



Universitat d'Alacant  
Universidad de Alicante

# 2011

## MECÁNICA DE FLUIDOS

### Tema5. Operaciones separación sólido-fluido



This work is licensed under the Creative Commons Attribution-NonCommercial-NoDerivs 3.0 Unported License. To view a copy of this license, visit <http://creativecommons.org/licenses/by-nc-nd/3.0/> or send a letter to Creative Commons, 444 Castro Street, Suite 900, Mountain View, California, 94041, USA.

Autores

I. Martín, R. Salcedo, R. Font.

## TEMA 5. OPERACIONES DE SEPARACION SÓLIDO-FLUIDO BASADAS EN EL FLUJO DE FLUIDOS.

### Índice

TEMA 5. OPERACIONES DE SEPARACION SOLIDO-FLUIDO BASADAS EN EL FLUJO DE FLUIDOS...	1
1. INTRODUCCIÓN.....	3
2. SEDIMENTACION.....	3
2.1 Sedimentación discontinua. Análisis Cualitativo.....	3
2.2 Sedimentación discontinua. Teoría de Kynch-Fitch .....	6
2.3 Aplicación del experimento discontinuo de sedimentación para el diseño de espesador continuo tipo Dorr-Oliver.....	12
2.4 Otros tipos de sedimentadores: rectangulares, lamelares y reactores de floculación.....	13
3. FILTRACIÓN .....	14
3.1 Tipos de filtración.....	15
3.2 Filtración de torta (cake filtration). .....	15
3.3 Equipos para el proceso de filtración de torta.....	23
3.4 Filtración de lecho profundo.....	26
3.5 Filtración de flujo cruzado o ultrafiltración. ....	27
4. CENTRIFUGACIÓN .....	28
4.1 Fundamentos .....	28
4.2 Filtración con centrifugación. ....	29
4.3 Sedimentación con centrifugación.....	30
5. CLASIFICACIÓN Y SEPARACIÓN NEUMATICA DE SÓLIDOS.....	32
5.1 Clasificación neumática. ....	32
5.2 Separadores neumáticos. Ciclones.....	32
6. BIBLIOGRAFÍA.....	34

## 1. INTRODUCCIÓN

Los cuatro temas anteriores del curso hacen referencia al estudio del flujo o circulación de fluidos, en sus dos versiones más generales:

- a) Por un lado, el flujo de fluidos por el interior de conducciones (o flujo interno), tanto para líquidos como para gases, junto con los correspondientes equipos de impulsión y aparatos para controlar el flujo. El flujo interno, estudiado en los tres primeros temas, tiene su aplicación fundamental en el transporte de fluidos de un punto a otro.
- b) Por otro lado, el flujo de fluidos en contacto con sólidos, o flujo externo. Este caso corresponde al movimiento de sólidos en fluidos estacionarios, circulación de fluidos a través de tortas (sólidos finos) y lechos granulares (sólidos intermedios o gruesos), y el fenómenos de la fluidización de un lecho de sólidos

Sin embargo, no se ha especificado cual es la aplicación del flujo externo, salvo en el caso de la fluidización. Es en este tema donde se van a abordar las aplicaciones del flujo externo, que son las operaciones de separación sólido fluido, como son la sedimentación, la filtración, la centrifugación y la separación y transporte neumático. Sin embargo, estas operaciones de separación son, en gran medida, discontinuas: Por ejemplo, en la sedimentación, no puede abordarse como la simple caída de sólidos en el seno de un líquido, ya que, con el tiempo, estos se acumulan en la parte inferior, y producirá un aumento de concentración de sólidos que hará que disminuya la velocidad de caída de sólidos, sin contar con la formación de un sedimento espeso. O en filtración, donde la torta va creciendo a medida que se filtra, y disminuirá el caudal de filtrado. Esta discontinuidad de operación, aunque existan equipos donde la operación sea continua, requieren un análisis riguroso del flujo externo.

## 2. SEDIMENTACION.

La sedimentación es la operación unitaria que consiste en separar, por acción de la gravedad, un sólido finamente dividido de un líquido en el que está suspendido, obteniendo un líquido clarificado y un lodo más o menos espeso con elevado porcentaje de sólidos. Cabe recordar que los sólidos finamente divididos se encuentran habitualmente en disolución formando flóculos. Esta operación unitaria puede llevarse a cabo de forma continua o intermitente. Los sedimentadores industriales operan normalmente en régimen continuo.

### 2.1 Sedimentación discontinua. Análisis Cualitativo.

Para explicar cómo se desarrolla esta operación se recurrirá a describir un posible experimento de sedimentación discontinua efectuado en un cilindro de vidrio a fin de poder observar a través de las paredes del recipiente los cambios que tienen lugar en el seno de la suspensión.

La suspensión puede ser no floculenta o incompresible, cuando las partículas no forman flóculos (probablemente ocurrirá en tamaños grandes, superior a 1 mm) o floculenta o compresible, cuando las partículas forman flóculos, con líquido en su interior.

La Figura 2.1 representa una probeta conteniendo una suspensión de concentración uniforme  $C_0$  en el momento de iniciarse el experimento (tiempo  $t=0$ , fig. 2.1-a)

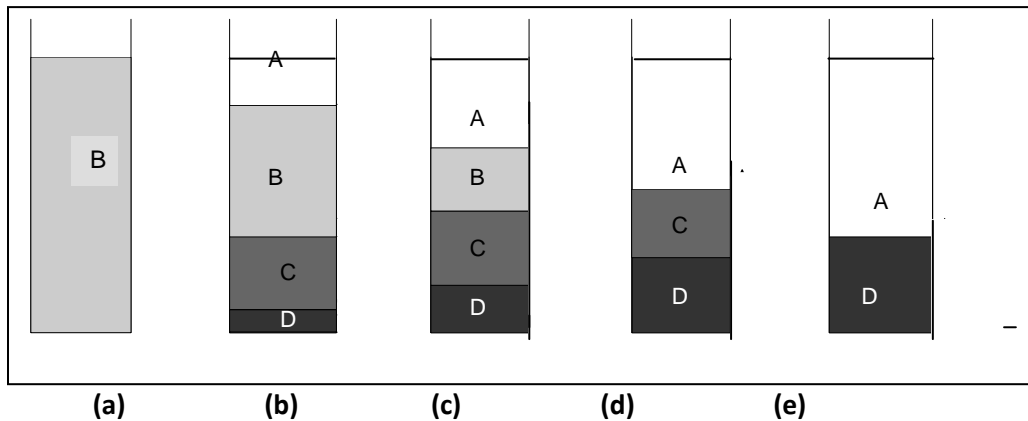


Figura 2.1 Fases de un experimento discontinuo.

Al cabo de un cierto tiempo pueden observarse algunos cambios (Fig. 2.1-b); en el fondo de la probeta se va formando un lodo concentrado (zona D), con sólidos en contacto continuo. Sobre esta zona puede aparecer una capa (C) de tamaño y concentración variable, donde los sólidos sedimentan sin contacto continuo y otra (B) donde la concentración de sólidos es aproximadamente igual a la inicial de la suspensión. Finalmente en la parte superior aparece una zona (A) de líquido claro, libre de sólidos.

La separación entre las zonas A y B suele ser bastante nítida si el tamaño de las partículas que forman la suspensión es suficientemente uniforme. La separación entre las zonas C y D es menos definida y en algunos casos resulta difícil o imposible de apreciar, así como la separación B y C, cuya separación es siempre inapreciable.

A medida que sigue transcurriendo el tiempo, el espesor de las capas varía como se indica en la Fig. 2.1-c. Finalmente llega un momento en que la zona B desaparece (Fig. 2.1-d). A partir de ese instante, el espesor de la zona C va disminuyendo hasta alcanzar un valor límite (Fig 2.1-e).

