TRAB
IAD 2000
S3

UNIVERSIDAD CATÓLICA ANDRÉS BELLO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA INDUSTRIAL

OPERACIONES UNITARIAS PARA INGENIERÍA INDUSTRIAL

Universidad Católica Andrés B.
BIBLIOTECA
Caracas

PREPARADO POR:
EDUARDO J. SALAZAR V.

MAYO, 2000

INDICE

INDICE 2

INTRODUCCIÓN 5

I ABSORCIÓN DE GASES 6

Absorción de un solo componente 6

Velocidad de absorción 9

Descripción del procedimiento general de diseño 11

Selección del disolvente 11

Selección del equipo 12

Velocidades límite de flujo, carga e inundación, caída de presión. 15

Uso del Punto de Inundación para el diseño de las columnas de relleno 18

II EXTRACCIÓN LÍQUIDO - LÍQUIDO 21

Definiciones 21

Fundamentos de extracción 22

Extracción en varias etapas a contracorriente continua 23

Equipo de Extracción 26

Mezcladores - sedimentadores 27

Torres de pulverización y relleno para extracción 28

Torres de Platos Perforados 29

Torres de Placas 30

Propiedades deseables del solvente de extracción 30

III EVAPORADORES 32

Operación de simple y múltiple efecto 34

Tipos de Evaporadores 36

Evaporadores con un paso a través y con circulación. 36

Evaporadores de tubos largos con flujo ascendente 37

Evaporadores de película descendente. 38

Evaporadores de circulación forzada. 38

Evaporador de película agitada. 39
Evaporador de tubos horizontales. 40
Evaporadores de tubos verticales 41

Funcionamiento de los Evaporadores Tubulares 42
Capacidad de un evaporador 42
Predicción de la Temperatura de Ebullición de la Solución 43
Economía de un evaporador 46
Balances de entalpía en un evaporador de simple efecto. 46
Balance de entalpía con calor de dilución apreciable. Diagramas entalpía concentración. 48

Evaporadores de múltiple efecto. 50
Capacidad y economía de evaporadores de múltiple efecto. 52
Número óptimo de efectos. 52
Cálculo de un múltiple efecto. 53

Integración de los evaporadores en la economía total de la planta 53

Incrustación 54

IV SECADO 56
Tratamiento de sólidos en secadores. 57

Modelos de Temperatura en secadores 58

Comportamiento General del Secado 59

Clases de materiales según su comportamiento en el secado 61

Clasificación de Secadores 62
Secadores directos 63
Secadores Indirectos 64
Otros tipos de secadores 65

Selección del Equipo de Secado 65
Cálculo del tiempo de secado 66
Contenido crítico de humedad 68
Período de velocidad descendente 68
Contenido de humedad de equilibrio 69

V FILTRACIÓN 70

Filtros clarificadores 71

Filtros de Torta 71

Medios filtrantes 72

Coadyuvantes de filtración 72

Fundamentos de la Filtración 73

Fundamentos de la clarificación 74

Fundamentos de la filtración de torta 75

Filtración a presión constante 76

Filtración Continua 77

Tipos más comunes de Filtros 77

Filtros de medio granular 77

Filtro de bolsa o de sombrero 78

Filtro prensa. 78

Filtros de carcasa y hojas. 80

Filtros continuos de presión. 81

Filtros continuos de vacío. 82

Filtro de tambor rotatorio. 82

Filtro de recubrimiento previo 83

Filtro de cinta horizontal. 83

BIBLIOGRAFÍA *85*

INTRODUCCIÓN

El presente trabajo tienen como finalidad servir de guía al estudiante de Ingeniería Industrial para el curso Operaciones Unitarias para Ingenieros Industriales que se dicta como materia electiva durante los últimos semestres de la carrera.

No se pretende con el mismo, suplantar el uso de la amplia literatura existente referida al tema sino, más bien, servir de orientación en cuanto al nivel de conocimientos que se desea que el estudiante adquiera al haber finalizado el curso.

Como es sabido, el área de las operaciones unitarias es de gran amplitud, debido a la gran variedad de mezclas de sustancias, las cuales, en su momento deben ser separadas en sus componentes puros para obtener un producto comercial. Puede hablarse desde una sencilla destilación hasta un proceso sofisticado como el de ósmosis inversa, pero eso tomaría tiempo y dedicación.

Por tal motivo, se escogieron 5 operaciones unitarias principales para ser desarrolladas en este trabajo. Ellas son: Absorción de Gases, Extracción Líquido-Líquido, Evaporación, Secado y Filtrado. La selección de estas operaciones obedeció al hecho de que estas son las operaciones unitarias tradicionales y a su vez son las que tienen las más altas probabilidades de ser encontradas en la vida profesional de un Ingeniero Industrial. Se excluyó de la lista a la destilación, debido a que esta operación unitaria ya es enseñada en cursos previos a este.

Por último, es conveniente hacer la aclaratoria de que, este trabajo, al igual que el curso, no pretende ahogar al Ingeniero Industrial en un mar de ecuaciones y relaciones a las cuales el no está preparado. En lugar de esto, se quiere que el estudiante tenga un concepto de lo que significan cada una de las operaciones unitarias aquí descritas y de sus diferentes usos dependiendo del caso que se le presente.

I ABSORCIÓN DE GASES

La absorción de gases es una operación unitaria cuyo fin es la disolución de uno o más componentes presentes en una mezcla gaseosa en un solvente líquido.

Un ejemplo típico de absorción se tiene cuando una mezcla de amoníaco y aire es lavada con una corriente de agua líquida de manera tal que el amoníaco sea arrastrado.

Frecuentemente la corriente líquida obtenida en los procesos de absorción es conducida hacia una nueva operación, en la cual se separará el vapor condensado (soluto) del solvente. Esta operación es llamada absorción.

ABSORCIÓN DE UN SOLO COMPONENTE

En general los procesos de absorción se llevan a cabo a través de flujos en contracorriente, en los cuales el flujo gaseoso se introduce por la parte inferior del equipo y el solvente líquido se introduce por la parte superior. Ambas corrientes van a permanecer en contacto una con otra de manera tal que se realice la transferencia de masa a través de ellas. Este contacto se logra a través de los internos del equipo de absorción, que pueden ser bien platos perforados o bien empaques inertes (torres de relleno). Estas torres de relleno van a ser descritas con más detalle en las últimas secciones de este capítulo.

En la figura 1-1 se muestra de forma esquemática un proceso de absorción a contracorriente:

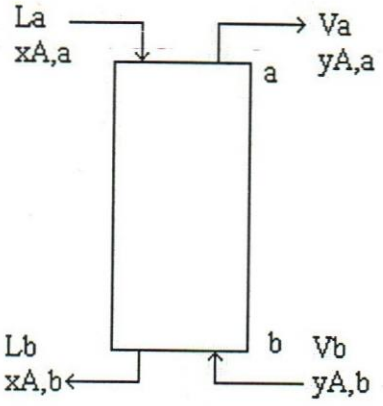

FIGURA 1-1: ESQUEMA GENERAL DE UNA TORRE DE ABSORCIÓN

El balance total de masa nos da:

$$L_b + V_a = L_a + V_b \qquad (1\text{-}1)$$

Donde

V = moles de gas por unidad de tiempo

L = moles de líquido por unidad de tiempo

a, b = parte superior e inferior de la torre, respectivamente.

Si llamamos A al soluto y éste se transfiere desde la fase gaseosa hasta la fase líquida, el balance de ese componente nos queda:

$$L_b x_{A,b} + V_a y_{A,a} = L_a x_{A,a} + V_b y_{A,b} \qquad (1\text{-}2)$$

donde

y_A = fracción molar de A en la fase de vapor

x_A = fracción molar de A en la fase líquida.

Generalmente, dado que los flujos de líquido y de vapor varían a lo largo de la columna, resulta conveniente trabajar las ecuaciones con variables libres de soluto, de esta manera se tiene:

$$\overline{X_A} = \frac{x_A}{1 - x_A} \qquad (1\text{-}3)$$

$$\overline{Y_A} = \frac{y_A}{1 - y_A} \qquad (1\text{-}4)$$

Adicionalmente, debe considerarse que los gases diferentes de A en la mezcla, son insolubles en el líquido, dando como resultado en los balances:

$$\overline{L}\,\overline{X}_{A,b} + \overline{V}\,\overline{Y}_{A,a} = \overline{L}\,\overline{X}_{A,a} + \overline{V}\,\overline{Y}_{A,b} \qquad (1\text{-}5)$$

o lo que es lo mismo:

$$\overline{Y}_{A,a} = \frac{\overline{L}}{\overline{V}}\overline{X}_{A,a} + \left(\overline{Y}_{A,b} - \frac{\overline{L}}{\overline{V}}\overline{X}_{A,b}\right) \qquad (1\text{-}6)$$

Cuando se aplica la ecuación 1-6 no sólo a los límites de la columna, sino que se hace en función de cualquier punto en la columna, lo que se obtiene es una relación entre cualquiera de los dos puntos en el absorbedor. Al graficar esta relación sobre coordenadas $\overline{X}_A - \overline{Y}_A$, la ecuación 1-6 da una línea recta con pendiente $\frac{\overline{L}}{\overline{V}}$; tal como se muestra en la figura 1-2.

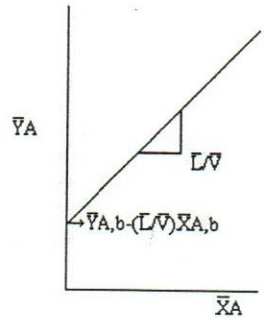

FIGURA 1-2 LÍNEA DE OPERACIÓN

RELACIÓN MÍNIMA LÍQUIDO - GAS EN ABSORBEDORES.

Al estudiar absorbedores, la cantidad de gas que se va a tratar, las composiciones del gas y la composición de entrada en el líquido, por lo general son datos tomados de las necesidades del proceso. Sin embargo la cantidad de líquido queda sujeta a la consideración del diseñador. Para una buena estimación de este flujo de líquido, se dispone de la relación mínima, la cual se presenta cuando la fuerza impulsora para la transferencia de masas (i e, diferencia de concentraciones) llega a ser cero.

Observando en la figura 1-3, la línea de operación debe pasar a través del punto D y terminar en la ordenada $\overline{Y}_b$

Cuando esta línea de operación llega al punto E, se usa una cantidad determinada $\overline{L}$ de líquido y éste sale con una concentración $\overline{X}_b$. Sin embargo cuando la línea llega al punto F, $\overline{L}$ disminuye, aumentando así $\overline{X}_b$, como es de esperarse. De esta manera a medida que la línea va cortando a la derecha de F, disminuye $\overline{L}$ hasta que se cruzan (intersectan) operación con equilibrio.

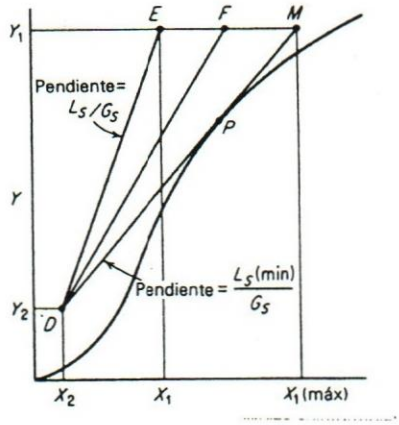

FIGURA 1-3 CANTIDAD MÍNIMA DE LÍQUIDO

La pendiente de la recta obtenida en este momento será $\left(\frac{\overline{L}}{\overline{V}}\right)_{min}$ y el punto donde esta recta va a cortar $\overline{Y}_b$, indicará la máxima fracción molar que contendrá el líquido a la salida del equipo.

En cuanto al flujo óptimo de líquido, se tiene que, si bien al aumentar este flujo, se minimiza el tamaño del equipo, al utilizar más cantidad, se obtiene una solución líquida más diluida, de la cual es más difícil recuperar el soluto por desorción o *stripping*. El costo de la energía para este *stripping* representa la mayoría del costo total del sistema absorción- desorción. Por lo tanto el flujo óptimo de líquido deberá obtener un equilibrio entre los costos de operación del sistema y sus costos fijos; de esta manera se ha determinado que el flujo de líquido para un absorbedor deberá estar dentro del intervalo de 1.1 a 1.5 veces el valor del mínimo.

VELOCIDAD DE ABSORCIÓN

La absorción es un proceso físico que se lleva a cabo gracias a la transferencia de masa, la cual es el factor determinante en cuanto a la velocidad de absorción de un compuesto en la fase líquida, y esta última variable, es fundamental para el diseño de equipos de absorción

Basados entonces en la teoría de transferencia de masa, la velocidad de absorción puede expresarse en cuatro formas diferentes dependiendo del tipo de coeficiente de transferencia escogido para el sistema.

Dado que no es objetivo del curso profundizar en la teoría de transferencia de masa, se presentarán las ecuaciones a manera informativa, obteniéndose entonces que la velocidad de absorción por unidad de volumen de una columna viene dad por cualquiera de las siguientes ecuaciones, donde Y y X se refieren a la fracción molar del componente que se absorbe:

$$r = kya\,(y-y_i) \qquad (1\text{-}7)$$

$$r = kxa\,(x-x_i) \qquad (1\text{-}8)$$

$$r = Kya\,(y-y^*) \qquad (1\text{-}9)$$

$$r = Kxa\,(y-x^*) \qquad (1\text{-}10)$$

donde

r = velocidad de absorción

kya, kxa = coeficientes individuales de transferencia de masa (vapor, líquido)

Kya, Kxa = coeficientes globales de transferencia de masa (vapor, líquido)

y_i, x_i = composiciones de la interfase

y^*, x^* = composiciones globales de equilibrio.

En la figura 1-4, se muestra de manera esquemática la ubicación de estos puntos.

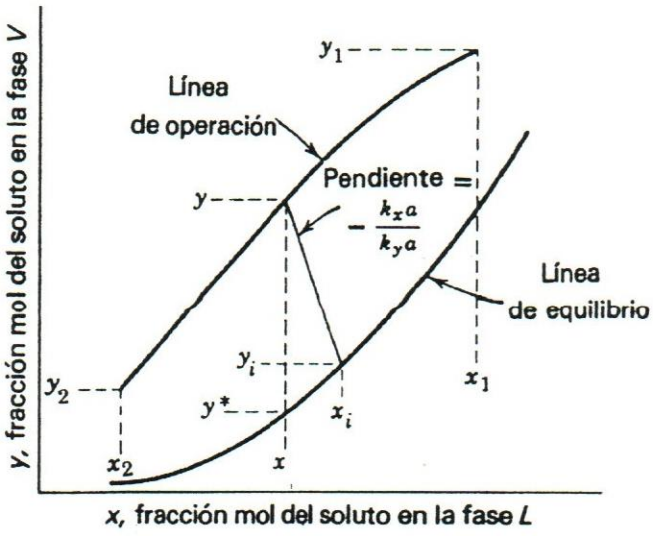

FIGURA 1-4: IDENTIFICACIÓN DE LAS COMPOSICIONES EN LA INTERFASE

DESCRIPCIÓN DEL PROCEDIMIENTO GENERAL DE DISEÑO

En general para el diseño de columnas de absorción los pasos a seguir son:

1. Selección del disolvente
2. Selección del equipo
3. Velocidad óptima del gas a través del absorbedor. Diámetro del recipiente (capacidad).
4. La altura del recipiente y sus miembros internos, es decir, profundidad y tipos de empaques o número de bandejas.
5. Velocidad óptima de circulación del disolvente a través del absorbedor.
6. Temperatura de entrada y salida, y calor que se necesita suministrar o extraer.
7. Presiones de operación.
8. Diseño mecánico.

En general al momento del diseño se cuenta ya con:

1. Velocidad del flujo de gas.
2. Composición del gas.
3. Presión de operación y caída de presión permitida.
4. Grado mínimo de recuperación del soluto.
5. Disolvente a utilizar.

Los puntos 3, 4 y 5 generalmente quedan a criterio del diseñador, pero no deben ser obviados al momento de diseñar la columna.

Selección del disolvente

Cuando ya es posible una selección, se da preferencia a los líquidos con altas solubilidades del soluto; la alta solubilidad reduce la cantidad de disolvente a recircular. El disolvente debe ser relativamente no volátil, económico, no corrosivo, estable, no viscoso, no espumante y de preferencia no inflamable. Ya que por lo

general el gas está saturado con el disolvente, la pérdida de éste puede ser costosa. Por lo tanto se pueden escoger disolventes de bajo costo entre los más costosos, de baja volatilidad o alta solubilidad.

Por lo general, se utiliza agua para los gases bastante solubles en agua, aceites para los hidrocarburos ligeros y disolventes químicos especiales para los gases ácidos como por ejemplo CO_2, SO_2 y H_2S.

Selección del equipo

Por lo general, se seleccionan las columnas empacadas para materiales muy corrosivos, para líquidos que producen mucha espuma, para torres con un diámetro grande o pequeño que requieran una caída muy baja de presión y para operaciones a pequeña escala que requieren diámetros inferiores a 0,6 m. El tipo de empaque se selecciona con base en la resistencia mecánica y a la corrosión, la capacidad para manejar los flujos requeridos, la eficiencia de la transferencia de masa y el costo.

Las columnas de platos pueden ser preferibles desde el punto de vista económico para las operaciones a gran escala y son necesarias cuando las velocidades del líquido son tan bajas que el empaque no se humedecería adecuadamente, cuando las velocidades del gas son tan bajas que puede ocurrir dispersión axial o "bombeo" del gas hacia la parte inferior de la columna empacada o cuando se desea enfriamiento intermedio. Adicionalmente, las torres de platos están menos sujetas al ensuciamiento por sólidos que las columnas empacadas.

Aunque en cualquiera de los dos tipos de torre se puede llevar a cabo la absorción, lo que resta del capítulo estará dedicado a la determinación de los parámetros de diseño para torres empacadas.

Para comenzar este estudio, debe definirse primero lo que es una torre empacada. Las torres empacadas que se utilizan en el contacto continuo a contracorriente (caso de la absorción) son corazas verticales llenas con un material adecuado que tiene una gran área superficial. La figura 1-5 ilustra los componentes principales de una torre empacada.

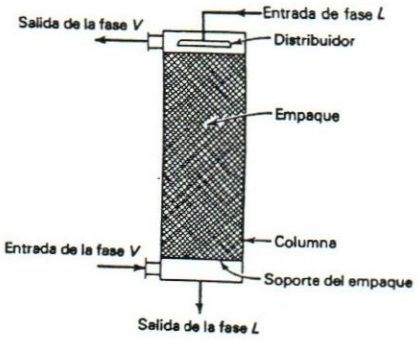

FIGURA 1-5: COMPONENTES PRINCIPALES DE UNA TORRE DE RELLENO

La fase L entra por la parte superior de la columna y se distribuye sobre la superficie del empaque, ya sea por medio de toberas o de platos de distribución. En la mayor parte de las operaciones de transferencia de masa, la fase L es un líquido. Entonces, el líquido con una buena distribución inicial, desciende a través del empaque con rutas sinuosas complejas, exponiendo de esta manera una gran área superficial para el contacto con la fase V ascendente. Esta fase entra por el fondo de la torre y sube por un trayecto igualmente complejo. Para el caso particular de la absorción, la fase V es un gas o vapor.

La columna es tan solo un cilindro, tal como un tramo de tubo. Se debe tener cuidado de seleccionar los materiales adecuados de construcción, dependiendo de los productos químicos que se manejen.

Al material mencionado de gran área superficial se le llama relleno o empaque. Este relleno puede ser cargado al azar en la torre o bien ser colocado ordenadamente a mano; también existen estructuras de ordenadas de relleno. Los rellenos al azar consisten en unidades de ¼ a 3 pulg. Se utilizan fundamentalmente en columnas de laboratorio o de plantas piloto. Las unidades de relleno ordenado son de tamaños comprendidos entre 2 y 8 pulg. En la figura 1-6, se representan algunos tipos frecuentes de relleno.

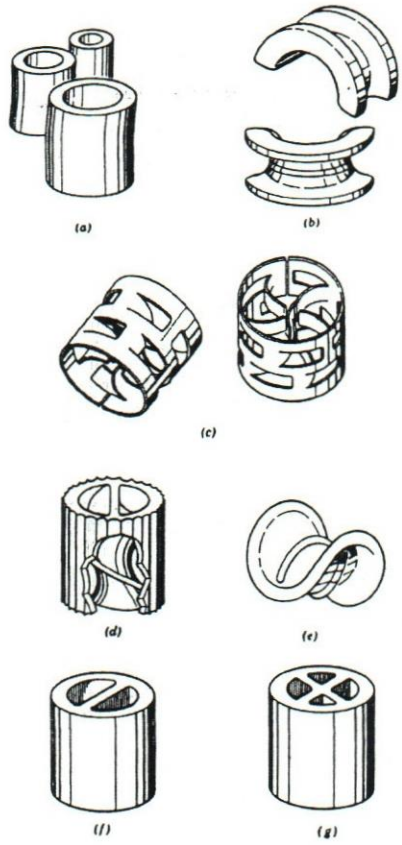

FIGURA 1-6: RELLENOS TÍPICOS: A) ANILLOS RASCHIG, B) MONTURAS INTALOX, C) ANILLOS PALL, D) ANILLO CICLOHELICOIDAL ESPIRAL, E) MONTURAS BERL, F) ANILLO LESSING, G) ANILLO DE PARTICIÓN CRUZADA

En general, el material de relleno debe tener las siguientes características:

1. Debe ser químicamente inerte a los fluidos de la torre, así como resistente a la corrosión.

2. Debe ser resistente mecánicamente y tener una densidad global baja. En torres empacadas grandes, el peso del empaque puede ser muy elevado, dando lugar a serios problemas de soporte.

3. Debe producir un volumen vacío considerable. Esto generará una productividad razonable de las fases, sin dar lugar a una caída de presión excesiva.

4. Debe tener una gran área superficial mojada por unidad de volumen de espacio empacado, de manera que presente una gran área potencial para el contacto entre las fases.

5. Debe tener costos razonables, es decir, debe ser relativamente económico.

Por estos motivos, la mayoría de los rellenos de torre se construyen con materiales baratos, inertes y relativamente ligeros, tales como arcilla, porcelana o diferentes plásticos. A veces se utilizan anillos metálicos de pared delgada, de acero o aluminio. La porosidad del lecho y el paso para los fluidos se fuerzan haciendo las unidades de relleno irregulares o huecas, de manera tal que se entrelazan para dar lugar a estructuras abiertas con una porosidad de 60 a 95%. En la tabla 1-1 se dan las características de varios rellenos.

TABLA 1-1: CARACTERÍSTICAS DE RELLENOS PARA TORRES

Tipo	Material	Tamaño Nominal, pulg	Densidad Global, lb/pie^3	Area total, pie^2/pie^3	Porosidad, ε	Factores de Relleno	
						Fp	*f*p
Monturas Berl	Cerámica	½	54	142	0,62	240	1,58
		1	45	76	0,68	110	1,36
		1 ½	40	46	0,71	65	1,07
Monturas Intalox	Cerámica	½	46	190	0,71	200	2,27
		1	42	78	0,73	92	1,54
		1 ½	39	59	0,76	52	1,18
		2	38	36	0,76	40	1,0
		3	36	28	0,79	22	0,64
Anillos Raschig	Cerámica	½	55	112	0,64	580	1,52
		1	42	58	0,74	155	1,36
		1 ½	43	37	0,73	95	1,0
		2	41	28	0,74	65	0,92
Anillos Pall	Acero	1	30	63	0,94	48	1,54
		1 ½	24	39	0,95	28	1,36
		2	22	31	0,96	20	1,09
	Polipropileno	1	5,5	63	0,90	52	1,36
		1 ½	4,8	39	0,91	40	1,18

Velocidades límite de flujo, carga e inundación, caída de presión.

En una torre que contiene un determinado relleno y que está irrigada con un flujo definido de líquido, existe un límite superior para la velocidad del flujo de gas. La velocidad correspondiente a este punto recibe el nombre de *velocidad de inundación*. Esta velocidad puede encontrarse de tres maneras diferentes: observando la relación entre la caída de presión a través del lecho y la velocidad de flujo del gas, observando la retención de líquido y por último observando la apariencia visual del relleno.

Dado que son efectos diferentes los que se usan para determinar la velocidad de inundación, se tiene que no hay un valor exacto para la misma, sino que se presentan un rango de valores.

En una torre empacada, el líquido que entra por la parte superior, fluye descendiendo a través de la columna. A fin de mantener el flujo ascendente del gas o vapor, la presión en el tope de la torre debe ser menor que la del fondo. Esta caída de presión es un factor importante en el diseño de columnas empacadas y va a ser factor determinante de la velocidad de inundación. Debido a que el flujo descendente del líquido ocupa los mismos canales que el flujo ascendente del gas, la caída de presión es en realidad una función de ambos flujos, como se muestra en la figura 1-7.

