}, x_{SS01}$) y grado de recuperación del soluto en el refinado final

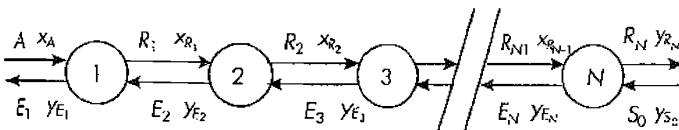


FIGURA 6.7. Sistema de varias etapas con circulación en contracorriente.

(x_{RN}). Los pasos a seguir son los siguientes (figura 6.8):

1. Se localizan en el diagrama los puntos correspondientes a las corrientes A , S_0 y R_N . Para la corriente de residuo final ha de tenerse en cuenta, no sólo su contenido en soluto, sino también que ha de encontrarse situada en la línea de equilibrio del refinado.
2. Determinación de la corriente suma T , correspondiente al conjunto del sistema de extracción. Para ello, basta con plantear los balances de materia total, soluto y disolvente alrededor de todo el sistema de extracción:

— Balance de materia total

$$A + S_0 = T = E_1 + R_N \quad [6.9]$$

— Balance de soluto

$$Ax_A + S_0y_{S0} = Tz_T = E_1y_{E1} + R_Nx_{RN} \quad [6.10]$$

— Balance de disolvente

$$Ax_{SA} + S_0y_{SS0} = Tz_{ST} = E_1y_{SE1} + R_Nx_{SRN} \quad [6.11]$$

La resolución de la primera parte de estas ecuaciones permite calcular el caudal y la posición de la corriente suma T en el diagrama triangular. Realmente, una vez determinados T y z_T , el punto representativo de esta corriente en el diagrama se puede localizar sin necesidad de aplicar la ecuación [6.11], ya que ha de encontrarse en la recta que une los puntos de A y S_0 , por ser la suma de estas corrientes. Seguidamente, el punto representativo de la corriente E_1 se puede establecer con facilidad teniendo en cuenta que ha de localizarse tanto en la línea de equilibrio del

extracto, como en la recta que une T y R_N en el diagrama triangular (figura 6.8) de acuerdo con la ecuación [6.9].

3. Una vez determinadas las corrientes que entran y salen del conjunto del sistema de extracción, el cálculo de las corrientes internas de acuerdo con el método gráfico sobre el diagrama triangular, se basa en el concepto de caudal neto. Para entender su significado, planteamos los balances de materia total correspondientes a las diferentes etapas:

Etapas 1:

$$A + E_2 = E_1 + R_1 \quad [6.12]$$

Etapas 2:

$$R_1 + E_3 = E_2 + R_2 \quad [6.13]$$

Etapas 3:

$$R_2 + E_4 = E_3 + R_3 \quad [6.14]$$

Etapas N:

$$R_{N-1} + S_0 = E_N + R_N \quad [6.15]$$

Reorganizando las expresiones anteriores:

$$A - E_1 = R_1 - E_2 \quad [6.16]$$

$$R_1 - E_2 = R_2 - E_3 \quad [6.17]$$

$$R_2 - E_3 = R_3 - E_4 \quad [6.18]$$

$$R_{N-1} - E_N = R_N - S_0 \quad [6.19]$$

Por tanto, la diferencia entre el caudal de residuo que sale de una etapa y el caudal de extracto que le llega procedente de la etapa posterior se mantiene constante a lo largo de la cascada de etapas de extracción, recibiendo el nombre de caudal neto (Δ):

$$\begin{aligned}
 \Delta &= A - E_1 = R_1 - E_2 = \\
 &= R_2 - E_3 = R_3 - E_4 = \dots = \\
 &= R_{N-1} - E_N = R_N - S_0 \quad [6.20]
 \end{aligned}$$

De acuerdo con esta expresión, el punto representativo del caudal neto se puede localizar trazando en el diagrama triangular la recta que une A y E_1 , por un lado, con la recta que une R_N y S_0 , por otro, y prolongándolas hasta que se corten. El punto del caudal neto permite conectar corrientes de extracto y residuo que no se encuentran en equilibrio, mediante el trazado de rectas con origen en Δ , que reciben el nombre de rectas de operación.

4. Cálculo del número de etapas del sistema de extracción. Se lleva a cabo sobre el diagrama de extracción partiendo del punto correspondiente a la mezcla alimento A , trazando de forma alternativa rectas de operación y rectas de equilibrio, tal y como se muestra en el diagrama de la figura 6.8. Este procedimiento simula un desplazamiento paulatino a lo largo de la cascada de etapas. Para pasar de la corriente de extracto a la de residuo que sale de la misma etapa se utiliza una recta de equilibrio, mientras que, a

continuación, para moverse hasta la corriente de residuo procedente de la etapa siguiente se utiliza una recta de operación. Este procedimiento se repite de forma sucesiva en el diagrama triangular hasta que al trazar una recta de equilibrio se alcance o sobrepase el valor x_{RN} . El número de etapas ideales necesarias vendrá dado por el número de rectas de equilibrio que se han trazado. El número de etapas reales que han de disponerse en el sistema de extracción se calcula finalmente dividiendo el anterior por la eficacia de etapa (ecuación [6.8]).

Ejemplo 6.2. Sistema de extracción sólido-líquido de varias etapas con circulación en contracorriente.

En una instalación de extractores en contracorriente se extraen 200 kg/h de un determinado tipo de semillas conteniendo un 20% en peso de aceite, alimentando una corriente de 100 kg/h de n-hexano puro. Se desea producir una corriente de extracto final que contenga un 50% en peso de aceite. En ensayos previos se ha establecido que el residuo retiene 0,5 kg de disolución por cada kg de sólido inerte, observándose que dicha relación se mantiene constante independientemente de la composición de la disolución. Suponiendo que las corrientes ex-

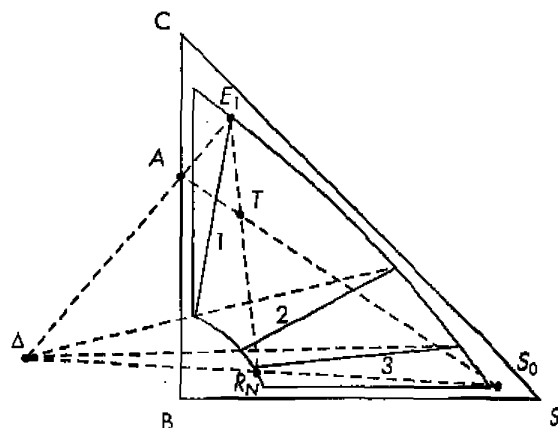


FIGURA 6.8. Diagrama triangular correspondiente a un sistema de extracción sólido-líquido con circulación en contracorriente.

tracto se encuentran totalmente libres de sólido inerte, determinar:

- Caudal y composición de las corrientes extracto y residuo finales.
- El número de etapas reales necesarias, si su eficacia es del 67%.

Solución

Los datos de equilibrio del sistema se representan gráficamente en el diagrama triangular teniendo en cuenta que de acuerdo con los datos del enunciado la línea del extracto coincide con la hipotenusa, mientras que para el trazado de la línea del residuo hay que considerar la cantidad de disolución retenida por el sólido inerte:

$$\begin{aligned} \frac{0,5 \text{ kg}(C+S)}{1 \text{ kg}B} \therefore x_R + x_{SR} &= \\ &= \frac{0,5}{0,5+1} = 0,333 \end{aligned}$$

Luego, la línea del residuo es una recta que une los puntos (0; 0,333) y (0,333; 0) en el diagrama triangular (figura 6.9).

Una vez establecidos los datos de equilibrio del sistema, la resolución del problema se lleva a cabo siguiendo los pasos descritos anteriormente:

- Se localizan en el diagrama triangular los puntos correspondientes a las corrientes A , S_0 y E_1 , teniendo en cuenta la composición de las mismas.
- Se determina el caudal y la composición de la corriente suma T mediante el planteamiento de la primera parte de los balances de materia total y de soluto alrededor de toda la cascada de etapas de extracción (ecuaciones [6.9] y [6.10]):

$$A + S_0 = T \therefore 200 + 100 = T \therefore$$

$$\therefore T = 300 \text{ kg/h}$$

$$\begin{aligned} Ax_A + S_0y_{S0} &= Tz_T \therefore (200)(0,2) = \\ &= (300)z_T \therefore z_T = 0,133 \end{aligned}$$

Conocido z_T , el punto de la corriente T se localiza en el diagrama triangular teniendo en cuenta que ha de estar situado en la recta que une A y S_0 . Asimismo, el punto correspondiente a R_N se puede establecer en el diagrama por intersección

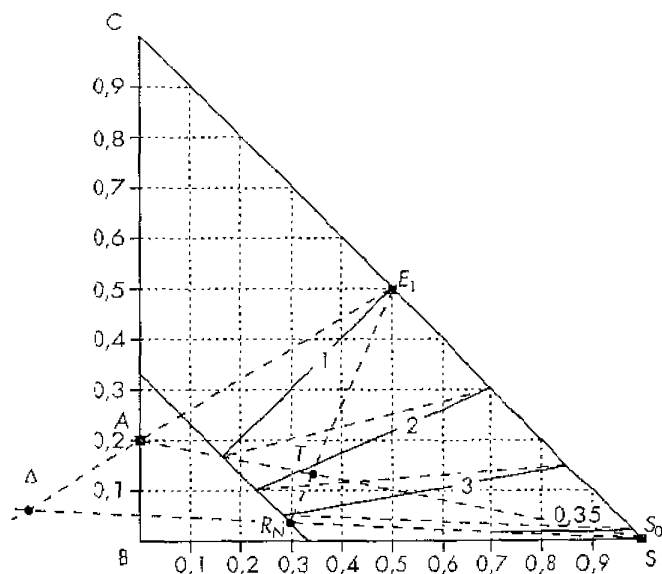


FIGURA 6.9. Diagrama triangular del ejemplo 6.2.

de la recta que pasa por T y E_1 con la línea de equilibrio del residuo, obteniéndose su composición:

$$x_{RN} = 0,04 \quad x_{S_0N} = 0,295$$

El caudal de las corrientes extracto y residuo finales se puede obtener planteando y resolviendo la segunda parte de los balances de materia alrededor de todo el sistema:

$$\begin{aligned} T &= E_1 + R_N \therefore 300 = E_1 + R_N \\ Tz_T &= E_1y_{E1} + R_Nx_{RN} \therefore \\ \therefore (300)(0,133) &= E_1(0,5) + R_N(0,04) \end{aligned}$$

De este sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas, se obtiene:

$$E_1 = 61 \text{ kg/h} \quad R_N = 239 \text{ kg/h}$$

3. Se localiza el punto correspondiente al caudal neto A mediante trazado de las rectas que unen los puntos de A y E_1 , por un lado, y de S_0 y R_N , por otro. La intersección de dichas rectas se produce a la izquierda del diagrama triangular, tal y como se puede observar en la figura. Dicha intersección define el punto representativo del caudal neto.
4. El número de etapas ideales que han de disponerse en la cascada de etapas se determina mediante el trazado de forma alternativa de rectas operativas, con origen en el punto del caudal neto, y de rectas de reparto, que parten del origen de coordenadas. El trazado se inicia en el punto de E_1 y se continua hasta que al dibujar una de las rectas de reparto se alcanza o se sobrepasa el punto de R_N . En el ejemplo considerado, al trazar el cuarto escalón se sobrepasa el valor de x_{RN} , lo que implica que el número de etapas ideales necesarias está comprendido entre 3 y 4. La fracción de etapa ideal se determina teniendo en cuenta la fracción de longitud del cuarto escalón existente

antes de cruzar la recta que une S_0 y R_N , obteniéndose:

$$N_T = 3,35$$

El número de etapas reales se calcula dividiendo el número de etapas ideales por la eficacia de las etapas reales:

$$N_R = \frac{N_T}{\eta_E} = \frac{3,35}{0,67} = 5$$

Por tanto, la cascada de etapas para llevar a cabo la extracción del aceite de semillas en las condiciones requeridas ha de estar constituida por un total de 5 etapas reales.

6.7. Equipos de extracción sólido-líquido

En este apartado se describen algunos de los sistemas de extracción sólido-líquido utilizados a escala industrial. Para ello, se han clasificado según que las fases sólidas permanezcan estáticas o, por el contrario, se desplacen en el interior del extractor:

--- *Extractores de lecho estático.* Son sistemas en los que la fase sólida permanece estática durante la extracción, por lo que operan de forma discontinua respecto de la misma. Normalmente, el disolvente se hace circular a través de un lecho compacto de partículas sólidas.

La figura 6.10 muestra el esquema de un extractor de contacto simple, en el que la mezcla sólida se carga por la parte superior. La extracción se lleva a cabo hasta alcanzar el grado de recuperación del soluto deseado, procediéndose a continuación a descargar el residuo resultante. El disolvente se introduce también por la parte superior y se hace pasar a través del lecho de sólido, recogiendo la disolución resultante de la extracción a través de un fondo perfo-

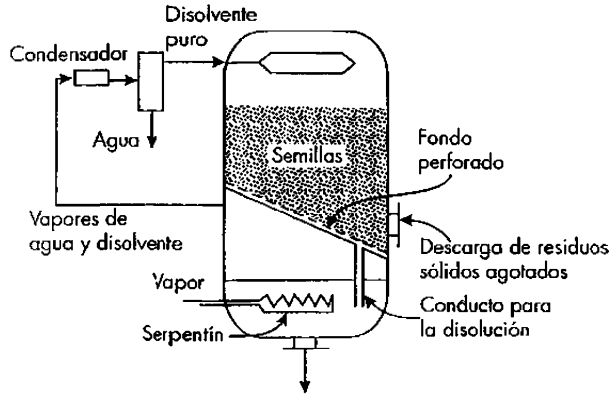


FIGURA 6.10. Extractor de una etapa de lecho estático con sistema de recuperación y recirculación del disolvente.

rado. El equipo incorpora en la zona inferior un sistema de calefacción que permite evaporar parcial o totalmente el disolvente. Con ello, se consigue obtener un extracto con una concentración mayor de soluto al mismo tiempo que hace posible la reutilización del disolvente, previa condensación de los vapores producidos.