En las suspensiones no floculentas, la capa D no disminuye de espesor, una vez que ha desaparecido la capa C, y la concentración es la que le corresponde a un lecho fijo de partículas (porosidad en torno a 0.35). En las suspensiones floculentas, la capa D sigue descendiendo, por la compresión del sedimento al salir el líquido que formaba los anteriores flóculos.

Si se coloca una tira de papel milimetrado a lo largo del cilindro donde se efectúa el experimento de sedimentación discontinua y, desde el momento inicial se va anotando la variación de la altura de las superficies de separación entre A y B y C y D, respectivamente, en función del tiempo transcurrido, se obtendría una representación parecida a la de la Figura 2.2:

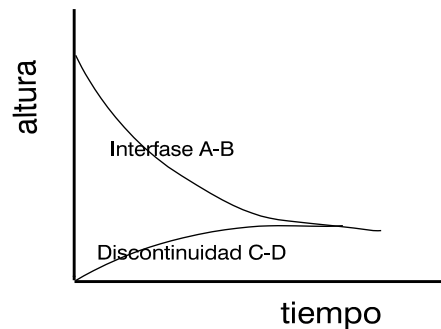


Figura 2.2. Diagrama altura-tiempo para un experimento de sedimentación discontinua.

El punto en que se confunden las dos interfases se denomina punto crítico. Como puede observarse en la figura mencionada, a partir del punto crítico, la operación se reduce a una "compresión" lenta de la zona D. En esta zona el líquido pasa a través de los canales del lecho de sólidos hacia la zona de líquido claro.

Se recuerda que se pueden diferenciar dos rangos de sedimentación de acuerdo con la concentración de sólidos.

a) A concentraciones bajas, hasta un valor crítico de concentración de sólidos (denominado concentración crítica), las partículas, agregados o flóculos descienden sin estar en contacto continuo. Este rango se denomina "rango de sedimentación impedida" o "de no-compresión". El adjetivo "impedida" se le añade para indicar el hecho de que las partículas o agregados se molestan unas a otras, disminuyendo la velocidad de sedimentación a medida que aumenta la concentración de sólidos (mayor impedimento). En este rango y tal como se presenta en los apartados siguientes, la velocidad de sedimentación de las partículas o agregados depende exclusivamente de la concentración de sólidos.

b) Si aumenta la concentración de sólidos, llega un momento en que las partículas o agregados están en contacto continuo.

- Si la suspensión estuviera formada por partículas sólidas macizas (sin huecos en su interior rellenos por fluido), una vez se alcanzase esta concentración crítica (a la cual las partículas están en contacto continuo), no se podría aumentar más la concentración de sólidos (se tratará de suspensiones incompresibles o no flocculentas).

- Por el contrario, si la suspensión está formada por agregados de partículas o flóculos, (que contienen líquido en su seno), al llegar a estar en contacto continuo se produce el fenómeno de sedimentación por "compresión". Tienen lugar, por tanto, dos fenómenos:

- 1) Por una parte, los agregados o flóculos pierden su identidad y se forma una matriz de sólidos, liberando parte del líquido del interior.

- 2) La velocidad de compresión de los sólidos, dentro de la matriz, se debe al peso menos el empuje hidrostático que ejercen los sólidos de las capas superiores, restando la fuerza de fricción del fluido que circula hacia arriba. Dentro de la

matriz de sólidos, se forman canales por donde se recoge el agua del entorno para circular hacia arriba.

Por tanto hay dos regímenes de sedimentación separados por un límite, denominado concentración crítica (de sólidos), donde todos los sólidos pasan de sedimentar de forma individual a estar en contacto continuo. Esta división queda delimitada claramente en suspensiones donde todos los agregados tienen el mismo tamaño y la misma cantidad de sólidos. Sin embargo, hay que hacer algunas consideraciones en suspensiones donde existe una distribución de tamaños de partícula:

- En muchas ocasiones se forman agregados con alto grado de uniformidad entre ellos, con partículas finas y gruesas en el rango de "sedimentación impedida" y por tanto el análisis anterior es correcto.
- No obstante, a concentración muy baja (casi a dilución infinita) no se forman agregados uniformes y es posible que las partículas gruesas sedimenten con mayor velocidad que las más pequeñas.

## 2.2 Sedimentación discontinua. Teoría de Kynch-Fitch

A la vista de estas consideraciones se puede entender lo que se ha comentado de un experimento discontinuo de sedimentación. La figura 2.3 muestra de forma más detallada la evolución de la altura de las interfases A-B y C-D en un experimento de sedimentación discontinua en una probeta graduada. Puede observarse como, al comienzo del experimento, la disminución de la altura de la interfase A-B es lineal, indicando que la velocidad de sedimentación es constante, lo cual es esperable ya que concentración (o fracción volumétrica) de sólidos es constante en la zona B. La velocidad de concentración en esta fase viene dada por la ecuación 2.7 del tema 4:

$$-u_s = -u_{so}(1 - \varepsilon_{so})^n = -u_{so} \left[ 1 - j \frac{C_{so}}{\rho_s} \right]^n \quad (2.1)$$

donde  $u_s$  es la velocidad de sedimentación de los sólidos en la suspensión,  $u_{so}$  la velocidad de caída de un sólido aislado (que puede obtenerse por la ley de Stokes o Stokes modificada en función del Reynolds, ec. 2.5 y 2.6 del tema 4),  $n$  toma el valor 4.65 según Richardson-Zaki, y  $\varepsilon_{so}$  y  $C_{so}$  son, respectivamente, la fracción volumétrica de sólidos y la concentración de sólidos de la suspensión en el instante inicial, y por tanto, conocidos.

Llega un momento, en que la variación de la altura de la zona clara con el tiempo se curva. Ello significa que la zona B ha desaparecido, y la interfase con la zona A clara es la zona C, cuya concentración de sólidos es variable. Por la propia ecuación 2.1 puede verse que si la porosidad varía, variará la velocidad de sedimentación, y por tanto la representación altura-tiempo dejará de ser una recta al variar en cada instante la concentración. Pueden obtenerse las velocidades de sedimentación parciales a cada tiempo mediante tangentes a la curva experimental. Con el tiempo, la pendiente de la altura de la zona clara va disminuyendo, hasta confluir en el punto crítico, punto de unión entre las interfases A-C y C-D, desapareciendo por tanto la zona C y la sedimentación libre.

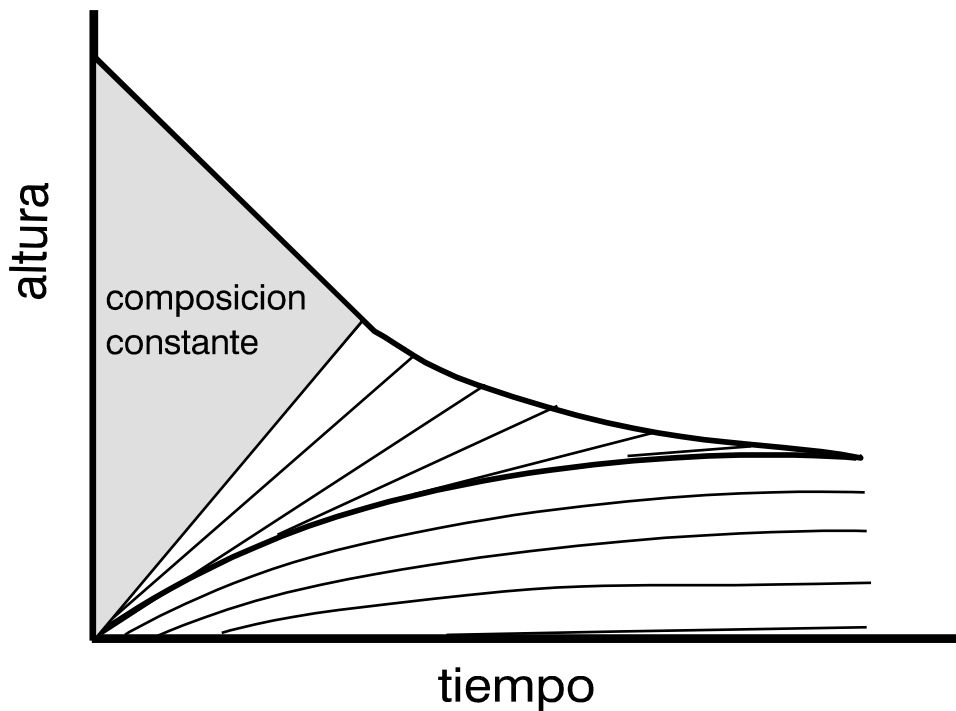


Figura 2.3. Líneas de concentración constante en un batch test.