El flujo de gas a través del empaque de la torre es con frecuencia turbulento; en consecuencia, la pendiente de la curva C es aproximadamente 2, como podría predecirse mediante el uso de la ecuación de caída de presión para un flujo turbulento. Para una velocidad constante del gas, la caída de presión aumenta al incrementarse la velocidad del líquido, como se observa en la línea G de la figura 1-7. Cada tipo de material de empaque tiene un volumen vacío fijo para el paso del líquido, de manera que al aumentar la velocidad del líquido, éste llena los huecos, reduciendo así el área transversal disponible para el flujo de gas.

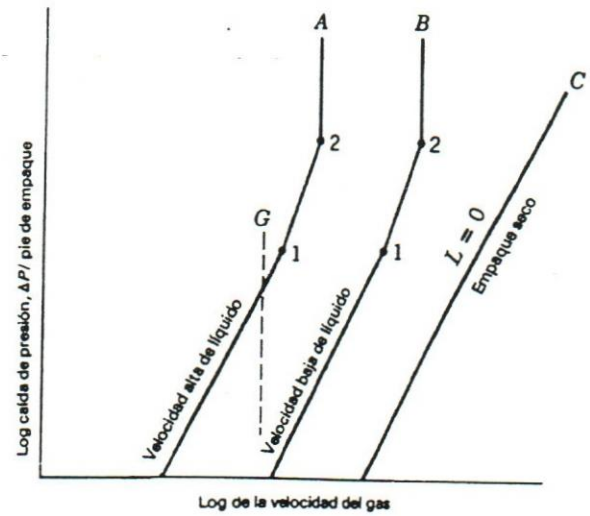

FIGURA 1-7: CAÍDA DE PRESIÓN CARACTERÍSTICA EN TORRES EMPACADAS

En la figura 1-7, es posible analizar una línea de velocidad constante de líquido (línea A), como si los patrones de flujo pudiesen observarse a través de la columna empacada. Hasta el punto 1, la caída de presión es similar a la del empaque seco (línea C). La pendiente en este segmento de la línea es casi la misma que la de la curva seca, pero la caída de presión es mayor como consecuencia de la ocupación de los espacios vacíos por el líquido. A partir del punto 1, la pendiente aumenta, lo que indica que la presión aumenta con mayor rapidez al variar la velocidad del gas. Este punto puede no ser lo suficientemente discernible para permitir la observación de cualquier cambio en el patrón de flujo o sus características. Es probable que haya la posibilidad de observar un incremento en la cantidad de líquido retenido en la sección empacada. El líquido retenido se conoce como acumulación. El punto 1 recibe el nombre de *punto de carga* y la mayor dependencia entre la caída de presión y la velocidad del gas es una consecuencia del arrastre entre las fases. Al pasar el punto 1, la observación visual muestra mayor cantidad de acumulación del líquido. Tal vez la observación mostrará una película de líquido en la parte superior del empaque y un llenado gradual de los huecos del empaque con el líquido. Ahora el líquido ha llenado una gran parte del empaque y el gas debe burbujear a través de él. Esta condición se conoce con frecuencia como "inundación visual". A una velocidad del gas algo mayor que la que corresponde a la "inundación visual", ocurre un segundo cambio en la pendiente de la línea de caída de presión (punto 2). Este punto es más reproducible por observación visual y se toma por lo general como *punto de inundación*. La velocidad en este punto corresponde a la *velocidad de inundación* mencionada al inicio de esta sección. En este punto, la fuerza de arrastre del gas que burbujea a través del líquido es muy importante. Cada velocidad del líquido tiene sus propios puntos de carga e inundación.

Evidentemente, la velocidad del gas en una torre de relleno en operación ha de ser inferior a la velocidad de inundación. ¿Cuánto menor?, queda ya a criterio del diseñador. Cuanto menor sea la velocidad, menor es el consumo de potencia y mayor el costo de la torre. Por tal motivo, desde el punto de vista económico, la velocidad del gas más favorable, dependerá de un balance entre los costos de operación y los costos fijos del equipo. Este balance arroja que una operación con la mitad de la velocidad de inundación es satisfactoria.

Las columnas de relleno también se diseñan frecuentemente basándose en una determinada caída de presión por cada unidad de altura de relleno. En general, para las torres de absorción, el valor de diseño está comprendido entre 0,25 y 0,5 pulg H_2O por pie de relleno. En la mayoría de las torres rellenas con anillos o monturas, la carga suele comenzar para una caída de presión del orden de 0,5 pulg H_2O/pie y la velocidad de inundación se presenta para una caída de presión comprendida entre 2 y 3 pulg H_2O/pie.

La figura 1-8 muestra una correlación para estimar velocidades de inundación y caídas de presión en torres de relleno. Consiste en una representación logarítmica de

$$\frac{Gy^2 Fp\mu x^{0.1}}{g_c(\rho x - \rho y)\rho y} \quad \text{frente a} \quad \frac{Gx}{Gy}\sqrt{\frac{\rho y}{\rho x - \rho y}}$$

donde

Gx = velocidad másica del líquido, lb/pie^{2}s

Gy = velocidad másica del gas, lb/pie^{2}s

Fp = factor de relleno, 1/pie

ρ_x = densidad del líquido, lb/pie3

ρ_y = densidad del gas, lb/pie3

μ_x = viscosidad del líquido, cP

g_c = factor de proporcionalidad de la Ley de Newton, 32,174 pies lb/lbf s^2

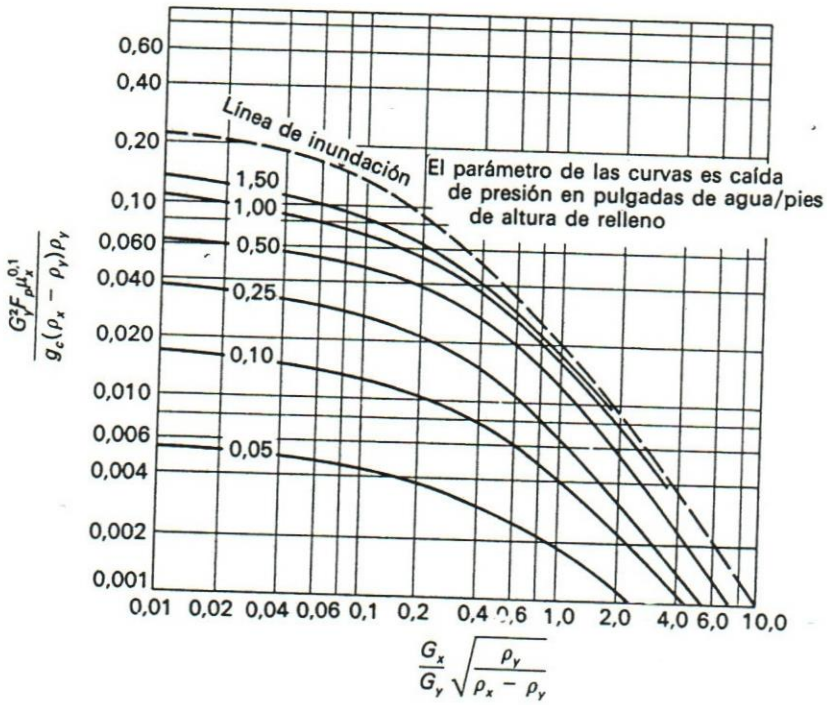

FIGURA 1-8: CORRELACIÓN GENERALIZADA PARA INUNDACIÓN Y CAÍDA DE PRESIÓN EN COLUMNAS DE RELLENO

La ordenada de la figura 1-8 no es adimensional y es preciso utilizar las unidades indicadas. Las velocidades másicas están basadas en la sección transversal de la torre.

Uso del Punto de Inundación para el diseño de las columnas de relleno

La aplicación directa del punto de inundación de una columna es que este punto va a servir para establecer la capacidad de la columna en cuanto a los flujos de líquido y gas que puede manejar. Esta capacidad va a venir determinada por el diámetro de la columna, como variable principal, ya que, al momento de determinar la inundación, los flujos vienen dados en función del área transversal. Los pasos a seguir entonces para la determinación de este diámetro son:

1. Determinación del valor del eje X en la figura 1-8. Para ello, debe haberse ya, preestablecido un valor para la relación entre *Gx* y *Gy*, en función a diferentes factores externos, como por ejemplo, costos del solvente. Es necesario mencionar que por lo general, el valor de la corriente gaseosa es conocido, ya que es la corriente principal de alimentación al proceso.

2. Una vez determinado este valor, se intersecta el mismo con la línea de inundación y de allí se lee en el eje de las ordenadas, el valor correspondiente a ese punto.

3. De este valor se obtiene *Gy*, que representará la velocidad de inundación para las características dadas.

4. Una vez conocida la velocidad, se procede a determinar la velocidad real del flujo gaseoso, la cual vendrá dada por el porcentaje de inundación que se pretende manejar (aproximadamente 50% como se mencionó anteriormente, aunque queda a criterio del diseñador).

5. Conocida la velocidad real (lb/pie^2 s), se obtiene el diámetro de la columna al dividir el flujo másico (lb/s) dado como dato entre la velocidad obtenida a partir de la inundación. El resultado vendrá dado en pie^2.

6. Por último, conocida la velocidad real, puede obtenerse la caída de presión por pie de altura de relleno, la cual se obtiene intersecntando el valor de la ordenada real con el de la abcisa que se había calculado previamente y leyendo directamente de la curva.

Es importante recalcar que este procedimiento recién descrito aplica tanto para el diseño de una columna nueva como para la evaluación de las capacidades de columnas existentes. En este último caso, debe compararse el diámetro obtenido en los cálculos con el diámetro real de la columna; si este último es mayor o igual al primero, se puede decir que la torre tiene la capacidad para manejar los flujos requeridos tanto de gas como de líquido.

Cálculo de la altura de la torre:

En general, para el cálculo de la altura de una torre empacada, en el caso de la absorción, puede usarse cualquiera de las cuatro ecuaciones básicas de velocidad de absorción (1-7 a 1-10). Sin embargo, resulta frecuente el uso de coeficientes de transferencia de masa basados en la fase gaseosa y por tal motivo, las deducciones siguientes se realizarán en base a *Kya*. El hecho de usar este coeficiente, no requiere de alguna suposición previa acerca de la fase controladora de la transferencia de masa. Aún cuando la película de líquido sea la controladora, un diseño con coeficientes gaseosos resulta tan exacto como si se usasen coeficientes líquidos. Para ampliar un poco el concepto de fase controladora, éste se refiere a la fase que va a ser la que va a determinar las características de la transferecia de calor.

Entrando de lleno en el cálculo, considérese la columna de relleno mostrada en la figura 1-9. La sección transversal es S y el volumen diferencial correspondiente a la altura dZ es SdZ. Adicionalmente, si se desprecia la variación del flujo molar V, la cantidad absorbida en la altura dZ es $-Vdy$, lo cual es igual a la velocidad de absorción multiplicada por el volumen diferencial

$$-Vdy = Kya(y-y^*)SdZ \qquad (1\text{-}11)$$

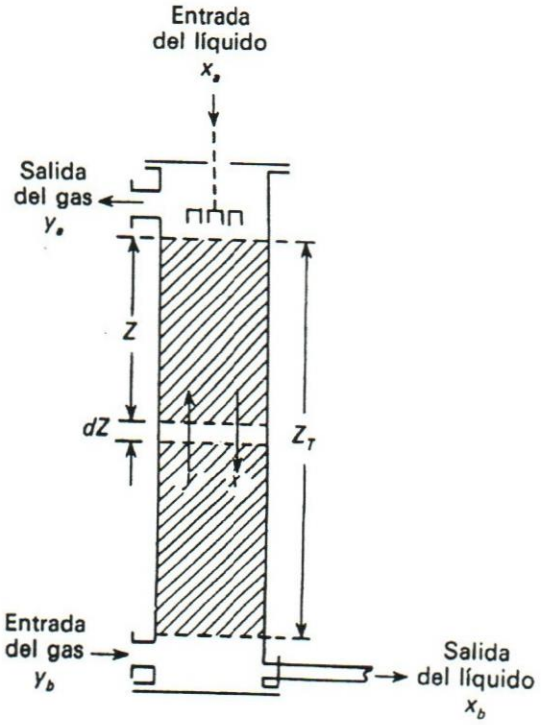

FIGURA 1-9: DIAGRAMA DE UNA TORRE DE ABSORCIÓN DE RELLENO

Esta ecuación se reordena para su integración, agrupando los factores constantes V, S y Kya con dZ e invirtiendo los límites de integración para eliminar el signo menos,

$$\frac{KyaS}{V}\int dZ = \frac{KyaSZ_T}{V} = \int_a^b \frac{dy}{y-y^*} \qquad (1\text{-}12)$$

El segundo miembro de la ecuación 1-12 puede integrarse directamente o bien integrarse numéricamente según sea el caso.

La ecuación para la altura de la torre puede escribirse entonces:

$$Z_T = \frac{V}{KyaS}\int_a^b \frac{dy}{y-y^*} \qquad (1\text{-}13)$$

La integral de la ecuación (1-13) representa la variación de la concentración de vapor dividida por la fuerza impulsora media y recibe el nombre de *número de unidades de transferencia (NTU)*. La otra parte de la ecuación tiene dimensiones de longitud y es llamada *altura de una unidad de transferencia (HTU)*. De esta manera, un método simplificado para el cálculo de la altura consiste en determinar *NTU* a partir del diagrama de equilibrio *(x-y)*, multiplicado por el valor de *HTU* obtenido de la bibliografía o a partir de correlaciones de transferencia de masa, es decir,

$$Z_T = HTU \times NTU \qquad (1\text{-}14)$$

La altura de una unidad de transferencia puede definirse como la altura de una sección de relleno que se requiere para conseguir una variación de concentración igual a la fuerza impulsora media existente en la sección.

El número de unidades de transferencia es en cierto modo análogo al número de etapas teóricas, pero estos valores solamente serán iguales si las líneas de equilibrio y operación son rectas y paralelas; para este caso:

$$NTU = \frac{y_b - y_a}{y-y^*} \qquad (1\text{-}15)$$

Cuando la línea de operación es recta pero con mayor pendiente que la línea de equilibrio, el número de unidades de transferencia es mayor que el número de etapas ideales. En general, para líneas de operación y equilibrio rectas, el número de unidades de transferencia es igual a la variación de la concentración dividida por la fuerza impulsora media logarítmica,

$$NTU = \frac{y_b - y_a}{\overline{\Delta y_L}} \qquad (1\text{-}16)$$

donde $\overline{\Delta y_L}$ es la media logarítmica de y_b-y_b* e y_a-y_a*.

II EXTRACCIÓN LÍQUIDO - LÍQUIDO

La extracción líquido - líquido es un proceso usado para separar componentes en solución mediante su distribución en dos fases líquidas inmiscibles. Este proceso se conoce también como extracción líquida o extracción con disolvente; sin embargo, este último término puede prestarse a confusión, porque también se aplica a otra operación unitaria que es la lixiviación de una sustancia soluble contenida en un sólido.

Ya que la extracción líquido - líquido involucra transferencia de masa de una fase líquida a una segunda fase líquida inmiscible, el proceso se puede realizar en varias formas. El ejemplo más sencillo involucra la transferencia de un componente de una mezcla binaria a una segunda fase líquida inmiscible. Un ejemplo es la extracción líquido - líquido de una impureza contenida en el agua de desperdicio mediante un disolvente orgánico. Esto es similar al agotamiento o absorción en la que se transfiere masa de una fase a otra. La trasferencia del componente disuelto (soluto) se puede mejorar por la adición de agentes "desaladores" a la mezcla de alimentación o la adición de agentes "formadores de complejos" al disolvente de extracción. En algunos casos se puede utilizar una reacción química para mejorar la transferencia como, por ejemplo, el empleo de una solución cáustica acuosa, para extraer fenoles de una corriente de hidrocarburos. Un concepto más complicado de la extracción líquido - líquido se utiliza en un proceso para separar completamente dos solutos. Un disolvente primario de extracción se utiliza para extraer uno de los solutos presentes en una mezcla (en forma similar al agotamiento de destilación) y un disolvente lavador se utiliza para depurar el extracto libre del segundo soluto (semejante a la rectificación en destilación).

DEFINICIONES

La alimentación a un proceso de extracción líquido - líquido es la solución que contiene los componentes a separar. El componente líquido principal en la corriente de alimentación se conoce como disolvente de alimentación. Los componentes menores presentes en la solución se conocen a menudo como solutos. El disolvente de extracción o simplemente el disolvente es el líquido inmiscible que se agrega al proceso con el objeto de extraer uno o varios solutos de la corriente de alimentación. La fase disolvente de extracción que sale de un contactor líquido - líquido se llama extracto. El refinado es la fase líquida que queda de la corriente de alimentación después de hacer contacto con la segunda fase. El disolvente lavador es el líquido agregado a un proceso de fraccionamiento líquido - líquido para lavar o enriquecer la pureza del soluto en la fase del extracto.

Una etapa teórica de equilibrio es un dispositivo o combinación de dispositivos que realiza el efecto de mezclar íntimamente dos compuestos inmiscibles hasta alcanzar las concentraciones de equilibrio y, después,

se separan físicamente las dos fases en dos capas claras. La extracción con flujo transversal es una cascada o una serie de etapas en las que el refinado procedente de una etapa de extracción hace contacto con disolvente fresco adicional en la etapa subsecuente.

FUNDAMENTOS DE EXTRACCIÓN

Puesto que la mayor parte de los métodos de extracción continua usan contactos en contracorriente entre dos fases, una formada por un líquido más ligero y otra por un líquido más pesado, muchos de los fundamentos de la absorción de gases en contracorriente y de la rectificación en destilación se pueden aplicar a la extracción líquido - líquido. Así, cuestiones tales como etapas ideales, eficacia de las etapas, relación mínima entre las dos corrientes y tamaño del equipo tienen la misma importancia en extracción que en destilación.

Las relaciones de equilibrio en extracción líquido - líquido son generalmente más complicadas que en otras separaciones, debido a que están presentes tres o más componentes y en cada fase hay algo de cada uno de los componentes. Los datos de equilibrio se presentan con frecuencia en un diagrama triangular, como los que se muestran en las figuras 2-1 y 2-2. La primera de estas figuras es un ejemplo de un sistema tipo I, el cual presenta miscibilidad parcial del disolvente (s) y el diluyente (b), pero miscibilidad completa del disolvente y el componente que se desea extraer (a). La segunda figura, forma un sistema tipo II, donde el disolvente (s) es parcialmente miscible con los otros dos compuestos.

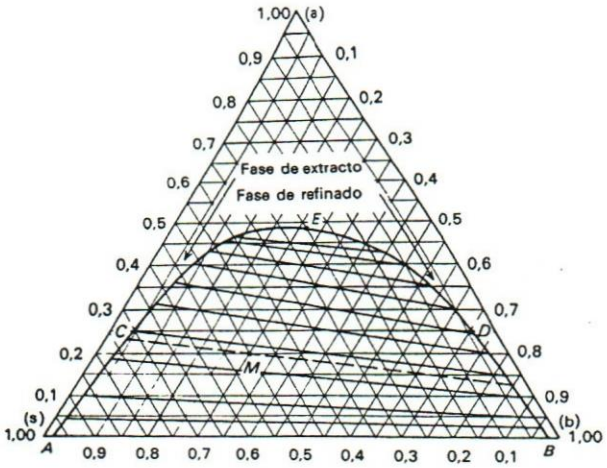

FIGURA 2-1: SISTEMA TIPO I

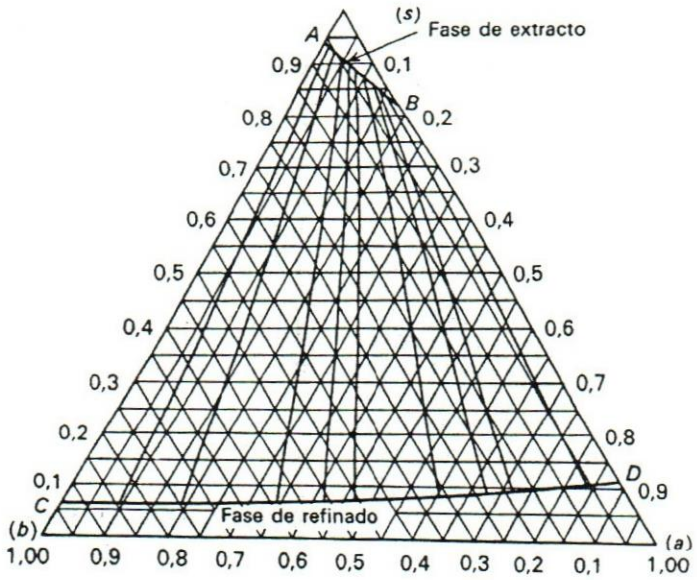

FIGURA 2-2: SISTEMA TIPO II

Algunas de las características de un proceso de extracción, se pueden ilustrar usando la figura 2-1. Cuando se añade un disolvente a una mezcla de (a) y (b), la composición de la mezcla que resulta está situada sobre una línea recta que une el punto del disolvente puro y el punto correspondiente a la mezcla original. Cuando se añade suficiente cantidad de disolvente para que todas las composiciones estén situadas debajo de la curva en forma de domo, la mezcla se escinde en dos fases. Los puntos que representan las composiciones de las fases pueden unirse por una recta de reparto (también llamada línea de unión) que pasa a través del punto representativo de la composición global. La línea ACE representa las composiciones de la capa de (s) (extracto) y la línea BDE representa las composiciones de la capa de (b). Al aumentar el contenido global de (a), las composiciones de las dos fases se acercan entre sí y se hacen iguales en el punto E, que recibe el nombre de *punto crítico*.

Las rectas de reparto de la figura 2-1 están inclinadas hacia la izquierda y la fase de extracto es más rica en a que la fase de refinado. Esto sugiere que la mayor parte de (a) deberá extraerse desde la fase de (b) utilizando solamente una moderada cantidad de disolvente. Si las rectas de reparto fuesen horizontales o estuviesen inclinadas hacia la derecha, la extracción todavía sería posible, pero sería preciso utilizar más disolvente ya que el extracto final no sería rico en (a).

EXTRACCIÓN EN VARIAS ETAPAS A CONTRACORRIENTE CONTINUA

El diagrama de flujo para este tipo de operación se muestra en la figura 2-3. Las corrientes de extracto y refinado fluyen de etapa en etapa en contracorriente y proporciona dos productos finales, el refinado R_N y el

extracto E_1. Para cierto grado de separación, este tipo de operación requiere menos etapas para una cantidad de disolvente, o menos disolvente para un número fijo de etapas que los métodos a corriente cruzada.

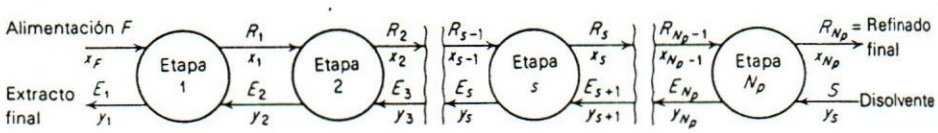

FIGURA 2-3: EXTRACCIÓN A CONTRACORRIENTE EN VARIAS ETAPAS.

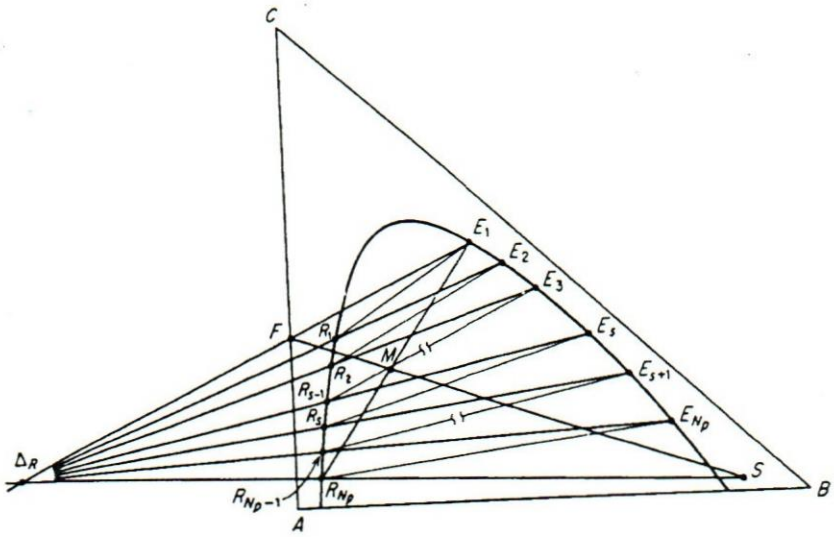

FIGURA 2-4: DIAGRAMA DE EXTRACCIÓN A CONTRACORRIENTE EN VARIAS ETAPAS

El tratamiento gráfico se desarrolla en la figura 2-4 sobre un diagrama de triángulo rectángulo (el cual es similar al diagrama de triángulo equilátero). Un balance total de materia en el equipo completo es

$$F+S=E_1+R_{Np}=M \qquad (2\text{-}1)$$

El punto M puede ubicarse sobre la línea FS a través de un balance para la sustancia C,

$$Fx_F+Sy_S=E_1y_1+R_{Np}x_{Np}=Mx_M \qquad (2\text{-}2)$$

$$x_M=(Fx_F+Sy_S)/(F+S) \qquad (2\text{-}3)$$

La ecuación 2-1 indica que M debe caer sobre la línea $R_{Np}E_1$, como se muestra. Reordenando la ecuación 2-1

$$R_{Np}-S=F-E_1=\Delta_R \quad (2\text{-}4)$$

en donde Δ_R, un punto de diferencia, es el flujo neto saliente de la última capa Np. De acuerdo con la ecuación 2-4, las líneas extendidas E_1F y SR_{Np} deben de intersectarse en Δ_R, como se muestra en la figura 2-4. En algunos casos, esta intersección puede ubicarse a la derecha del triángulo. Un balance de materia para las etapas *s* hasta Np, es

$$R_{s-1}+S=R_{Np}+E_s \quad (2\text{-}5)$$

o

$$R_{Np}-S=R_{s-1}-E_s=\Delta_R \qquad (2\text{-}6)$$

de forma que es constante Δ_R, la diferencia en el flujo en esta ubicación entre dos etapas adyacentes cualquiera. La línea extendida E_sR_{s-1} debe, por lo tanto, pasar a través de Δ_R, como en la figura.