La figura 6.11 muestra un esquema de un sistema de extracción con varias etapas de lecho estático. En cada una de ellas, la mezcla sólida se carga de forma

independiente, aunque el conjunto de etapas se encuentra conectado a través de la circulación de las corrientes extracto. En un instante determinado, existen tres unidades (10, 11 y 12 en la figura) que no se encuentran en extracción, sino en las fases de carga, lavado y descarga, respectivamente. Pasado un período de tiempo determinado, el sólido de la unidad 13 quedará agotado en soluto, por lo que se dejará de alimentar disolvente fresco a la misma. La unidad 13 pasará a la fase de descarga, el disolvente fresco

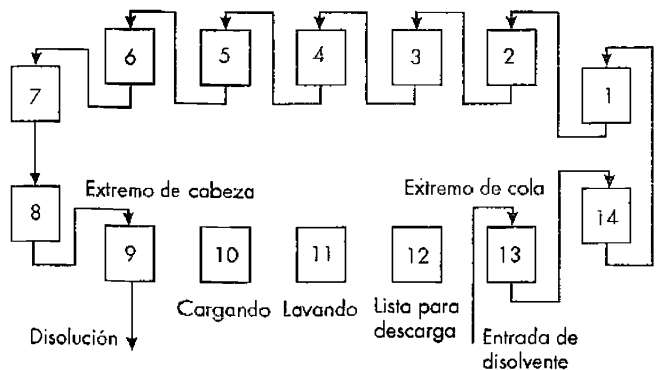


FIGURA 6.11. Sistema de extracción de varias etapas de lecho estático.

se introducirá en la unidad 14 y, finalmente, la unidad 10 se conectará al conjunto haciendo pasar la corriente de extracto por la misma. Con este dispositivo, aunque las etapas son de lecho estático, el efecto que se consigue simula el de un sistema de extracción con circulación en contracorriente de extractos y residuos.

Un principio de funcionamiento diferente es el del extractor de compartimentos rotatorios que se muestra en la figura 6.12. Consiste en un recipiente cilíndrico en cuyo interior se sitúa un rotor conectado a un determinado número de palas, que definen una serie de compartimentos en el interior del extractor. Cada uno de estos compartimentos se encuentra en una fase diferente del ciclo de extracción: carga de sólidos, carga del disolvente, extracción, descarga del residuo y descarga del extracto. El giro del rotor provoca que cada compartimento vaya pasando sucesivamente por esas fases, de forma que una vuelta completa del rotor equivale a un ciclo completo de extracción. Por tanto, a diferencia de los anteriores se trata de un sistema que opera de forma continua. En este sistema, aun-

que se produce un desplazamiento del lecho de sólido, durante las fases de extracción no existe movimiento relativo sólido-líquido, por lo que la operación se puede considerar realmente de lecho estático.

— *Extractores de lecho móvil.* En este tipo de sistemas las fases sólidas se encuentran también en movimiento, por lo que suelen operar de forma completamente continua. Existen diferentes posibilidades en cuanto a la forma de conseguir el movimiento y desplazamiento del sólido: cintas perforadas, tornillos, cestas, agitadores internos, sistemas rotatorios, etc.

En la columna de extracción que se muestra en la figura 6.13 la mezcla sólida se carga por la parte superior descendiendo por gravedad. El disolvente se introduce por la parte inferior circulando en sentido ascendente, es decir en contracorriente, respecto del sólido. El extractor dispone de un eje interior rotatorio dotado de paletas, que permite agitar la mezcla así como delimitar pisos o etapas de extracción.

En los extractores de tornillo, como el que se recoge en la figura 6.14, el desplazamiento del sólido se consigue median-

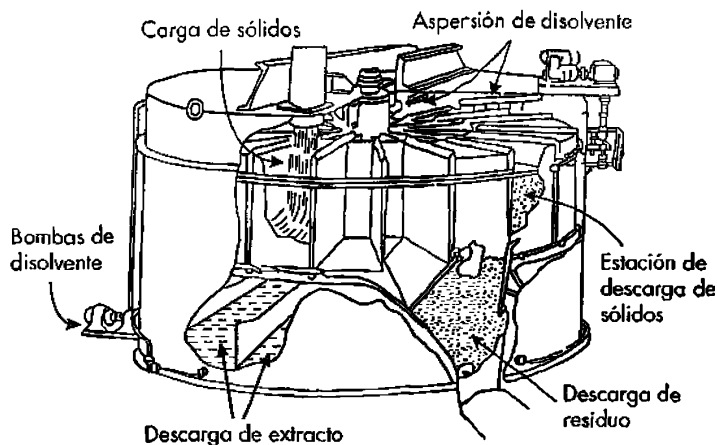


FIGURA 6.12. Extractor de compartimentos rotatorios.

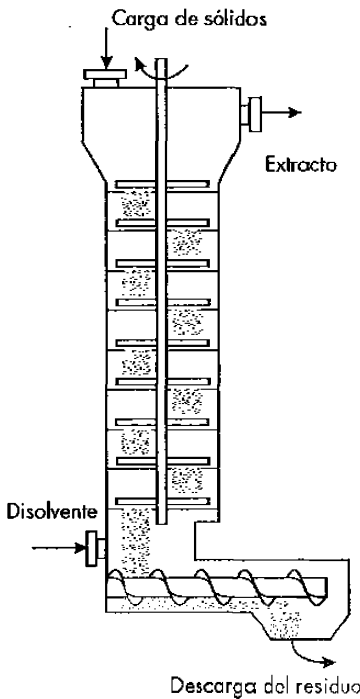


FIGURA 6.13. Extractor de columna con agitación.

te un tornillo helicoidal situado en el interior del extractor, lo que hace posible que la circulación tenga lugar incluso en sentido ascendente. También en este caso, el disolvente se alimenta y desplaza en contracorriente respecto de la mezcla sólida.

6.8. Extracción con fluidos supercríticos

La extracción sólido-líquido utilizando un disolvente en condiciones de presión y temperatura supercríticas es una técnica que, aunque se ha desarrollado recientemente, se aplica en la actualidad a escala industrial en un determinado número de procesos de extracción.

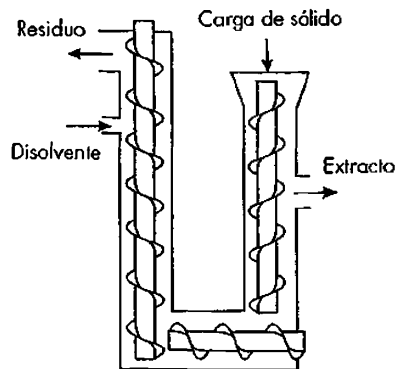


FIGURA 6.14. Extractor de tornillo.

Por definición un fluido supercrítico es aquel que se encuentra a una presión y a una temperatura superiores a las correspondientes al punto crítico (P_C y T_C , respectivamente). Como es sabido, un gas a una temperatura por encima de la crítica es imposible de licuar por mucho que se incremente la presión. Tal y como se muestra en la figura 6.15, la zona supercrítica delimita un estado físico diferente de los tres estados convencionales: líquido, sólido y gas.

Un fluido supercrítico es un gas que presenta propiedades muy especiales, intermedias entre las de los líquidos y los gases:

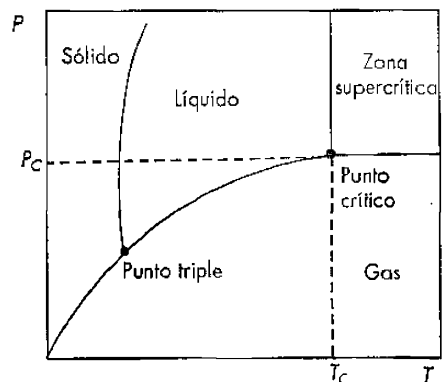


FIGURA 6.15. Diagrama de fases de un componente puro.

- La densidad de los fluidos supercríticos se encuentra próxima a la densidad de la mayoría de los líquidos, resultando dos o tres órdenes de magnitud superior a la de los gases. Sin embargo, mientras que en los líquidos la densidad apenas varía con la presión, los fluidos supercríticos son compresibles, es decir su densidad aumenta con la presión.
- La viscosidad de los fluidos supercríticos es similar a la de los gases y, por tanto, sensiblemente inferior a la de los líquidos, lo que facilita su desplazamiento con bajas pérdidas de energía por rozamiento.
- En los líquidos la solubilidad de un componente varía con la temperatura, pero no se ve afectada por la presión. Por el contrario, en los fluidos supercríticos la solubilidad depende tanto de la temperatura como de la presión. Asimismo, la dependencia solubilidad-temperatura depende de la presión. A presiones moderadas la solubilidad de los componentes en un fluido supercrítico disminuye con la temperatura, al igual que en los disolventes líquidos. Sin embargo, a presiones elevadas esta tendencia se invierte, observándose un incremento de la solubilidad con la temperatura. Esta marcada influencia de la presión sobre la solubilidad en fluidos supercríticos proporciona un factor de separación adicional a fin de obtener elevadas selectividades y grados de recuperación del soluto.
- La difusividad de los componentes en los fluidos supercríticos es mucho mayor que en los gases, lo que facilita su transporte una vez que se han extraído de la fase sólida.

Como consecuencia de la combinación de propiedades anteriores, los fluidos supercríticos poseen un elevado poder disolvente y de extracción de componentes. El inconveniente

principal es la necesidad de trabajar a presiones elevadas, lo que dificulta la operación y encarece notablemente el equipo de extracción. Por ello, la extracción con fluidos supercríticos se utiliza en aquellos casos en los que la extracción sólido-líquido convencional presenta serias limitaciones o cuando el componente a recuperar es un producto de alto valor añadido. Como ejemplos de aplicación industrial de la extracción con fluidos supercríticos en la Industria Alimentaria cabe citar la extracción de la cafeína del café, eliminación del colesterol de la mantequilla, la recuperación de sustancias aromáticas a partir de ciertas frutas, etc.

Como disolvente en las extracciones supercríticas el fluido utilizado suele ser dióxido de carbono, lo que puede atribuirse a diferentes razones: no es inflamable, no es tóxico, posee una gran inercia química y es un producto que se encuentra libremente en estado natural formando parte de la atmósfera. No obstante, la razón fundamental es que las condiciones críticas del CO_2 son relativamente bajas ($T_c = 31,2^\circ\text{C}$, $P_c = 73,8$ bar), comparadas con las de otras sustancias como es el caso del agua ($T_c = 374,1^\circ\text{C}$, $P_c = 220,5$ bar). Por ello, las extracciones con CO_2 supercrítico se suelen llevar a cabo a temperaturas del orden de $50-60^\circ\text{C}$, lo que resulta de gran importancia cuando los alimentos a tratar o los componentes a recuperar son termosensibles. La solubilidad de un componente en CO_2 supercrítico es tanto mayor cuanto menores son su polaridad y su peso molecular. Como ejemplos de componentes con una elevada solubilidad en CO_2 supercrítico se encuentran los aromas, los terpenos y los lípidos, mientras que entre los de solubilidad moderada cabe citar el agua, los ácidos grasos, los alcoholes, la cafeína y el colesterol.

Desde el punto de vista práctico la extracción con fluidos supercríticos se lleva a cabo de forma cíclica con objeto de facilitar la separación y recuperación del disolvente una vez producida la extracción. Tal y como puede

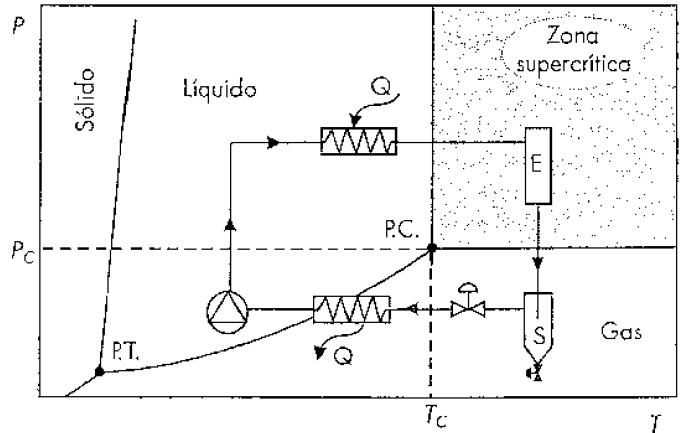


FIGURA 6.16. Operación cíclica de la extracción con fluidos supercríticos.

observarse en la figura 6.16, las etapas que tienen lugar sobre un diagrama P-T son las siguientes:

- Incremento de la presión del disolvente en estado líquido.
- Incremento de la temperatura hasta alcanzar la zona supercrítica.
- Desarrollo de la extracción supercrítica.
- Disminución de la presión por debajo de la crítica, lo que provoca el paso a fase gas del disolvente y su separación de los componentes extraídos.
- Disminución de la temperatura para conseguir la licuación del disolvente, alcanzándose el punto de partida de un nuevo ciclo de extracción.

Resumen

1. La extracción sólido-líquido es una operación de separación de una mezcla sólida por contacto con un disolvente que solubiliza de forma preferente a alguno de los componentes de la misma. La fase líquida resultante que contiene el soluto extraído recibe el nombre de extracto, mientras que la fase sólida restante se denomina residuo o refinado.

2. Los datos de equilibrio de los sistemas de extracción se suelen representar en diagramas triangulares. Los vértices representan los componentes puros (soluto, disolvente y sólido inerte), los lados se corresponden con mezclas binarias y los puntos del interior con mezclas ternarias. Las corrientes extracto y residuo se representan en el diagrama mediante líneas, cuyos puntos en equilibrio se encuentran unidos mediante rectas de reparto.
3. Entre los factores que más influyen sobre la extracción sólido-líquido, además del disolvente, cabe citar la temperatura, el pH y el tamaño de las partículas sólidas.
4. El disolvente más utilizado en la Industria Alimentaria es el agua, ya que combina su bajo precio y elevada disponibilidad con un gran poder de disolución de numerosos componentes.
5. A escala industrial, la extracción sólido-líquido se suele llevar a cabo en sistemas de varias etapas interconectadas a fin de conseguir elevados grados de recuperación del soluto. Los sistemas más habituales son la cascada de etapas en serie con alimentación independiente de disolvente y la cascada de etapas con circulación en contracorriente. En ambos casos, el diseño del sistema se suele llevar a cabo suponiendo que las etapas son ideales, lo que hace posible utilizar métodos gráficos sobre el diagrama triangular de datos de

equilibrio. Una vez determinado el número de etapas ideales, el concepto de eficacia de etapa permite establecer el número de etapas reales que han de integrar el sistema de extracción.