El planteamiento descrito corresponde a la situación en que la interfase suspensión-sedimento es visible. Ello solo ocurre en ciertos casos (suspensiones de carbonato cálcico en un líquido coloreado, algunas suspensiones de hidróxidos metálicos, etc) y a veces en ciertas condiciones (cuando hay un salto de concentración entre arriba y abajo del sedimento). Se puede recurrir a técnicas especiales (rayos X, sondas de conductividad eléctrica) para determinar concentraciones de sólidos y por tanto saltos o discontinuidades de concentración.

Para determinar el tiempo en alcanzar el tiempo crítico, existe la teoría de **Kynch** (1952) para justificar la evolución de la sedimentación de sólidos incompresibles cuando se parte de una suspensión de una composición uniforme. La teoría está basada en las siguientes hipótesis:

1. La concentración de partículas es uniforme en una capa horizontal.
2. Los efectos pared son despreciables.
3. No hay diferencia en la velocidad de sedimentación de las partículas (las partículas son uniformes).
4. La velocidad de sedimentación en la zona de no compresión depende únicamente de la concentración de los sólidos:  $-u_s = f(\epsilon_s)$
5. La concentración inicial es uniforme al comienzo del experimento.
6. En el fondo de la columna se forman una infinidad de capas de concentración intermedia entre dos límites: la concentración inicial de la suspensión y la concentración máxima que se puede alcanzar en contacto continuo. Estas capas forman la zona C.

7. La velocidad de sedimentación tiende hacia cero cuando la concentración se aproxima a su límite superior.

Teniendo en cuenta estas hipótesis, los postulados de la teoría de Kynch, reformulados por **Fitch** (1983), son los siguientes:

#### Primer teorema de Kynch

Cada capa de concentración constante asciende a lo largo del depósito, desde el fondo en el tiempo inicial, con velocidad constante:

$$v = - \frac{\Delta[\epsilon_s(-u_s)]}{\Delta\epsilon_s} \quad (2.2)$$

La ecuación (2.2) se puede obtener de un balance de sólidos aplicado a la frontera entre dos capas de distinta concentración, también llamada *discontinuidad*. En la discontinuidad no se pueden acumular sólidos, por lo que la densidad de flujo de volumen de sólidos de llegada será igual a la densidad de flujo volumétrico de sólidos de salida, con lo cual se puede escribir:

$$\epsilon_{s1}[(-u_s) + v] = \epsilon_{s2}[(-u_{s2}) + v] \quad (2.3)$$

y despejando  $v$  se obtiene:

$$v = \frac{\epsilon_{s1}(-u_{s1}) - \epsilon_{s2}(-u_{s2})}{\epsilon_{s2} - \epsilon_{s1}} \quad (2.4)$$

que es equivalente a la ecuación (2.2).

#### Segundo teorema de Kynch.

Las capas de diferente concentración que se forman en el fondo de la columna se elevan con distinta velocidad, la cual viene dada por la relación:

$$v = - \frac{d[\epsilon_s(-u_s)]}{d\epsilon_s} \quad (2.5)$$

La demostración se presenta a continuación a título meramente informativo (por tanto, puede omitirse en su lectura). En el fondo del recipiente se admite que se forman infinitas capas de composición constante cada una de ellas. Hay que tener en cuenta que si bien los sólidos se desplazan hacia abajo, Kynch supone que el aumento gradual de concentración de los sólidos, es equivalente al desplazamiento hacia arriba de capas ficticias con diferentes concentraciones. En cada instante las capas se encuentran en posiciones distintas, y están formadas por sólidos diferentes, tal como se indica en la Figura 2.4



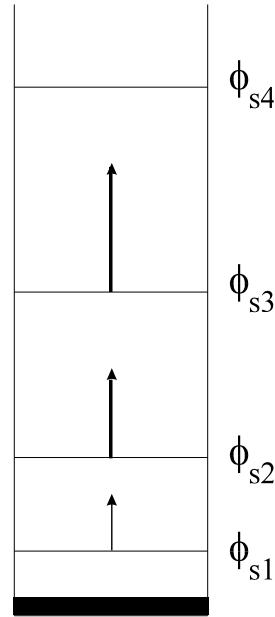


Figura 2.4. Desplazamiento de capas de sólidos según Kynch ( $\Phi_s$  denota  $\varepsilon_s$  en la figura)

$$-A\varepsilon_s(-u_s)\Big|_{x+\Delta x} + A\varepsilon_s(-u_s)\Big|_x = A\Delta x \frac{\partial \varepsilon_s}{\partial t} \quad (2.6)$$

Dividiendo por " $A\Delta x$ " y tomando límites cuando  $x \rightarrow 0$ , se deduce la ecuación:

$$-\frac{\partial [\varepsilon_s(-u_s)]}{\partial x} + \frac{\partial \varepsilon_s}{\partial t} = 0 \quad (2.7)$$

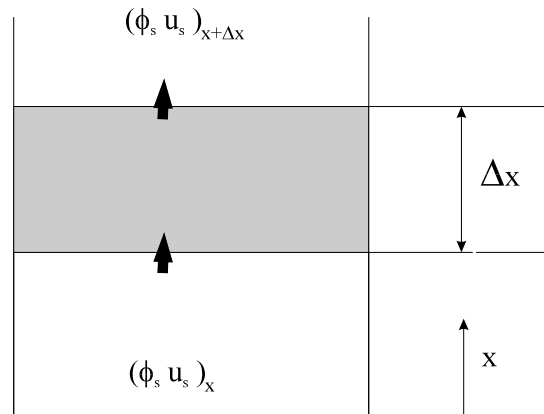


Figura 2.5. Balance de materia en un elemento de volumen

La ecuación 2.7 es la de continuidad, donde la concentración de sólidos  $\varepsilon_s$  es una función que depende de la posición " $x$ " y del tiempo " $t$ ".

Realizando un balance de sólidos sobre un elemento de volumen de suspensión de área " $A$ " y altura " $\Delta x$ ", tal como se indica en la Figura 2.5, se llega a la siguiente ecuación:

$$\varepsilon_s = \varepsilon_s(x, t) \quad (2.8)$$

Diferenciando la ecuación (2.8) se puede escribir:

$$d\varepsilon_s = \frac{\partial \varepsilon_s}{\partial x} dx + \frac{\partial \varepsilon_s}{\partial t} dt \quad (2.9)$$

En las capas ficticias de concentración constante que se van elevando se verifica que " $d\varepsilon_s = 0$ ", y por lo tanto de la ecuación (2.9) se obtiene:

$$\frac{dx}{dt} = - \frac{\partial \varepsilon_s / \partial t}{\partial \varepsilon_s / \partial x} \quad (9) \quad (2.10)$$

donde " $dx/dt$ " representa la velocidad de elevación " $v$ " de una capa ficticia de concentración constante de sólidos.

Teniendo en cuenta las ecuaciones (2.7) y (2.10) se deduce:

$$v = \frac{dx}{dt} = - \frac{\partial [\varepsilon_s (-u_s)] / \partial x}{\partial \varepsilon_s / \partial x} \quad (2.11)$$

pero como " $-u_s$ " depende únicamente de " $\phi_s$ ", se puede escribir:

$$v = - \frac{[d(\varepsilon_s (-u_s)) / d\varepsilon_s] [\partial \varepsilon_s / \partial x]}{[\partial \varepsilon_s / \partial x]} \quad (2.12)$$

y de la ecuación (2.12) se deduce directamente este teorema.