Entonces, la construcción gráfica es como sigue. Después de ubicar los puntos F, S, M, E_1, R_{Np} Y Δ_R, una línea de unión desde E_1 proporciona R_1, puesto que el extracto y el refinado de la primera etapa ideal están en equilibrio. Una línea desde Δ_R a través de R_1, cuando se extiende, proporciona E_2; una línea de unión desde E_2 proporciona R_2, etc. El valor mínimo posible de x_N, es el dado por el final rico en A de una línea de unión, que cuando se extiende pasa a través de S.

Al ir aumentando la cantidad de disolvente, el punto M que representa el balance global del equipo se mueve hacia S sobre la figura 2-4, y el punto Δ_R se aleja hacia la izquierda. Una cierta cantidad de disolvente tal que las líneas E_1F y SR_{Np} sean paralelas, el punto Δ_R estará a una distancia infinita. Cantidades mayores de disolvente harán que estas líneas se intersecten en el lado derecho del diagrama y no como se muestra; el punto Δ_R estará más cerca de B al ir aumentando las cantidades de disolvente. Sin embargo, la interpretación del punto de diferencia sigue siendo la misma; una línea desde Δ_R intersecta las dos ramas de la curva de solubilidad en los puntos que representan al extracto y al refinado de etapas adyacentes.

Si una línea desde el punto Δ_R coincidiera con una línea de unión, se requeriría un número infinito de etapas para alcanzar esta condición. La cantidad máxima de disolvente para la cual ocurre esto, corresponde a la mínima relación solvente/alimentación que se puede usar para los productos especificados. El procedimiento para determinar la cantidad mínima de disolvente se indica en la figura 2-5. Todas las líneas de unión por debajo de la marcada con JK se extienden hasta la línea SR_{Np}, para dar las intersecciones con ella, como se muestra. La intersección más alejada de S (si está en el lado izquierdo del diagrama) o más cercana a S (si en el derecho), representa el punto de diferencia para el solvente mínimo, como el punto Δ_{Rm} (figura 2-5). La posición real de Δ_R para un número infinito de etapas debe estar más alejada de S (si en la izquierda) o más cercana a S (si en la derecha). Cuanto mayor sea la cantidad de disolvente, menor será el número de etapas. Generalmente (pero no en el caso que se muestra), las líneas de unión, que cuando se extienden pasan a través de F, o sea, la línea de unión JK, ubicarán Δ_{Rm}, para la cantidad mínima de disolvente.

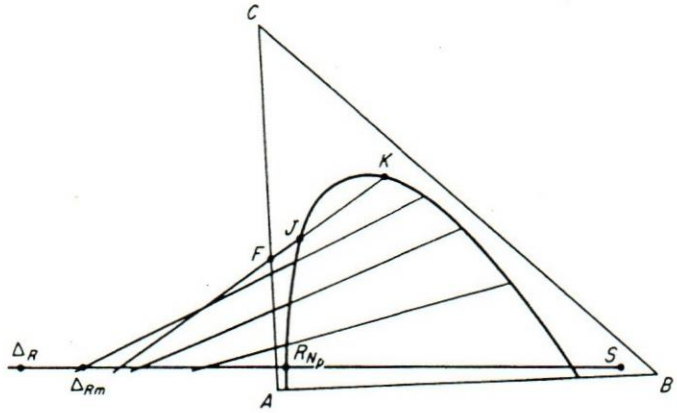

FIGURA 2.5: DISOLVENTE MÍNIMO PARA LA EXTRACCIÓN A CONTRACORRIENTE

EQUIPO DE EXTRACCIÓN

En extracción líquido - líquido, lo mismo que en absorción de gases, es preciso poner en buen contacto dos fases para permitir la transferencia de materia y separar después las fases. En absorción y destilación, la separación de las fases es fácil y rápida. Sin embargo, en extracción, las dos fases tienen densidades comparables, de forma que la energía disponible para mezcla y separación (si se utiliza flujo por gravedad) es pequeña, mucho menor en el caso de una fase líquida y otra gaseosa. Con frecuencia las fases son difíciles de mezclar y todavía más difíciles de separar. Las viscosidades de ambas fases también son relativamente elevadas y las velocidades lineales a través de la mayoría del equipo de extracción son bajas. En algunos tipos de extractores, por tanto, la energía de mezcla y separación se comunica mecánicamente.

El equipo de extracción puede operar por cargas o de forma continua. Una cierta cantidad de alimentación puede mezclarse con una determinada cantidad de disolvente en un tanque agitado y después se dejan decantar las fases y se separan. El extracto puede ser más o menos denso que el refinado, de forma que el extracto puede salir unas veces por la parte superior del equipo y otras por la parte inferior. Por supuesto que la operación puede repetirse si se precisa de más de un contacto, pero cuando las cantidades que intervienen son grandes y se necesitan varios contactos, resulta más económico el flujo continuo. La mayor parte del equipo de extracción es continuo con sucesivas etapas de contacto o bien con contacto diferencial. Tipos representativos son mezcladores - sedimentadores, torres verticales de diferentes tipos que operan con flujo por gravedad, extractores de torre agitada y extractores centrífugos. Algunos de ellos se explicarán brevemente en las páginas siguientes. Las características de diferentes tipos de equipo de extracción se relacionan en la tabla 2-1.

TABLA 2-1: CARACTERÍSTICAS DE EQUIPO COMERCIAL DE EXTRACCIÓN

Tipo	Capacidad de líquido de las corrientes combinadas, pie3/pie2 h	HTU, pies	Eficacia del plato o etapa, %	Espaciado entre platos o etapas, pulg	Aplicaciones Típicas
Mezclador - sedimentador			75-100		Procesos Duo-Sol para aceites lubricantes
Columna de Pulverización	50-250	10-20			Extracción de sal con amoníaco a partir de soda cáustica
Columna de relleno	20-150	5-20			Recuperación de fenol
Columna de platos perforados	10-200	1-20	6-24	30-70	Proceso de furfural para aceites lubricantes
Columna de Placas	60-105	4-6	5-10	4-6	Recuperación de ácido acético
Torre agitada	50-100	1-2	80-100	12-24	Productos orgánicos y farmacéuticos

Mezcladores - sedimentadores

Para la extracción discontinua el mezclador y el sedimentador pueden ser la misma unidad. Es muy frecuente el uso de un tanque que contiene un agitador de rodete o turbina. Al terminar el ciclo de mezcla, se para el agitador y las capas se dejan decantar por gravedad, retirando después el extracto y refinado que se recogen en recipientes separados, sacándolos a través de una línea inferior de descarga provista de una mirilla de vidrio. Los tiempos de mezcla y sedimentación que se requieren para una extracción determinada solamente se pueden obtener experimentalmente; son típicos 5 minutos para mezcla y 10 minutos para decantación. Para el flujo continuo el mezclador y el sedimentador han de ser piezas distintas.

Si, como es habitual, se requieren varias etapas de contacto, se utiliza un tren de mezcladores - sedimentadores que opera con flujo en contracorriente, tal como se muestra en la figura 2-6. El refinado procedente de cada sedimentación, constituye la alimentación del siguiente mezclador, en el que se introduce un extracto intermedio o disolvente fresco.

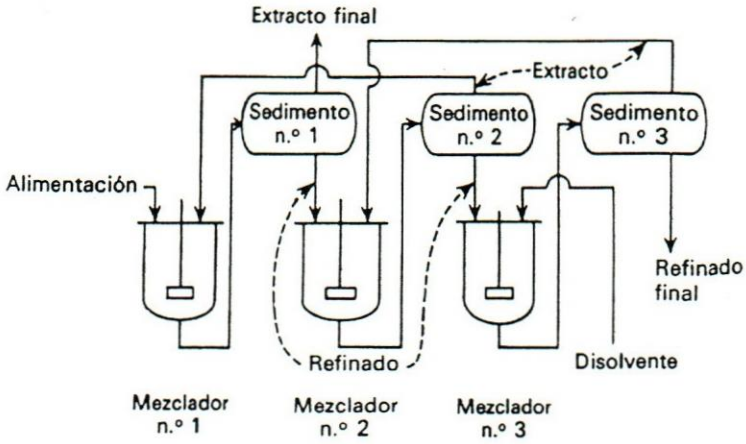

FIGURA 2-6: MEZCLADORES – SEDIMENTADORES

Torres de pulverización y relleno para extracción

Estos extractores de torre operan con contacto diferencial y no por etapas, teniendo lugar la mezcla y sedimentación de forma simultánea y continua. En la torre de pulverización que se muestra en la figura 2-7, el líquido menos denso se introduce por el fondo y se distribuye en pequeñas gotas por medio de las boquillas A. Las gotas del líquido ligero ascienden a través de la masa de líquido más pesado que desciende por la torre como una corriente continua. Las gotas se recogen en la parte superior y forman la corriente de líquido más ligero que sale por el tope de la torre. El líquido más pesado sale por el fondo de la torre.

En torres reales de pulverización, el contacto entre las gotas y la fase continua con frecuencia es más eficaz en la región donde se forman las gotas. Esto de debe a una mayor velocidad de transferencia de masa en las gotas recientemente formadas o a la mezcla de retroceso en la fase continua. En cualquier caso, el aumento de la altura no conduce a un aumento proporcional del número de etapas; es mucho más efectivo redispersar las gotas para frecuentes intervalos a lo largo de la torre. Esto puede realizarse llenando la torre con cuerpos de relleno, tales como anillos o monturas. El relleno provoca la coalescencia y regeneración de las gotas y, tal como se muestra en la tabla 2-1, puede aumentar el número de etapas para una altura dada de columna. Las torres de relleno se aproximan a las torres de pulverización en la sencillez y pueden construirse para resolver cualquier problema de corrosión o presión a un costo razonable. La principal ventaja de las torres de relleno es que los sólidos tienden a depositarse sobre el relleno y provocan canalización.

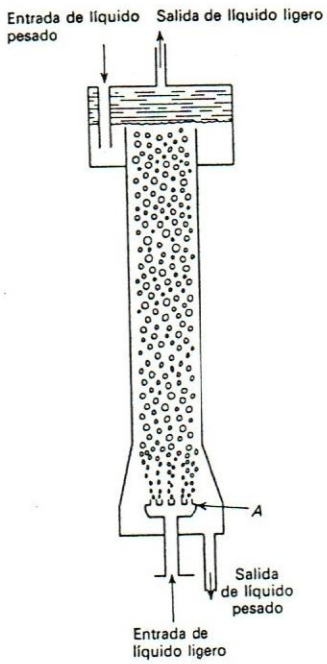

FIGURA 2-7: TORRES DE PULVERIZACIÓN

Torres de Platos Perforados

La redispersión de las gotas de líquido se puede realizar también por medio de platos perforados transversales, análogos a los de destilación. Tal como se muestra en la figura 2-8a, el líquido ligero se recoge formando una delgada capa debajo de cada plato y se proyecta en forma de chorros en el interior del líquido pesado situado encima. En la figura 2-8b se muestra un diseño modificado, en el que las perforaciones solamente existen en un lado del plato, alternando a la derecha y a la izquierda de un plato a otro.

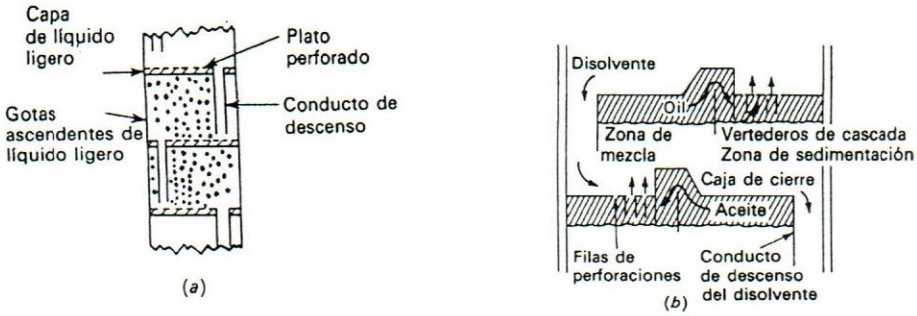

FIGURA 2-8: TORRES DE PLATOS

Torres de Placas

Estas torres de extracción contienen una serie de placas deflectoras horizontales. El líquido pesado fluye por encima de cada placa y cae a la inferior; el líquido ligero fluye por debajo de cada placa y se proyecta hacia arriba desde el borde a través de la fase pesada. Los dispositivos más frecuentes son los de discos y anillos, así como los de placas segmentadas, que van de un lado a otro.

Las torres de placas no contienen pequeñas perforaciones que puedan obstruirse o aumentar de diámetro por la corrosión. Pueden tratar disoluciones que contienen sólidos en suspensión. Una modificación de las torres de discos y anillos están equipadas con rasquetas con el fin de separar los sólidos que se depositan sobre las placas.

PROPIEDADES DESEABLES DEL SOLVENTE DE EXTRACCIÓN

Las siguientes propiedades de un solvente potencial deben ser consideradas antes de utilizarlo en un proceso de extracción líquido – líquido:

1. *Selectividad*: La separación relativa o selectividad α de un solvente es la razón de los dos componentes en la fase del solvente de extracción, dividida entre la razón de los mismos componentes en la fase del solvente de alimentación. El poder de separación de un sistema líquido - líquido está regulado por la desviación de α de la unidad, en forma similar a la volatilidad relativa en destilación. Una separación relativa con $\alpha=1$ no proporciona separación de los componentes entre las dos fases líquidas. Por lo general, las concentraciones diluidas de soluto proporcionan los factores más elevados de separación relativa.

2. *Recuperabilidad*: Comúnmente, el solvente de extracción debe recuperarse de la corriente de extracto y de la de refinado, en un proceso de extracción. Ya que a menudo se utiliza la destilación, la volatilidad relativa del solvente de extracción con respecto a los componentes no solventes, debe ser significativamente mayor o menor a la unidad. Para un solvente volátil es deseable un bajo calor latente de evaporación.

3. *Coeficiente de Distribución*: El coeficiente de distribución de un soluto debe ser grande, para que se pueda utilizar una razón baja del solvente de extracción con respecto a la alimentación.

4. *Capacidad*: Esta propiedad se refiere a la carga del soluto por peso del solvente de extracción que se puede lograr en una capa de extracto, en el pinto triple de un sistema tipo I o en el límite de solubilidad de un sistema tipo II.

5. *Solubilidad del solvente*: Una baja solubilidad del solvente de extracción en el refinado suele dar como resultado una alta volatilidad relativa en la separación del refinado o una baja pérdida de solvente si el refinado no se desolventiza. Una baja solubilidad del solvente de alimentación en el extracto conduce a una alta separación relativa y por lo general, a un costo menor en la recuperación del soluto.

6. *Densidad*: La diferencia de densidad entre las dos fases líquidas en equilibrio afecta las velocidades de flujo que se pueden lograr en el equipo de extracción, así como las velocidades de coalescencia.

7. *Tensión de la Interfase*: Una tensión elevada en la interfase promueve una coalescencia rápida y, por lo general, requiere una agitación mecánica elevada para producir gotas pequeñas. Una tensión baja en la interfase permite el rompimiento de la gota con agitación de poca intensidad, pero también conduce a bajas velocidades de coalescencia. La tensión de la interfase disminuye por lo general a medida que se incrementa la solubilidad y la concentración el soluto.

8. *Toxicidad*: Se prefiere una baja toxicidad a la inhalación de los vapores del solvente o al contacto con la piel, debido a la exposición potencial durante las reparaciones del equipo o mientras se desconecta el aparato después de la transferencia del disolvente. También es deseable una toxicidad baja a los peces y bioorganismos cuando la extracción se emplea para el pretratamiento del agua de desperdicio. Frecuentemente, la toxicidad del solvente es baja, si la solubilidad en agua es elevada.

III EVAPORADORES

El objetivo de la evaporación es concentrar una disolución consistente en un soluto no volátil y un disolvente volátil. En la mayor parte de las evaporaciones el disolvente es agua. La evaporación se realiza vaporizando una parte del disolvente para producir una disolución concentrada. La evaporación difiere del secado en que el residuo es un líquido -a veces altamente viscoso- en vez de un sólido; difiere de la destilación en que el vapor es generalmente un solo componente y, aun cuando el vapor sea una mezcla, en la evaporación no se intenta separarlo en fracciones; difiere de la cristalización en que su interés reside en concentrar una disolución y no en formar y obtener cristales. En ciertas situaciones, por ejemplo, en la evaporación de salmuera para producir sal común, la separación entre evaporación y cristalización dista mucho de ser nítida. La evaporación produce a veces una suspensión de cristales en unas aguas madres saturadas.

Normalmente, en evaporación el producto valioso es el líquido concentrado mientras que el vapor se condensa y se desecha. Sin embargo, en algún caso concreto puede ocurrir lo contrario. El agua salubre se evapora con frecuencia para obtener un producto exento de sólido para la alimentación de calderas, para procesos con requerimientos especiales o para el consumo humano. Esta técnica se conoce con frecuencia con el nombre de destilación de agua, pero se trata en realidad de evaporación.

En realidad, el proceso de *evaporación* es equivalente a una separación en una sola etapa. Sin embargo, los componentes se separan en forma tan definida que con frecuencia se olvida la composición de equilibrio. En aquellas aplicaciones en las que la fase vapor constituye el producto valioso, este equilibrio puede ser importante. Por ejemplo, si se va a condensar el vapor y recircular a una caldera para evaporarlo de nuevo, la corriente debe tratarse de manera especial para ajustar el pH y eliminar las trazas de impurezas. La figura 3-1 es un diagrama temperatura - composición para el sistema hidróxido de sodio - agua a 1 atm de presión total. Las concentraciones de equilibrio de las fases vapor y líquida ocurren en la intersección de las líneas límite de líquido saturado y vapor con una línea de temperatura constante. Nótese que no se obtiene una concentración definida de hidróxido de sodio en la fase vapor hasta que la fase líquida alcanza un 95% de NaOH y hierve a unos 700 °F.

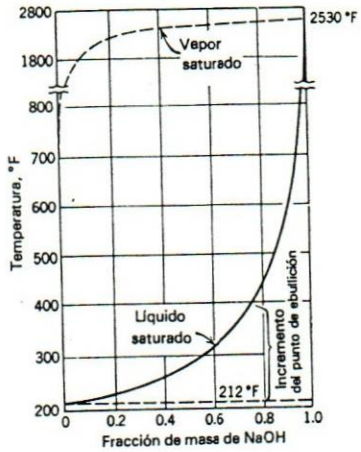

FIGURA 3-1: EQUILIBRIO DE FASES PARA EL SISTEMA H_2O-NAOH A 1 ATM DE PRESIÓN

La solución práctica a un problema de evaporación está profundamente afectada por el carácter del líquido que se concentra. Precisamente es la gran variedad de características de dichos líquidos (que demanda criterio y experiencia en el diseño y operación de evaporadores) lo que amplía esta operación desde una sencilla transmisión de calor hasta un arte separado. A continuación se comentan algunas de las propiedades más importantes de los líquidos que se evaporan.

1. *Concentración.* Aunque la disolución que entra como alimentación de un evaporador puede ser suficientemente diluida teniendo muchas de las propiedades físicas del agua, a medida que aumenta la concentración la disolución adquiere cada vez un carácter más individualista. La densidad y la viscosidad aumentan con el contenido de sólido hasta que la disolución o bien se transforma en saturada o resulta inadecuada para una transmisión de calor adecuada. La ebullición continuada de una disolución saturada da lugar a la formación de cristales, que es preciso separar pues de lo contrario obstruyen los tubos. La temperatura de ebullición de la disolución puede también aumentar considerablemente al aumentar el contenido de sólido, de forma que la temperatura de ebullición de una disolución concentrada puede ser mucho mayor que la del agua a la misma presión.

2. *Formación de espuma.* Algunos materiales, especialmente sustancias orgánicas, forman espuma durante la vaporización. Una espuma estable acompaña al vapor que sale del evaporador dando lugar a un importante arrastre. En casos extremos toda la masa de líquido puede salir con el vapor y perderse.

3. *Sensibilidad a la temperatura.* Muchos productos químicos finos, productos farmacéuticos y alimentos se dañan cuando se calientan a temperaturas medias durante tiempos relativamente cortos. En la concentración de estos materiales se necesitan técnicas especiales para reducir tanto la temperatura del líquido como el tiempo de calentamiento.

4. *Formación de costras.* Algunas disoluciones depositan costras sobre las superficies de calefacción. En estos casos el coeficiente global de transferencia de calor disminuye progresivamente hasta que llega un momento en que es preciso interrumpir la operación y limpiar los tubos. Cuando las costras son duras e insolubles la limpieza resulta difícil y costosa.

El diseñador de un evaporador ha de tener en cuenta muchas otras características del líquido. Muchas de ellas son el calor específico, el calor de concentración, la temperatura de congelación, la liberación de gas durante la ebullición, la toxicidad, los peligros de explosión, la radiactividad y la necesidad de operación esteril. Debido a la gran variedad de propiedades de las disoluciones, se han desarrollado diferentes tipos de evaporadores. La elección para el caso de un problema especifico depende esencialmente de las características del líquido.

OPERACIÓN DE SIMPLE Y MÚLTIPLE EFECTO

La mayoría de los evaporadores se calientan con vapor de agua que condensa sobre tubos metálicos. Al reducir la temperatura de ebullición del líquido aumenta la diferencia de temperatura entre el vapor condensante y el líquido de ebullición y, por tanto, aumenta la velocidad de transmisión de calor en el evaporador.

Cuando se utiliza un solo evaporador, el vapor procedente del líquido en ebullición se condensa y desecha. Este método recibe el nombre de *evaporación de simple efecto,* y aunque es sencillo, utiliza ineficazmente el vapor. Si el vapor procedente de uno de los evaporadores se introduce como alimentación en el elemento calefactor de un segundo evaporador, y el vapor procedente de éste se envía al condensador, la operación recibe el nombre de doble efecto. El calor del vapor de agua original es reutilizado en el segundo efecto, y la evaporación obtenida por unidad de masa del vapor de agua de alimentación al primer efecto es aproximadamente el doble. El método general para aumentar la evaporación por kilogramo de vapor de agua utilizando una serie de evaporadores entre el suministro de vapor vivo y el condensador recibe el nombre de *evaporación en múltiple efecto.*

El método habitual de alimentar un evaporador de múltiple efecto consiste en introducir mediante una bomba la disolución diluida en el primer efecto y hacerla circular después a través de los demás efectos, tal como se muestra en la figura 3-2a Este método recibe el nombre de *alimentación directa.* La concentración de la disolución aumenta desde el primer efecto hasta el último. Este modelo de flujo del líquido es el más sencillo. Requiere una bomba para introducir la alimentación en el primer efecto, ya que con frecuencia este efecto está a una presión superior a la atmosférica, y una bomba para extraer la disolución concentrada del último efecto. Sin embargo, el paso de un efecto a otro; se realiza sin bombas puesto que el flujo es en el sentido de presiones decrecientes, y todo lo que se requiere son válvulas de control en las líneas de unión.

Otro método común es el de *alimentación inversa,* en el que la alimentación diluida se introduce en el último efecto y se bombea después a través de los sucesivos efectos hasta el primero, tal como se muestra la figura 3-2b. Este método requiere una bomba entre cada pareja de efectos además de la bomba de disolución concentrada, ya que el flujo tiene lugar en el sentido de presiones crecientes. La alimentación inversa conduce con frecuencia a una mayor capacidad que la alimentación directa cuando la disolución es viscosa, pero puede producir una menor economía que la alimentación directa cuando la alimentación esta fría.