6. Los extractores industriales pueden ser de lecho estático o de lecho móvil, según que la fase sólida permanezca quieta o se desplace durante la extracción, respectivamente.
7. La extracción con CO_2 supercrítico es un proceso de reciente desarrollo que presenta la ventaja frente a la extracción convencional de conducir a un mayor grado de extracción de los componentes. Como inconveniente ha de destacarse que este tipo de extracción requiere operar con equipos a presión, lo que supone un encarecimiento notable del proceso. Por ello, se suele utilizar cuando el componente a recuperar es un producto de alto valor añadido.

c) Trace la recta de reparto que pasa por el punto de coordenadas (0,35; 0,55).

2. La extracción del aceite contenido en una semilla se pretende realizar utilizando una relación másica disolvente/semillas = 2/1. Las semillas contienen un 25% en peso de aceite, mientras que el disolvente posee un 2% de aceite como consecuencia de su reutilización después de la extracción. Determine cómo varía el grado de recuperación del aceite y la composición del extracto obtenido a medida que se incrementa el número de etapas de extracción conectadas en serie.

Datos

Considérese que los datos de equilibrio son los del problema anterior.

Problemas propuestos

1. Los datos de equilibrio de extracción sólido-líquido en un sistema de tres componentes (soluto, disolvente y sólido inerte) se han determinado mediante una serie de ensayos de laboratorio, obteniéndose los resultados que se recogen en la siguiente tabla:

Extracto		Residuo	
y_E	y_{SE}	x_R	x_{SR}
0,80	0,05	0,29	0,03
0,69	0,21	0,24	0,10
0,55	0,40	0,18	0,16
0,38	0,57	0,12	0,21
0,19	0,73	0,06	0,25
0,06	0,81	0,03	0,27

- a) Represente gráficamente el diagrama triangular y el diagrama $y-x$.
- b) Determine la composición de un residuo en equilibrio con un extracto que contiene un 45% en peso de soluto.

3. La extracción de granos de café se lleva a cabo con agua a 110°C en una cascada de etapas con circulación en contracorriente. El contenido en solutos de los granos de café es del 30% en peso y se desea obtener un extracto con un 45% en peso de solutos. La corriente de granos de café se alimenta con un caudal de 1.200 kg/h, mientras que el agua se introduce en contracorriente con un caudal de 600 kg/h. Suponiendo que los datos de equilibrio del sistema son simplificados, con un contenido de 0,4 kg de disolución por cada kg de sólido inerte en las corrientes de residuo, determinar:

- a) Número de etapas ideales que son necesarias.
- b) Caudal y composición de las corrientes extracto y residuo finales.
- c) Grado de recuperación de los solutos.

4. Se estudia la posibilidad de llevar a cabo la extracción del problema anterior en un sistema de etapas en serie con alimentación independiente del agua utilizada como disolvente. En cada etapa el caudal de disolvente a alimentar será de 200 kg/h.

- a) Determine el número de etapas ideales necesarias para conseguir el mismo grado de recuperación de los solutos que en el problema anterior.
- b) Calcule la composición de la corriente extracto final, si ésta se obtiene mediante mezcla y homogeneización de las corrientes extracto procedentes de cada etapa.
- c) Compare los resultados obtenidos con los de la cascada de etapas con circulación en contracorriente.

OPERACIONES DE SEPARACIÓN MEDIANTE MEMBRANAS

- 7.1. Introducción
- 7.2. Fundamento de las operaciones de separación mediante membranas
- 7.3. Clasificación de las operaciones de separación mediante membranas
- 7.4. Propiedades de las membranas
- 7.5. Permeación de gases
- 7.6. Pervaporación
- 7.7. Diálisis
- 7.8. Electrodialisis
- 7.9. Microfiltración, ultrafiltración y ósmosis inversa
- 7.10. Polarización de la concentración
- 7.11. Ensuciamiento de las membranas
- 7.12. Operaciones de separación con membranas en fase de desarrollo
- 7.13. Módulos de membrana

El capítulo 7 se dedica al estudio de las operaciones de separación mediante membranas, que en la actualidad se utilizan ampliamente en la Industria Alimentaria. La principal ventaja que presentan respecto de otras operaciones de separación es la de llevarse a cabo, en la gran mayoría de los casos, a temperatura ambiente, lo que evita el daño de componentes termosensibles y supone una reducción significativa en el consumo de energía. En primer lugar, se describe el fundamento de este tipo de operaciones y se clasifican atendiendo al tipo de fases implicadas y de fuerza impulsora de la separación.

A continuación se revisan los principios que rigen las diferentes operaciones de separación mediante membranas: permeación de gases, pervaporación, diálisis, electrodiálisis, microfiltración, ultrafiltración y ósmosis inversa. Asimismo, se estudian dos de los fenómenos que tienen lugar en este tipo de operaciones, la polarización de la concentración y el ensuciamiento de las membranas. Finalmente, el capítulo termina con una descripción de los módulos de membranas utilizados habitualmente a escala industrial, así como de las ecuaciones básicas de diseño de los mismos.

NOMENCLATURA

A_m	Área de la membrana (m^2)	k_a	Coefficiente individual de transferencia de materia en la disolución alimento ($m\ s^{-1}$)
C_a	Concentración de soluto en la disolución alimento ($mol\ m^{-3}$)	k_d	Coefficiente individual de transferencia de materia en la disolución dializante ($m\ s^{-1}$)
C_d	Concentración de soluto en la disolución dializante ($mol\ m^{-3}$)	K	Coefficiente global de transferencia de materia ($m\ s^{-1}$)
C_{im}	Concentración de la especie i en la superficie de la membrana ($mol\ m^{-3}$)	n	Número de pares de celdas en electrodiálisis
C'	Concentración de soluto en la disolución concentrada ($mol\ m^{-3}$)	N_i	Caudal molar de la especie i a través de la membrana ($mol\ s^{-1}$)
C''	Concentración de soluto en la disolución diluida ($mol\ m^{-3}$)	N_s	Caudal molar de soluto a través de la membrana ($mol\ s^{-1}$)
D_i	Difusividad de la especie i a través de la membrana ($m^2\ s^{-1}$)	P_i	Permeabilidad de la membrana a la especie i (dimensiones y unidades en función del tipo de fuerza impulsora utilizada)
e	Espesor de la membrana (m)	Q_v	Caudal volumétrico ($m^3\ s^{-1}$)
E_e	Energía electroquímica de transporte de iones a través de la membrana (J)	r	Grado de recuperación del disolvente
E_b	Energía de bombeo o impulsión de la disolución (J)	R	Coefficiente observado de retención de soluto
F	Constante de Faraday ($96.485\ C\ mol^{-1}$)	R'	Coefficiente intrínseco de retención de soluto
i	Densidad de la corriente eléctrica en electrodiálisis ($A\ m^{-2}$)	R_s	Resistencia de un par de celdas de electrodiálisis (Ω)
I	Intensidad de la corriente eléctrica en electrodiálisis (A)	R_m	Resistencia de la membrana a la transferencia de materia (dimensiones y unidades en función del tipo de fuerza impulsora utilizada)
J_d	Flujo volumétrico de disolvente a través de la membrana ($m\ s^{-1}$)	S_i	Solubilidad de la especie i en la membrana
J_i	Flujo molar de la especie i a través de la membrana ($mol\ m^{-2}\ s^{-1}$)	t	Tiempo de residencia de la disolución o tiempo de operación (s)
J_s	Flujo molar de soluto a través de la membrana ($mol\ m^{-2}\ s^{-1}$)	T	Temperatura (K)
		$\bar{v}_d$	Volumen molar parcial de disolvente ($m^3\ mol^{-1}$)
		V_0	Volumen inicial de la disolución alimento (m^3)

z	Carga de los iones	ΔV	Fuerza impulsora de la transferencia de materia, expresada como una diferencia de potencial eléctrico (V)
ΔC_i	Fuerza impulsora de la transferencia de materia, expresada como una diferencia de concentración (mol m^{-3})	$\Delta \mu$	Fuerza impulsora de la transferencia de materia, expresada como una diferencia de potencial químico
Δp_i	Fuerza impulsora de la transferencia de materia, expresada como una diferencia de presión parcial (N m^{-2})	$\Delta \Pi$	Presión osmótica (N m^{-2})
ΔP	Fuerza impulsora de la transferencia de materia, expresada como una diferencia de presión total (N m^{-2})	ξ	Grado de utilización de la corriente eléctrica en electrodiálisis

GLOSARIO

diálisis: Operación con membranas que permite la separación de solutos en una fase líquida como consecuencia de la existencia de una diferencia de concentraciones.

electrodiálisis: Operación con membranas que permite la separación de especies iónicas en disolución mediante la aplicación de una diferencia de potencial eléctrico.

membrana: Barrera semipermeable que se interpone entre dos fases fluidas regulando selectivamente el intercambio de materia entre las mismas.

microfiltración: Operación con membranas que permite separar y retener partículas en el seno de un disolvente mediante la aplicación de una diferencia de presión.

ósmosis inversa: Operación con membranas que permite separar y retener los solutos en una disolución mediante aplicación de una diferencia de presión.

permeación de gases: Operación con membranas que permite la separación de mezclas de gases o vapores por aplicación de una diferencia de presión.

permeado: Componente que se transporta a través de la membrana.

pervaporación: Operación con membranas que permite la separación de una mezcla líquida y paso a fase vapor del componente permeado por aplicación de una diferencia de presión.

polarización de la concentración: Incremento de la concentración del componente permeado que se produce en las proximidades de la membrana en la zona de la disolución alimento.

ultrafiltración: Operación con membranas que permite separar y retener partículas coloidales y macromoléculas en el seno de un disolvente mediante aplicación de una diferencia de presión.

7.1. Introducción

La capacidad de diferentes tipos de membrana de separar, concentrar y purificar determinadas sustancias presentes en medios fluidos es un fenómeno conocido desde los siglos XVIII y XIX. Sin embargo, la aplicación de las membranas a escala industrial como agentes de separación se ha desarrollado fundamentalmente durante los últimos treinta años. En la actualidad, las operaciones de separación mediante membranas han reemplazado en numerosos procesos a operaciones convencionales como rectificación, evaporación, absorción, extracción, etc. Entre sus aplicaciones más relevantes son de destacar la producción a gran escala de agua potable a partir del agua de mar, tratamiento de efluentes industriales y recuperación de componentes de los mismos, concentración y purificación de soluciones macromoleculares, eliminación de toxinas presentes en la sangre mediante el riñón artificial, etc.

Entre las ventajas que presentan las operaciones de separación mediante membranas cabe citar las siguientes:

- Bajo consumo de energía. La energía que hay que aportar es habitualmente la necesaria para conseguir la impulsión y el desplazamiento de las diferentes corrientes de fluido, ya que no suele ser necesario producir un cambio de estado físico de las fases implicadas.
- Condiciones de operación suaves. Con frecuencia, la separación se lleva a cabo a temperatura ambiente, lo que resulta esencial cuando se trabaja con sustancias que pueden dañarse o sufrir alteraciones con la temperatura. Por ello, las operaciones de separación mediante membranas tienen especial importancia en las Industrias Alimentaria y Farmacéutica, procesos biotecnológicos, aplicaciones médicas, etc. Concretamente, en el procesamiento de alimentos las separaciones mediante membranas resultan de gran interés ya

que permiten trabajar con sustancias sensibles al calor y, al mismo tiempo, evitar la pérdida de los componentes más volátiles, responsables en gran medida del olor y el sabor característico de los alimentos.

- Posibilidad de obtener elevadas selectividades y eficacias en la separación mediante una correcta elección del tipo y características de la membrana a utilizar.
- Los equipos de membranas son compactos y modulares, por lo que ocupan poco espacio y se pueden acoplar fácilmente en instalaciones ya existentes. Asimismo, las inversiones de capital a realizar en la adquisición de estos equipos no son elevadas.

La principal limitación de este tipo de separaciones reside en la sensibilidad de la membrana, ya que tiende a deteriorarse y/o ensuciarse con el paso del tiempo, siendo necesario reemplazarla con una cierta periodicidad.

Las operaciones de separación con membranas se pueden clasificar en tres grupos, dependiendo del objetivo perseguido en cada caso:

- *Operaciones de concentración de disoluciones.* Se elimina parte del disolvente presente en la misma haciéndolo pasar a través de la membrana. El producto de interés en la separación es la disolución concentrada, que queda retenida por la membrana. A veces, se trata en realidad de una preconcentración, eliminándose el resto del disolvente mediante otra operación de separación posterior. En la Industria Alimentaria se emplea este tipo de operaciones con membranas en la concentración de disoluciones de numerosos productos: zumos de frutas, aceites vegetales, enzimas, leche, clara de huevo, café, extractos naturales, almidón, ácido cítrico, azúcar, pasta de tomate, etc.
- *Operaciones de purificación o clarificación.* La separación tiene como objeto la eliminación de componentes no deseados, que habitualmente son rechazados y

retenidos por la membrana, por lo que el producto con valor comercial suele ser la fase que atraviesa la membrana. Como ejemplos típicos de aplicación de este tipo de operaciones en el procesado de alimentos son de destacar la clarificación de vinos y cervezas, la purificación de zumos de frutas, la desmineralización y purificación de agua, etc.

- *Operaciones de fraccionamiento.* En este caso, se pretende conseguir la separación de determinados componentes presentes en el medio, resultando de interés tanto los retenidos por la membrana como los que pueden atravesarla. En este grupo se encuentran operaciones como el fraccionamiento de proteínas y enzimas.

En los siguientes apartados se pasa revista a las diferentes operaciones de separación mediante membranas, poniendo mayor énfasis en aquellas que son especialmente relevantes en la Industria Alimentaria.

7.2. Fundamento de las operaciones de separación mediante membranas

La membrana actúa como una barrera semipermeable que se interpone entre dos fases fluidas. Controla selectivamente el intercambio de materia entre las mismas al dejar pasar a determinados componentes y rechazar a los restantes (figura 7.1). El espesor de la membrana suele ser muy pequeño comparado con las dimensiones de las fases fluidas.