### Tercer teorema de Kynch

La capa de la zona C cuya fracción volumétrica de sólidos " $\varepsilon_{sa}$ ", y que se propaga a través de la suspensión con velocidad " $v_a$ ", y que alcanza la interfase superior en el tiempo " $t_a$ " viene dada por:

$$\varepsilon_{sa} = \frac{\varepsilon_{s0} H_0}{(-u_{sa} + v_a) t_a} \quad (2.13)$$

La ecuación (2.13) correspondiente al enunciado del tercer teorema de Kynch, se puede interpretar gráficamente como se indica en la Figura 2.6. La interfase sedimento-suspensión se traza recta, de acuerdo con la hipótesis de Kynch para sedimentos incompresibles. Dado que la capa cuya fracción volumétrica de sólidos  $\varepsilon_{sa}$  asciende con el tiempo a velocidad constante  $v_a$  hacia la interfase, se denomina **línea característica** a aquella línea que muestra sobre el diagrama H-t la posición de dicha capa de fracción  $\varepsilon_{sa}$ . La velocidad de ascenso de la capa viene dada por la pendiente de la línea característica, y la velocidad de sedimentación a esa concentración viene dada por la pendiente de la recta tangente a la línea de la interfase A-C en el punto en que la corta la línea característica.

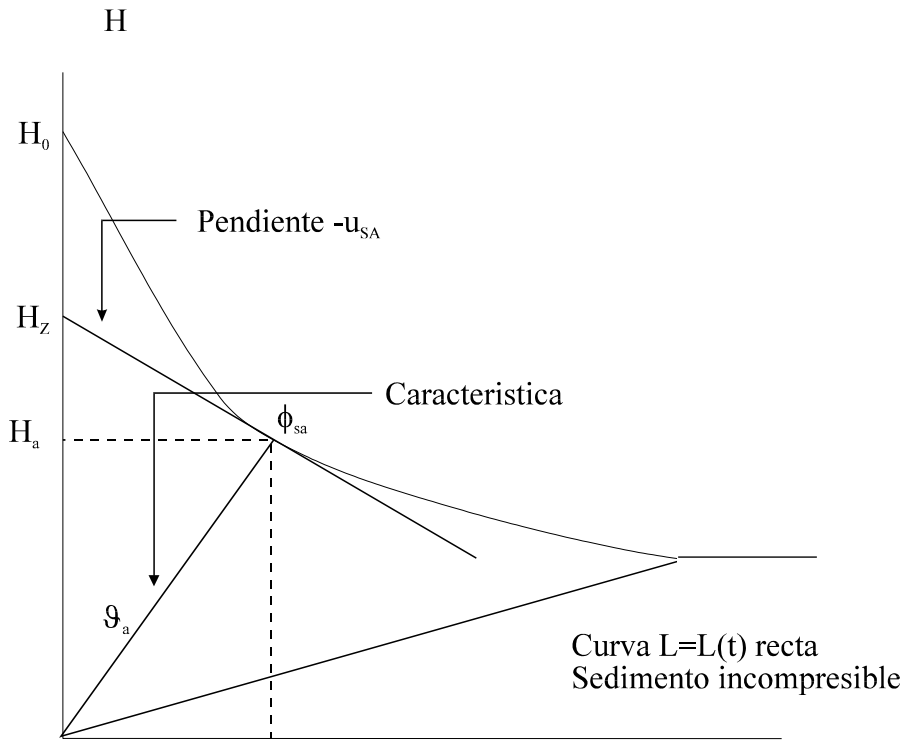


Figura 2.6. Experimento de sedimentación con formación de sedimento incompresible

La velocidad relativa con que los sólidos atraviesan la característica será  $v_a + (-u_{sa})$ , y por consiguiente el volumen total de sólidos que desde  $t=0$  hasta  $t=t_a$  han atravesado la característica viene dado por:

$$\varepsilon_{sa} [v_a + (-u_{sa})] A t_a \quad (\text{m}^3 \text{ sólidos}) \quad (2.14)$$

Al multiplicar la concentración de sólidos por la velocidad relativa se obtiene una densidad de flujo expresada en  $(\text{m}^3 \text{ sólido}/\text{m}^2 \text{ seg.})$ , que al multiplicarla por el área transversal de la columna y por el tiempo, da el volumen de sólidos que ha atravesado la característica. Esta cantidad debe ser igual al volumen total de sólidos que había en el instante inicial, y por tanto se puede escribir:

$$\varepsilon_{sa} [v_a + (-u_{sa})] A t_a = \varepsilon_{so} H_o A \quad (2.15)$$

Despejando la concentración de sólidos se obtiene la ecuación del tercer teorema de Kynch:

$$\varepsilon_{sa} = \frac{\varepsilon_{so} H_o}{[v_a + (-u_{sa})] t_a} \quad (20) \quad (2.16)$$

siendo:

$\varepsilon_{so}$  = Concentración inicial de la suspensión ( $\text{m}^3 \text{ sólido}/\text{m}^3 \text{ suspensión}$ ).

$H_o$  = Altura inicial de la suspensión (m).

Por otro lado si  $\varepsilon_a$  y  $(-u_{sa})$  se expresan en función de "H" y "t", se obtiene:

$$v_a = \frac{H_a}{t_a} \quad (-u_{sa}) = \frac{H_z - H_a}{t_a} \quad (2.17)$$

siendo " $H_z$ " la intersección de la tangente al sedimento con el eje vertical " $H$ " para  $t=0$ , de acuerdo con la figura 5.

Sustituyendo las ecuaciones (2.17) en la ecuación (2.15) se obtiene otra expresión del tercer teorema dada por la ecuación (2.13), lo que permite determinar dentro de un rango de concentraciones, y a partir de un test discontinuo, la relación entre la velocidad de sedimentación y la concentración de los sólidos correspondientes a cada punto de la curva " $H-t$ " determinada experimentalmente.

$$\varepsilon_{sa} = \frac{\varepsilon_{so} H_o}{H_z} \quad (2.18)$$

Así, para diseñar un sedimentador, será preciso conocer parámetros tales como tamaño de partícula, concentración crítica, AVI, etc. Todos estos parámetros pueden ser inicialmente desconocidos, pero si se realiza un experimento discontinuo, pueden obtenerse todos estos parámetros mediante la aplicación de los teoremas de Kynch a la representación  $H-t$  obtenida experimentalmente. Esta operación de necesitar realizar experimentos de laboratorio, a pequeña escala, para la obtención de parámetros necesarios para abordar el diseño de dimensiones industriales, es frecuente no sólo para la sedimentación, sino también para el resto de las operaciones de separación por flujo de fluido.

Dado que la Teoría de Kynch se ha desarrollado para suspensiones de sólidos incompresibles, es decir, que no forman flocos, sería totalmente equivalente en todas las demostraciones anteriores sustituir la fracción volumétrica de sólidos  $\varepsilon_s$  por la concentración de sólidos  $C_s$ , ya que la densidad de sólidos siempre es constante.

### 2.3 Aplicación del experimento discontinuo de sedimentación para el diseño de espesador continuo tipo Dorr-Oliver

En un espesador continuo tipo Dorr-Oliver, la suspensión es alimentada en la parte intermedia del espesador, saliendo el líquido clarificado por la parte superior y el lodo es arrastrado por un rastrillo hacia el fondo. En la Figura 2.7, se muestra este tipo de sedimentador.