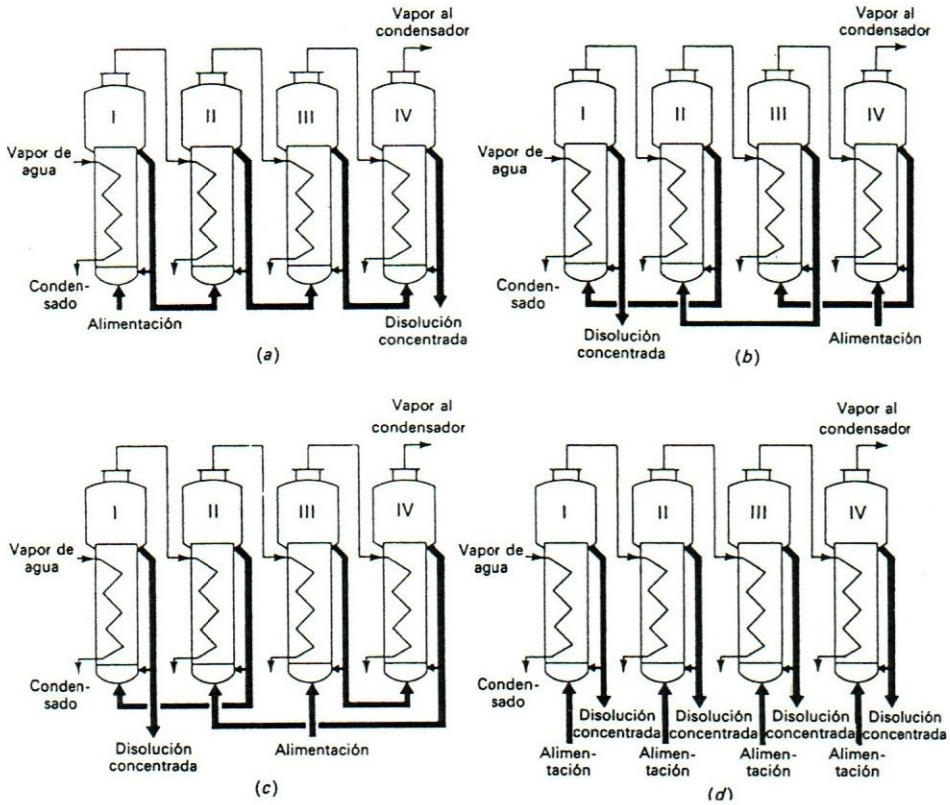

FIGURA 3-2: MODELOS DE FLUJO DE LÍQUIDO EN EVAPORADORES DE MÚLTIPLE EFECTO

A veces se utilizan otros modelos de alimentación. En la *alimentación mixta* la disolución diluida entra en un efecto intermedio, circula con alimentación directa hasta el extremo de la serie, y después se bombea hacia atrás a los primeros efectos para conseguir la concentración final, tal como muestra la figura 3-2c. Esta forma de operar elimina algunas de las bombas que se requieren en la alimentación inversa y permite realizar la evaporación final a temperatura más elevada. En los evaporadores con cristalización, donde se retira una suspensión de cristales y aguas madres, la alimentación se introduce directamente en cada efecto para dar lugar a lo que se llama *alimentación paralela,* tal como se representa en la figura 3-2d. En la alimentación paralela no hay transpone de líquido entre los efectos.

TIPOS DE EVAPORADORES

Evaporadores con un paso a través y con circulación.

Los evaporadores pueden operar bien como unidades con un paso a través o con circulación. En la operación con un paso a través, el líquido de alimentación pasa una sola vez a través de los tubos, desprende el vapor y sale de la unidad como disolución concentrada. Toda la evaporación tiene lugar en un solo paso. La relación de evaporación a alimentación está limitada en una unidad de un solo paso, por tanto, estos evaporadores se adaptan bien a la operación en múltiple efecto, donde la concentración total puede conseguirse en varios efectos. Los evaporadores de película agitada operan siempre con un solo paso a través; los evaporadores de película ascendente y de película descendente pueden también operar en esta forma.

Los evaporadores con un solo paso a través son especialmente útiles para materiales sensibles al calor. Operando a vacío elevado se puede mantener baja la temperatura del líquido. Con un solo paso rápido a través de los tubos la disolución concentrada está a la temperatura de evaporación, pero solamente durante un corto período de tiempo, y puede enfriarse muy rápidamente en cuanto sale del evaporador.

En los evaporadores con circulación se mantiene una masa líquida dentro del equipo. La alimentación que entra se mezcla con la masa de líquido y después pasa a través de los tubos. El líquido no evaporado descarga de los tubos y retorna al equipo, de forma que en cada paso solamente ocurre una parte de la evaporación total. Todos los evaporadores de circulación forzada operan en esta forma; los evaporadores de película ascendente son generalmente unidades de circulación.

La disolución concentrada procedente de un evaporador con circulación se retira de la masa de líquido. Por tanto, ésta ha de tener la máxima concentración. Puesto que el líquido que entra en los tubos puede contener varias partes de disolución concentrada por cada parte de alimentación, su concentración, densidad, viscosidad y temperatura de ebullición son próximas al valor máximo. En consecuencia, el coeficiente de transmisión de calor tiende a ser bajo.

Los evaporadores de circulación no son muy adecuados para concentrar líquidos sensibles al calor. Con un vacío razonablemente bueno la temperatura de la masa de líquido puede no ser destructiva, pero el líquido está repetidamente expuesto al contacto con los tubos calientes; por consiguiente, algo de líquido puede calentarse a una temperatura excesivamente elevada. Aunque el tiempo de residencia del líquido en la zona de calentamiento puede ser corto, parte del líquido está retenido en el evaporador un tiempo considerable, y el calentamiento prolongado de aun una pequeña parte de un material sensible al calor, tal como un producto alimenticio, puede estropear todo el producto.

Sin embargo, los evaporadores de circulación pueden operar en un elevado intervalo de concentración entre la alimentación y la disolución concentrada utilizando una sola unidad, adaptándose bien a la evaporación en un

solo efecto. Pueden operar indistintamente con circulación natural, con flujo a través de los tubos, inducido por la diferencia de densidad, o con circulación forzada, promoviendo el flujo mediante una bomba.

Evaporadores de tubos largos con flujo ascendente

En la figura 3-3 se representa un evaporador de tubos largos típico, con flujo ascendente del líquido. Las partes esenciales son, (1) un intercambiador de calor tubular con vapor de agua en el lado de la carcasa, y líquido que se desea concentrar en el interior de los tubos, (2) un separador a espacio de vapor para separar el líquido arrastrado por el vapor, y (3) cuando opera como una unidad de circulación, una recirculación para el líquido desde el separador hasta el fondo del cambiador. Existen entrada para el líquido de alimentación y el vapor de agua, y salidas para el vapor, la dilución concentrada, el vapor condensado y los gases no condensables procedentes del vapor de agua. El líquido y el vapor ascienden por el interior de los tubos como consecuencia de la acción de ebullición, y el líquido separado retorna al fondo de los tubos por gravedad. La alimentación diluida, entra en el sistema y se mezcla con el líquido que retorna del separador. La mezcla entra por el fondo de los tubos, sobre la parte exterior de los cuales condensa vapor de agua.

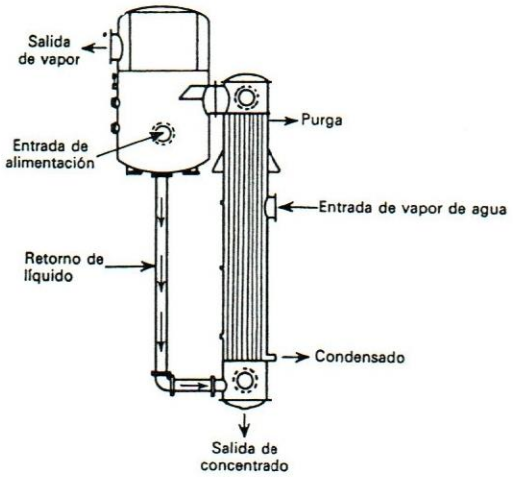

FIGURA 3-3: EVAPORADOR DE TUBOS LARGOS VERTICALES, PELÍCULA ASCENDENTE

La mezcla de vapor y líquido que sale de los tubos entra en el separador. Como una ayuda adicional para la eliminación de las gotitas de líquido, el vapor choca y pasa sobre un conjunto de placas deflectoras después de salir del separador.

Evaporadores de película descendente.

La concentración de materiales altamente sensibles al calor, tales como el zumo de naranja, requieren un tiempo mínimo de exposición a una superficie caliente. Esto puede conseguirse con evaporadores de película descendente de un solo paso, en los que el líquido entra por la parte superior, desciende por el interior de los tubos calentados con vapor de agua, y sale por el fondo. El vapor procedente del líquido generalmente es arrastrado hacia abajo con el líquido y sale por el fondo de la unidad. Aparentemente estos evaporadores parecen largos cambiadores tubulares verticales con un separador de líquido y vapor en el fondo y un distribuidor de líquido en la parte superior

El principal problema de un evaporador de película descendente es la distribución uniforme del líquido formando una película interior en los tubos. Esto se consigue mediante una serie de placas metálicas perforadas situadas sobre una placa tubular cuidadosamente nivelada, por medio de inserciones en los extremos de los tubos que generen un flujo uniforme en cada tubo, o mediante distribuidores tipo «araña» con brazos radiales que distribuyen con velocidad constante la alimentación sobre la superficie interior de cada tubo. Otra forma consiste en utilizar una boquilla individual de pulverización dentro de cada tubo.

Cuando se puede utilizar recirculación sin dañar al líquido, la distribución del líquido en los tubos se facilita mediante una moderada recirculación del líquido hacia la parte superior de los tubos. Esto da lugar a un mayor flujo de líquido a través de los tubos de lo que es posible en la operación con un solo paso.

Evaporadores de circulación forzada.

En un evaporador de circulación natural el líquido entra en los tubos con una velocidad de 1 a 4 pies/s. La velocidad final aumenta rápidamente al formarse vapor en los tubos, de forma que generalmente las velocidades de transmisión de calor son satisfactorias. Sin embargo, con líquidos viscosos el coeficiente global en una unidad de circulación natural puede ser demasiado bajo desde el punto de vista económico. Coeficientes más elevados se obtienen en evaporadores de circulación forzada, un ejemplo de los cuales se muestra en la figura 3-4. En este caso una bomba centrífuga impulsa el líquido a través de los tubos entrando con velocidad de 6 a 18 pies/s. Los tubos están sometidos a una carga estática suficiente para asegurar que no se produce ebullición en los mismos el líquido comienza a sobrecalentarse a medida que se reduce la carga hidrostática con el flujo desde el calentador hasta el espacio de vapor, y se genera una mezcla de vapor y líquido a la salida del cambiador, justamente antes de entrar en el cuerpo del evaporador. La mezcla de vapor y líquido choca contra una placa deflectora en el espacio de vapor. El líquido vapor sale por la parte superior del cuerpo del evaporador hacia el condensador, o bien pasa al siguiente efecto. La parte de líquido que abandona el separador se retira de forma continua como concentrado.

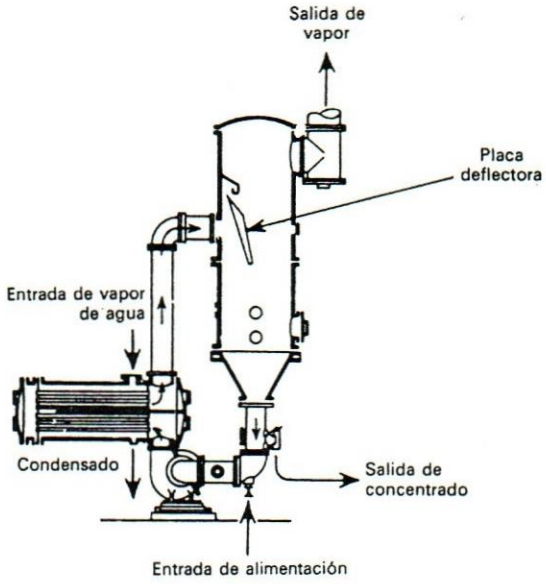

FIGURA 3-4: EVAPORADOR DE CIRCULACIÓN FORZADA

Evaporador de película agitada.

La principal resistencia a la transmisión de calor desde el vapor de agua que condensa hasta el líquido que hierve en un evaporador reside del lado del líquido. Por tanto, cualquier método para disminuir esta resistencia produce un considerable aumento del coeficiente global de transmisión de calor. En evaporadores de tubos largos, especialmente con circulación forzada, la velocidad del líquido a través de los tubos es elevada. El flujo del líquido es altamente turbulento y la velocidad de transmisión de calor es elevada. Otra forma de aumentar la turbulencia es mediante agitación mecánica de la película de líquido, tal como se muestra en el evaporador de la figura 3-5, que es un evaporador de película descendente modificado, con un solo tubo encamisado que contiene un agitador interno. La alimentación entra por la parte superior de la sección encamisada y se dispersa en forma de una película altamente turbulenta mediante las placas verticales del agitador. El concentrado sale por la parte inferior de la sección encamisada, mientras que el vapor asciende desde la zona de vaporización hasta un separados no encamisado, cuyo diámetro es algo mayor que el tubo de evaporación. En el separados, las verticales estacionarias. Las gotas coalescen sobre estas placas y retornan a la sección de evaporación. El vapor exento de líquido sale a través de los orificios situados en la parte superior de. la unidad.

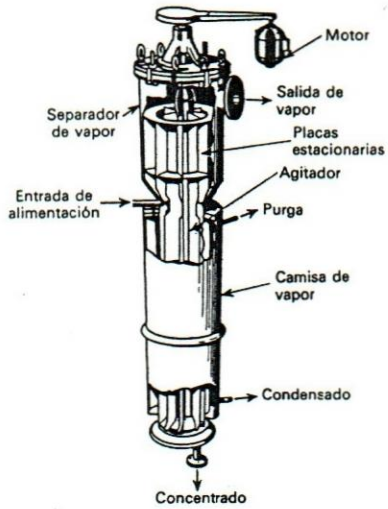

FIGURA 3-5: EVAPORADOR DE PELÍCULA AGITADA

La principal ventaja de un evaporador de película agitada es su, capacidad para conseguir elevadas velocidades de transmisión de calor con líquidos viscosos. El producto puede tener una viscosidad tan elevada como 1000 P a la temperatura de evaporación.

Evaporador de tubos horizontales.

En la figura 3-6 se muestra un tipo clásico de construcción de este tipo de evaporadores, los cuales se han utilizado mucho desde hace años. La solución que va a evaporarse hierve por fuera de los tubos horizontales, dentro de los cuales se condensa el vapor. Los tubos horizontales interfieren con la circulación natural del líquido en ebullición y, por tanto, minimizan la agitación del líquido. Como resultado, el coeficiente total de transferencia de calor es menor que en otras formas de evaporadores, en especial si la solución es viscosa. No tiene aditamentos para romper la espuma que se presenta debido a la acción de la ebullición. Además, la incrustación originada por la evaporación de la solución se acumula en el exterior de los tubos de donde no puede eliminarse con facilidad como sería en el interior de los tubos. Por lo general, los tubos horizontales se han insertado dentro de las corazas de vapor, con casquillos empacados en lugar de juntas voladas o soldadas. Por estas razones, los tubos horizontales se utilizan principalmente en instalaciones pequeñas, en donde la solución que va a tratarse es diluida y no se genere espuma ni se depositan sólidos sobre los tubos del evaporador, o cuando los materiales de construcción impiden la soldadura o rolado de tubos.

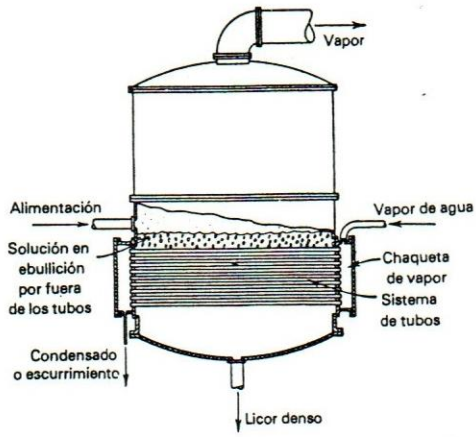

FIGURA 3-6: EVAPORADOR DE TUBOS HORIZONTALES

Evaporadores de tubos verticales

Los hay de dos variedades: de *canasta* y *vertical normal*. Son mejoras definitivas con respecto al evaporador de tubos horizontales. En ambos, la solución hierve dentro de tubos verticales, con el medio de calentamiento, que suele ser vapor condensante, mantenido en una chaqueta a través de la cual pasen los tubos. En el evaporador de canasta, la chaqueta de vapor forma una canasta colgada en el centro del evaporador. La ebullición o calentamiento del líquido en el interior de los tubos cause un flujo ascendente a través de esto y el líquido no evaporado fluye hacia abajo a través del anular alrededor de la canasta. En el evaporador normal de tubos verticales, la chaqueta de vapor tiene forma de rosquilla. El líquido fluye hacía arriba a través de los tubos y hacia abajo a través del orificio central. En instalaciones grandes pueden existir varios conductos de retorno en lugar del conducto central que aquí se muestra. En ambos tipos, los tubos se insertan dentro de láminas de tubos rolando o soldando, lo cual reduce en forma considerable el costo en comparación con los castillos empacados que se utilizan tradicionalmente en el evaporador de tubos horizontales.

Estos evaporadores superan la mayor parte de las desventajas operacionales del evaporador de tubos horizontales. Se promueve la circulación natural, habiéndose medido entre 1 y 3 pies/s en los tubos. Como resultado, los coeficientes son un poco mayores que en los evaporadores de tubos, dependiendo una vez más de las propiedades de la solución, ΔT total y temperatura de ebullición. Cualquier depósito sólido se incrustará en el interior de los tubos, de donde se elimina con facilidad con una limpieza mecánica. La ruptura de la espuma no es efectiva, aunque los separadores de arrastre y los desviadores, que se suministran normalmente, reducirán la formación de espuma. Es posible manejar líquidos viscosos pero la circulación es lenta y se obtienen coeficientes bajos. En consecuencia, los evaporadores de tubos verticales son por completo satisfactorios para la mayor parte de las demandas de evaporación y sólo son imprácticos cuando el líquido

que se está evaporando es muy viscoso, forma espuma de manera importante o sólo puede estar sujeto a las temperaturas del evaporador durante períodos muy cortos.

FUNCIONAMIENTO DE LOS EVAPORADORES TUBULARES

Las principales características de funcionamiento de un evaporador tubular calentado con vapor de agua son la *capacidad* y la *economía*. La *capacidad* se define como el número de libras de agua evaporada por hora. La *economía* es el número de libras vaporizadas por libra de vapor vivo que entra en la unidad. En el evaporador de simple efecto la economía es siempre algo menor que la unidad, pero en los evaporadores de múltiple efecto puede ser considerablemente mayor. También es importante el consumo de vapor, en libras por hora, que es igual a la capacidad dividida por la economía.

Capacidad de un evaporador

La velocidad de transmisión de calor q a través de la superficie de calefacción de un evaporador, de acuerdo con la definición del coeficiente global de transmisión de calor dada por la ecuación 3-1, es igual al producto de tres factores: el área A de la superficie de transmisión de calor, el coeficiente global de transmisión de calor U, y la caída global de temperatura ΔT, o sea

$$q = UA\Delta T \qquad . \qquad 3\text{-}1$$

Si la alimentación que entra en el evaporador está a la temperatura de ebullición correspondiente a la presión existente en el espacio de vapor, todo el calor transmitido a través de la superficie de calefacción es utilizado en la evaporación y la capacidad es proporcional a q. Si la alimentación está fría, el calor que se requiere para calentarla hasta su temperatura de ebullición puede ser bastante grande y, consecuentemente, se reduce la capacidad para un valor dado de q, toda vez que el calor utilizado para calentar la alimentación no está disponible para la evaporación. Por el contrario, si la alimentación está a una temperatura superior a la de ebullición en el espacio de vapor, una parte de la alimentación se evapora espontáneamente mediante equilibrio adiabático con la presión del espacio de vapor y la capacidad es superior a la correspondiente a q. Este proceso recibe el nombre de *evaporación de flash.*

La caída real de temperatura a través de la superficie de calefacción depende de la disolución que se evapora, de la diferencia de presión entre la cámara de vapor y el espacio de vapor situado encima del líquido en ebullición, así como de la altura de líquido sobre la superficie de calefacción. En algunos evaporadores la velocidad del líquido en los tubos también influye sobre la caída de temperatura debido a que la pérdida por fricción en los tubos aumenta la presión efectiva del líquido. Cuando la disolución tiene las características del

agua pura, su temperatura de ebullición puede obtenerse a partir de las tablas del vapor de agua conocida la presión. Sin embargo, en los evaporadores reales la temperatura de ebullición de una disolución está afectada por dos factores: el ascenso del punto de ebullición y la carga del líquido.

Predicción de la Temperatura de Ebullición de la Solución

La evaporación de un líquido puro no presenta problemas particulares desde un punto de vista fisicoquímico. La temperatura del líquido a ebullición está dictada por la presión prevaleciente sobre él y puede calcularse fácilmente una vez que se conoce la relación entre la presión de vapor y la temperatura. Si el líquido tiene cierta profundidad, la presión que debe utilizarse al calcular el punto de ebullición a cualquier profundidad debe incluir la carga hidrostática y de aceleración del líquido que se encuentra por encima de ese punto. Esto es muy importante en evaporadores verticales de tubos largos, en donde son comunes profundidades de líquido de 20 pies. En tales casos, el líquido entra al tubo calentado subenfriado por el flujo a través del vertedero y la adición de la alimentación. Al fluir hacia arriba del tubo, se calienta hasta su punto de ebullición a cierta altura particular. Es posible que se produzca un sobrecalentamiento a medida que la solución fluye ascendiendo y la presión disminuye. Cuando comienza la ebulllición, se elimina muy rápido el sobrecalentamiento y de ahí en adelante, la temperatura del líquido disminuye al reducirse la presión. La aceleración de la mezcla impone una presión adicional además de la estática; esta presión puede ser la principal sí el flujo se aproxima a la velocidad del sonido en la mezcla de dos fases. En la figura 3-7 se muestra la curva temperatura - altura resultante.

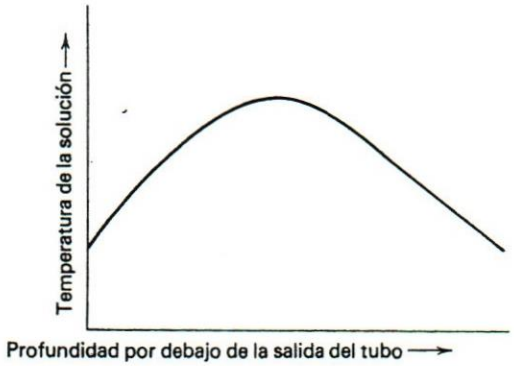

FIGURA 3-7: CURVA TEMPERATURA DE LA SOLUCIÓN – ALTURA DE LOS TUBOS

Cuando se evapora una solución, se presentan los efectos de la profundidad del líquido y la aceleración y debe tomarse en consideración el efecto de la concentración sobre el punto de ebullición. Para soluciones ideales, es posible estimar el efecto de la concentración mediante las leyes de Raoult y Dalton

$$P=p_a+p_b=P_aX_a+P_bX_b \qquad (3\text{-}2)$$

en donde a y b se refieren al soluto y disolvente, respectivamente. Sí el soluto no es volátil, como es el caso normal de operaciones de evaporación, entonces

$$P = P_b X_b \qquad (3\text{-}3)$$

Con P^o definida como la presión total del vapor sobre una fase líquida de un solo componente, por lo que para un disolvente puro, $P^o = P_b$, puesto que $X_b = 1$, con lo que la disminución en la presión de vapor debida a la presencia del soluto resulta

$$\frac{P^o - P}{P^o} = \frac{1 - Xb}{1} = Xa \qquad 3\text{-}4$$

Por tanto, para soluciones que obedecen la ley de Raoult, la disminución fraccionaria de la presión de vapor es igual a la concentración del soluto no volátil. Entonces para estas soluciones, las curvas de presión de vapor - temperatura para concentraciones fijas, serán paralelas. Sí se supone que las curvas son líneas rectas paralelas en la región del punto de ebullición, la disminución de la presión de vapor $(P^o\text{-}P)$ será proporcional al incremento del punto de ebullición (IPE), o

$$T_B - T_B{}^o = kx_a \qquad 3\text{-}5$$

en donde k es una constante para un disolvente dado en condiciones ideales, y $(T_B\text{-}T_B{}^o)$ es la diferencia entre el punto de ebullición de la solución y el del disolvente puro, a la misma presión total. Esta relación simple sólo se cumple con limitaciones estrictas. El intervalo de puntos de ebullición debe ser pequeño y la solución debe obedecer la ley de Raoult. Esta restricción implica que la solución es diluida y que el soluto debe ser tal que no se presente ionización, formación de complejos, etc. Obviamente, cuando se van a obtener soluciones con 20-50% de soluto por evaporación, sólo puede esperarse una concordancia cualitativa. Sin embargo, resulta una generalización útil. Para la mayor parte de las soluciones el IPE $(T_B\text{-}T_B{}^o)$ es una función de los constituyentes de la solución y la concentración. En otras palabras, el IPE es relativamente insensible a la presión. En consecuencia, para una solución de concentración fija, el IPE no cambia de manera significativa a través de amplios intervalos de presión. Dühring notó por vez primera en 1878 esta generalización. Permite la representación simple de la relación punto de ebullición - concentración para un sistema y se basa en un mínimo de datos experimentales. La carta de Dühring es una gráfica de T_B contra $T_B{}^o$ a la misma presión total para soluciones de composición constante. En tales gráficas la línea de concentración cero es obviamente una línea de 45° que pasa por el origen. Se encontrará que las líneas para otras concentraciones son aproximadamente rectas y paralelas a ésta, pero desplazadas sobre ella. En la figura 3-8 se muestra una de estas gráficas para el sistema $NaOH\text{-}H_2O$. Este sistema es altamente no ideal, como lo indica su gran calor de disolución. Sin embargo, las líneas de Dühring son razonablemente rectas y paralelas hasta un 60% en masa de NaOH. En consecuencia, para la mayor parte de los sistemas es posible graficar las líneas de Dühring cuando se conoce el punto de ebullición en función de la concentración a una presión. Aun para una solución

no ideal como el sistema NaOH-H_2O, seria adecuado obtener los datos del punto de ebullición - concentración a dos presiones muy separadas, debido a que las líneas de Dühring son recta excepto para los sistemas en extremo no ideales.