El desplazamiento de las especies a través de la membrana está provocado por la existencia de una fuerza impulsora entre ambos lados de la misma. Esta fuerza puede ser una diferencia de potencial químico ($\Delta\mu$) o una diferencia de potencial eléctrico (ΔV). A su vez, la variación de potencial químico se puede establecer mediante diferencias de concentraciones de los componentes individuales (ΔC_i , Δp_i) y/o de presiones absolutas (ΔP) entre las dos fases fluidas.

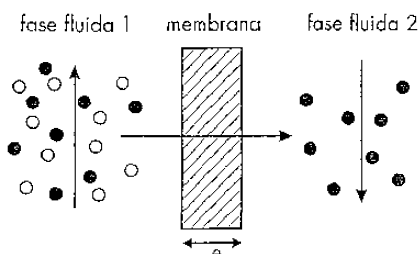


FIGURA 7.1. Esquema de una separación mediante membranas.

A diferencia de lo que sucede en las operaciones convencionales, en las separaciones mediante membranas no es necesario que las dos fases fluidas implicadas en el intercambio de materia sean inmiscibles entre sí, ya que no se encuentran en contacto directo, existiendo dos interfases:

fase fluida 1/membrana/fase fluida 2
interfase 1 interfase 2

Además, mientras que las operaciones convencionales de separación suelen estar controladas por el equilibrio entre las fases, en las operaciones mediante membranas existe un control cinético ya que la clave de la separación reside en las diferentes velocidades de transporte de los componentes a través de la membrana. Se denomina permeado al componente que puede atravesar la membrana.

El flujo molar de una especie determinada a través de la membrana se suele describir de forma empírica como la fuerza impulsora del transporte de materia dividida por la resistencia que opone la membrana:

$$J_i = \frac{FI}{R_m} \quad [7.1]$$

A su vez, la resistencia de la membrana se expresa en función de su espesor (e) y de la permeabilidad de la especie considerada (P_i):

$$R_m = \frac{e}{P_i} \quad [7.2]$$

En membranas no porosas, la permeabilidad viene dada por el producto de la solubilidad (S_i) y la difusividad (D_i) de la especie que se transporta:

$$P_i = S_i D_i \quad [7.3]$$

La solubilidad es una variable de equilibrio que permite calcular la concentración de soluto en la interfase. Depende de la afinidad química entre el soluto y la membrana. El equilibrio que se establece en la interfase se suele describir por analogía con el equilibrio de otras operaciones: ley de Henry (absorción), isoterma de Langmuir (adsorción).

Por otro lado, la difusividad del soluto es un parámetro cinético relacionado con su movilidad en la membrana, por lo que depende de variables como el tamaño molecular y naturaleza del soluto, así como de la estructura de la membrana. El transporte de soluto por el interior de la membrana se describe mediante la ley de Fick.

7.3. Clasificación de las operaciones de separación mediante membranas

Las diferentes operaciones basadas en membranas se diferencian entre sí en el estado físico de las fases en contacto con la membrana, la fuerza impulsora del transporte de materia, el

tipo de componentes que pueden atravesar la membrana y el tamaño de las especies que son rechazadas.

En el cuadro 7.1 se resumen las características más relevantes de las operaciones con membranas que se encuentran actualmente en fase de aplicación comercial: permeación de gases, pervaporación, diálisis, electrodiálisis, microfiltración, ultrafiltración y ósmosis inversa. Existen además procesos de membrana en desarrollo que se basan en el uso de membranas líquidas o en llevar a cabo operaciones convencionales de separación, como extracción, absorción o destilación, estando las dos fases fluidas separadas por una membrana, generalmente porosa.

Las operaciones comerciales se revisan con detalle en los siguientes apartados, poniendo mayor énfasis en aquellas que, como la ósmosis inversa o la ultrafiltración, poseen importantes aplicaciones en la Industria Alimentaria.

7.4. Propiedades de las membranas

Las membranas que se utilizan comercialmente se obtienen a partir de materiales sintéticos, generalmente de naturaleza polimérica, aunque también existen membranas cerámicas o metálicas. El espesor de la membrana suele ser muy pequeño comparado con el de las fases fluidas, aunque puede variar en un intervalo bastante amplio: desde espesores inferiores a 1 µm hasta varios milímetros.

CUADRO 7.1
Características de las operaciones de separación con membranas

Operación	Fuerza imp.	Fases implicadas	Tipo de membrana	Comp. permeados
Permeación de gases	Δp_i	G/M/G	Densa	Gases, vapores
Pervaporación	Δp_i	L/M/G	Densa	Solutos
Diálisis	ΔC_i	L/M/L	Densa	Solutos
Electrodiálisis	ΔV	L/M/L	Int. iónico	Iones
Microfiltración	ΔP	L/M/L	Porosa	Disolvente
Ultrafiltración	ΔP	L/M/L	Porosa	Disolvente
Ósmosis inversa	ΔP	L/M/L	Densa	Disolvente

Dependiendo de la presencia o no de poros, las membranas pueden ser porosas o compactas. Estas últimas también reciben el nombre de densas. En el primer caso, el soluto se transporta por el interior de los poros de la membrana mientras que en el segundo las especies han de pasar a través de la materia que constituye la membrana, disolviéndose en la misma. En la figura 7.2 se representa esquemáticamente una membrana porosa. Las membranas porosas se utilizan en operaciones como microfiltración o ultrafiltración, mientras que las membranas densas se aplican habitualmente en pervaporación y separaciones de mezclas gaseosas. El que una membrana sea o no porosa depende de la naturaleza del material de fabricación así como del método de preparación de la misma.

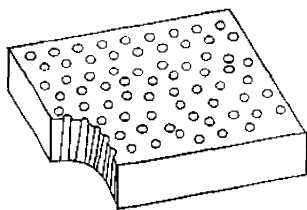


FIGURA 7.2. Membrana porosa.

Si la composición, estructura y demás propiedades de la membrana son las mismas en todos los puntos, ésta recibe el nombre de simétrica. En caso contrario, se habla de membranas asimétricas, habitualmente formadas por la yuxtaposición de una membrana porosa y una densa, lo que permite la combinación de diferentes factores a fin de mejorar la eficacia de la separación.

Asimismo, es frecuente que la capa activa, formada por la membrana propiamente dicha, vaya reforzada por una capa soporte que le proporciona resistencia mecánica, pero que no afecta a la separación de los componentes. Este tipo de membranas recibe el nombre de heterogéneas (figura 7.3). La presencia del soporte es

esencial en aquellas operaciones en las que la fuerza impulsora es una diferencia de presiones. En el caso de las membranas homogéneas, la ausencia de soporte hace que toda la membrana participe en el proceso de permeación.

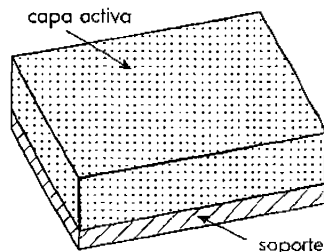


FIGURA 7.3. Membrana heterogénea.

Aunque la mayoría de las membranas son neutras, también se dispone de membranas con cargas eléctricas unidas a la estructura. Estas últimas son las membranas utilizadas en electrodiálisis.

Respecto del estado físico, las membranas empleadas habitualmente a escala comercial en operaciones de separación son sólidas. No obstante, en los últimos años se han desarrollado con éxito diferentes operaciones basadas en la aplicación de membranas líquidas.

En la figura 7.4 se presenta la fórmula química correspondiente a los materiales poliméricos más utilizados en la preparación de membranas, describiéndose a continuación sus características más relevantes:

- **Celulosa.** Es un polisacárido presente en los vegetales que posee pesos moleculares en el intervalo de 500.000 a 1.500.000. Está formado por unidades básicas de glucosa que, al contener grupos hidroxilos, son susceptibles de reaccionar con diferentes compuestos para dar lugar a ésteres y éteres. La celulosa es un polímero altamente cristalino y, a pesar de ser

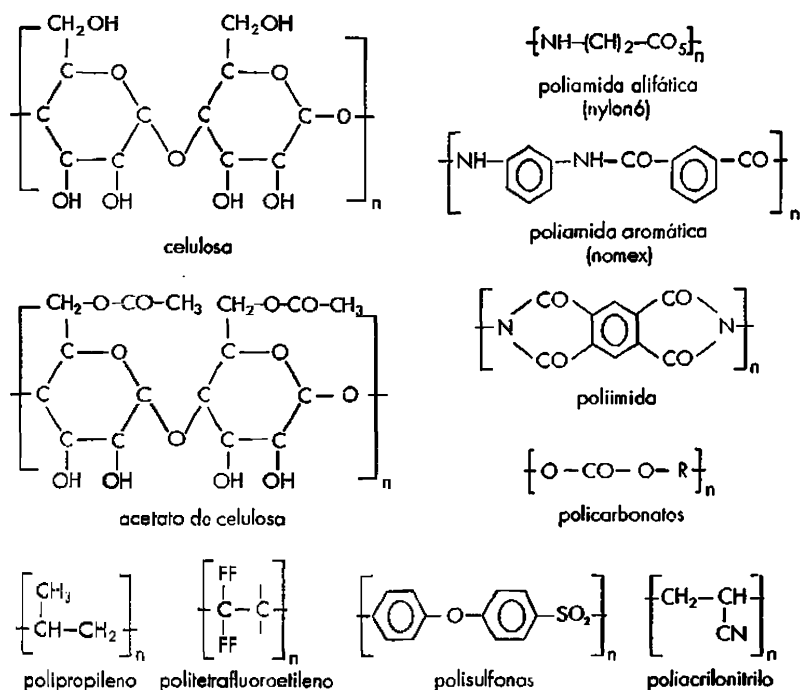


FIGURA 7.4. Tipos de polímeros utilizados en la preparación de membranas.

muy hidrofílico, es estable en disoluciones acuosas.

Entre los derivados de la celulosa, que también se utilizan como membranas, cabe destacar los ésteres, principalmente diferentes acetatos de celulosa. En estos materiales el carácter hidrofílico/hidrofóbico se puede regular variando la proporción de grupos hidroxilo/acetoilo, lo que afecta al flujo de agua a través de la membrana y a la selectividad y eficacia de la separación. Como inconvenientes de este tipo de membranas se encuentran su baja estabilidad térmica, química y biológica. Para minimizar la degradación, se trabaja a temperatura ambiente, mientras que el pH del medio ha de mantenerse entre 4 y 6,5.

Las membranas de celulosa son muy versátiles, utilizándose en una gran variedad de operaciones de separación: microfiltración, ultrafiltración, ósmosis inversa, diálisis, permeación de gases, pervaporación, etc.

- Poliamidas aromáticas y alifáticas. Las primeras son las más utilizadas como membranas debido a su elevada resistencia mecánica, térmica y química. Además, son resistentes frente a la hidrólisis y al ataque de microorganismos, pueden tolerar condiciones alcalinas y temperaturas de hasta 50°C. Sin embargo, son extremadamente sensibles a la presencia de cloruros. Todas estas propiedades están determinadas en gran medida por

la naturaleza de los grupos aromáticos unidos a la cadena de polímero. Las poliamidas aromáticas se emplean fundamentalmente en separaciones por ósmosis inversa.

Las poliamidas alifáticas, aunque menos importantes, también poseen una buena estabilidad química, utilizándose en microfiltración y ultrafiltración.

- **Poliimidas.** Poseen una excelente estabilidad térmica combinada con una buena estabilidad química. Se aplican en operaciones de ósmosis inversa, ultrafiltración y permeación de gases.
- **Politetrafluoroetileno.** Es un polímero hidrófobo y altamente cristalino que presenta una elevada estabilidad tanto térmica como química. Se aplica en operaciones de microfiltración.
- **Polipropileno isotáctico.** Se trata de un polímero de elevada cristalinidad, con propiedades hidrofóbicas y gran resistencia frente a disolventes. Se utiliza también en separaciones por microfiltración.
- **Policarbonatos.** Son polímeros de elevada resistencia mecánica, por lo que se aplican en separaciones en las que la fuerza impulsora es una diferencia de presión, como es el caso de la permeación de gases y la microfiltración.
- **Polisulfonas.** Se caracterizan por su buena estabilidad térmica y resistencia mecánica, utilizándose en separaciones por ultrafiltración.
- **Poliacrilonitrilo.** A pesar de la presencia del grupo nitrilo, fuertemente polar, este tipo de polímeros no es muy hidrofílico. Con frecuencia incorporan acetato de vinilo o metilmetacrilato como comonomero para aumentar la flexibilidad de cadena y el carácter hidrofílico. Las membranas de poliacrilonitrilo se emplean en ultrafiltración.

Además de los ya comentados, también se utilizan para la preparación de membranas dife-

rentes tipos de siliconas, polímeros de caucho, polivinilalcohol, fluoruro de polivinilideno, etc. Respecto de los polímeros con cargas eléctricas que actúan como membranas intercambiadoras de iones, debido a su especificidad, se revisan separadamente en el apartado dedicado a la separación por electrodiálisis.

7.5. Permeación de gases

Se trata de una operación que permite la separación de mezclas de gases o vapores por aplicación de una diferencia de presión a ambos lados de la membrana. Los componentes del gas tienden a desplazarse en el sentido en el que disminuyen sus presiones parciales. En la figura 7.5 se muestra el esquema de un módulo de permeación de gases.

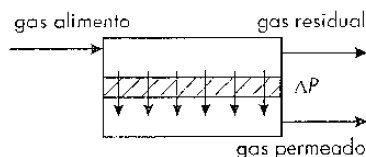


FIGURA 7.5. Unidad de permeación de gases.

La clave de la separación reside en las diferentes velocidades de transporte de los componentes a través de la membrana. El mecanismo de transporte depende de las características de la membrana. Si ésta es porosa, la separación sólo es eficaz cuando los poros son suficientemente pequeños para que los componentes se desplacen mediante el mecanismo de difusión de Knudsen o mediante difusión superficial. Las membranas porosas tienen todavía aplicaciones muy limitadas para la separación de gases debido a la existencia de una serie de inconvenientes: dificultad de sintetizar membranas con tamaños de poro suficientemente pequeños, fragilidad de los materiales, condensación de agua y otros vapores en los poros, lo

que disminuye apreciablemente la velocidad de transporte, etc.