El autor de este tema ha dedicado parte de su investigación al análisis del diseño de sedimentadores, cuyo fundamento se ha presentado en este tema. Un esquema del

funcionamiento de este tipo de sedimentadores se muestra en la siguiente Figura 2.8:

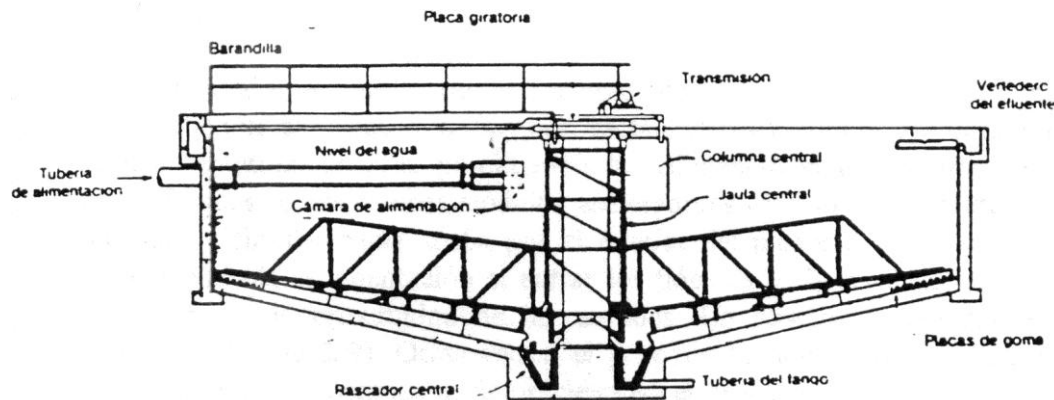


Figura 2.7. Esquema de un espesador continuo Dorr-Oliver.

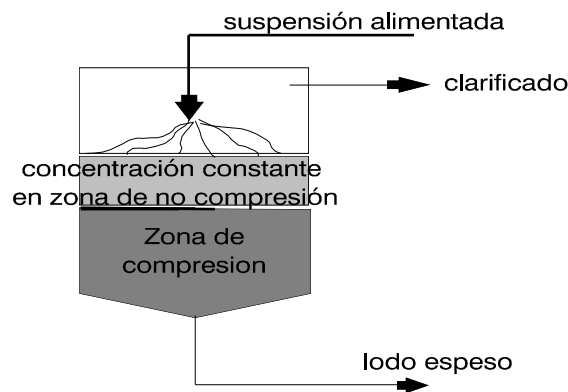


Figura 2.8. Esquema de sedimentador continuo

Los parámetros de diseño que se pueden considerar son el área del sedimentador y la altura de la zona de compresión, a la que hay que sumar alturas próximas a 1 m, para la zona de recogida del lodo, y la zona de no compresión. Teniendo en cuenta, que en muchos casos se parte de la información de un único experimento de sedimentación continua, donde se ha podido determinar (a veces con suerte) el punto crítico, para el cálculo del área se puede recurrir al método gráfico de Talmadge y Fitch (1955), del que se podrá obtener el área de diseño de forma conservativa, es decir superior al realmente necesario. La altura necesaria de la zona de compresión será del orden de la altura del sedimento obtenido en probetas de laboratorio, por lo que se asegura que con alturas superiores el sedimentador va a funcionar. En las referencias bibliográficas del tema se puede encontrar la justificación del método.

#### 2.4 Otros tipos de sedimentadores: rectangulares, lamelares y reactores de floculación.

Cuando se parte de concentraciones muy diluidas, se puede realizar la sedimentación en canales o tanques rectangulares (Figura 2.9), donde la suspensión avanza longitudinalmente, permitiendo la sedimentación de los flóculos en el fondo. Estos canales pueden tener módulos

aceleradores (Figura 2.10), donde la suspensión es obligada a circular hacia arriba por el interior de los planos o tubos paralelos inclinados, favoreciendo la sedimentación al entrar los flóculos en la zona de bajas velocidades de ascensión en la proximidad de las paredes, denominándose sedimentador lamelar. Otras veces, el proceso de floculación se realiza en el mismo tanque que la sedimentación, favoreciéndose el proceso de floculación al entrar el agua bruta con flóculos previamente formados.

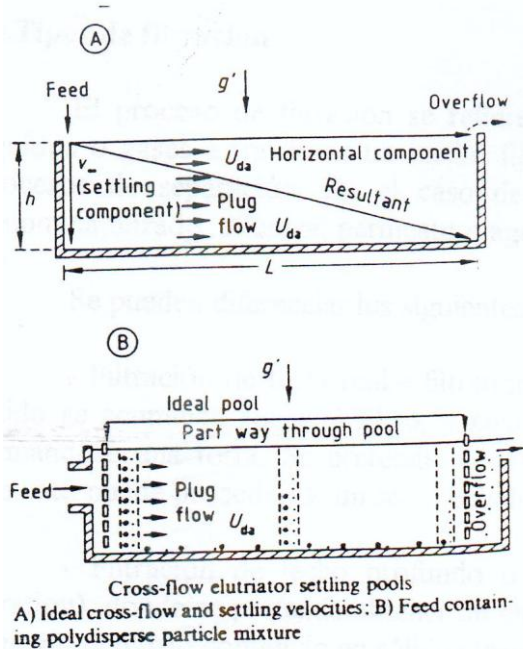


Figura 2.9. Tanques rectangulares de sedimentación.

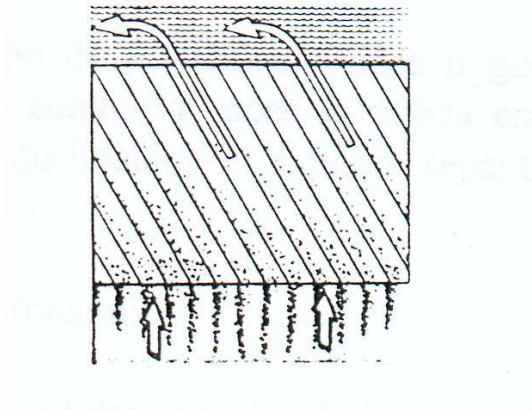


Figura 2.10. Sedimentador lamelar

### 3. FILTRACIÓN

El proceso de filtración es aquella operación de separación sólido fluido en la que se produce la separación de partículas sólidas o gotas de líquidos o gases a través de un medio filtrante -

filtro, aunque a veces se utiliza en otros procesos de separación. En el caso de filtración sólido-líquido, el líquido separado se denomina filtrado, efluente, permeato o agua clara.

### 3.1 Tipos de filtración

Se pueden diferenciar los siguientes procesos de filtración:

- Filtración de torta (cake filtration) o comúnmente filtración, donde las partículas de sólido se acumulan sobre el filtro, donde el medio filtrante posee unos poros que no permiten pasar las partículas de sólidos, formándose una torta. Se pretende separar el sólido del fluido, y en muchas ocasiones el alimento puede proceder de un sedimentador. Es el proceso de filtración por excelencia, donde la torta formada va creciendo, y por tanto, hay que retirarla o eliminarla cada cierto tiempo.

- Filtración de lecho profundo o de medio filtrante (filter bed, bed or deep-bed filtration), donde se pretende obtener un efluente clarificado sin partículas finas a partir de un alimento con bajo contenido en sólidos (menor de 0.1 % en peso). En este tipo de filtración, se pretende eliminar sólidos muy finos y muy diluidos mediante circulación a través de un lecho granular con sólidos medios o gruesos. Habitualmente el lecho es de arena, y el ejemplo más común es la eliminación de los sólidos en suspensión en el tratamiento de aguas potables, tras la floculación y sedimentación. Por tanto, no se forma torta, aunque los lechos tendrán que limpiarse periódicamente mediante circulación inversa del fluido.

- Filtración de flujo cruzado o ultrafiltración (screening and cross-flow filtration), donde los sólidos (desde 5  $\mu\text{m}$  hasta 0.03  $\mu\text{m}$ ) son separados en flujo tangencial al medio filtrante y separados continuamente sin acumulación sobre el medio filtrante, que son membranas. En este caso, no todo el caudal de líquido pasa a través del medio filtrante, sino que existirá salida tanto de un líquido filtrado (sin solutos) como de una corriente de rechazo, más concentrada en solutos.