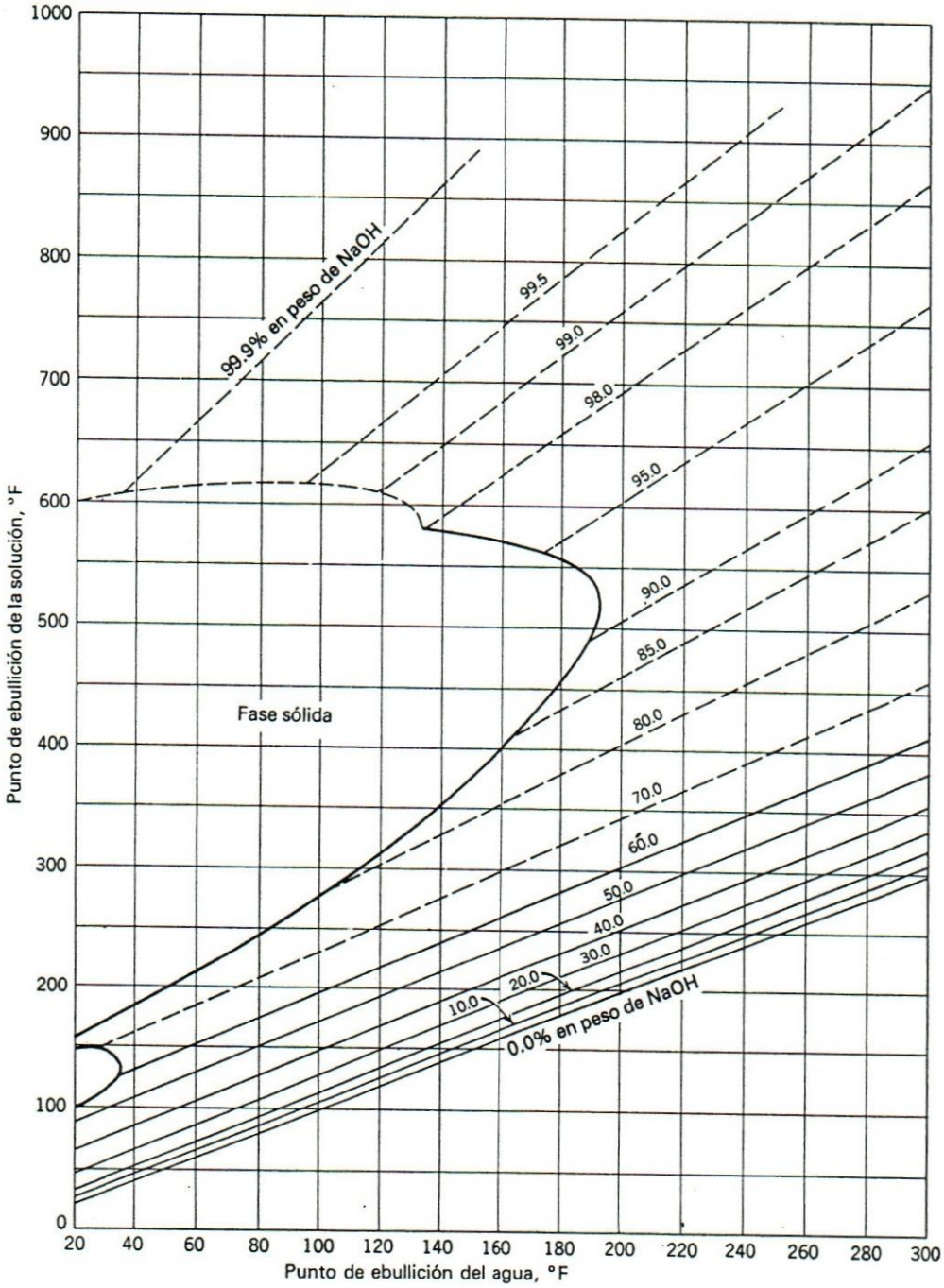

FIGURA 3-8: LÍNEAS DE DÜHRING PARA EL SISTEMA NaOH-H_2O

Nótese que el vapor en equilibrio que se eleva desde cualquier solución exhibiendo un IPE existirá a una temperatura y presión tales que está sobrecalentado con respecto al condensado puro. El vapor se eleva a la temperatura de ebullición de la solución, pero está libre de soluto, no concentrado como la solución y, por tanto, se condense sólo cuando se ha eliminado el IPE. Está sobrecalentado por la magnitud del IPE.

Economía de un evaporador

El principal factor que influye sobre la economía de un evaporador es el número de efectos. Mediante un diseño adecuado, la entalpía de vaporización del vapor de agua que entra en el primer efecto puede utilizarse una o más veces dependiendo del número de efectos. La economía también está influenciada por la temperatura de la alimentación. Sí la temperatura es inferior a la de ebullición en el primer efecto, para el calentamiento de la carga se utiliza una parte de la entalpía de vaporización del vapor de agua y solamente una parte queda disponible para la ocupación. Sí la alimentación está a una temperatura superior a la de ebullición, la vaporización súbita que se produce contribuye a generar una evaporación adicional a la producida por la condensación del .vapor de agua. Desde el punto de vista cuantitativo la economía de un evaporador es totalmente una cuestión de balances de entalpía.

Balances de entalpía en un evaporador de simple efecto.

En un evaporador de simple efecto el calor latente de condensación del vapor de agua es transmitido a través de una superficie de calefacción para vaporizar agua de una disolución a ebullición. Se necesitan dos balances de entalpía, uno para el vapor de agua y otro para el lado de la disolución o vapor.

La figura 3-9 muestra esquemáticamente un evaporador de tubos verticales de simple efecto. La velocidad de flujo del vapor de agua y del condensado es m_s, la del líquido de alimentación es m_f, y la del líquido concentrado es m. La velocidad de flujo de vapor hacia el condensador, suponiendo que no precipitan sólidos del líquido, es m_f-m. Por otra parte, sea T_s, la temperatura de condensación del vapor de agua, T la temperatura de ebullición del líquido en el evaporador y T_f la temperatura de la alimentación.

Se supone que no hay fugas o arrastre, *y* que no es preciso tener en cuenta las pérdida de calor en el evaporador. La corriente de vapor de agua que entra a la cámara de condensación puede estar sobrecalentada, y el condensado generalmente abandona la cámara de condensación algo subenfriado por debajo de su temperatura de ebullición. Sin embargo, tanto el sobrecalentamiento del vapor de agua como el subenfriamiento del condensado son pequeños y resulta aceptable despreciarlos al aplicar el balance de entalpía. Los pequeños errores que se cometen al despreciarlos se compensan aproximadamente al no tener en cuenta las pérdidas de calor desde el evaporador.

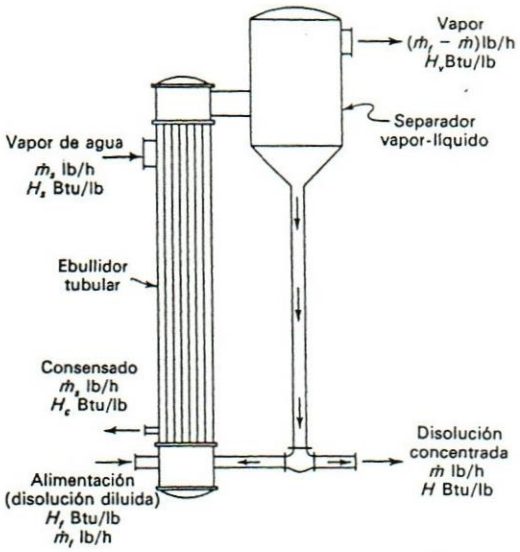

FIGURA 3-9: BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA PARA UN EVAPORADOR

Con estas suposiciones la diferencia entre la entalpía del vapor de agua y la del condensado es simplemente λ_s, el calor latente de condensación del vapor de agua. El balance de entalpía para el lado del vapor de agua es

$$q_s = m_s(h_s - h_e) = m_s\lambda_s \qquad (3\text{-}6)$$

donde

q_s = velocidad de transmisión de calor a través de la superficie de.calefacción desde el vapor de agua

hs= entalpía específica del vapor de agua

hc= entalpía especifica del condensado

λ_s= calor latente de condensación del vapor de agua

m_s= velocidad de flujo del vapor de agua

El balance de entalpía para el lado de la disolución es

$$q = (m_f - m)h_v - m_f h_f + mh \qquad (3\text{-}7)$$

donde

q = velocidad de transmisión de calor desde la superficie de calefacción hacia el líquido

h_v = entalpía específica del vapor

h_f= entalpía especifica de la disolución diluida

h= entalpía específica de la disolución concentrada

En ausencia de pérdidas de calor, el calor transmitido desde el vapor de agua hacia los tubos es igual al transmitido desde los tubos hacia la disolución y, por tanto, $q_s = q$. Así, igualando las ecuaciones 3-6 y 3-7,

$$q = m_s \lambda_s = (m_f - m)h_v - m_f h_f + mh \qquad (3\text{-}8)$$

Las entalpías del lado de la disolución h_v, h_f y h dependen de las características de la disolución que se concentra. La mayor parte de las disoluciones cuando se concentran o se diluyen a temperatura constante no producen un gran efecto térmico. Esto se cumple para disoluciones orgánicas, así como para disoluciones moderadamente concentradas de la mayor parte de las sustancias inorgánicas. Así, el azúcar, la sal común y las disoluciones de fábricas de papel no poseen calores de dilución o de mezcla apreciables. Por otra parte, el ácido sulfúrico, el hidróxido sódico y el cloruro cálcico, especialmente en disoluciones concentradas, desarrollan una cantidad de calor considerable cuando se diluyen y, por tanto, poseen importantes calores de dilución. Además del calor latente de vaporización, cuando las disoluciones de estas sustancias se concentran hasta densidades elevadas se requiere una cantidad equivalente de calor.

Balance de entalpía con calor de dilución apreciable. Diagramas entalpía concentración.

Si el calor de dilución de la disolución que se concentra es demasiado grande para ser despreciado, la entalpía no es función lineal de la concentración a temperatura constante. La fuente más satisfactoria para obtener valores de h_f y h para su utilización en la ecuación 3-8 es un diagrama entalpía – concentración en el que la entalpía se representa frente a la concentración. Las isotermas del diagrama muestran la entalpía como función de la concentración a temperatura constante.

La figura 3-10 es un diagrama de entalpía - concentración para disoluciones de hidróxido sódico en agua. Las concentraciones están en fracción en masa de hidróxido sódico, las temperaturas en grados Fahrenheit y las entalpías en Btu por libra de disolución. La entalpía del agua está para la misma temperatura de referencia que en el caso de las tablas del vapor de agua, es decir, agua líquida a 32 °F (0 °C), de forma que las entalpías de la figura se pueden utilizar con las de las tablas del vapor de agua cuando en los cálculos intervienen agua líquida o vapor de agua. Con el fin de obtener los datos para sustituir en la ecuación (3-8) se toman los valores de h_f y h de la figura 3-10, y la entalpía h_v del vapor que sale del evaporador se obtiene a partir de las tablas del vapor de agua.

Las líneas curvas límite sobre las que terminan las isotermas de la figura 3-10 representan condiciones de temperatura y concentración para las que se forman fases sólidas, que son distintos hidratos sólidos de hidróxido sódico. Las entalpías de todas las disoluciones de una sola fase están situadas por encima de esta línea límite. El diagrama entalpía - concentración puede ampliarse también para incluir fases sólidas.

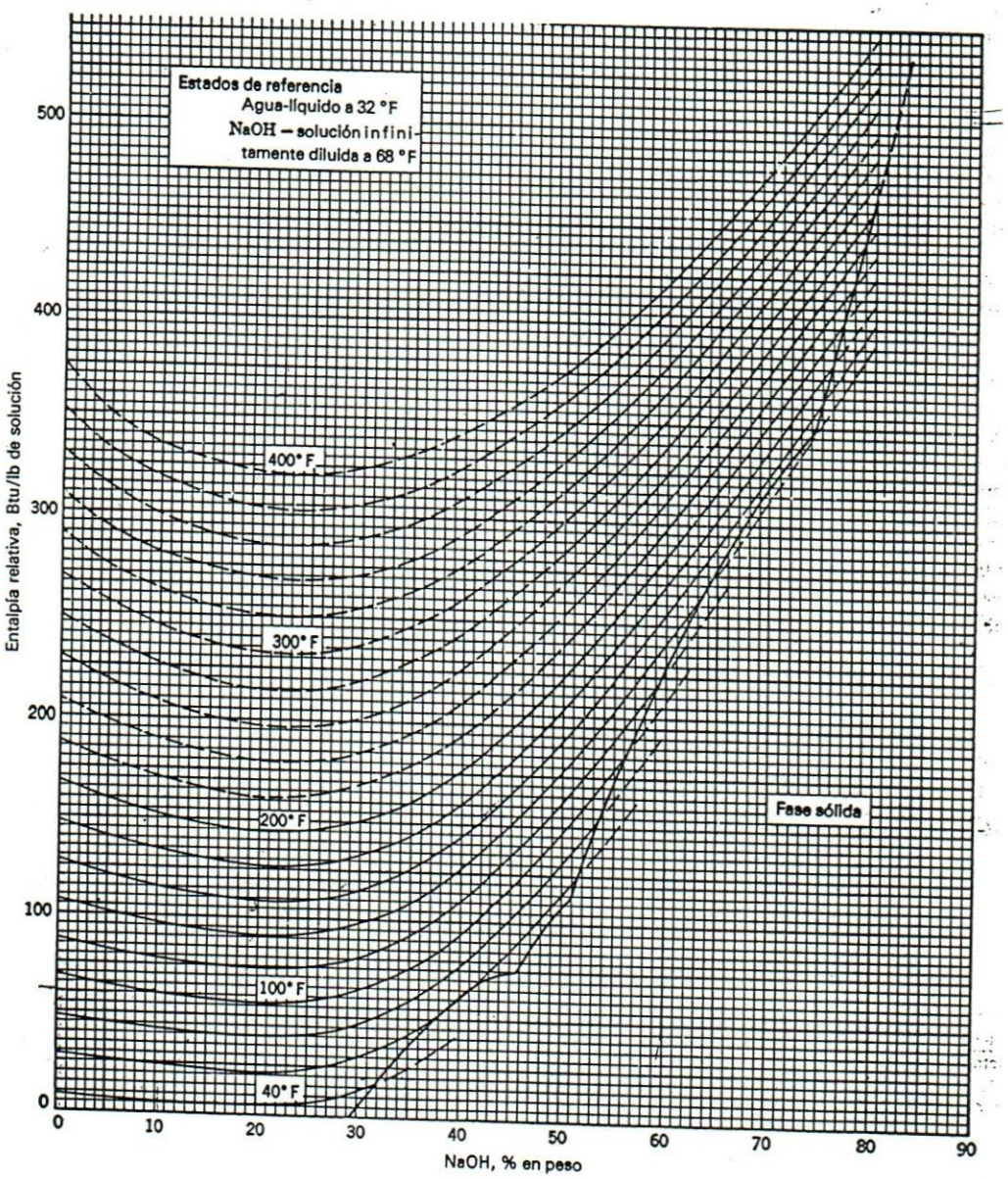

FIGURA 3-10: DIAGRAMA PARA SOLUCIONES ACUOSAS DE NAOH

Las isotermas de un diagrama entalpía - concentración para un sistema sin calor de dilución son líneas rectas. La curvatura de las líneas de la figura 3-10 proporcionan una medida cualitativa del efecto del calor de

dilución sobre la entalpía de disoluciones de hidróxido sódico y agua. Los diagramas entalpía - concentración pueden construirse, por supuesto, para disoluciones con calores de dilución despreciables, pero resultan innecesarios a la vista de la sencillez de los métodos del calor especifico a que se ha hecho referencia anteriormente.

EVAPORADORES DE MÚLTIPLE EFECTO.

La figura 3-11 muestra tres evaporadores de tubos largos con circulación natural conectados entre sí para formar un sistema de triple efecto. Las conexiones están hechas de tal forma que el vapor procedente de un efecto sirve como medio de calefacción para el efecto siguiente. Un eyector y un condensador establecen un vacío en el tercer efecto de la serie y retiran los no condensables del sistema. El primer efecto de un evaporador de efecto múltiple es aquél en el que se introduce el vapor vivo y en el que la presión en el espacio de vapor es la más elevada. El último efecto es el que tiene la presión mínima en el espacio de vapor. De esta forma, la diferencia de presión entre el vapor vivo y el condensador se divide a lo largo de dos o más efectos en un sistema de múltiple efecto. La presión en cada efecto es menor que la del efecto del cual recibe el vapor de agua y superior a la del efecto al cual suministra vapor. Cada efecto, por sí solo, actúa como un evaporador de un solo efecto, y cada uno de ellos tiene una caída de temperatura a través de su superficie de calefacción correspondiente a la caída de presión en dicho efecto. Todo lo que se ha dicho acerca de un evaporador de un solo efecto es aplicable a cada uno de los efectos de un sistema de efecto múltiple. El acoplamiento de una serie de cuerpos del evaporador en un sistema de múltiple efecto es una cuestión de tuberías de interconexión y no de la estructura de las unidades individuales. La numeración de los efectos es independiente del orden en el que las disoluciones entren como alimentación de los mismos. En la figura 3-11 la alimentación diluida entra en el primer efecto, donde se concentra parcialmente, pasa al segundo efecto para una concentración adicional y por último, en el tercer efecto alcanza la concentración final. La disolución concentrada se extrae del tercer efecto mediante una bomba.

En la operación en estado estacionario las velocidades de flujo y las velocidades de evaporación son tales que tanto el disolvente como el soluto no se acumulan ni disminuyen en cada efecto. La concentración, temperatura y velocidad de flujo de la alimentación están fijadas, las presiones en la entrada del vapor vivo y el condensador están establecidas, y todos los niveles de las disoluciones se mantienen en cada efecto. Por tanto, todas las concentraciones internas, velocidades de flujo, presiones y temperaturas se mantienen automáticamente constantes por sí mismas durante la operación del proceso. La concentración de la disolución concentrada solamente se puede modificar cambiando la velocidad de flujo de la alimentación. Si la disolución concentrada es demasiado diluída, se reduce la velocidad de alimentación al primer efecto y, contrariamente, se aumenta si es demasiado concentrada. La concentración en el último efecto y de la disolución concentrada que descarga del mismo alcanzará eventualmente un nuevo estado estacionario para el nivel deseado.

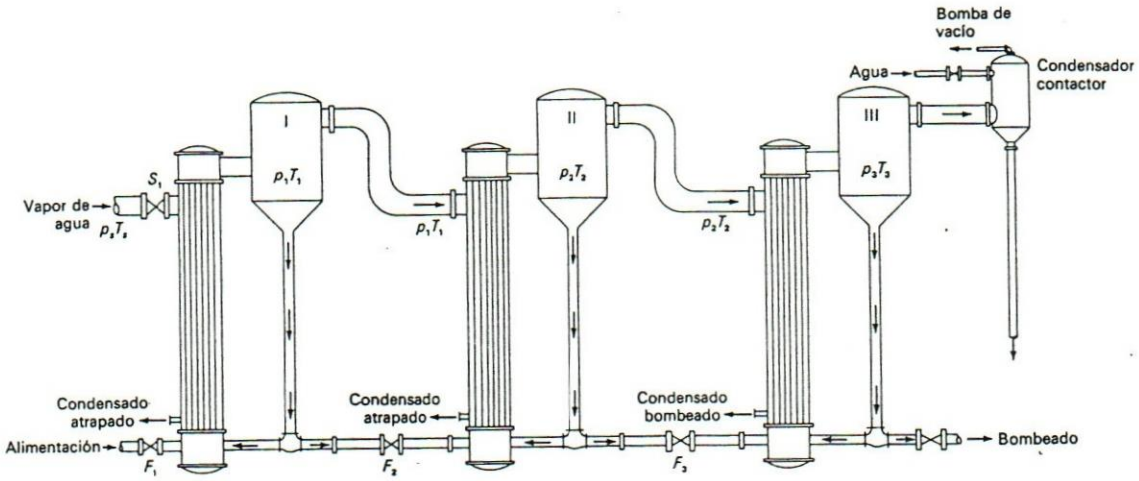

FIGURA 3-11: EVAPORADOR DE TRIPLE EFECTO.

La superficie de calefacción del primer efecto transmitirá por hora una cantidad de calor dado por la ecuación

$$q_1=A_1U_1\Delta T_1 \qquad (3\text{-}9)$$

Si la parte de este calor que va a calentar la alimentación hasta el punto de ebullición se desprecia por el momento, resulta que todo este calor ha de aparecer como calor latente en el vapor que sale del primer efecto. La temperatura del condensado que sale del segundo efecto es muy próxima a la temperatura T_1 de los valores procedentes del líquido que hierve en este efecto. Por tanto, en la operación en estado estacionario prácticamente todo el calor consumido en crear vapor en el primer efecto será cedido cuando este mismo vapor condense en el segundo efecto. Sin embargo, el calor transmitido en el segundo efecto viene dado por la ecuación

$$q_2=A_2U_2\Delta T_2 \qquad (3\text{-}10)$$

Tal como se ha indicado, q_1 y q_2 son prácticamente iguales, de forma que,

$$A_1U_1\Delta T_1=A_2U_2\Delta T_2 \qquad (3\text{-}11)$$

Este mismo razonamiento puede ampliarse de forma que, aproximadamente,

$$A_1U_1\Delta T_1=A_2U_2\Delta T_2=A_3U_3\Delta T_3 \qquad (3\text{-}12)$$

Ha de tenerse en cuenta que las ecuaciones 3-11 y 3-12 son solamente aproximadas y que es preciso corregir mediante la adición de términos que, sin embargo, son relativamente pequeños en comparación con los términos que intervienen en las anteriores expresiones.

En la práctica ordinaria las áreas de calefacción de todos los efectos de un evaporador de múltiple efecto son iguales, lo cual conduce a una economía constructiva. Por tanto, a partir de la ecuación 3-12, puesto que $q_1=q_2=q_3$ se tiene que

$$U_1\Delta T_1=U_2\Delta T_2=U_3\Delta T_3=q/A \qquad (3\text{-}13)$$

A partir de aquí se deduce que las caídas de temperatura en un evaporador de múltiple efecto son, de forma aproximada, inversamente proporcionales a los coeficientes de transmisión de calor.

Capacidad y economía de evaporadores de múltiple efecto.

El aumento de economía mediante la evaporación en múltiple efecto se consigue a costa de una capacidad reducida. Es claro que aumentando varias veces la superficie de calefacción aumentará la capacidad de evaporación, pero éste no es el caso. La capacidad total de un evaporador de múltiple efecto generalmente no es superior a la de uno de simple efecto que tiene igual superficie de calefacción en cada uno de los efectos y opera con las mismas condiciones extremas, pero cuando hay un apreciable aumento del punto de ebullición dicha capacidad con frecuencia es considerablemente menor. Cuando la elevación del punto de ebullición es despreciable el ΔT efectivo global es igual a la suma de los ΔT de cada efecto, y la cantidad de agua evaporada por unidad de área de superficie en un evaporador de N efectos es aproximadamente igual a $(1/N)$ de la de un evaporador de simple efecto.

Número óptimo de efectos.

El costo de cada efecto, por unidad de superficie, es una función de su área total y disminuye con el área, tendiendo a un valor asintótico para grandes instalaciones. Por tanto, la inversión necesaria para la adquisición de un evaporador de N efectos es aproximadamente N veces la de un evaporador de simple efecto de la misma capacidad. El número óptimo de efectos y obtiene a partir de un balance económico teniendo en cuenta el ahorro de vapor de agua que se obtiene con la operación de múltiple efecto y la inversión adicional que se requiere.

Cálculo de un múltiple efecto.