Por ello, la mayor parte de las membranas utilizadas en procesos comerciales de separación de gases son densas. Las moléculas del gas se disuelven en una de las caras de la membrana, se transportan a través de la misma por difusión y finalmente se desorben en la cara opuesta. Dado que en su mayoría son membranas de naturaleza polimérica, es requisito imprescindible que la capa activa se refuerce con una capa soporte. Asimismo, es esencial que no existan defectos en la membrana ya que, en caso contrario, se produce un fenómeno de "bypass" del gas alimento, provocando un descenso muy acusado en la eficacia de la separación.

De acuerdo con las ecuaciones [7.1] y [7.2], el flujo de permeado se expresa como:

$$J_i = \frac{\Delta p_i}{e/P_i} \quad [7.4]$$

Entre las aplicaciones de la permeación de gases cabe destacar la recuperación del hidrógeno contenido en diferentes corrientes gaseosas, separación del oxígeno y nitrógeno del aire, separación del helio presente en el gas natural, eliminación de vapores orgánicos en corrientes de aire, etc.

7.6. Pervaporación

En esta operación las fases en contacto con la membrana son un líquido y un gas. Los componentes del líquido tienden a atravesar la membrana y pasar a la fase gas, experimentando un cambio de fase. Para ello, es necesario establecer como fuerza impulsora una diferencia de presiones entre ambos lados de la membrana. Para que un componente tienda a transportarse es necesario que su presión parcial en el gas sea inferior a su presión de vapor a la temperatura de trabajo.

Normalmente, dicha fuerza impulsora se consigue haciendo vacío en el lado del vapor mediante una bomba mecánica (figura 7.6a). Otra posibilidad es precalentar el alimento, lo que conlleva un aumento de la presión de vapor de los componentes presentes en el líquido (figura 7.6b). En este caso, la fuerza impulsora se aplica como una diferencia de temperatura más que de presión. Finalmente, una tercera posibilidad para llevar a cabo la pervaporación consiste en hacer pasar un gas inerte barriendo la zona del vapor, lo que provoca un efecto de arrastre de los componentes que atraviesan la membrana (figura 7.6c). Mediante un condensador se separan las especies permeadas, recirculándose al módulo de pervaporación el gas inerte no condensado.

Las membranas de pervaporación suelen ser densas, por lo que los componentes se transpor-

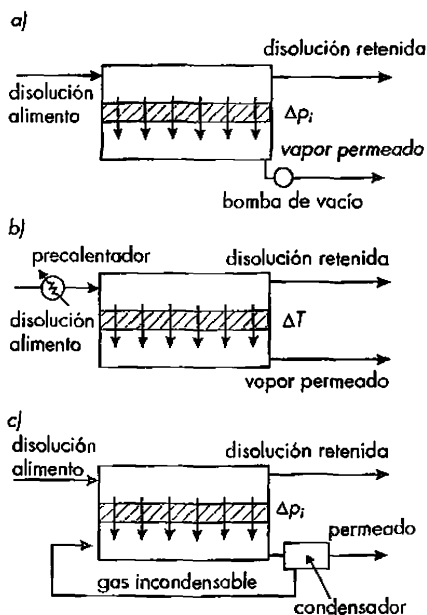


FIGURA 7.6. Unidades de pervaporación: a) disminución de la presión del permeado, b) precalentamiento de la disolución alimento, c) arrastre del permeado.

tan a través de la misma, previa disolución. Con frecuencia son también asimétricas, con varias capas activas, lo que permite obtener elevadas selectividades en la separación de los componentes.

Como operación de separación líquido-vapor, la pervaporación presenta importantes ventajas respecto de otras como la destilación ya que, aunque implica un cambio de estado físico, no está limitada termodinámicamente para la separación de azeótropos. Por ello, entre sus aplicaciones más importantes destaca la separación de mezclas etanol-agua. Así, se utiliza en la deshidratación de productos de fermentación con un alto contenido en etanol o en la separación de alcoholes presentes en un medio acuoso. También es posible mediante pervaporación purificar disoluciones acuosas respecto de la presencia de otras sustancias orgánicas, utilizando para ello membranas hidrofóbicas.

Dentro de la Industria Alimentaria, la pervaporación se ha utilizado para la disminución de la concentración de alcohol en vinos, cervezas y licores mediante membranas de polidimetilsilicona.

7.7. Diálisis

La diálisis es una operación controlada cinéticamente en la que la membrana separa solutos en función de sus tamaños. Las dos fases en contacto con la membrana son disoluciones acuosas (figura 7.7), estableciéndose como fuerza

impulsora una diferencia de concentración del soluto o solutos a transportar.

Las membranas de diálisis son en su mayoría porosas con radios de poros inferiores a 6 nm a fin de minimizar el transporte de materia por convección. Los solutos se desplazan por difusión a través de los poros con una velocidad que depende de su tamaño molecular. Los de menor tamaño se difunden a mayor velocidad que los macrosolutos. Para que dos componentes se puedan separar eficazmente por diálisis es necesario que sus coeficientes de difusión difieran entre sí en al menos un orden de magnitud.

Al expresar la velocidad de transporte de los componentes entre las dos fases hay que tener en cuenta la existencia de tres resistencias a la transferencia de materia acopladas en serie: resistencia de la disolución alimento, resistencia de la membrana y resistencia de la disolución dializante. Todas ellas se pueden incluir en un coeficiente global de transferencia de materia (K), expresándose el flujo de soluto (J_i) como:

$$J_i = \frac{\Delta C_i}{1/K} \quad [7.5]$$

El coeficiente global de transporte de soluto se relaciona con las tres resistencias mediante la ecuación:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{k_a} + \frac{e}{P_i} + \frac{1}{k_d} \quad [7.6]$$

siendo k_a y k_d los coeficientes individuales de transporte de soluto a través de la disolución alimento y dializante, respectivamente, y P_i la permeabilidad de la membrana respecto de ese soluto.

Como ecuación de diseño de un equipo de diálisis se suele utilizar una expresión análoga a la que se utiliza en transmisión de calor aplicada a cambiadores de calor de tubos concéntricos:

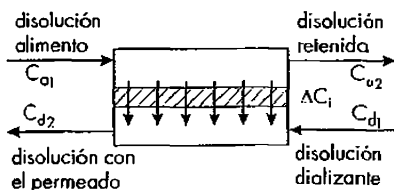


FIGURA 7.7. Unidad de diálisis.

$$N_i = J_i A_m = K A_m \Delta C_{mi} \quad [7.7]$$

donde N_i representa el caudal molar de soluto intercambiado, A_m el área de membrana necesaria para llevar a cabo la separación y ΔC_{mi} la media logarítmica de las diferencias de concentración de soluto entre las dos fases, a la entrada (1) y a la salida (2) del equipo de diálisis:

$$\Delta C_{mi} = \frac{(C_{a1} - C_{d2}) - (C_{a2} - C_{d1})}{\ln \frac{(C_{a1} - C_{d2})}{(C_{a2} - C_{d1})}} \quad [7.8]$$

El caudal de soluto que atraviesa la membrana se puede determinar planteando un balance de soluto entre las dos fases y suponiendo que los caudales volumétricos de disolución alimento (Q_{va}) y disolución dializante (Q_{vd}) permanecen constantes:

$$N_i = Q_{va}(C_{a1} - C_{a2}) = Q_{vd}(C_{d2} - C_{d1}) \quad [7.9]$$

En la actualidad una de las aplicaciones más importantes de la diálisis es de tipo médico. El denominado riñón artificial consta de un módulo de membrana que permite eliminar de la sangre del paciente urea, creatinina y otros metabolitos no deseados presentes en la misma, siendo transportados hacia una disolución salina fisiológica (hemodiálisis). Con ello, se consigue también una eliminación del exceso de agua, así como restaurar el equilibrio ácido-base y de electrolitos de la sangre.

Dentro de la Industria Alimentaria, la diálisis se ha utilizado para reducir la concentración de alcohol en cervezas, aunque también se produce la separación de otros componentes de bajo peso molecular, por lo que puede afectar al sabor y aroma de esta bebida.

7.8. Electrodialisis

La electrodialisis es una operación de separación electroquímica que permite discriminar

entre especies iónicas y especies neutras. La fuerza impulsora es una diferencia de potencial eléctrico, lo que hace posible que los electrolitos se transporten incluso en contra de un gradiente de concentración. La clave de la separación radica en el uso de membranas intercambiadoras que actúan regulando el paso de cationes y aniones.

Las membranas que se utilizan en una unidad de electrodialisis son de dos tipos:

- Membranas de intercambio catiónico. Contienen grupos con cargas negativas unidas a la matriz polimérica, por lo que permiten el paso a su través de cationes y rechazan, en cambio, los aniones.
- Membranas de intercambio aniónico. En este caso la membrana posee grupos de carga positiva, permitiendo el paso de los aniones mientras que los cationes son rechazados.

Aunque se dispone de una gran variedad de membranas de electrodialisis, la mayoría está constituida por polímeros en los que las cargas negativas están asociadas a grupos SO_3^- y las cargas positivas a iones amonio. En la figura 7.8 se muestran las reacciones que transcurren durante la funcionalización de un polímero tipo polietileno por sulfonación-cloración y aminación a fin de generar los correspondientes grupos iónicos, lo que permite su utilización como membrana de electrodialisis.

Una unidad de electrodialisis está constituida por una serie de membranas de intercambio aniónico y catiónico, que se disponen alternativamente entre el ánodo y el cátodo. El espacio que queda entre las membranas define un conjunto de compartimentos o celdas a través de los cuales se bombea la disolución alimento. En la figura 7.9 se muestra el conjunto formado por cuatro membranas de intercambio iónico que definen un par de celdas.

Realmente, la unidad de electrodialisis está constituida por varios cientos de pares de celdas situadas entre los dos electrodos. Al aplicar

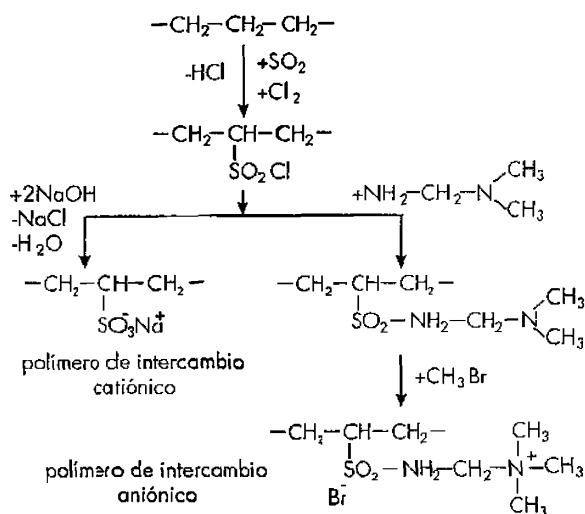


FIGURA 7.8. Obtención de membranas intercambiadoras por funcionalización de un polímero polietilénico.

una determinada diferencia de potencial eléctrico entre los mismos, los cationes presentes en la disolución se desplazan hacia el cátodo mientras que los aniones lo hacen en dirección al ánodo. Sin embargo, estos desplazamientos no son totalmente libres ya que están regulados por las membranas de intercambio iónico. El resultado final que se produce es un aumento de la concentración total de iones, tanto cationes como aniones, en compartimentos alternativos y una disminución de la misma en los restantes. Como consecuencia, a la salida de la unidad de electrodialisis se obtienen dos diso-

luciones, una pobre en iones y otra con una concentración salina superior a la de la disolución alimentada.

Un factor fundamental a la hora de establecer la viabilidad económica de la electrodialisis es la energía que se consume, la cual se puede considerar constituida por dos términos:

- Energía electroquímica necesaria para transportar los iones de una disolución a otra a través de las membranas y en contra del gradiente de concentración (E_s).

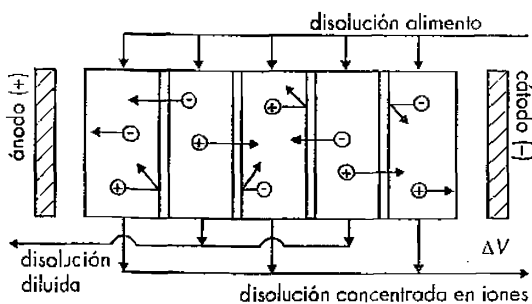


FIGURA 7.9. Esquema simplificado de una unidad de electrodialisis.

- Energía necesaria para bombear y hacer pasar la disolución a través de los compartimentos (E_b).

La energía electroquímica se puede estimar mediante la siguiente expresión:

$$E_e = \frac{InR_e tz F Q_{va} \Delta C}{\xi} \quad [7.10]$$

siendo n el número de pares de celdas, R_e la resistencia de un par de celdas, I la intensidad de la corriente eléctrica, ξ el grado de utilización de la corriente, t el tiempo de residencia de la disolución, Q_{va} el caudal volumétrico de la disolución alimento, ΔC la diferencia de concentración iónica entre la disolución alimento y la disolución diluida producto, z la carga de los iones que se desplazan y F la constante de Faraday.

Asimismo, el área de membrana necesaria para una determinada separación se puede calcular como:

$$A_m = \frac{z F Q_{vp} n \Delta C}{i \xi} \quad [7.11]$$

siendo Q_{vp} el caudal volumétrico de la disolución producto libre de iones e i la densidad de la corriente, definida como intensidad de corriente por unidad de área de membrana.

La aplicación más importante de la electrodiálisis es la desalinización de aguas salobres para obtener agua potable y sales. En el sector de producción de alimentos se ha utilizado en la desmineralización de suero de queso, la eliminación del ácido tartárico presente en el vino, desacidificación de zumos de frutas, etc.

7.9. Microfiltración, ultrafiltración y ósmosis inversa

Son operaciones de separación con fundamentos muy similares. Permiten separar los

componentes de una disolución mediante la aplicación de una diferencia de presión absoluta como fuerza impulsora. La membrana deja pasar al disolvente de la disolución, pero retiene a determinados solutos presentes en la misma. La aplicación de la diferencia de presión hace posible que el transporte de disolvente se realice en contra del gradiente de concentración, es decir, desde la disolución más concentrada en soluto hacia la disolución más diluida.