Las fuerzas que provocan la filtración pueden ser la gravedad o la presión hidrostática (sobre presión o vacío), dado que si no hay fuerza impulsora de presión a través del medio filtrante, no hay caudal de filtrado (ley de Darcy).

### 3.2 Filtración de torta (cake filtration).

Como se ha mencionado anteriormente, consiste en la separación de los sólidos de una suspensión mediante un medio filtrante, donde todo el líquido atraviesa el medio filtrante y la torta de sólidos que se va formando y acumulando. Por tanto, en análisis de este tipo de operación habrá que realizarlo a partir de la Ley de Darcy. Cualquiera que sea el tipo de filtro utilizado, a lo largo de la operación de filtrado, se va depositando el sólido sobre un medio filtrante, formado por una torta porosa a través de la que circula sinuosa y casi laminarmente el fluido.

El caudal de filtrado (líquido que atraviesa la torta y el medio filtrante) depende de la diferencia entre las presiones que actúan en la superficie de salida del medio filtrante ( $P_1 - P_3$ ) respectivamente (Fig.3.1).

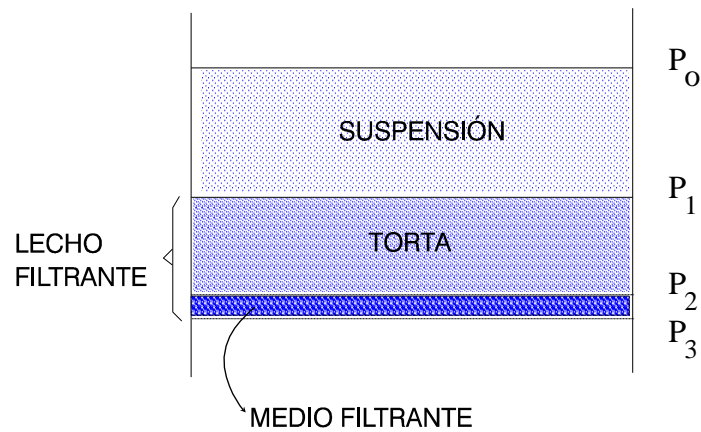


Figura. 3.1- Esquema las zonas creadas en una filtración.

También es función de las siguientes variables: a) superficie del medio filtrante en contacto con la suspensión, b) viscosidad del líquido, c) de las dos resistencias en serie que se oponen a la circulación del fluido: de la torta y la del medio filtrante.

Utilizando la ley de Darcy puede escribirse, y despreciando los efectos de gravedad:

$$u^+ = \frac{1}{A} \frac{dV}{dt} = \frac{P_1 - P_2}{\mu R_t} = \frac{P_2 - P_3}{\mu R_f} = \frac{P_1 - P_3}{\mu (R_t + R_f)} \quad (3.1)$$

siendo:

$u^+$ : velocidad media superficial de filtrado a través de la torta; m/s.

$V$ : volumen del filtrado; m<sup>3</sup>.

$t$ : tiempo de filtración; s.

$A$ : Área total de la superficie filtrante; m<sup>2</sup>.

$P_1$ : Presión del líquido en la superficie libre de la torta filtrante; Pa.

$P_2$ : Presión del líquido en la superficie de separación de torta y medio filtrante; Pa.

$P_3$ : Presión en el lado de descarga del medio filtrante; Pa.

$R_f$ : Resistencia del medio filtrante definida mediante la ecuación (3.1); m<sup>-1</sup>.

$R_t$ : Resistencia de la torta definida también por la ecuación (3.1), y la ecuación 3.10 del tema 4; m<sup>-1</sup>.

$\mu$ : Viscosidad del filtrado; Pa·s.

La resistencia que opone la torta en un instante, tal como se ha definido en el tema anterior, al paso del líquido puede expresarse mediante:

$$R_t = \frac{W_s}{A} \alpha_{sm} \quad (3.2)$$



siendo:

$W_s$ : Masa de torta seca que en un instante dado existe sobre el medio filtrante; kg.

$\alpha_s$ : Resistencia específica media de la torta, es decir, la resistencia media que ofrecería la unidad de masa de torta seca depositada sobre la unidad de área de sección transversal, m/kg.

El balance de materia entre las condiciones iniciales (no se ha formado torta) y cuando se ha obtenido un volumen de filtrado  $V$  es el siguiente:

$$M_O = \rho V + W \quad (\text{balance total}) \quad (3.3)$$

$$M_O S_O = W S_s \quad (\text{balance de sólidos}) \quad (3.4)$$

de donde se deduce:

$$W_s = W S_s = \frac{\rho V S_O}{1 - M S_O} \quad (3.5)$$

siendo:

$M_O$ : Masa total inicial en la suspensión; kg suspensión inicial.

$\rho$ : Densidad del filtrado; kg/m<sup>3</sup>.

$S_O$ : Fracción másica de sólido en la suspensión que se filtra; kg sólido/kg de suspensión.

$S_s$ : Fracción másica media de sólido en la torta; kg sólido seco/kg torta húmeda.

$M$ : Relación másica media torta húmeda / torta seca ( $= 1/S_s$ ).

$V$ : Volumen del filtrado; m<sup>3</sup>.

$W$ : masa de torta húmeda; kg.

Teniendo en cuenta (3.1), (3.2) y (3.5) se podrá escribir:

$$\frac{1}{A} \frac{dV}{dt} = \frac{p_1^+ - p_2^+}{\mu \frac{1}{A(1 - M S_O)} \alpha_s} = \frac{p_2^+ - p_3^+}{\mu R_f} = \frac{p_1^+ - p_3^+}{\mu \left( \frac{\rho V S_O \alpha_s}{A(1 - M S_O)} + R_f \right)} \quad (3.6)$$

La operación de filtración puede llevarse a cabo de tres formas distintas:

- a) a presión constante
- b) a caudal constante
- c) en régimen mixto.

- a) En la filtración a presión constante, la diferencia ( $p_1^+ - p_3^+$ ) se mantiene constante a lo largo de la operación. Como la resistencia del lecho filtrante va aumentando a medida que crece el espesor de la torta, la velocidad de filtración va disminuyendo paulatinamente.
- b) En la filtración a caudal constante, a medida que aumenta el espesor de la torta, la resistencia a la circulación del líquido crece y como consecuencia también lo hace la pérdida de presión.
- c) En régimen mixto se produce una combinación de los dos métodos anteriores.

Los problemas que pueden plantearse en la filtración a escala industrial son:

- 1) Calcular el volumen de suspensión a filtrar si se conoce el área de filtración y se fija el tiempo y el  $\Delta p^+$ .
- 2) Área de filtración necesaria para desarrollar una operación de filtración.
- 3) Variaciones que sobre la velocidad de filtración introduce la variación de  $\Delta P$ , si se dispone de un filtro de área determinada.

Para resolver cualquiera de estos problemas es necesario integrar la ecuación diferencial (3.6), resultante de la ley de Darcy. Ahora bien, al integrar esta ecuación se ha de tener en cuenta la mayor o menor compresibilidad de la torta de sólido que se forma sobre el lecho filtrante.

Las tortas filtrantes pueden clasificarse, al igual que en la sedimentación, en incompresibles y compresibles. A pesar de que todas las tortas son más o menos compresibles, el grado de compresibilidad de alguna de ellas como  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{BaCO}_3$ , etc., es tan pequeño que a todos los efectos pueden considerarse como incompresibles.

#### A. Tortas incompresibles

En las tortas filtrantes incompresibles, la resistencia específica  $\alpha_{sm}$ , la razón  $M$  y la porosidad de la torta pueden considerarse constantes a través de la torta durante todo el proceso de filtración. Bajo estas premisas, se va a proceder a la integración de la ecuación 3.6 en función de que la presión sea constante y el caudal sea constante.