En el diseño de un evaporador de múltiple efecto los resultados generalmente deseados son la cantidad de vapor de agua consumido, el área de la superficie de calentamiento que se requiere, las temperaturas aproximadas en los distintos efectos y la cantidad de vapor que abandona el último efecto. Lo mismo que en un evaporador de simple efecto, estos valores se obtienen a partir de balances de materia, balances de entalpía y la ecuación de capacidad . Sin embargo, en un evaporador de múltiple efecto se utiliza un método de tanteo en vez de una solución algebraica directa.

Consideremos, por ejemplo, un evaporador de triple efecto. Se pueden escribir siete ecuaciones: un balance de entalpía para cada efecto, una ecuación de capacidad para cada efecto y la evaporación total, que es conocida, o bien la diferencia entre los flujos de las disoluciones concentrada y diluida. Si se supone que la superficie de calentamiento en cada efecto es la misma, hay siete incógnitas en estas ecuaciones: (1) el flujo de vapor vivo que entra en el primer efecto, (2) a (4) la velocidad de flujo desde cada efecto, *(5)* la temperatura de ebullición en el primer efecto, (6) la temperatura de ebullición en el segundo efecto, y (7) la superficie de calefacción por efecto. Es posible obtener las siete incógnitas a partir de estas ecuaciones, pero el método resulta tedioso. Otro método de cálculo establece la siguiente secuencia de pasos a seguir:

1. Se suponen temperaturas de ebullición en el primer y segundo efectos.

2. A partir de balances de entalpía se obtienen las velocidades de flujo de vapor de agua y de disolución de un efecto a otro.

3. Se calcula la superficie de calefacción que se requiere en cada efecto a partir de las ecuaciones de capacidad.

4. Si las áreas de calefacción así encontradas no son aproximadamente iguales, se estiman nuevos valores para las temperaturas de ebullición y se repiten las partes 2 y 3 hasta que las superficies de calefacción sean iguales.

En la práctica estos cálculos se realizan con un ordenador digital.

INTEGRACIÓN DE LOS EVAPORADORES EN LA ECONOMÍA TOTAL DE LA PLANTA

La necesidad de una economía en la generación de vapor dicta una integración cuidadosa de la unidad evaporadora en la economía total de la planta. Estas consideraciones económicas generales dictarán qué presión de vapor está disponible en una planta en donde se opera con vapor de alta presión que se utiliza en una turbina de extracción para la generación de energía eléctrica. La economía también puede fijar las condiciones de precalentamiento de la alimentación y temperatura de eliminación de producto y puede

puntualizar las ventajas de un sistema particular de alimentación o la extracción de una parte del vapor en uno o más puntos entre los efectos, para usarlo en algún otro punto de la planta. Este último procedimiento permite que el evaporador actúe como un método eficiente para generar vapor de baja presión cuando existe vapor de alta presión disponible. La ventaja de una extracción del vapor de un evaporador en lugar de disminuir su presión en una válvula, está en la evaporación "libre" que se obtiene en el evaporador. La desventaja redice en que el vapor generado puede contener pequeñas cantidades de sal o de otras impurezas que promueven la corrosión del equipo en el que se utiliza.

INCRUSTACIÓN

Además de los problemas usuales del control y mantenimiento del proceso, en ocasiones el operador de evaporadores se enfrente con pérdidas series de capacidad resultantes del depósito de sólidos de una solución en evaporación, sobre las superficies de transferencia de calor del evaporador. Este problema es particularmente agudo cuando los materiales que se están evaporando exhiben une "solubilidad inversa", es decir, en donde la solubilidad disminuye al aumentar la temperatura. Cuando une de estas soluciones pasa a través de los tubos de un evaporador, el material más cercano a las paredes del tubo se calienta a una temperatura mayor que el material que está en el centro del tubo. Si la solución tiene una temperatura global cercana a su temperatura de saturación, el fluido cercano a la pared puede estar lo suficientemente caliente para que la concentración de saturación sea inferior a la concentración existente. El sólido precipitado se adherirá a la pared del tubo, incrementará su temperatura aún más y promoverá su precipitación. Las soluciones de sulfato de sodio y sulfato de calcio se encuentran entre las que exhiben una solubilidad inversa y se comportan de esta manera. La incrustación que se forma se adhiere a la superficie del tubo y por último debe eliminarse. Los métodos pera eliminarla incluyen abrir el evaporador y raspar los tubos con una herramienta especial de limpieza lavando el evaporador con una solución a ebullición de ácido diluido. En ocasiones, es posible reducir bastante la incrustación, manteniendo una suspensión de la fase sólida en el licor, suministrando así una gran superficie de cristalización dentro del mismo licor.

Las soluciones incrustantes pueden manejarse mejor cuando la velocidad a través de los tubos es alta. Además de obstruir físicamente el tubo, el depósito de incrustación resulta en une turbulencia que reduce la variación de temperatura a través del diámetro del tubo. Debido a que mantienen una elevada velocidad de circulación, los evaporadores de circulación forzada resultan más adecuados para este servicio. Sin embargo, aun con velocidades de circulación elevadas, se deposite incrustación que debe eliminarse. En un diseño de evaporador, la incrustación se elimina intercambiando en forma periódica el flujo de solución y de vapor a través de los dos lados del intercambiador de evaporación. De esta manera, las superficies sobre las que se deposite la incrustación de la solución a ebullición se lavan después mediante el condensado de vapor. El intercambador está hecho_con tubos cuadrados con geometría jaquelada, de manera que los pasos de licor y vapor son en sí idénticos. Muchas soluciones que contienen materia orgánica originan depósitos que no son

verdaderas incrustaciones. Si se mantienen constantes las condiciones de operación, la cantidad de incrustación real debe ser proporcional a la cantidad total de calor transferido a través de la superficie desde el inicio de la operación. Asimismo, el coeficiente total de transferencia de calor debe disminuir a medida que se cumule la incrustación, debido a que se forma una resistencia adicional a la transferencia de calor, en serie con las ya presentes.

IV SECADO

En general, el secado de sólidos consiste en separar pequeñas cantidades de agua u otro líquido de un material sólido con el fin de reducir el contenido de líquido residual hasta un valor aceptablemente bajo. El secado es habitualmente la etapa final de una serie de operaciones y, con frecuencia, el producto que se extrae de un secador para a ser empaquetado como producto final.

El agua u otros líquidos pueden separarse de sólidos mecánicamente mediante prensas o centrífugas, o bien térmicamente mediante evaporación. En este capítulo sólo se tratará el secado por evaporación térmica. Generalmente, eliminar líquidos por métodos mecánicos es más barato que por métodos térmicos, y por esta razón siempre es recomendable reducir al máximo posible el contenido de líquido por estos métodos antes de operar en un secador térmico.

El contenido de líquido de una sustancia seca varía de un producto a otro. Ocasionalmente el producto no contiene líquido y recibe el nombre de *totalmente seco*, pero lo más frecuente es que el producto contenga algo de líquido. Se tiene entonces que secado es un término relativo y tan solo quiere decir que hay una reducción del contenido de líquido.

Los sólidos que se secan pueden tener formas diferentes y poseer propiedades muy diferentes. La alimentación en algunos secadores es un líquido en el que está suspendido el sólido en forma de partículas o en disolución. El producto que se seca puede soportar altas temperaturas o bien requiere un tratamiento suave a temperaturas bajas o moderadas. Esto da lugar a que en el mercado exista un gran número de tipos de secadores. Las diferencias residen en la forma en que se mueven los sólidos a través de la zona de secado y en la forma en que se transmite calor.

El proceso de secado en general, es idéntico al proceso de humidificación, excepto por la influencia que ejerce el propio sólido en el proceso de secado. Esta influencia es considerable. El estudio del secado y el cálculo del tamaño requerido de un secador, deben tomar en cuenta un sin fin de problemas en las áreas de mecánica de fluidos, química de superficies y estructura sólida, al igual que en el estudio de humidificación se consideraron los problemas de velocidad de transferencia. En muchos casos, estos fenómenos fisicoquímicos son tan complicados y, en consecuencia, comprendidos en forma incompleta, que el diseño cuantitativo del secador resulta imposible.

TRATAMIENTO DE SÓLIDOS EN SECADORES.

La mayor parte de los secadores industriales operan con partículas de sólidos durante todo o una parte del ciclo de secado, aunque, algunos secan grandes piezas individuales, tales como vasijas de cerámica o láminas de un polímero. En general, las propiedades de las partículas de sólidos se estudian aparte y en este capítulo solo se describen los diferentes modelos de movimiento de partículas de sólidos a través de los secadores, con la finalidad de comprender los fundamentos de secado.

En los secadores del tipo adiabáticos o directos, los sólidos son expuestos a un gas caliente en alguna de estas formas:

1. El gas circula sobre la superficie de un lecho o una lámina del sólido, o bien sobre una o ambas caras de una lámina o película continua. Este proceso se llama *secado con circulación superficial* (figura 4-1a).

2. El gas circula a través de un lecho de sólidos granulares gruesos que están soportados sobre una rejilla. Recibe el nombre de *secado con circulación a través.* Como en el caso del secado con circulación superficial, la velocidad del gas se mantiene baja para evitar el arrastre de partículas sólidas (figura 4-1b).

3. Los sólidos descienden en forma de lluvia a través de una corriente gaseosa que se mueve lentamente, con frecuencia dando lugar a un arrastre no deseado de las partículas finas (figura 4-1c).

4. El gas pasa a través de los sólidos con una velocidad suficiente para fluidizar el lecho. Inevitablemente se produce arrastre de las partículas más finas (figura 4-1d).

5. Los sólidos son totalmente arrastrados por una corriente gaseosa de alta velocidad y neumáticamente transportados desde un dispositivo de mezcla hasta un separador mecánico (figura 4-1e).

En los secadores no adiabáticos el único gas a separar es el agua o disolvente que se vaporiza, aunque en ocasiones se hace circular a través de la unidad una pequeña cantidad de «gas de barrido» (frecuentemente aire o nitrógeno). Los secadores no adiabáticos difieren básicamente en la forma en la que los sólidos se exponen a una superficie caliente o a otra fuente de calor, pudiendo ser alguna de las siguientes:

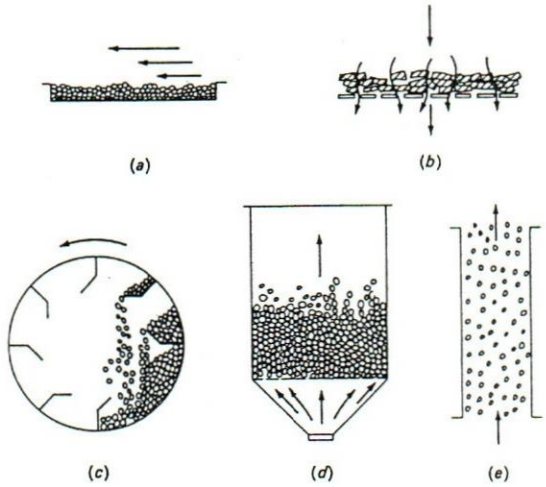

FIGURA 4-1: INTERACCIONES GAS-SÓLIDO EN SECADORES

1. Los sólidos se esparcen sobre una superficie horizontal estacionaria o que se desplaza lentamente y se cuecen hasta que se secan. La superficie puede calentarse eléctricamente o mediante un fluido de transmisión de calor como vapor de agua o agua caliente. Alternativamente, el calor puede aplicarse por medio de un calentador radiante situado encima del sólido.

2. Los sólidos se mueven sobre una superficie caliente, generalmente cilíndrica, por medio de un agitador o un transportador de tornillo o de palas.

3. Los sólidos deslizan por gravedad sobre una superficie inclinada caliente o bien son transportados en sentido ascendente por la superficie y deslizándose posteriormente hasta una nueva localización.

MODELOS DE TEMPERATURA EN SECADORES

La forma en que la temperatura varía en los secadores depende de la naturaleza y contenido de líquido del material, de la temperatura del medio de calefacción, del tiempo de secado y de la temperatura final que toleran los sólidos secos. Sin embargo, el modelo de variación es similar para todos los secadores. En la figura 4-2 se presentan algunos modelos típicos.

En un secador discontínuo con un medio de calefacción a temperatura constante (figura 4-2a), la temperatura de los sólidos húmedos aumenta rápidamente desde su valor inicial *Tsa* hasta la temperatura de vaporización *Tv*. En un secador no adiabático sin gas de barrido, *Tv* es prácticamente la temperatura de ebullición del líquido a la presión existente en el secador. Si se utiliza un gas de barrido, o el secador es adiabático, *Tv* es la

temperatura húmeda del gas, o un valor muy próximo a ella; dicha temperatura es la de saturación adiabática si el gas es aire y el líquido que se evapora es agua. El secado transcurre a *Tv* durante un período de tiempo considerable; es decir, que gran parte del líquido se puede vaporizar a temperatura inferior a la del medio de calefacción. En las etapas finales del secado la temperatura de los sólidos asciende hasta *Tsb*, que puede ser ligeramente superior a *Tv* o considerablemente superior. A continuación se consideran los mecanismos de secado que corresponden a estas variaciones de temperatura.

El tiempo de secado que se presenta en la figura 4-2a puede ser de pocos segundos o de horas. Los sólidos pueden estar a *Tv* durante la mayor parte del ciclo de secado o durante una pequeña fracción del mismo. La temperatura del medio de calefacción puede ser constante, tal como se muestra en la figura, o puede programarse para seguir una secuencia durante el secado.

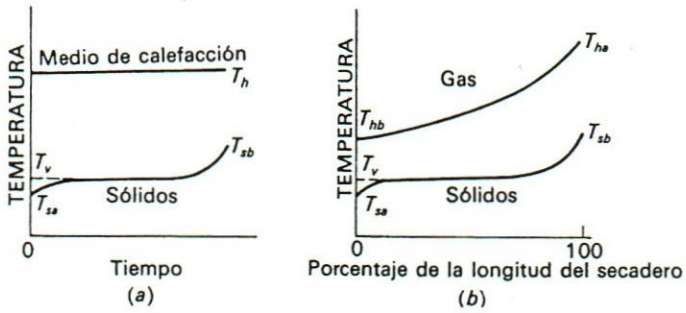

FIGURA 4-2: MODELOS DE TEMPERATURA EN SECADORES

En un secador continuo cada partícula o elemento de sólido para a través de un ciclo similar al que se muestra en la figura 4-2b, en su recorrido desde la entrada hasta la salida del secador. Cuando se opera en estado estacionario la temperatura de en cualquier punto del secadero continuo es constante, pero varía a lo largo de la longitud del secador. La figura 4-2b muestra un modelo de temperatura para un secador adiabático en contracorriente. La entrada de los sólidos y la salida del gas se encuentra a la izquierda, mientras que la entrada del gas y la salida de los sólidos lo está a la derecha. Los sólidos se calientan rápidamente desde *Tsa* hasta *Tv*. La temperatura de vaporización *Tv* es constante puesto que la temperatura húmeda no varía. Cerca de la entrada del gas los sólidos pueden calentarse a temperaturas superiores a *Tv*. El gas caliente entra al secadero a *Tha*, generalmente con poca humedad, se enfría, rápidamente al principio, y después más lentamente a medida que disminuye la diferencia de temperatura. Su humedad aumenta continuamente a medida que se va evaporando el líquido.

COMPORTAMIENTO GENERAL DEL SECADO

Al secar un sólido húmedo con un gas a una temperatura y humedad fijas, siempre aparece un patrón general de comportamiento. Inmediatamente después del contacto entre la muestra y el medio de secado, la

temperatura del sólido se ajusta hasta alcanzar un estado estable. La temperatura del sólido y la velocidad de secado pueden aumentar o disminuir para alcanzar esa condición de estado estable. Una vez que estas temperaturas alcanzan la temperatura de bulbo húmedo del gas, se mantienen casi estables y la velocidad de secado también permanece constante. Esto se conoce como *período de velocidad constante de secado.* Este período termina cuando el sólido alcanza el *contenido crítico de humedad.* Después de este punto, la temperatura de la superficie aumenta y la velocidad de secado decae con rapidez. El *período de velocidad descendente* puede durar un tiempo mayor que el período de velocidad constante, aun cuando la eliminación de humedad puede ser sensiblemente menor. La velocidad de secado tiende a cero con cierto *contenido de humedad de equilibrio,* que el contenido de humedad más bajo que puede obtenerse con este sólido, bajo las condiciones de secado utilizadas. En las figuras 4-3 y 4-4 se muestran curvas típicas de secado, una sobre la base de contenido de humedad en función del tiempo y la otra sobre la base de velocidad de secado en función del contenido de humedad.

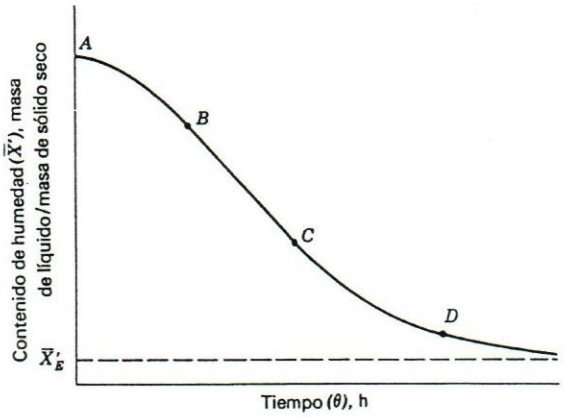

FIGURA 4-3: CONTENIDO DE HUMEDAD EN FUNCIÓN DEL TIEMPO

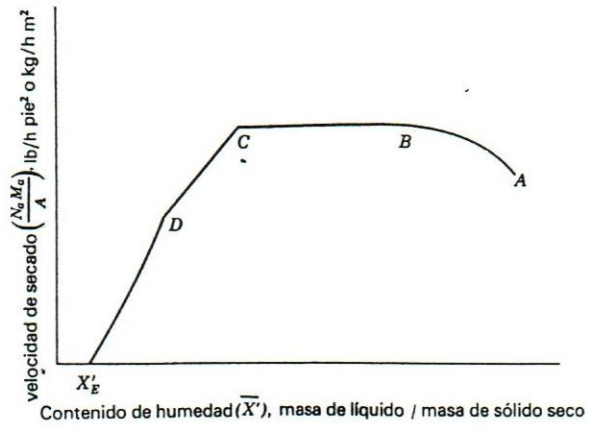

FIGURA 4-4: VELOCIDAD DE SECADO EN FUNCIÓN DEL CONTENIDO DE HUMEDAD

Estas curvas típicas de secado están relacionadas con el mecanismo de verificación del proceso. El período de secado representado por el segmento *AB* de las curvas de las figuras 4-3 y 4-4, es el lapso de estado inestable durante el cual la temperatura del sólido alcanza su valor de estado estable. Durante el período de velocidad constante (segmento *BC* de las curvas de secado de las figuras 4-3 y 4-4), la superficie total expuesta está saturada de agua. El secado procede como si se tratara de un estanque de líquido sin que el sólido influya en forma directa sobre la velocidad de secado. Es posible que la rugosidad de la superficie del sólido sobre la que se extiende la película de líquido pueda incrementar los coeficientes de transferencia de masa y calor, pero este efecto no ha sido confirmado. El régimen de velocidad constante de secado continúa con la masa que se transfiere desde la superficie reemplazada continuamente por el movimiento del líquido desde el interior del material. El mecanismo de movimiento del líquido y, en consecuencia, la velocidad de este movimiento, varían en forma considerable con la estructura del sólido. En el punto *C*, el contenido de humedad del sólido es escasamente adecuado para la totalidad de la superficie.

Durante el período de secado entre los puntos *C* y *D* de la figura 4-4, conocido como "primer período de velocidad descendente", la superficie comienza a agotarse de liquido debido a que la velocidad de movimiento del líquido hacia la superficie es menor que la velocidad de transferencia de masa desde la superficie, hasta que en el punto *D* no existe un área significativa de superficie saturada de líquido. La parte de la superficie que está saturada se seca por transferencia convectiva de calor desde la corriente de gas secante y transferencia de masa hacia la misma. El vapor se difunde desde los niveles interiores de la muestra hasta la parte de la superficie que no está saturada y continúa su difusión hacia la corriente gaseosa. Este mecanismo es muy lento en comparación con la transferencia convectiva desde la superficie saturada.

Con contenidos de humedad menores que los del punto *D* de la figura 4-4, toda la evaporación ocurre desde el interior del sólido. A medida que el contenido de humedad continúa disminuyendo, la trayectoria para la difusión de calor y masa crece más y por último el potencial de concentración disminuye hasta que en *XE'*, el contenido de humedad de equilibrio, no existe secado adicional.

CLASES DE MATERIALES SEGÚN SU COMPORTAMIENTO EN EL SECADO

Los materiales pueden dividirse en dos clases principales según su comportamiento en el secado. Los sólidos granulares o cristalinos que contienen humedad en los intersticios entre partículas o en los poros de poca profundidad de superficies abiertas, constituyen la primera de estas clases. En estos materiales, el movimiento de la humedad es relativamente libre y ocurre como resultado de la interrelación entre las fuerzas gravitacionales y de tensión superficial o capilares. El período de velocidad constante continúa hasta contenidos de humedad relativamente bajos. Aunque el período de velocidad descendente divide a las dos regiones mencionadas con anterioridad, por lo general se aproxima a una línea recta en una base de velocidad

contra contenido de humedad. El sólido que por lo general es inorgánico, es relativamente poco afectado por la presencia del liquido y, en consecuencia, no se afecta por el proceso de secado.

La mayor parte de los sólidos orgánicos son amorfos, fibrosos o en forma de gel y constituyen la segunda de las clases importantes. Estos materiales retienen humedad como parte integral de la estructura sólida o atrapada dentro de las fibras o bien, en el interior de poros finos. En estas sustancias, el movimiento de la humedad es lento y se presenta tal vez por difusión del líquido a través de la estructura sólida. Como resultado, las curvas de secado de las sustancias muestran sólo períodos muy cortos de velocidad constante, que finalizan con valores elevados del contenido crítico de humedad. Por las mismas razones, el primer período de velocidad descendente se reduce de manera notable y la mayor parte del proceso de secado está controlado por la velocidad de difusión del líquido; es decir, la velocidad de secado está controlada por la velocidad de difusión del líquido a través del sólido.

CLASIFICACIÓN DE SECADORES

Hay varias maneras de clasificar los equipos de desecación. Las dos clasificaciones más útiles se basan en el método de transmisión de calor a los sólidos húmedos, o las características del manejo y las propiedades físicas del material mojado. El primer método de clasificación revela las diferencias en el diseño y el funcionamiento del secador, mientras que el segundo es más útil para seleccionar entre un grupo de secadores que se someten a una consideración preliminar en relación con un problema de secado específico.

En la figura 4-5 se muestra una gráfica de clasificación de los equipos de secado basada en la transmisión o transferencia de calor. Esta gráfica agrupa los secadores clasificándolos como directos o indirectos, estipulando subclases de operación continua o en lotes.

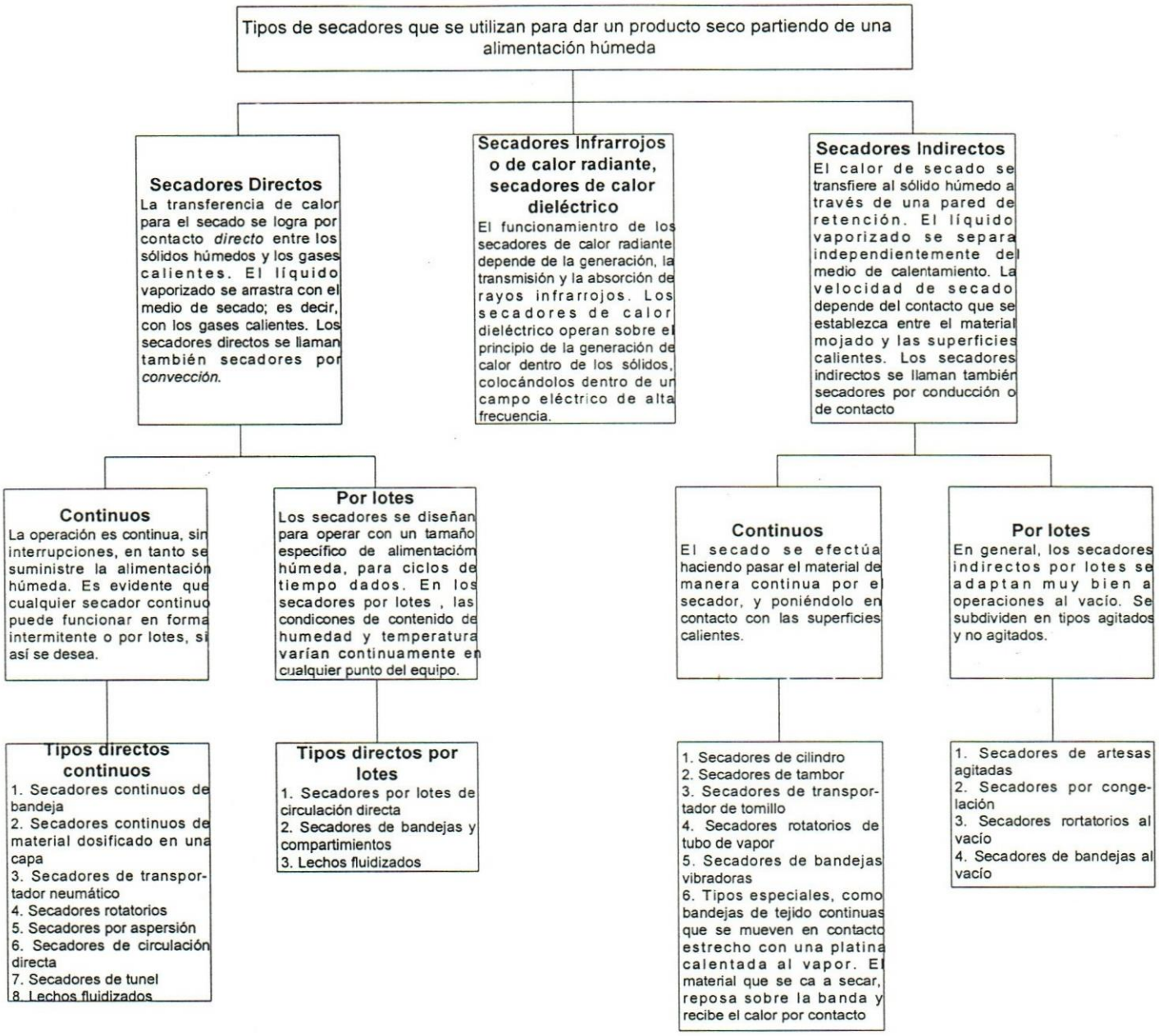

FIGURA 4-5: TIPOS DE SECADORES

Secadores directos

Las características generales de operación de los secadores directos son:

1. El contacto directo entre los gases calientes y los sólidos se aprovecha para calentar estos últimos y separar en lotes.