Las principales diferencias entre estas operaciones radican en el tamaño mínimo de los solutos que retienen y, como consecuencia, en el intervalo de diferencia de presiones en el que trabajan (figura 7.10).

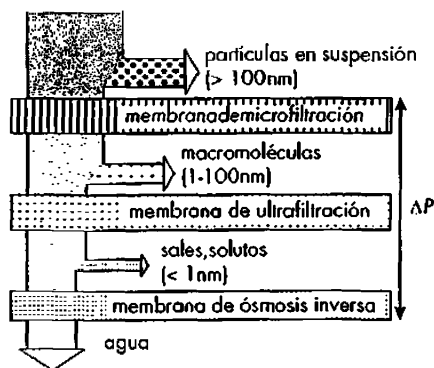


FIGURA 7.10. Especies retenidas en microfiltración, ultrafiltración y ósmosis inversa.

7.9.1. Microfiltración

En microfiltración se separan y retienen especies con tamaños en el intervalo 0,1-10 μm , lo que requiere la aplicación de diferencias de presiones pequeñas, entre 0,1 y 2 atm. Habitualmente los componentes retenidos son partículas sólidas que se encuentran en suspensión coloidal en el seno de un líquido. Las membra-

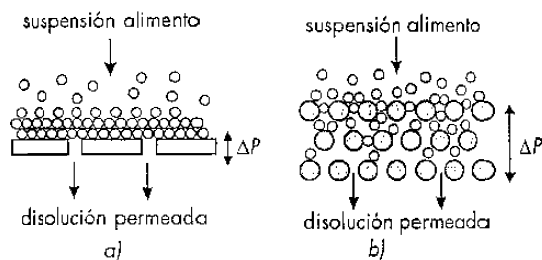


FIGURA 7.11. Tipos de filtración: a) filtración superficial, b) filtración de profundidad.

nas de microfiltración son porosas y dependiendo del tamaño de los poros respecto del de las partículas a separar se distinguen dos tipos de filtración (figura 7.11):

- *Filtración superficial.* Los poros de la membrana son menores que el tamaño de las partículas retenidas. La separación se puede llevar a cabo utilizando membranas de paredes delgadas.
- *Filtración de profundidad.* La membrana está constituida por un material fibroso o granular que posee intersticios de tamaños mayores que el diámetro de las partículas sólidas. De esta forma, las partículas pueden penetrar en el interior del medio filtrante pero se separan del fluido al quedar adheridas a la superficie interna de la membrana. Para que la separación sea eficaz es necesario que la membrana tenga un cierto espesor.

Dependiendo del flujo de fluido respecto de la membrana también se distinguen dos tipos de configuraciones para llevar a cabo la microfiltración (figura 7.12):

- *Microfiltración sin salida.* La disolución se impulsa en dirección perpendicular a la membrana, la cual deja pasar el disolvente y retiene partículas por encima de un determinado tamaño. Es un sistema análogo al utilizado en la filtración convencional. Se trabaja en régimen no estacionario ya que, a medida que transcurre el tiempo, va aumentando el espesor de la torta de partículas acumulada sobre el medio filtrante, lo que implica un incremento paulatino de la resistencia al paso de disolvente y, por tanto, una disminución del caudal de líquido filtrado.
- *Microfiltración de flujo cruzado.* En este caso la suspensión alimento circula para-

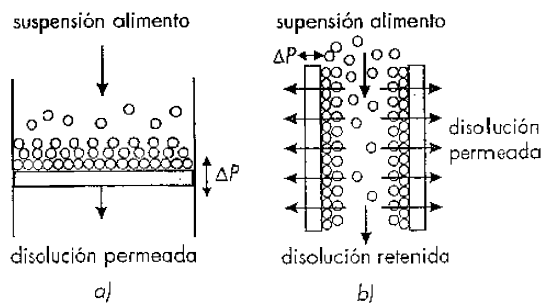


FIGURA 7.12. Configuraciones de microfiltración: a) microfiltración sin salida, b) microfiltración de flujo cruzado.

lamente a la superficie de la membrana y, como consecuencia, perpendicularmente respecto del flujo de disolvente a través de la misma. Sobre la membrana se forma progresivamente una torta de sólido cuyo espesor tiende a un valor constante transcurrido un cierto intervalo de tiempo.

La microfiltración tiene aplicaciones industriales y de laboratorio muy diversas. En la Industria Farmacéutica se utiliza en la esterilización de fármacos al quedar retenidos en la membrana diferentes agentes patógenos y en la clarificación de antibióticos. Asimismo, en los procesos de fabricación de bebidas se emplea como método de clarificación y estabilización biológica, principalmente en vinos y cervezas.

7.9.2. Ultrafiltración

En el caso de la ultrafiltración, la separación de componentes de menor tamaño respecto de la microfiltración hace necesario el uso de membranas con menores tamaños de poro y la aplicación de mayores diferencias de presión, habitualmente entre 2 y 10 atm, a fin de conseguir el flujo de disolvente a través de los mismos. Los poros de las membranas de ultrafiltración poseen diámetros efectivos en el intervalo 1-100 nm, permitiendo la separación de componentes con pesos moleculares entre 300 y 500.000. Las especies retenidas por este tipo de membranas incluyen macromoléculas, sustancias poliméricas y partículas coloidales. La separación por ultrafiltración se basa fundamentalmente en diferencias de tamaños moleculares, aunque en muchos casos la naturaleza química de las interacciones soluto-membrana también es importante.

La ultrafiltración se suele llevar a cabo mediante la configuración de flujo cruzado, es decir, la disolución a concentrar fluye paralelamente a la membrana y perpendicularmente

respecto del flujo de disolvente a través de la misma.

Con frecuencia durante el desarrollo de la ultrafiltración se forma una capa de gel, de naturaleza polimérica, sobre la superficie de la membrana, provocando la aparición de una resistencia adicional y muy importante al transporte de materia. Por ello, las membranas de ultrafiltración se diseñan tratando de prevenir o aminorar el ensuciamiento de su superficie. Una de las posibilidades existentes consiste en modificar químicamente la superficie de la membrana para hacerla más hidrofílica, lo que dificulta la formación de la capa de gel y favorece el flujo de agua.

La ultrafiltración posee importantes aplicaciones en la Industria Alimentaria. Se utiliza en la recuperación de lactoalbúmina y lactoglobulina a partir de suero de queso, como método de preconcentración de leche durante la fabricación de queso, en la clarificación de zumos de frutas, clarificación de vinos, concentración de gelatinas, etc.

7.9.3. Ósmosis inversa

Tal y como su nombre indica, la ósmosis inversa es una operación en la que se consigue invertir el flujo de los componentes respecto del proceso natural de ósmosis. En este último, el disolvente de una disolución atraviesa una membrana semipermeable para compensar la diferencia de concentraciones de soluto existente a ambos lados de la misma. El transporte de agua provoca un aumento de la presión en la disolución receptora y una disminución de la misma en la disolución que pierde disolvente. Una vez alcanzado el equilibrio, la diferencia de presiones existente a ambos lados de la membrana se mantiene constante, denominándose presión osmótica ($\Delta\Pi$).

En la ósmosis inversa, para invertir el flujo de disolvente y conseguir que se transporte en contra del gradiente de concentración, es necesario aplicar una diferencia de presión como

mínimo superior a la presión osmótica (figura 7.13). La diferencia entre ambas ($\Delta P - \Delta \Pi$) es realmente la fuerza impulsora que provoca el flujo de agua. Como consecuencia, las diferencias de presión aplicadas en ósmosis inversa suelen ser notablemente mayores que las utilizadas en microfiltración y ultrafiltración (5-100 atm).

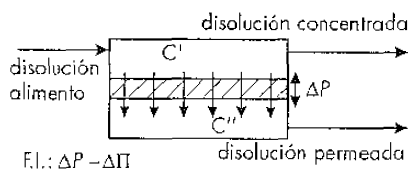


FIGURA 7.13. Unidad de ósmosis inversa.

Mediante la ósmosis inversa se consigue aumentar la concentración de solutos presentes en una disolución. Los componentes que la membrana rechaza son especies moleculares o iónicas sin necesidad de que su tamaño sea superior a un mínimo determinado, ya que se utilizan membranas densas, generalmente hidrofílicas. Si las especies a retener son iónicas es frecuente el empleo de membranas con cargas eléctricas asociadas a la estructura, al igual que en la operación de electrodialisis. En ese caso, inicialmente la membrana sólo rechaza el ión con carga eléctrica del mismo signo que las cargas fijas que posee, pero, dado que se tiene que mantener la electroneutralidad de la disolución, el efecto que se produce es un rechazo también de las especies con cargas eléctricas de signo contrario. Por ello, la ósmosis inversa combinada con membranas con cargas eléctricas se utiliza ampliamente en operaciones de concentración de disoluciones de electrolitos así como en la obtención de agua dulce a partir del agua del mar.

Los parámetros que normalmente se utilizan para definir el funcionamiento de una unidad

de ósmosis inversa como la representada en la figura 7.13 son los siguientes:

- Coeficiente observado de retención de soluto (R):

$$R = 1 - \frac{C''}{C'} \quad [7.12]$$

siendo C' y C'' la concentración de soluto en el seno de la disolución concentrada y diluida, respectivamente.

- Coeficiente intrínseco de retención de soluto (R'). Se define referido a la concentración de soluto presente en la disolución concentrada justo en la superficie de la membrana (C'_m):

$$R' = 1 - \frac{C''}{C'_m} \quad [7.13]$$

Como consecuencia del fenómeno denominado polarización de la concentración, que se describe con detalle en el punto siguiente, la concentración de soluto en las proximidades de la membrana es mayor que la existente en el seno de la disolución concentrada, lo que implica que el coeficiente de retención intrínseco es siempre mayor que el observado.

- Grado de recuperación del disolvente (r). La expresión para calcularlo depende de si la operación se lleva a cabo por cargas:

$$r = \frac{J_d A_m t}{V_0} \quad [7.14]$$

o de una forma continua:

$$r = \frac{J_d A_m}{Q_{va}} \quad [7.15]$$

donde J_d representa el flujo volumétrico de disolvente a través de la membrana, A_m el área de la membrana, V_0 el volumen inicial de la disolución alimento, t el tiempo (operación por cargas) y Q_{v0} y Q_{vp} el caudal volumétrico de la disolución alimento y disolución permeada, respectivamente (operación en continuo).

- Flujo de disolvente a través de la membrana. Se puede expresar como el cociente entre el caudal volumétrico de permeado y el área de membrana:

$$J_d = \frac{Q_{vp}}{A_m} \quad [7.16]$$

- Flujo de soluto a través de la membrana (J_s). Análogamente al anterior, se define referido a la unidad de superficie de membrana, aunque utilizando unidades molares para expresar el caudal de soluto (N_s):

$$J_s = \frac{N_s}{A_m} \quad [7.17]$$

El flujo de especies a través de la membrana es una medida directa de la cinética de la operación. Las ecuaciones que establecen la relación entre estos flujos y las propiedades de la membrana dependen del tipo de mecanismo de transporte que se considere aplicable. En el caso de la ósmosis inversa, dado que las membranas son en su mayoría compactas, el mecanismo que se aplica es el de disolución-difusión, en el que se supone que los componentes se disuelven en el interior de la membrana para poder desplazarse. De acuerdo con este esquema, suponiendo que la etapa controlante del transporte de materia es el paso a través de la membrana, la ecuación que expresa el flujo de disolvente es la siguiente:

$$J_d = \frac{FI}{R} = \frac{(\Delta P - \Delta \Pi)}{e/P_d} \quad [7.18]$$

La permeabilidad de la membrana respecto del disolvente (P_d) se define como el producto de la difusividad (D_d , parámetro cinético) y de la solubilidad en la membrana (S_d , parámetro de equilibrio). A su vez, la solubilidad se expresa en función de la concentración de disolvente en la membrana (C_{dm}):

$$P_d = D_d S_d = D_d \frac{C_{dm} \bar{v}_d}{RT} \quad [7.19]$$

siendo $\bar{v}_d$ el volumen molar parcial del disolvente, R la constante de los gases y T la temperatura.

El flujo de soluto a través de la membrana se especifica mediante ecuaciones análogas a las del disolvente, teniendo en cuenta que para el transporte de este componente la fuerza impulsora es fundamentalmente la diferencia de concentraciones entre ambos lados de la membrana:

$$J_s = \frac{(C'_m - C'')}{e/P_s} \quad [7.20]$$

Combinando las ecuaciones anteriores se puede obtener la siguiente expresión para calcular el coeficiente de retención del soluto en función de las permeabilidades de los componentes:

$$R' = \left[1 + \left(\frac{P_s}{P_d} \right) \left(\frac{1}{\Delta P - \Delta \Pi} \right) \right]^{-1} \quad [7.21]$$

De acuerdo con la misma, el aumento de la diferencia de presiones mejora la eficacia de la separación ya que el coeficiente de retención tiende a la unidad.

Se han propuesto diferentes modificaciones de este mecanismo como el suponer que la membrana posee imperfecciones (poros) a través de las cuales se produce un transporte adicional de soluto y disolvente o considerar que los flujos de ambos componentes no son independientes, existiendo un acoplamiento entre los mismos.

El diseño de una unidad de ósmosis inversa se basa en la aplicación de las ecuaciones anteriores junto con los correspondientes balances de materia. Como datos de partida se suele contar con el caudal volumétrico y concentración de la disolución alimento y propiedades del sistema como el espesor de la membrana y las permeabilidades de los componentes. Si el transporte global de materia no está controlado únicamente por el paso de las especies a través de la membrana, sino que hay que tener en cuenta las resistencias que oponen las disoluciones, también ha de disponerse de los correspondientes valores de los coeficientes de transferencia de materia. Como dato adicional de diseño se fija el caudal de disolvente a obtener por permeación o la concentración de soluto en la disolución producto, dependiendo de cuál de los dos sea la variable que más interesa.