##### *A.1- Filtración a presión constante.*

La integración de la ecuación (3.6) entre 0 y  $V$ ; y entre 0 y  $t$  conduce a la ecuación:

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu \rho S_o \alpha_s}{2(1 - MS_o)A^2(P_1 - P_3)} V + \frac{\mu R_f}{A(P_1 - P_3)} \quad (3.7)$$

Esta ecuación relaciona todas las variables que intervienen en una operación de filtración. Normalmente,  $\alpha_s$  y  $R_f$  se calculan experimentalmente.

La ecuación (3.7) puede escribirse de la forma:

$$\frac{t}{V} = C_1 V + C_2 \quad (3.8)$$

que es la ecuación de una recta. Por consiguiente al representar  $t/V$  frente a  $V$  en cualquier experiencia de filtración a presión constante, con suspensiones que originen tortas incompresibles resultará una línea recta de cuya pendiente,  $C_1$  y ordenada en el origen,  $C_2$  podrán deducirse los valores desconocidos de  $\alpha_s$  y  $R_f$  para la suspensión que se ensaye, pues todas las demás magnitudes son conocidas.

#### A.2- Filtración a caudal constante.

Como en este caso, el caudal  $Q$  es igual a  $dV/dt$ , que es constante, y por tanto  $V$  es igual a  $Qt$ , la ecuación (3.6) se convierte en:

$$\Delta p^+ = p_1^+ - p_3^+ = \frac{Q^2 \mu \rho S_o \alpha_s}{(1 - MS_o) A^2} t + \frac{Q \mu R_f}{A} \quad (3.9)$$

o lo que es lo mismo:

$$\Delta P = C_1' t + C_2' \quad (3.10)$$

que también es la ecuación de una recta. Al representar pues  $p = f(t)$  en un experimento de filtración a caudal constante, resultará una recta de cuya pendiente y ordenada en el origen será posible deducir  $\alpha_s$  y  $R_f$  ya que se conocen las demás magnitudes.

#### B. Tortas compresibles

Se denomina torta compresible a aquella en la que la fracción volumétrica de sólidos no es homogénea en toda la torta, sino que varía con su longitud. Así, la velocidad real del filtrado no será la misma a lo largo de la torta, y tampoco lo será la resistencia específica de la torta. El tratamiento riguroso de tortas compresibles en filtración es complejo desde el punto de vista conceptual y matemático. Además, en la mayoría de las ocasiones, únicamente presentará compresibilidad una pequeña parte de la misma en la parte superior, y en el resto de la longitud, estaría totalmente comprimida y por tanto sería homogénea. Por ello, suele despreciarse el efecto de la compresibilidad, al suponer un trabajo enorme para obtener un resultado prácticamente idéntico al de una torta incompresible. De cualquier forma, se describe a continuación la teoría más aceptada sobre la compresibilidad de las tortas en filtración.

La porosidad de la torta compresible va decreciendo a medida que es sometida a mayor presión. Se puede considerar una relación de constitución:

$$\varepsilon_s = 1 - \varepsilon = f(P_s) \quad (3.11)$$

donde la fracción volumétrica de sólidos  $\varepsilon_s$  o la porosidad  $\varepsilon$  son función de la presión efectiva  $P_s$  a la que son sometidos los sólidos. Esta presión  $P_s$  es transmitida por los contactos sólido-sólido y por las bolsas de líquido que pueden quedar encerradas entre partículas sólidas. Cuanto mayor es el esfuerzo de compresión  $P_s$ , mayor es la fracción volumétrica de sólido correspondiente. Recuerdese que la presión efectiva es la presión que soporta una torta sin aumentar la fracción volumétrica de sólidos.

En una filtración con torta compresible, donde los efectos de la gravedad son despreciables, la circulación del fluido tiene lugar porque hay una presión que le obliga a ello. Considerando el siguiente esquema:

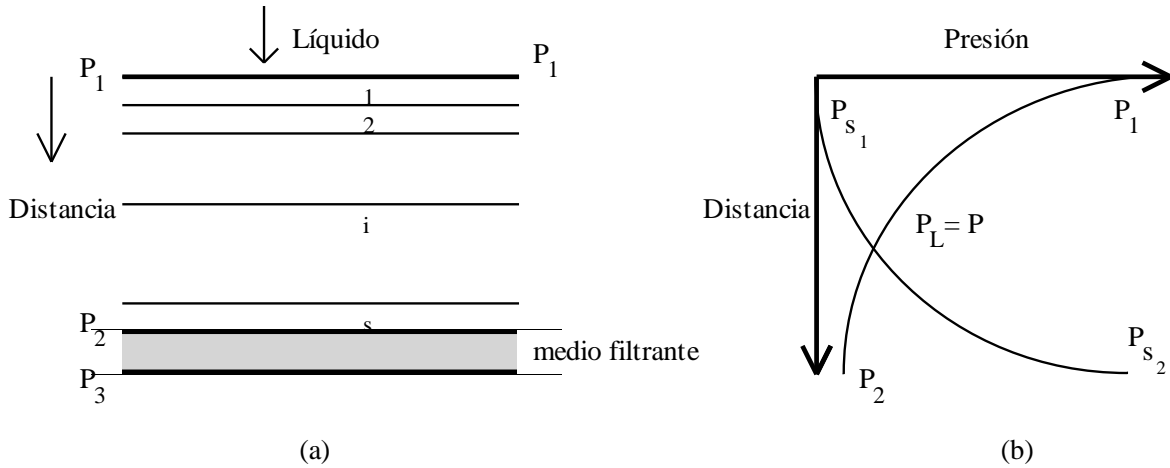


Figura 3.2. Esquema de presiones

La variación de la presión del fluido puede ser la indicada por la línea curva en la Figura 3.2.b. Teniendo en cuenta que la presión del líquido se va transmitiendo a los sólidos a medida que avanza el líquido, se deduce que:

$$P_s + P = \text{cte.} = P_1 + P_{s1} \quad (3.12)$$

La variación de la presión no es lineal con la distancia, ya que al ser la torta compresible, la concentración de sólidos será mayor en las capas más próximas al medio filtrante.

Se puede considerar que la torta depositada sobre el medio filtrante, está formada por infinitas capas con diferentes concentraciones y resistencias específicas. Además se da la circunstancia, que la velocidad con que circula el fluido por las diferentes capas será distinta, ya que por las capas más próximas al medio filtrante circulará el fluido con mayor velocidad que en las capas más alejadas. Ello se debe a la compresión de la torta, que hace que el fluido desalojado por los sólidos tenga que salir de la torta.

Para una capa, cuyo contenido en sólidos es  $\Delta W_{si}$ , y teniendo en cuenta que los sólidos y el líquido se mueven en la misma dirección:

$$u_i^+ = (u_i - u_{si})(1 - \epsilon_{si}) = \frac{k}{\mu} \frac{\Delta P_i^+}{\Delta L_i} = \frac{\Delta P_i^+}{\mu \Delta R_{ti}} = \frac{\Delta P_i^+}{\mu \alpha_{si} \frac{\Delta W_{si}}{A}} \quad (3.13)$$

Para el medio filtrante, se puede escribir que:

$$u^+ = \frac{1}{A} \frac{dV}{dt} = \frac{P_2 - P_3}{\mu R_f} \quad (3.14)$$

Realizando un balance de sólido y líquido en un entorno, entre cualquier capa de la torta y la salida del medio filtrante, se cumple que:

$$u^+ A = u_i A(1 - \varepsilon_{si}) + u_{si} \varepsilon_{si} A \quad (3.15):$$