2. Las temperaturas de desecación varían hasta 1000 K, que es la temperatura limitante para casi todos los metales estructurales de uso común. A mayores temperaturas, la radiación se convierte en un mecanismo de transmisión de calor de suma importancia.

3. A temperaturas de gases inferiores al punto de ebullición, el contenido de vapor de un gas influye en la velocidad de secado y el contenido final de humedad del sólido. Con temperaturas de gas superiores al punto de ebullición en todos los puntos, el contenido de vapor del gas tiene solo un ligero efecto de retraso en la velocidad de secado y el contenido final de humedad. Por lo tanto, los vapores sobrecalentados del líquido que se está separando pueden ervir para secar.

4. Para secados a temperaturas bajas y cuando las humedades atmosféricas son excesivamente elevadas, quizás sea necesario deshumidificar el aire de secado.

5. Un secador directo consume más combustible por unidad de masa de agua evaporada cuanto más bajo sea el contenido de humedad.

6. La eficiencia mejora al aumentarse la temperatura del gas de entrada, para una temperatura de salida constante.

7. Debido a las grandes cantidades de gas que se necesitan para abastecer todo el calor de secado, el equipo de recuperación del polvo puede ser muy grande y costoso cuando se trata de secar partículas muy pequeñas.

Secadores Indirectos

Difieren de los directos en la transmisión de calor y la separación del vapor:

1. El calor se transfiere al material húmedo por conducción a través de una pared de retención de sólidos, casi siempre de índole metálica.

2. Las temperaturas de superficie pueden variar desde niveles inferiores al de congelación en el caso de secadores de congelación y hasta mayores que 800 K en el caso de secadores indirectos calentados por medio de productos de combustión.

3. Los secadores indirectos son apropiados para secar a presiones reducidas y en atmósferas inertes, para poder recuperar los disolventes y evitar la formación de mezclas explosivas o la oxidación de materiales que se descomponen con facilidad.

4. Los secadores indirectos utilizan fluidos de condensación como medio de calentamiento son en general económicos, desde el punto de vista de consumo de calor, ya que suministran calor sólo de acuerdo con la demanda hecha por el material que se está secando.

5. La recuperación de polvos y materiales finamente pulverizados se maneja de un modo más satisfactorio en los secadores indirectos que en los directos.

Otros tipos de secadores

Adicionalmente a los secadores tradicionales, se suman otros tipos de secadores, los cuales no han encontrado aún amplio uso dentro de la industria química, es decir, su uso está restringido a necesidades muy particulares de cada caso. Entre estos se tiene a los *secadores infrarrojos*, los cuales dependen de la transmisión de energía radiante para evaporar la humedad. La energía radiante se suministra eléctricamente por medio de lámparas infrarrojas, resistencias eléctricas o refractarios incandescentes calentados por gas. Este último método ofrece la ventaja adicional del calentamiento por convección. El calentamiento infrarrojo no se utiliza comunmente en la industria química para eliminar la humedad, y su aplicación principal es el horneado o el secado de capas de pintura y en el calentamiento de capas delgadas de materiales.

Los *secadores dieléctricos* no han encontrado hasta ahora un campo muy amplio de aplicación. Su característica fundamental de generación de calor dentro de los sólidos revela potencialidades para secar objetos geométricos masivos, como madera, diferente formas de goma espuma y objetos de cerámica. Los costos de energía aumentan hasta 10 veces el costo de combustibles por métodos tradicionales.

SELECCIÓN DEL EQUIPO DE SECADO

Para la selección adecuada de los equipos de secado, se propone la siguiente lista de pasos a seguir:

1. *Selección inicial de los secadores*: Se deben seleccionar los secadores que sean más adecuados para manejar el material mojado y el producto seco que se adapten a la continuidad del proceso como un todo y generen un producto de las propiedades físicas deseadas.

2. *Comparación inicial de los secadores*: los secadores seleccionados anteriormente se evaluarán en forma aproximada, basándose en los datos de costo y funcionamiento. Partiendo de esta evaluación los secadores que parezcan ser menos económicos o poco apropiados desde el punto de vista de su funcionamiento no se deberán someter a consideraciones subsecuentes.

3. *Pruebas de secado*: estas pruebas se deben llevar a cabo en los secadores que aún estén en estudio. Dichas pruebas determinarán las condiciones óptimas de operación y las característica del producto, y constituirán la base para obtener las cotizaciones de los distribuidores de este tipo de equipo.

4. *Selección final del secador*: una vez que se hayan recopilado los resultados de la prueba de secadoy las cotizaciones sobre los equipos, se hará la selección final del secador más apropiado para el caso.

Los factores importantes que se deben tomar en cuenta para la selección preliminar de un secador son los siguientes:

1. *Propiedades del material que se va a manejar*: características físicas en mojado y en seco, corrosividad, toxicidad, inflamabilidad, tamaño de la partícula, abrasividad.

2. *Características de secado del material*: tipo de humedad, contenido inicial de humedad, contenido final de humedad, temperatura permisible de secado, tiempo probable de secado para diferentes secadores.

3. *Circulación del material que entra y sale del secador*: cantidad que se va a tratar por hora, tipo de operación (continua o por lotes), procesos anteriores y posteriores al secado.

4. *Cualidades del producto*: contracción, contaminación, uniformidad del contenido final de humedad, descomposición del producto, secado excesivo, estado de subdivisión, temperatura del producto, densidad aparente.

5. *Problemas de recuperación*: recuperación de polvos, recuperación de solventes.

6. *Instalaciones disponibles en le sitio de ubicación propuesto*: espacio, temperatura, humedad y limpieza del aire, combustibles disponibles, energía eléctrica disponible, ruido, vibración, polvo o pérdidas de calor permisibles, fuente de la alimentación mojada, salidas de gases de escape.

CÁLCULO DEL TIEMPO DE SECADO

En los cálculos de secado, debe considerarse la curva de velocidad de secado en sus secciones principales, ya que los factores controlantes difieren a lo largo de las distintas partes de la curva. La velocidad de secado se define como

$$R = \frac{-W_S d\overline{X'}}{Ad\theta} = \frac{N_a M_a}{A} \qquad (4\text{-}1)$$

donde

R = velocidad de secado, lb de líquido evaporado/h pie^2 de superficie sólida

Ws = peso del sólido seco, lb

X'= contenido global de humedad del sólido, lb de líquido/lb de sólido seco.

que puede reordenarse e integrarse para obtener el tiempo de secado.

$$\int_0^{\theta} d\theta = \frac{-W_s}{A} \int_{\overline{X'}_1}^{\overline{X'}_2} \frac{d\overline{X'}}{R} \qquad (4\text{-}2)$$

donde

X'_1 = contenido global de humedad al tiempo 0

X'_2 = contenido global de humedad al tiempo θ

El período de velocidad constante. Puesto que el período de velocidad constante R será constante para *Rc* y la ecuación 4-2 puede integrarse fácilmente para dar

$$\theta_c = \frac{-W_s}{AR_c}\left(\overline{X'}_c - \overline{X'}_1\right) \qquad (4\text{-}3)$$

donde

$X'c$ = contenido de humedad al final del período de velocidad constante, lb de agua/lb de sólido seco

X'_1 = contenido de humedad al inicio del proceso de secado

θc = tiempo de velocidad constante de secado, h

Rc dependerá de los coeficientes de transferencia de calor y masa del medio desecante a la superficie sólida.

Contenido crítico de humedad

El contenido de humedad existente al final del período de velocidad constante se conoce como contenido crítico de humedad. En este punto, el movimiento de líquido hacia la superficie sólida es insuficiente para reemplazar al líquido que está siendo evaporado. En consecuencia, el contenido crítico de humedad depende de la facilidad de movimiento de la humedad a través del sólido, y, por tanto, de la estructura porosa del sólido en relación con la velocidad de secado. La complicada y desigual estructura de los sólidos porosos dificultan en gran medida la predicción del contenido crítico de humedad. Por ahora, el ingeniero debe depender de las mediciones experimentales efectuadas bajo condiciones simuladas de producción, a fin de determinar $X'c$. Se puede esperar que el contenido crítico de humedad dependa de la estructura de poros del sólido, el espesor de la muestra y velocidad de secado. Por tanto, las condiciones de prueba deben usar anchuras de producción del sólido real que va a secarse.

Período de velocidad descendente

La curva de velocidad de secado durante el período de velocidad constante es tan difícil de predecir como el contenido crítico de humedad. La forma dependerá, en primera instancia, de la estructura del sólido que se está secando, así como de la velocidad de secado durante el período de velocidad constante y del contenido crítico de humedad. La velocidad de flujo del gas, que tiene gran influencia sobre la velocidad constante de secado, resulta menos importante a medida que la velocidad de secado disminuye. Esta importancia descendente de la velocidad de flujo del gas, resulta del hecho de que la velocidad de secado está controlada cada vez más por la difusión de calor y masa a través del sólido poroso. En muchos casos, la curva velocidad de secado-contenido de humedad libre se aproxima a una línea recta durante el período de velocidad descendente, desde el contenido crítico de humedad hasta el origen. Por consiguiente,

$$\frac{R}{\overline{X'}} = \frac{R_C}{\overline{X'}_C} \qquad (4\text{-}4)$$

en donde el subíndice C se refiere al contenido crítico de humedad. Al sustituir e integrar en la ecuación 4-2 se obtiene,

$$(\theta - \theta_C) = \frac{-W_S}{A}\frac{\overline{X'}_C}{R_C}\ln\frac{\overline{X'}}{\overline{X'}_C} \qquad (4\text{-}5)$$

Contenido de humedad de equilibrio

La cantidad de humedad que mantiene un sólido en equilibrio con un gas húmedo, depende de la estructura del sólido, la .temperatura del gas y su contenido de humedad. Para muchos materiales, también depende de si el sólido tiene originalmente más o menos líquido que el valor de equilibrio correspondiente.

Como se ha visto hasta ahora, el secado de partículas es una operación unitaria que se ve influenciada por muchos factores a la hora de realizar un diseño. Desde el tamaño de la partícula de sólido, pasando por su forma y características químicas hasta las características del gas de secado. Por tal motivo, siempre será recomendable realizar previamente una prueba piloto que ayude a precisar estos parámetros, de manera que cuando se diseñe a gran escala, este diseño sea preciso.

V FILTRACIÓN

Filtración es la separación de partículas sólidas a partir de un fluido haciendo pasar el fluido a través de un medio filtrante sobre el que se depositan los sólidos. Las filtraciones industriales van desde un sencillo colado hasta separaciones altamente complejas. El fluido puede ser un líquido o un gas, y la corriente valiosa procedente de un filtro puede ser el fluido, los sólidos o ambos productos. En algunos casos pueden carecer de valor ambas corrientes, como es el caso de la separación de sólidos residuales de un fluido residual antes de su vertido. En la filtración industrial el contenido de sólidos de la alimentación puede oscilar desde trazas hasta un porcentaje muy elevado. Con frecuencia la alimentación se modifica de alguna forma mediante un pretratamiento, a fin de aumentar la velocidad de filtración, como calentamiento, recristalización o adición de un "coadyuvante de filtración", tal como celulosa, yeso o tierra de diatomeas. Debido a la enorme variedad de materiales que se han de filtrar y las diferentes condiciones de operación de los procesos, se han desarrollado numerosos tipos de filtros, algunos de los cuales se describen más adelante.

El fluido circula a través del medio filtrante en virtud de una diferencia de presión a través del medio. Así, los filtros se clasifican atendiendo a este aspecto en los que operan con una sobrepresión aguas arriba del medio filtrante, los que lo hacen con presión atmosférica aguas arriba del medio filtrante y aquellos que presentan vacío aguas abajo. Presiones superiores a la atmósfera pueden generarse por acción de la fuerza de gravedad actuando sobre una columna de líquido, por medio de una bomba o soplador, o bien por medio de fuerza centrífuga. En un filtro de gravedad el medio filtrante puede no ser más fino que un tamiz grueso o un lecho de partículas gruesas tales como arena. Por tanto, en sus aplicaciones industriales los filtros de gravedad están restringidos a la separación de las aguas madres de cristales muy gruesos, a la clarificación de agua potable y al tratamiento de aguas residuales.

La mayoría de los filtros industriales son filtros de presión o de vacío. Pueden ser también continuos o discontinuos, dependiendo de que la descarga de los sólidos filtrados se realice de forma continua o intermitente. Durante buena parte del ciclo de operación de un filtro discontinuo el flujo del fluido a través del mismo es continuo, habiéndose de interrumpirse periódicamente para permitir la descarga de los sólidos acumulados. En un filtro continuo la descarga de los sólidos y del fluido se realiza de forma ininterrumpida mientras el equipo se encuentra en operación.

Los filtros se dividen en dos grandes grupos: filtros clarificadores y filtros de torta. Los clarificadores retiran pequeñas cantidades de sólidos para producir un gas claro o líquidos transparentes, tales como bebidas. Los filtros de torta separan grandes cantidades de sólidos en forma de una torta de cristales o un lodo. Con frecuencia incluyen dispositivos para el lavado de los sólidos y para eliminar la mayor parte posible del liquido residual antes de su descarga.

FILTROS CLARIFICADORES

Los filtros clarificadores se denominan también "filtros de lecho profundo" ya que las partículas del sólido son atrapadas en el interior del medio filtrante, no observándose, en general, una capa de sólidos sobre la superficie del medio filtrante. La clarificación difiere del tamizado en que los poros del medio filtrante son de un diámetro mucho mayor que el de las partículas retenidas. Las partículas son captadas por las fuerzas superficiales e inmovilizadas dentro de los canales de flujo, tal como puede apreciarse en la figura 5-1a. Aun cuando reducen el diámetro efectivo de los canales, normalmente, no llegan a bloquearlo completamente.

FILTROS DE TORTA

El mecanismo de la filtración de torta se muestra en la figura 5-1b. Aquí el medio filtrante es relativamente delgado en comparación con el filtro clarificador. Al comienzo de la filtración, algunas partículas sólidas entran en los poros del medio filtrante y quedan inmovilizadas, pero rápidamente comienzan a ser recogidas sobre la superficie del medio filtrante. Después de este breve período inicial la torta de sólidos es la que realiza la filtración y no el medio filtrante. Sobre la superficie se forma una visible torta de espesor apreciable que es preciso retirar periódicamente.

Los filtros de torta se utilizan casi siempre para separaciones sólido-líquido. Como en el caso de otros filtros, pueden operar con presión superior a la atmósfera aguas arriba del medio filtrante o con vacío aplicado aguas abajo.

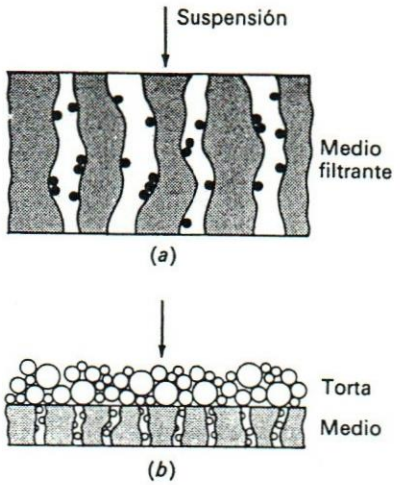

FIGURA 5-1: MECANISMOS DE FILTRACIÓN

MEDIOS FILTRANTES

El medio filtrante de cualquier filtro ha de cumplir los siguientes requerimientos:

1. Ha de retener los sólidos a filtrar, dando lugar a un filtrado razonablemente claro.

2. No debe obstruirse o cegarse.

3. Ha de ser químicamente resistente y tener suficiente resistencia física para soportar las condiciones del proceso.

4. Ha de permitir que la torta formada se desprenda de una forma limpia y completa.

5. No ha de ser excesivamente caro.

En la filtración industrial un medio de filtración frecuente es la tela de lona de diferentes pesos y modelos de tejido, dependiendo del objetivo que se persiga. Los líquidos corrosivos requieren el empleo de otros medios filtrantes tales como telas de lana, de metal monel o acero inoxidable, de vidrio o de papel. Las fibras sintéticas como nylon, propileno, Saran y Dracon tienen una elevada resistencia química.

Por lo general, las fibras metálicas o las sintéticas lisas son menos eficaces que las fibras naturales para separar partículas muy finas. Sin embargo, esto solamente es una desventaja al comienzo de la filtración debido a que, excepto con partículas gruesas y duras que no contienen finos, el medio filtrante real lo constituye la primera capa de sólidos depositados. El filtrado puede ser inicialmente turbio pero luego se hace claro. El filtrado turbio se devuelve al tanque que contiene la suspensión para ser filtrado de nuevo.

COADYUVANTES DE FILTRACIÓN

Los sólidos muy finos o mucilaginosos, que forman una torta densa e impermeable, obstruyen rápidamente cualquier medio filtrante que sea suficientemente fino para retenerlos. La filtración práctica de estos materiales exige que la porosidad de la torta aumente de forma que permita el paso del líquido con una velocidad razonable. Esto se realiza añadiendo un coadyuvante de filtración, tal como tierra de diatomeas, perlita, celulosa de madera purificada u otros materiales porosos inertes a la suspensión antes de la filtración. El coadyuvante de filtración puede separarse después de la torta de filtración disolviendo los sólidos o quemando el coadyuvante. Si los sólidos no tienen valor, se desechan junto con el coadyuvante.

Otra forma de utilizar un coadyuvante de filtración es mediante pretratamiento, es decir, depositando una capa del mismo sobre el medio filtrante antes de comenzar la operación. En los filtros discontinuos la capa del material es generalmente delgada, mientras que en un filtro continuo con pretratamiento, dicha capa es gruesa y la parte superior de la misma se retira de forma continua con una cuchilla rascadora para exponer una superficie de filtración fresca.

FUNDAMENTOS DE LA FILTRACIÓN

La filtración es un ejemplo especial del flujo a través de medios porosos para casos en los que las resistencias al flujo son constantes. En filtración tales resistencias aumentan con el tiempo a medida que el medio filtrante se va obstruyendo o se forma una torta de filtración, de forma que es preciso modificar las ecuaciones que describen este tipo de flujo a fin de tener en cuenta este hecho. Las principales magnitudes de interés son la velocidad de flujo a través del filtro y la caída de presión en la unidad. A medida que transcurre el proceso, o bien disminuye la velocidad de flujo o aumenta la caída de presión. En la llamada *filtración a presión constante* la caída de presión permanece constante y la velocidad de flujo va disminuyendo con el tiempo; menos frecuente es que la presión aumente progresivamente para dar lugar a la llamada *filtración a velocidad constante.* Esta última no será detallada en el presente trabajo.

Una ecuación general para todos los tipos de filtración a presión constante fue desarrollada por Hermans y Bredée. Su ecuación es

$$\frac{d^2t}{dV^2} = k_1\left(\frac{dt}{dV}\right)^n \qquad (5\text{-}1)$$

donde

V = volumen de líquido filtrado, o simplemente filtrado, recogido durante el tiempo t

k_1, n = constantes

En la filtración de clarificación n puede ser 2, 3/2, o 1, dependiendo del mecanismo para el cual se deposite la partícula. En la filtración de torta $n = 0$.

Para la filtración a velocidad constante la ecuación de Hermans-Bredée es

$$\frac{d\Delta p}{dV} = k_2(\Delta p)^n \qquad (5\text{-}2)$$

donde Δp es la caída de presión a través del filtro y n tiene los mismos valores que en la ecuación 5-1.

Fundamentos de la clarificación

Sí las partículas sólidas que han de separarse obstruyen completamente los poros del medio filtrante, y la velocidad de obstrucción es constante con el tiempo, el mecanismo se conoce como *colado directo,* para el cual n en las ecuaciones 5-1 y 5-2 adquiere el valor 2. El colado directo se produce en raras ocasiones. Mucho más frecuente es que las partículas bloqueen parcialmente los poros dando lugar a una gradual reducción del tamaño de los mismos; este mecanismo recibe el nombre de *bloqueo estándar,* para el que $n = 3/2$. Ocasionalmente, durante la transición entre la clarificación y la formación de la torta puede haber un período durante el cual $n = 1$, recibiendo entonces el nombre de *bloqueo intermedio.*

El bloqueo estándar es el mecanismo habitual en los filtros de clarificación. Con $n = 3/2$, la integración de la ecuación 5-1 conduce a las siguientes ecuaciones para la filtración a presión constante

$$q = q_0(1 - K_S V)^2 \qquad (5\text{-}3)$$

$$\frac{t}{V} = K_S t + \frac{1}{q_0} \qquad (5\text{-}4)$$

donde

$q = dV/dt$, es la velocidad volumétrica de flujo a través del filtro

q_0 = velocidad de flujo para $t = 0$

K_S = constante igual a $k_1/2q_0^{1/2}$

Una representación gráfica dé t/V frente a t es una línea recta cuando el mecanismo corresponde a bloqueo estándar. Tiene una pendiente igual a K_S y la ordenada en el origen es $1/q_0$.

A partir de la ecuación (5-2) para la filtración a volumen constante,

$$\frac{\Delta p}{\Delta p_0} = \frac{1}{(1 - K_s V)^2} \qquad (5\text{-}5)$$

donde Δp_0 es la caída de presión al comienzo de la filtración.

También se obtienen ecuaciones similares a las ecuaciones 5-3 a 5-5 para colado directo y bloqueo intermedio.

Fundamentos de la filtración de torta

En la filtración de torta el líquido pasa a través de dos resistencias en serie: la de la torta y la del medio filtrante. La resistencia del medio filtrante, que es la única resistencia en los filtros clarificadores, normalmente sólo es importante durante las primeras etapas de la filtración de torta. La resistencia de la torta es nula al principio y aumenta con el tiempo a medida que transcurre la filtración. Si la torta se lava después de la filtración, ambas resistencias son constantes durante el período de lavado, y la del medio filtrante es generalmente despreciable.

La caída total de presión en un instante cualquiera es la suma de las caídas de presión en el medio filtrante y en la torta. Si p_a es la presión interior, p_b la presión exterior y p' la presión en el límite de separación entre el medio filtrante y la torta,

$$\Delta p = p_a - p_b = (p_a - p') + (p' - p_b) = \Delta p_c + \Delta p_m \quad (5\text{-}6)$$

donde

Δp = caída global de presión

Δp_c = caída de presión en la torta

Δp_m = caída de presión en el medio filtrante

Los cálculos de la filtración de torta se basan prácticamente en la determinación de la caída de presión de la torta, pues, en la mayoría de los casos, la caída de presión en el medio filtrante es despreciable frente a la primera. Sin embargo, el cálculo de Δp_c lleva consigo múltiples factores a ser tomados en cuenta que desarrollarlos en este trabajo sería realmente innecesario para cumplir los objetivos del curso. Entre estos factores, y para no dejar de mencionarlos se encuentran: la compresibilidad o incompresibilidad de la torta, superficie de la partícula, volumen de la partícula, porosidad de la torta, viscosidad del filtrado y la velocidad lineal del filtrado a través de la torta.