En estas condiciones las expresiones del balance de materia total y de soluto en la unidad de ósmosis inversa son las siguientes:

$$Q_{va} = Q_{vp} + Q_{vc} \quad [7.22]$$

$$Q_{va}C'_a = Q_{vp}C'_p + Q_{vc}C'_c \quad [7.23]$$

Mediante las mismas es posible determinar el caudal de disolución concentrada obtenida (Q_{vc}) y su concentración de soluto o el caudal de disolvente permeado, dependiendo de cuáles sean las especificaciones de partida. A continuación, teniendo en cuenta la definición del flujo de disolvente a través de la membrana y su relación con la fuerza impulsora, es posible determinar el área de membrana necesaria. Finalmente, las ecuaciones [7.20] y [7.21] permiten determinar el flujo de soluto a

través de la membrana y su coeficiente de retención.

La ósmosis inversa es una de las operaciones de separación mediante membranas de mayores aplicaciones comerciales. Destacan su utilización en la desalinización de aguas salobres y en el tratamiento de aguas residuales tanto de origen industrial como municipal. También son numerosas las aplicaciones de la ósmosis inversa en la Industria Alimentaria: recuperación de componentes valiosos presentes en efluentes acuosos (azúcares, proteínas, ácidos, aromas, etc.), regeneración de aguas de lavado, concentración o clarificación de zumos de frutas, eliminación del alcohol en vinos, etc. En todas ellas, una de las limitaciones más significativas es la concentración de soluto en las disoluciones. A elevadas concentraciones, la presión osmótica a superar es tan alta que la operación es prácticamente inviable. En ese caso, la ósmosis inversa se emplea como una operación de preconcentración, que va seguida de otro tratamiento, como puede ser la evaporación, para conseguir disoluciones de elevada concentración.

7.10. Polarización de la concentración

Se trata de un fenómeno con consecuencias negativas sobre la separación que se presenta en la práctica totalidad de las operaciones con membranas. Sus consecuencias son especialmente perjudiciales en el caso de la microfiltración, ultrafiltración y ósmosis inversa. En la figura 7.14 se representa el perfil de concentración de soluto existente a ambos lados de la membrana.

En el caso de las operaciones mencionadas, se produce un flujo de disolvente hacia la membrana debido a la existencia de una diferencia de presión. Este flujo de disolvente lleva asociado un transporte de soluto por convección. Una vez en contacto con la superficie de la membrana, el disolvente puede atravesarla con cierta facilidad pero el soluto es rechazado en su

mayor parte y tiende a volver al seno de la disolución. Sin embargo, este transporte ha de realizarse a través de la capa límite que se forma en las proximidades de la membrana, por lo que tiene lugar mediante el mecanismo de difusión. La diferencia entre la velocidad de transporte de soluto hacia la membrana por convección y la de transporte desde la membrana por difusión provoca un incremento de la concentración de soluto en la superficie de la membrana respecto de la disolución.

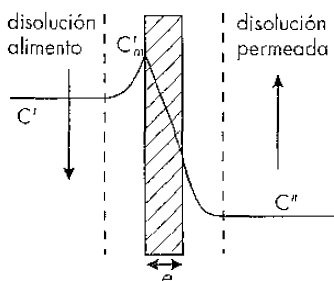


FIGURA 7.14. Polarización de la concentración.

Este fenómeno se conoce con el nombre de polarización de la concentración, implicando una serie de efectos negativos:

- El aumento de la concentración de soluto provoca en numerosas ocasiones que se alcance su producto de solubilidad, lo que conlleva su precipitación y la consiguiente formación de una capa de sólido sobre la membrana. En otros casos, si se trata de sustancias macromoleculares o poliméricas, más que una precipitación lo que ocurre es la aparición de una capa de gel sobre la membrana. También puede suceder que el soluto se adsorba sobre la superficie de la membrana. En cualquiera de estos casos, la polarización de la concentración da lugar a la aparición de una nueva resistencia a la transferencia de

materia, disminuyendo apreciablemente el flujo de las especies a través de la membrana.

- Si el aumento de concentración de soluto en la superficie de la membrana no da lugar a fenómenos de precipitación o gelificación, el efecto inmediato es un aumento en el flujo de soluto a través de la membrana, lo que implica disminuir el coeficiente de retención y, por lo tanto, una pérdida de eficacia en la separación.
- En el caso de la ósmosis inversa se produce un incremento en la presión osmótica que hay que vencer, siendo necesario aplicar mayores diferencias de presión.

La principal alternativa para minimizar la polarización de la concentración se basa en disminuir el espesor de la capa límite que se forma en las proximidades de la superficie de la membrana en contacto con la disolución concentrada. Se puede conseguir favoreciendo la turbulencia en esa disolución, bien aumentando la velocidad de desplazamiento de la disolución alimento, bien con un adecuado diseño del módulo de membrana.

7.11. Ensuciamiento de las membranas

El ensuciamiento de las membranas está provocado por la deposición irreversible de partículas sólidas, macromoléculas, sales, etc. sobre la superficie de la membrana o en su interior, lo que supone la aparición de resistencias adicionales al transporte de materia. Como consecuencia, el flujo de permeado experimenta una continua disminución a lo largo del tiempo.

El ensuciamiento es un fenómeno bastante acusado en operaciones como microfiltración y ultrafiltración, en las que se utilizan membranas porosas. En cambio, en operaciones como permeación de gases y pervaporación,

con membranas en su mayoría compactas, el ensuciamiento de la membrana es poco importante.

Básicamente se pueden distinguir tres tipos de agentes causantes del ensuciamiento de las membranas: precipitados de naturaleza orgánica (macromoléculas, sustancias biológicas, etc.), precipitados inorgánicos (hidróxidos metálicos, sales de calcio, etc.) y partículas sólidas. Lógicamente, la presencia de estos componentes en la disolución alimento determina la mayor o menor extensión del ensuciamiento de la membrana. Es un fenómeno muy complejo ya que, para una disolución determinada, puede depender de factores como la concentración de las diferentes especies, la temperatura, el pH, la fuerza iónica del medio, así como de la existencia de interacciones específicas de los componentes con la membrana a través de puentes de hidrógeno, fuerzas dipolo-dipolo, etc.

Existen diferentes alternativas para prevenir o aminorar el ensuciamiento de las membranas:

- Pretratamiento de la disolución alimento. Tiene como objeto eliminar de la disolución alimento los componentes con mayor tendencia a generar problemas de ensuciamiento o modificar las condiciones del medio para evitar su precipitación. Entre los métodos de pretratamiento más utilizados cabe citar los siguientes: ajuste del pH, adición de agentes complejantes como EDTA, tratamientos térmicos, clarificación química, prefiltración, etc. Así, el ajuste del pH del medio es una alternativa muy eficaz cuando se trabaja con proteínas. Se puede minimizar el ensuciamiento de la membrana por este tipo de sustancias si el pH se modifica hasta alcanzar el punto isoeléctrico de la proteína, es decir, el punto en el cual la proteína es eléctricamente neutra.
- Modificación de las propiedades de la membrana. En el caso de las membranas

porosas el ensuciamiento por bloqueo de los poros al quedar ocluidas partículas o macromoléculas en los mismos se puede minimizar utilizando membranas con distribuciones estrechas de tamaño de poro. Otro factor importante es el carácter hidrofílico/hidrofóbico de la membrana. Así, el ensuciamiento por adsorción de proteínas se puede disminuir con membranas hidrofílicas, que interaccionan y retienen menos fuertemente este tipo de sustancias. Asimismo, el uso de membranas con cargas eléctricas negativas puede ser de utilidad para prevenir el ensuciamiento de la membrana, especialmente cuando la disolución contiene partículas coloidales, que suelen estar cargadas negativamente.

No obstante, en todos estos casos hay que tener en cuenta que una variación en las propiedades de la membrana, por pequeña que sea, conlleva alteraciones en el flujo de permeado y en la eficacia de la separación.

- Diseño del módulo y de las condiciones de operación. Tal y como se ha indicado en el apartado anterior, uno de los factores que favorecen el ensuciamiento de la membrana es la polarización de la concentración que con frecuencia se produce en las proximidades de la superficie de la misma. Un adecuado diseño del módulo de membrana, favoreciendo la turbulencia en el lado de la disolución alimento, puede atenuar ambos fenómenos.

En cualquier caso, no sólo es importante prevenir el ensuciamiento de la membrana, sino también remediarlo una vez que se ha producido. Existen tres métodos de limpieza de la membrana: procedimientos hidráulicos, mecánicos y químicos. La elección de uno u otro depende de la configuración del módulo, del tipo de sustancia que causa el ensuciamiento y de la resistencia química de la membrana.

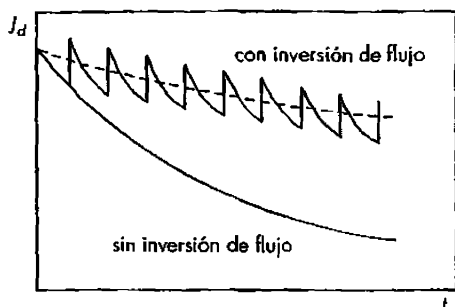


FIGURA 7.15. Evolución del flujo de permeado en una separación mediante membranas con inversión periódica del flujo.

Entre los métodos hidráulicos de limpieza, uno de los más utilizados se basa en invertir cada cierto tiempo el sentido del flujo del permeado a través de la membrana, lo que facilita la eliminación de los depósitos formados en el interior o sobre la superficie de la misma. En la figura 7.15 se muestra cómo varía el flujo de permeado a lo largo del tiempo en un sistema con inversión del flujo, comparándose con la evolución que se produce si no se aplica ningún método de limpieza.

No obstante, los métodos de limpieza de membranas más importantes son de naturaleza química. Entre los agentes químicos que se suelen utilizar, cabe citar los siguientes: ácidos fuertes (como H_3PO_4) y débiles (como el ácido cítrico), medios básicos (como disoluciones de $NaOH$), detergentes, enzimas, agentes complejantes y agentes desinfectantes (como disoluciones de H_2O_2). La concentración de agente y las condiciones del tratamiento dependen en gran medida de la resistencia química que posea la membrana en cuestión.

7.12. Operaciones de separación con membranas en fase de desarrollo

En los apartados anteriores se ha pasado revista a aquellas operaciones con membranas

que en la actualidad poseen múltiples aplicaciones comerciales. Sin embargo existen otras operaciones con membranas que, aún encontrándose en su mayoría en fase de desarrollo a escala de laboratorio o de planta piloto, presentan un gran potencial de cara al futuro como métodos de separación altamente selectivos.

Es el caso de las membranas líquidas en emulsión en las que la membrana se sitúa en la superficie interfacial entre dos fases fluidas. Respecto de una emulsión convencional, la diferencia más significativa es que en este caso las dos fases fluidas no necesitan ser inmiscibles al estar separadas por la membrana líquida. Existen dos posibilidades en cuanto a la naturaleza de las fases implicadas:

- Fase acuosa I / fase membrana (orgánica) / fase acuosa II
- Fase orgánica I / fase membrana (acuosa) / fase orgánica II

Estos sistemas se preparan formando primero una emulsión entre la fase membrana y una de las fases líquidas y dispersando a continuación dicha emulsión en la segunda fase líquida (figura 7.16). Generalmente, la fase membrana incorpora surfactantes y agentes estabilizadores de la emulsión. Una vez que se ha producido el intercambio de componentes entre las dos fases líquidas a través de la membrana, la fase externa se separa por decantación y la emulsión se rompe a fin de recuperar la fase líquida interna y la fase membrana. La ruptura de la emulsión se puede conseguir añadiendo determinados agentes químicos o por métodos físicos como calefacción, centrifugación, aplicación de ultrasonidos, fuerzas tangenciales o campos electrostáticos de elevado voltaje.

La principal aplicación de las membranas líquidas en emulsión es la extracción de diferentes metales contenidos en efluentes acuosos. Asimismo, se han llevado a cabo diversos estudios sobre su posible empleo en la recuperación de componentes en procesos de fermentación.

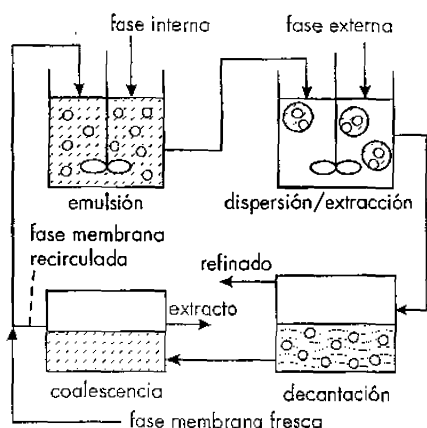


FIGURA 7.16. Preparación de un sistema de membranas líquidas en emulsión y desarrollo de una operación de extracción.

Otro tipo de operaciones con membranas en fase de desarrollo son aquellas que intentan simular operaciones de separación convencionales con la peculiaridad de que las dos fases fluidas sólo entran en contacto en el interior de los poros de la membrana. Este sistema se ha aplicado a operaciones de extracción, absorción y destilación, tal y como se esquematiza en la figura 7.17.

La membrana se utiliza para inmovilizar la interfase y regular el intercambio de materia. Controlando adecuadamente la presión de ambas fases se evita que ninguna de las dos se desplace al otro lado de la membrana. Como

ventajas de este tipo de operaciones respecto de las convencionales cabe citar: la membrana introduce factores cinéticos para conseguir una mejor separación de los componentes, el flujo de las dos fases es totalmente independiente, por lo que se pueden variar en un amplio intervalo, no es necesario separar las dos fases una vez que se ha producido el intercambio de materia y la superficie interfacial es perfectamente conocida, lo que puede facilitar el diseño del equipo correspondiente.