A manera ilustrativa, la ecuación resultante bajo la cual se modelan los sistemas de filtrados de torta es la siguiente:

$$\frac{dt}{dV} = \frac{\mu}{Ag_c(\Delta p)}\left(\frac{\alpha c V}{A} + R_m\right) \qquad (5\text{-}7)$$

donde

μ = viscosidad del filtrado

α = resistencia específica de la torta

c = masa de partículas depositadas en el filtro por unidad de volumen de filtrado

A = sección transversal de la torta

g_c = contante de proporcionalidad de la ley de Newton

Rm = resistencia del medio filtrante

Filtración a presión constante

Cuando Δp es contante, las únicas variables son V y t. Cuando $t = 0$, $V = 0$ y $\Delta p = \Delta p_m$, por lo tanto, de la ecuación 5-7, se tiene

$$\left(\frac{dt}{dV}\right)_0 = \frac{1}{q_0} = \frac{\mu Rm}{Ag_c(\Delta p_m)} \qquad (5\text{-}8)$$

Con estas condiciones iniciales, la ecuación 5-7 puede escribirse así

$$\frac{dt}{dV} = \frac{1}{q} = K_C V + \frac{1}{q_0} \qquad (5\text{-}9)$$

donde

$$K_C = \frac{\mu c \alpha}{A^2 g_c(\Delta p)} \qquad (5\text{-}10)$$

La integración de 5-8 entre los límites (0,0) y (t,V) da como resultado

$$\frac{t}{V} = \left(\frac{K_C}{2}\right)V + \frac{1}{q_0} \qquad (5\text{-}11)$$

Por lo tanto, una representación gráfica de t/V frente a V será una línea recta de pendiente $K_C/2$ y ordenada en el origen $1/q_0$. A partir de una representación gráfica y las ecuaciones 5-8 y 5-9 se pueden calcular los valores de α y Rm.

Filtración Continua

En un filtro continuo, la alimentación, el filtrado y la torta se mueven con velocidades estacionarias. Sin embargo, las condiciones en un elemento en particular cualquiera de la superficie filtrante no son de régimen estacionario sino transitorio. Siguiendo, por ejemplo, un elemento de tela filtrante desde el momento que entra en el tanque de suspensión hasta que se desprende la torta y queda de nuevo limpio, es evidente que el proceso consta de varias partes en serie (formación de la torta, lavado, secado y descarga), en cada una de las cuales las condiciones cambian progresiva y continuamente. Sin embargo, la caída de presión a través del filtro durante la formación de la torta se mantiene constante. Por lo tanto, las ecuaciones antes descritas para la filtración discontinua a presión constante se pueden aplicar para los filtros continuos introduciendo algunas modificaciones.

TIPOS MÁS COMUNES DE FILTROS

Filtros de medio granular

El más simple de los filtros industriales es el filtro de medio granular, consistente en una o más capas de partículas sólidas, soportadas en un lecho de arena sobre una rejilla, a través del cual fluye el material que va a filtrarse, ya sea por gravedad o a presión. La figura 5-2 muestra un filtro de medio granular construido para operar a presión. En algunos filtros de medio granular se utilizan dos lechos. En estos filtros puede haber una capa de antracita de tamaño de partícula intermedio (quizá 1-3 mm) encima de una capa de partículas de arena más pequeñas (quizás 0.5 mm). Los filtros de medio granular se utilizan en primer lugar cuando se tienen que tratar flujos grandes de suspensiones muy diluidas, cuando ni el sólido ni el líquido que se obtienen como productos tienen un alto valor unitario y cuando no se va a recuperar el producto sólido. Por consiguiente, constituyen una etapa importante de los sistemas de purificación de agua de desecho. El filtro con medio dual permite periodos más largos del ciclo antes de requerir un retrolavado, dado que las partículas grandes o coágulos pueden atraparse en el lecho de antracita más abierto. Llegará un momento en que el flujo se reducirá o la caída de presión será excesiva. Entonces, se detiene la filtración y se limpia el lecho mediante un retrolavado con agua y quizá también con aire. El retrolavado puede ser suficientemente rápido para fluidificar el lecho granular. A medida que los sólidos se acumulan entre las partículas de arena, la Porosidad disminuye y la velocidad de flujo decae.

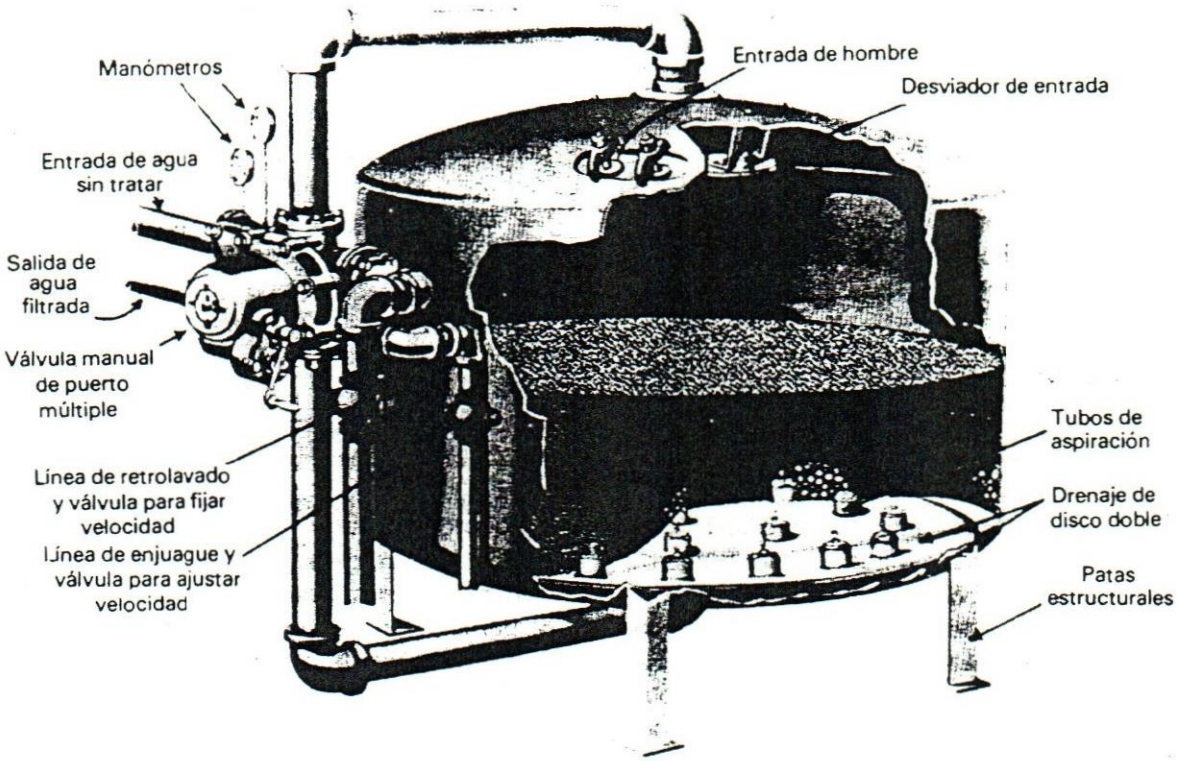

FIGURA 5-2: FILTRO DE MEDIO GRANULAR

Filtro de bolsa o de sombrero

Se utiliza con frecuencia para filtrar un material gas-sólido. Este filtro consiste en grandes bolsas de fieltro o lona estiradas en sus aberturas en un marco montado en sentido transversal al paso del flujo del gas. De esta manera es posible colocar varios cientos de bolsas en paralelo. El gas que pasa a través de las bolsas deposita los sólidos arrastrados en el interior de las mismas. Periódicamente, las bolsas se limpian sacudiendo el marco sobre el que se encuentran fijas. La aspiradora doméstica opera con este mismo principio.

Filtro prensa.

Un filtro prensa contiene un conjunto de placas diseñadas para proporcionar una serie de cámaras o compartimentos en los que se pueden recoger los sólidos. Las placas se recubren con un medio filtrante tal como una lona. La suspensión se introduce en cada compartimento bajo presión; el líquido pasa a través de la lona y sale a través de una tubería dejando detrás una torta húmeda de sólidos.

Las placas de un filtro prensa pueden ser cuadradas o circulares, verticales u horizontales. Lo más frecuente es que los compartimentos para sólidos estén formados por huecos en las caras de placas de polipropileno moldeado. En otros diseños el filtro está formado por *placas y marcos* como los de la figura 5-3, donde placas cuadradas de 6 a 78 pulg de lado alternan marcos abiertos. Las placas tienen un espesor de ¼ a 2 pulg mientras que el de los marcos es de 1/8 a 8 pulg. Las placas y los marcos se sitúan verticalmente en un bastidor metálico, con telas cubriendo las caras de cada marco, y se acoplan estrechamente entre sí por medio de un tornillo o una prensa hidráulica. La suspensión entra por un extremo del ensamblaje de placas y marcos. Pasa a través de un canal que recorre longitudinalmente el ensamblaje por una de las esquinas de las placas y marcos. También existen canales auxiliares para llevar la suspensión desde el canal de entrada hasta cada una de las placas. Los sólidos se depositan sobre las lonas que recubren las caras de las placas. El líquido pasa a través de las telas, desciende por las canaladuras de las caras de las placas y sale del filtro prensa.

Una vez instalado el filtro prensa, se introduce la suspensión por medio de una bomba a una presión de 3 a 10 atm. La filtración continúa hasta que ya no sale líquido por el tubo de descarga o bien aumenta bruscamente la presión de filtración. Esto ocurre cuando las placas se llenan de sólido y ya no puede entrar más suspensión. Se puede entonces pasar líquido de lavado para eliminar las impurezas solubles contenidas en los sólidos, y a continuación insuflar aire o vapor de agua para desplazar la mayor parte de líquido residual. Se abre entonces la prensa y se retira la torta de sólidos, pasándola a un transportador o a un depósito de almacenamiento. En muchos filtros prensa estas operaciones se realizan automáticamente, tal como ocurre en el equipo que se muestra en la figura 5-3.

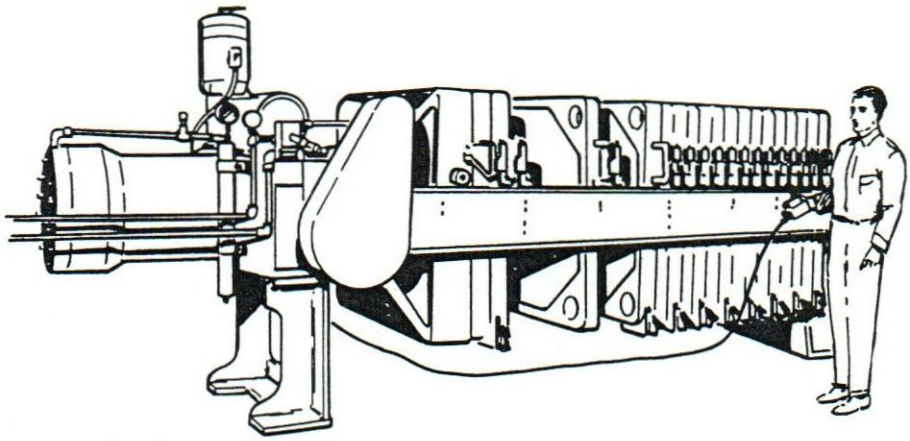

FIGURA 5-3: FILTRO PRENSA

El lavado completo en un filtro pensa puede requerir varias horas, ya que el líquido de lavado tiende a seguir caminos preferenciales formando cortocircuitos sin acceso a determinadas partes de la torta. Si la torta es menos densa en unas partes que en otras, como ocurre habitualmente, la mayor parte del líquido de lavado no será efectivo. Si el lavado tiene que ser excepcionalmente bueno, puede resultar conveniente repulpar con un

gran volumen de líquido de lavado la torta parcialmente lavada y volver a filtrar o bien utilizar un filtro de carcasa y hojas que permite un lavado más eficaz que el filtro de placas y marcos.

El filtro prensa ha sido el aparato de filtrado más común en la industria química. Aunque está siendo reemplazado en las instalaciones grandes por los aparatos de filtración continua, tiene las ventajas de un bajo costo inicial, muy poco mantenimiento y gran flexibilidad. Por otra parte, la necesidad de desarmarlo con cierta periodicidad en forma manual representa un requerimiento de mano de obra que con frecuencia es excesivo.

El filtro prensa está diseñado para llevar a cabo una variedad de funciones, cuya secuencia se controla en forma manual. Durante la filtración, el equipo:

1. permite el suministro de una suspensión alimentada a las superficies de la prensa a través de su propio conducto,

2. permite forzar a la suspensión alimentada contra las superficies del filtro,

3. permite que el filtrado que ha pasado por las superficies del filtro salga a través de su propio conducto, mientras que

4. retiene los sólidos que estaban originalmente en la suspensión.

Durante la secuencia de lavado la prensa,

1. permite el suministro de agua de lavado a los sólidos filtrados, a través de su propio conducto,

2. permite forzar al agua de lavado a través de los sólidos retenidos en el filtro y

3. permite que el agua de lavado y las impurezas salgan a través de un conducto separado.

El diseño del filtro puede incluir cuatro conductos separados o bien puede contar con sólo dos conductos, cuando la contaminación de los productos líquidos no es importante. Después de la secuencia de lavado, la prensa se desarma y es posible recolectar los sólidos en forma manual o bien sacarlos y desecharlos.

Filtros de carcasa y hojas.

Para filtrar a presiones superiores a las que son posibles en un filtro prensa de placas y marcos, para reducir la mano de obra, o cuando se requiere un lavado más eficaz de la torta, se puede utilizar un filtro de carcasa y hojas. En el diseño que se muestra en la figura 5-4 se sitúa un conjunto de hojas verticales sobre un bastidor retráctil. La unidad se abre para descargarla, mientras que durante la operación las hojas permanecen dentro

del tanque cerrado. La alimentación entra por un lado del tanque, el filtrado pasa a través de las hojas y sale por un colector de descarga múltiple. El diseño que se muestra en la figura 5-4 es frecuentemente utilizado para filtraciones con coadyuvantes, tal como se indica más adelante en este capítulo.

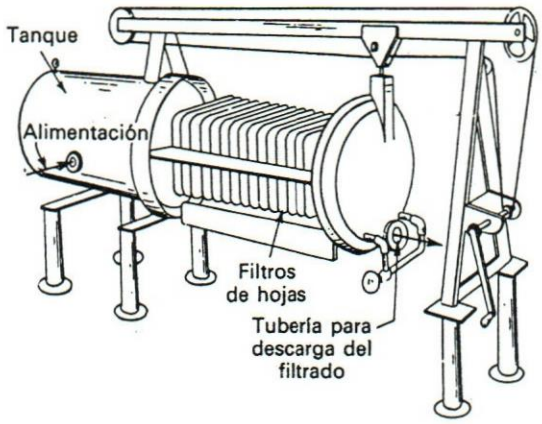

FIGURA 5-3: FILTRO DE CARCASA Y HOJAS

Filtros continuos de presión.

Los filtros discontinuos requieren con frecuencia una mano de obra elevada, de forma que en los procesos a gran escala pueden no ser económicamente interesantes. Los filtros continuos de vacío que se describen más adelante se han desarrollado para reducir la mano de obra en la operación de filtración. Sin embargo, a veces la filtración a vacío no es viable o no resulta económica, como ocurre cuando los sólidos son muy finos y filtran muy lentamente, cuando el líquido tiene una elevada presión de vapor, tiene una viscosidad superior a 1 P o es una disolución saturada que cristaliza al enfriarse. Con suspensiones que filtran lentamente la presión diferencial a través del medio filtrante puede ser superior a la que se obtiene con un filtro de vacío; con líquidos que se evaporan o cristalizan a presión reducida, la presión aguas abajo del medio filtrante no puede ser inferior a la atmosférica. Por tanto, los filtros rotativos continuos que se describen después se adaptan a veces para presiones positivas de hasta 1,5 atm. Sin embargo, los problemas mecánicos para la descarga de los sólidos de estos filtros, su coste y complejidad, así como su pequeño tamaño, limitan su aplicación solamente a problemas especiales. Cuando no se puede utilizar un filtro de vacío, deberán considerarse otros métodos de separación, tales como filtros centrífugos continuos.

Filtros continuos de vacío.

En todos los filtros continuos de vacío el líquido es succionado a través de un medio filtrante sobre el que se deposita una torta de sólidos. La torta se aleja de la zona de filtración, se lava, se seca por aspiración y se descarga del medio filtrante para reiniciar el ciclo con la entrada de suspensión. En todo momento una parte del medio filtrante se encuentra en la zona de filtración, otra parte en la zona de lavado y otra en la etapa de descarga de sólidos, de forma que la salida de líquido y de sólido se realiza ininterrumpidamente. La presión diferencial a través del medio filtrante de un filtro de vacío continuo no es elevada y normalmente está comprendida entre 10 y 20 pulg Hg. Los distintos diseños de filtros difieren en la forma en la que se introduce la suspensión, la forma de la superficie filtrante y la manera en la que se descargan los sólidos. Sin embargo, la mayor parte de ellos aplican vacío desde una fuente estacionaria para accionar las partes de la unidad por medio de una válvula rotatoria.

Filtro de tambor rotatorio.

El tipo más frecuente de filtro continuo de vacío es el filtro de tambor rotatorio que se representa en la figura 5-5. Un tambor horizontal, con una cara acanalada, gira con una velocidad de 0,1 a 2 r.p.m. en un depósito con la suspensión agitada. Un medio filtrante, tal como una lona, cubre la superficie del tambor, que está parcialmente sumergido en el líquido. Debajo de la superficie acanalada del tambor principal se encuentra un segundo tambor más pequeño. Entre los dos tambores existen tabiques radiales que dividen el espacio anular en compartimentos separados, cada uno de los cuales está conectado por medio de una tubería interna a un orificio situado en la placa de la válvula rotatoria. Una tira de tela filtrante cubre la cara expuesta de cada compartimento para formar una sucesión de paneles.

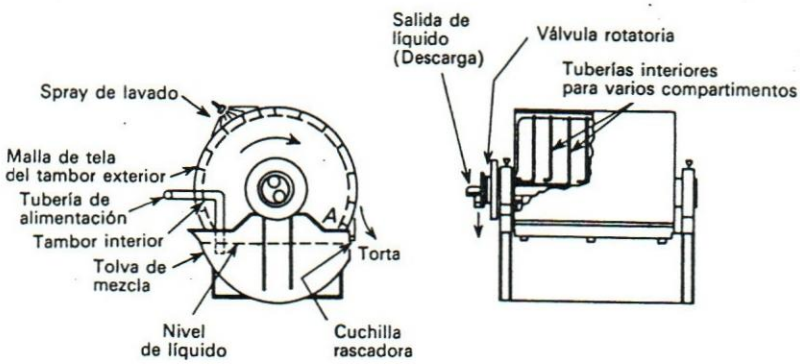

FIGURA 5-5: FILTRO DE TAMBOR ROTATORIO

Considérese ahora el panel que se representa por *A* en la figura 5-5, que se encuentra justamente en el momento de introducirse en la suspensión. Cuando se sumerge debajo de la superficie del líquido, se aplica

vacío por medio de la válvula rotatoria. Se forma una capa de sólidos sobre la cara del panel a medida que pasa líquido por la tela hacia el interior del compartimento, a través de la tubería interna y de la válvula hasta el tanque colector. Cuando el panel abandona la suspensión y entra en la zona de lavado y secado, se aplica vacío al panel desde un sistema exterior, succionando líquido de lavado y aire a través de la torta de sólidos. Después que la torta de sólidos depositada sobre la caja del panel ha sido succionada para ser secada, el panel abandona la zona de secado, se corta el vacío y se retira la torta rascándola con una cuchilla horizontal o rasqueta. Se insufla algo de aire debajo de la torta con el fin de despegarla de la tela. De esta forma la torta se desprende de la tela haciendo innecesario que la cuchilla roce la superficie del tambor. Una vez que se ha desprendido la torta, el panel entra de nuevo en la suspensión y se repite el ciclo. Por tanto, la operación de cualquier panel es cíclica, pero como algunos paneles están en todo momento en cada parte del ciclo, la operación global del filtro es continua.

Filtro de recubrimiento previo

Es un ejemplo típico de los aparatos continuos o semicontinuos de clarificación. Es un filtro rotativo de tambor modificado para filtrar pequeñas cantidades de sólidos gelatinosos que generalmente obturan la tela filtrante. En la operación de este aparato se deposita en primer lugar sobre el medio filtrante una capa porosa de un coadyuvante de filtración, tal como tierra de diatomeas. El líquido a filtrar se succiona entonces a través de una capa del coadyuvante de filtración, depositándose una delgada capa de sólidos. Esta capa y algo del coadyuvante de filtración se desprenden entonces del tambor por medio de una cuchilla que avanza lentamente, lo que da lugar a que de forma continua exista una superficie fresca de material poroso para el líquido que ha de pasar a su través. Un filtro de tratamiento previo puede también operar a presión. En los aparatos de presión los sólidos descargados y el coadyuvante de filtración se recogen en una zona de filtración, para retirarlos periódicamente a la presión atmosférica, mientras el tambor se recubre con coadyuvante. Los filtros de tratamiento previo solamente se pueden utilizar cuando los sólidos se desechan o cuando su mezcla con grandes cantidades de coadyuvante no crea un serio problema. La inmersión habitual de un tambor de filtro con tratamiento previo es del 50 por 100.

Universidad Católica Andrés Bello
BIBLIOTECA
Caracas

Filtro de cinta horizontal.

Cuando la alimentación contiene partículas sólidas gruesas que sedimentan rápidamente, un filtro de tambor rotatorio funciona mal o simplemente no puede funcionar. Las partículas gruesas no se pueden mantener bien en suspensión y la torta que se forma con frecuencia no se adhiere a la superficie del tambor. En estos casos se puede utilizar un filtro horizontal alimentado por la parte superior. El filtro de cinta móvil que se muestra en la figura 5-6 es uno de los diferentes tipos de filtros horizontal; se parece a un transportador de cinta, con

un soporte transversal que lleva la tela filtrante que tiene también la forma de una cinta sin fin. Las aberturas centrales situadas en la cinta de drenaje se deslizan sobre una cámara longitudinal de vacío en la que se descarga el filtrado. La suspensión de alimentación fluye hasta la cinta desde un distribuidor situado en un extremo de la unidad, mientras que la torta filtrada y lavada descarga por el otro extremo.

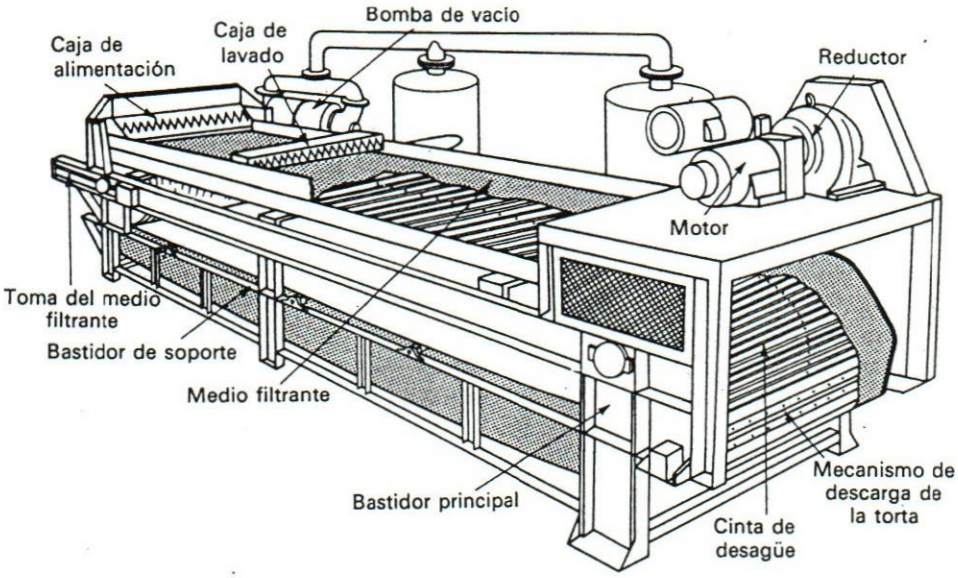

FIGURA 5-6: FILTRO DE CINTA HORIZONTAL

Los filtros de cinta son especialmente útiles en el tratamiento de residuos debido a que los residuos con frecuencia contienen un intervalo de tamaño de las partículas muy amplio. Se construyen tamaños comprendidos entre 2 a 18 pies de ancho y 16 a 110 pies de largo, y con áreas de filtración de hasta 1200 pie^2. En un filtro de cinta típico el vacío se aplica e interrumpe intermitentemente; la cinta avanza unas 20 puig cuando se interrumpe el vacío y se detiene mientras el vacío se aplica. De esta forma, se evita la dificultad de mantener un buen cierre de vacío entre la cámara y la cinta móvil.

BIBLIOGRAFÍA

- Transferencia de Masa. Hines-Maddox
- Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química. Henley-Seader
- Pincipios de Operaciones Unitaras. Foust-Wenzel-Clump-Maus-Andersen
- Operaciones de Transferencia de Masa. Robert Treybal
- Manual del Ingeniero Químico. Perry
- Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. Mc Cabe - Smith

Universidad Católica Andrés Bello
BIBLIOTECA