7.13. Módulos de membrana

Se denomina módulo de membrana a la unidad más pequeña en la que se puede empaquetar la membrana. La geometría en la que se fabrican las membranas puede ser plana o cilíndrica. Las membranas planas se pueden empaquetar para dar lugar a módulos de platos y marcos o módulos en espiral. A su vez, las membranas cilíndricas pueden disponerse en módulos tubulares y módulos de fibras huecas. A continuación se describe cada una de estas configuraciones:

- Módulos de platos y marcos (figura 7.18). Las membranas en forma de láminas se apilan para dar lugar a una especie de sándwich formado por dos membranas y un separador plano entre las mismas que delimita el espacio útil para la circulación de las fases fluidas. Las corrientes entre

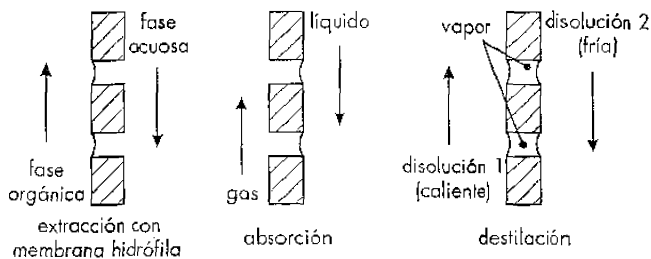


FIGURA 7.17. Extracción, absorción y destilación con membranas.

las que se produce el intercambio de materia se desplazan de forma alternativa por el interior de los canales con direcciones de flujo relativas en paralelo, contracorriente o flujo cruzado. Un parámetro de diseño del módulo que resulta esencial es la densidad de empaquetamiento, ya que indica el área de membrana disponible por unidad de volumen de módulo. En el caso de los módulos de platos y marcos la densidad de empaquetamiento suele estar comprendida entre 100 y 400 m²/m³.

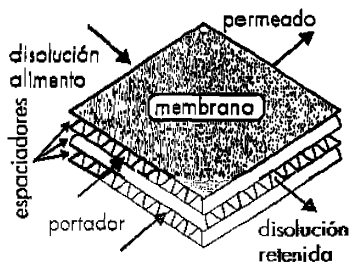


FIGURA 7.18. Módulo de membrana de platos y marcos.

- Módulos en espiral (figura 7.19). En esta configuración la membrana de partida es plana pero al enrollarse alrededor de un tubo central adquiere una disposición cilíndrica. Además de la membrana, se

incluyen láminas que actúan como espaciadores de los conductos en los que se encuentran alternativamente las corrientes fluidas entre las que se produce la transferencia de materia. La parte final de las láminas en el enrollamiento está sellada para evitar la mezcla de las dos fases fluidas. La disolución alimento se desplaza por los conductos existentes entre las láminas en dirección longitudinal. En cambio, la fase permeada se mueve en dirección radial a lo largo de las espirales para desembocar en el tubo central que sirve de colector de la misma.

El conjunto se sitúa en el interior de una carcasa metálica que hace posible la aplicación de diferencias de presión. Con frecuencia, en caso de necesitarse elevadas áreas de membrana para llevar a cabo la separación, se suelen disponer varios módulos en serie.

Un parámetro fundamental de diseño de estos módulos es el espaciado de los canales. Cuanto menor sea, mayor es la densidad de empaquetamiento pero también se produce un incremento en las pérdidas de presión por rozamiento y, por tanto, en los costes de bombeo. Comparados con los módulos de platos y marcos, los módulos en espiral poseen densidades de empaquetamiento superiores, del orden de 800 m²/m³.

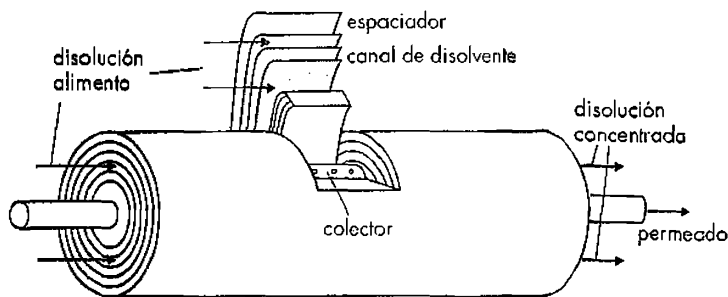


FIGURA 7.19. Módulo de membrana en espiral.

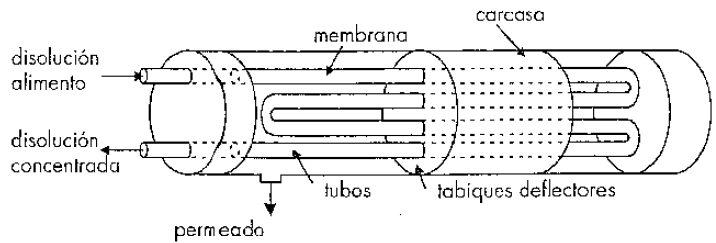


FIGURA 7.20. Módulo de membrana tubular.

- Módulos tubulares. La configuración más habitual de este tipo de módulos es aquella en la que varias membranas tubulares, con diámetros mayores de 10 mm, se sitúan en el interior de una carcasa cilíndrica. Como puede observarse en la figura 7.20, el conjunto es bastante parecido a la disposición de un cambiador de calor multitubular. Así, una de las fases, generalmente el alimento, circula por el interior de las membranas tubulares mientras que la otra se desplaza por la carcasa. Presentan la ventaja de ser fáciles de desmontar y limpiar, por lo que están especialmente indicados para aquellos sistemas en los que se produce un ensuciamiento apreciable de la membrana. Como principal inconveniente de los módulos tubulares cabe citar su baja densidad de empaquetamiento, normalmente en el intervalo 50-100 m²/m³.
- Módulos capilares y de fibras huecas. En ambos casos, las unidades funda-

les son membranas tubulares de diámetro muy pequeño, inferior a 10 mm. Se diferencian entre sí precisamente en el valor del diámetro, siendo bastante más reducido en el caso de las fibras huecas, habitualmente menores de 100 µm. Las fibras se empaquetan dentro de la carcasa al igual que en los módulos tubulares, tal y como se muestra en la figura 7.21. Sin embargo, en este caso la disolución alimento suele circular por el exterior de las fibras, recogiendo el permeado en su interior a fin de evitar una posible obstrucción de las fibras si existe una tendencia al ensuciamiento de la membrana.

Como ventajas de este tipo de módulos destacan sus elevadísimas densidades de empaquetamiento, entre 600 y 1.200 m²/m³ en los módulos capilares y hasta de 30.000 m²/m³ en los módulos de fibras huecas. Asimismo, dado el pequeño diámetro de las fibras, pueden soportar elevadas diferencias de presiones.

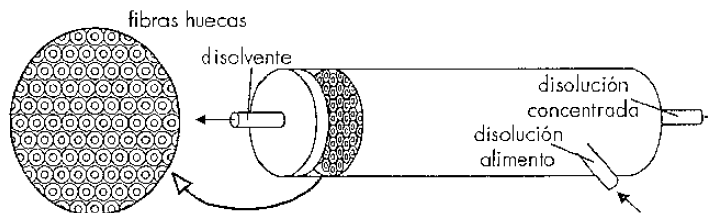


FIGURA 7.21. Módulo de membrana de fibras huecas.

Resumen

1. Las operaciones con membranas permiten la separación de componentes basándose en la capacidad de las membranas para regular selectivamente el transporte de materia. La fuerza impulsora de la transferencia de materia varía en función del tipo de operación con membranas, pudiendo tratarse de una diferencia de concentración, de presión o de potencial eléctrico.
2. Las operaciones con membranas se utilizan ampliamente en la Industria Alimentaria. Respecto de operaciones de separación convencionales, como la destilación o la extracción, presentan una serie de ventajas: bajo consumo de energía, operación a temperatura ambiente, elevada eficacia de separación y utilización de equipos compactos y modulares.
3. En función del objetivo que persiguen, las operaciones con membranas pueden ser operaciones de concentración de disolventes, de purificación y de fraccionamiento. Asimismo, se clasifican y diferencian entre sí por el tipo de fuerza impulsora del transporte de materia, las fases implicadas, el tipo de membrana y las características de los componentes permeados.
4. Las membranas que se utilizan comercialmente suelen ser de naturaleza polimérica, aunque también existen membranas cerámicas y metálicas. Según que posean o no poros en su estructura, las membranas se clasifican en porosas y densas, respectivamente.
5. La permeación de gases hace posible la separación de mezclas de gases o vapores por aplicación de una diferencia de presión a ambos lados de la membrana. Se suelen utilizar membranas densas, resultando esencial que no existan defectos en la membrana.
6. En pervaporación las fases en contacto con la membrana son un líquido y un gas. Mediante la aplicación de una diferencia de presión, determinados componentes del líquido se transportan a través de la membrana, evaporándose a continuación. Las membranas de pervaporación son densas.
7. La diálisis es una operación en la que la membrana separa solutos en función de su tamaño. Las dos fases en contacto con la membrana son líquidas, estableciéndose como fuerza impulsora una diferencia de concentración del soluto a transportar. Las membranas de diálisis son porosas.
8. La electrodiálisis es una operación de separación electroquímica que permite discriminar entre especies iónicas y especies neutras, mediante la aplicación de una diferencia de potencial eléctrico como fuerza impulsora. La clave de la separación radica en el uso de membranas de intercambio catiónico y aniónico, situadas alternativamente, y que dejan pasar a los cationes y a los aniones de la disolución, respectivamente.
9. La microfiltración, ultrafiltración y ósmosis inversa son operaciones con membranas que poseen fundamentos muy similares. Permiten separar y retener componentes en el seno de un disolvente mediante la aplicación de una diferencia de presión, lo que hace posible que el disolvente se transporte a través de la membrana. Se diferencian entre sí fundamentalmente en el tipo de especies que retienen y en la diferencia de presión a aplicar para conseguir la separación: microfiltración (partículas sólidas, diferencias de presión bajas), ultrafiltración (partículas coloidales y macromoléculas, diferencias de presión moderadas) y ósmosis inversa (solutos, diferencias de presión elevadas). Las membranas de microfiltración y ultrafiltración son porosas, mientras que en ósmosis inversa las membranas suelen ser densas.
10. La polarización de la concentración es un fenómeno habitual en la mayor parte de las operaciones con membranas. Consiste en un incremento en la concentración del componente permeado en las proximidades de la membrana en la zona de la disolución alimento. La polarización de la concentración suele tener una serie de consecuencias negativas: ensuciamiento de la membrana por formación de depósitos sólidos, disminución en la eficacia de la separación e incremento en la diferencia de presión a aplicar.
11. El ensuciamiento de la membrana por formación de depósitos sólidos provoca un descenso paulatino en el flujo de permeado a lo largo del tiempo. Existen diferentes alternativas para prevenir o aminorar el ensuciamiento de las membranas: pretratamiento de la disolución alimento, modificación de las propiedades de la membrana, diseño adecuado del módulo y de las con-

diciones de operación, inversión periódica del flujo, etc.

12. Las membranas se fabrican en geometría plana y cilíndrica. Las membranas planas se pueden empaquetar para dar lugar a módulos de platos y marcos o módulos en espiral. Las membranas tubulares pueden disponerse en módulos tubula-

res y módulos de fibras huecas. El área de transferencia de materia disponible por unidad de volumen de módulo recibe el nombre de densidad de empaquetamiento. En el caso de los módulos de fibras huecas la densidad de empaquetamiento puede alcanzar valores de hasta $30.000 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

BIBLIOGRAFÍA

- Brennan, J. G.; Butters, J. R.; Cowell, N. D. y Lilly, A. E. V. (1999): *Las Operaciones de la Ingeniería de los alimentos* (2.ª ed.). Acribia, Zaragoza.
- Costa, J.; Cervera, S.; Cunill, F.; Esplugas, S.; Mans, C. y Mata, J. (1988): *Curso de Química Técnica. Introducción a los procesos, las operaciones unitarias y los fenómenos de transporte en la Ingeniería Química*. Reverté, Barcelona.
- Costa, E.; Sotelo, J. L.; Calleja, G.; Ovejero, G.; De Lucas, A.; Aguado, J. y Uguina, M. A. (1988): *Ingeniería Química. Transferencia de Materia. 1.ª Parte*. Alhambra, Madrid.
- Coulson, J. M. y Richardson, J. F. (1988): *Ingeniería Química. Operaciones Básicas. Tomo II* (3.ª ed.). Reverté, Barcelona.
- Earle, R. L. (1988): *Ingeniería de los alimentos* (2.ª ed.). Acribia, Zaragoza.
- Fellows, P. (1994): *Tecnología del procesamiento de los alimentos: Principios y práctica* (1.ª ed.). Acribia, Zaragoza.
- Fryer, P. J.; Pyle, D. L. y Rielly, C. D. (1997): *Chemical Engineering for the Food Industry*. Chapman & Hall, Londres.
- Ho, W. S. W. y Sirkar, K. K. (Eds.) (1992): *Membrane Handbook*. Van Nostrand Reinhold, Nueva York.
- Mafart, P. y Béliard, E. (1992): *Génie Industriel Alimentaire. Tome II. Techniques séparatives*. Apria, París.
- Mafart, P. y Béliard, E. (1994): *Ingeniería Industrial Alimentaria*. Acribia, Zaragoza.
- McCabe, W. L.; Smith, J. C. y Harriott, P. (1991): *Operaciones Básicas de Ingeniería Química*. McGraw-Hill, Madrid.
- Mulder, M. (1991): *Basic Principles of Membrane Technology*. Kluwer Academic Publishers, Dordrecht.
- Perry, R. H.; Green, D. W. y Maloney, J. O. (1992): *Manual del Ingeniero Químico* (6.ª ed.). McGraw-Hill, México.
- Rizvi, S. S. H. (Ed.) (1994): *Supercritical Fluid Processing of Food and Biomaterials*. Blackie Academic & Professional, Londres.
- Singh, R. P. y Heldman, D. R. (1993): *Introduction to Food Engineering*. Academic Press, Inc., San Diego.
- Soriano, E. y Zaragoza, J. L. (1984): "Membranas sintéticas en sistemas de ósmosis inversa". *Ingeniería Química*, Octubre: 389-406.

ISBN 84-7738-938-1

3 2 3 0 6

9 788477 389385


EDITORIAL
SÍNTESIS

Este segundo volumen de Ingeniería de la Industria Alimentaria se centra en la exposición de las operaciones de procesado de alimentos que se llevan a cabo más frecuentemente en esta industria. Los capítulos se han tratado desde una perspectiva ingenieril, pero teniendo en cuenta que están dirigidos preferentemente a alumnos de muy diferente formación básica. El texto incluye algunos ejemplos resueltos, a fin de consolidar la comprensión de los aspectos teóricos previamente descritos.

Los autores de esta obra son profesores de Ingeniería Química de las Universidades Complutense y Rey Juan Carlos, ambas de Madrid, y Castilla-La Mancha, con amplia experiencia docente en el campo de la Ingeniería de la Industria Alimentaria.