Combinando la primera parte de la ecuación (3.13) y la ecuación (3.15), se deduce que

$$u_i^+ = u^+ - u_{si} \quad (3.16)$$

La ecuación (3.13) se puede escribir como

$$u^+ \frac{\Delta W_{si}}{A} = \frac{\Delta P_i^+}{\mu \alpha_{si} \frac{u^+ - u_{si}}{u^+}} \quad (3.17)$$

e integrando la ecuación anterior, se obtiene

$$u^+ \frac{W_s}{A} = \int_{P_2}^{P_1} \frac{dP^+}{\mu \alpha_{si} \frac{u^+ - u_{si}}{u^+}} = - \int_{P_{s2}}^{P_{s1}} \frac{dP_s}{\mu \alpha_{si} \frac{u^+ - u_{si}}{u^+}} = - \int_{P_1 - P_2}^0 \frac{dP_s}{\mu \alpha_{si} \frac{u^+ - u_{si}}{u^+}} = \frac{P_1 - P_2}{\mu \alpha_{sm}} \quad (3.18)$$

donde la resistencia específica media de la torta se calcula como

$$\frac{1}{\alpha_{sm}} = \frac{1}{P_1 - P_2} \int_0^{P_1 - P_2} \frac{dP_{si}}{\alpha_{si} \frac{u^+ - u_{si}}{u^+}} \quad (3.19)$$

ya que  $dP = -dP_s$  y el fluido tiene una presión  $P_1$ ,  $P_{s1} = 0$ , y para una presión del fluido  $P_2$  le corresponde una presión efectiva de sólidos  $P_{s2} = P_1 - P_2$ . La ecuación anterior representa la demostración rigurosa de la resistencia específica de la torta.

Combinando las ecuaciones (3.18) y (3.19) se deduce que

$$u^+ = \frac{1}{A} \frac{dV}{dt} = \frac{P_1 - P_2}{\mu \frac{1}{A} \frac{\rho V S_0}{1 - M S_0} \alpha_{sm}} = \frac{P_2 - P_3}{\mu R_f} = \frac{P_1 - P_3}{\mu \left( \frac{\rho V S_0 \alpha_{sm}}{A(1 - M S_0)} + R_f \right)} \quad (3.20)$$

En una gran multitud de casos, cuando se trabaja a  $\Delta P = P_1 - P_3$  elevados, se obtiene la siguiente variación de porosidad  $\varepsilon_i$  y de velocidad  $(u^+ - u_{si})/u^+$

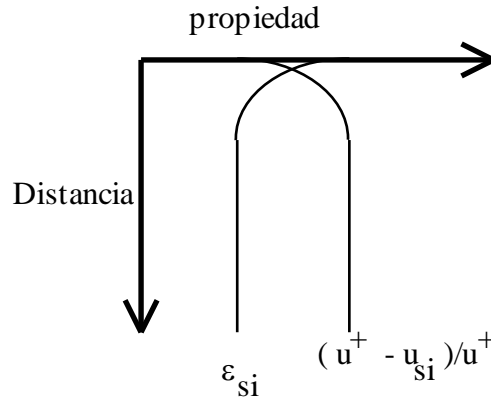


Figura 3.3 Variación de fracción volumétrica de sólidos y ratio de velocidades en el filtro.

Ello quiere decir que prácticamente la mayor parte de la torta tiene un valor de  $\varepsilon_{si}$  y ratio de velocidades casi constantes. Por tanto, en estos casos, y si  $P_2 \approx P_3$  (la resistencia al flujo del medio filtrante es muy pequeña, exceptuando un periodo inicial muy corto y por tanto despreciable), se deduce que:

$$\frac{1}{\alpha_{sm}} = \frac{1}{\Delta P} \int_0^{\Delta P} \frac{dP_s}{\alpha_s} \quad (3.21)$$

siendo  $\Delta P = P_1 - P_3$

Se han propuesto en la bibliografía relaciones de  $\alpha_s$  y  $\varepsilon_s$  con  $P_s$  del tipo:

$$\alpha_s = \alpha_{s1} \left( 1 + \frac{P_s}{P_A} \right)^n$$

$$\varepsilon_s = \varepsilon_{s1} \left( 1 + \frac{P_s}{P_A} \right)^\beta \quad (3.22); (3.23)$$

siendo  $\alpha_{s1}$  y  $\varepsilon_{s1}$  los correspondientes valores cuando  $P_s = 0$ , y  $P_A$  una constante característica de la suspensión con unidades de presión. A presiones elevadas las expresiones anteriores se convierte en potenciales.

$$\alpha_s = \alpha_{s1} \left( \frac{P_s}{P_A} \right)^n = \alpha_{s1} P_s^n \quad (3.24); (3.25)$$

$$\varepsilon_s = \varepsilon_{s1} \left( \frac{P_s}{P_A} \right)^\beta = \varepsilon_{s1} P_s^\beta$$

De acuerdo con la variación de  $\alpha_s$ , se deduce que:

$$\alpha_{sm} = \frac{\alpha_{sl}(1-n)}{P_A} \cdot \frac{\Delta P}{(1 + \Delta P/P_A)^{1-n} - 1} \quad (3.26)$$

Si  $\Delta P/P_A \gg 1$ , y  $(\Delta P/P_A)^{1-n} \gg 1$ , se deduce que:

$$\alpha_{sm} = \frac{\alpha_{sl}(1-n)}{P_A} \cdot \frac{\Delta P}{\left(\frac{\Delta P}{P_A}\right)^{1-n}} = \frac{\alpha_{sl}(1-n)}{P_A^n} (\Delta P)^n = \alpha_{sl}(1-n)(\Delta P)^n \quad (3.27)$$

donde "n" es el factor de compresibilidad.

La experiencia demuestra que  $\alpha_{sm}$  y  $R_f$  se mantienen prácticamente constantes durante el proceso de filtración con tortas compresibles, si la diferencia de presiones  $P_1 - P_3$  permanece constante a lo largo del mismo.

En el intervalo de presiones en el que se cumple la ecuación (11) puede admitirse aplicable con bastante aproximación la ecuación:

$$R_f = r' (P_1 - P_3)^{s'} \quad (12)$$

$r'$  y  $s'$  pueden determinarse experimentalmente, representando los datos experimentales de  $R_f$ , obtenidos a distintas presiones, frente a  $P_1 - P_3$ .

### 3.3 Equipos para el proceso de filtración de torta.

Aunque los equipos para llevar a cabo la filtración de sólidos están diseñados para que realicen la operación de forma continua, es decir, se alimenta al equipo de forma continua una suspensión y se obtiene de forma continua (sin variación con el tiempo) sendas corrientes de filtrado y lodo espeso, en realidad se lleva a cabo en el interior del equipo procesos cíclicos discontinuos. Existen muchas disposiciones de equipos continuos de filtración, pero por simplicidad, se van a destacar únicamente los dos más habituales. Los filtros de mangas, y los filtros de tambor.

Filtros de mangas (Plate and frame filter). La figura 3.4 muestra un esquema de un filtro de mangas. Básicamente, se hace circular la suspensión por un sistema múltiple de medios filtrante, en los que existen distintos marcos. Sobre las distintas mangas se van formando las tortas, por lo que son retiradas cada cierto tiempo. Así, en estos sistemas, normalmente, mientras un conjunto de prensas están trabajando en filtración (formándose torta), otros están en limpieza y rascado de torta mediante circulación inversa.

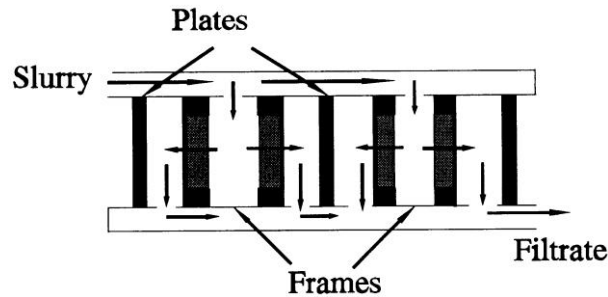


Figura 3.4. Esquema de un filtro de mangas

Los sistemas de este tipo normalmente operan a pérdida de presión constante. Por tanto para su diseño habrá, que utilizar las ecuaciones de filtración a pérdida de presión constante para el periodo de tiempo en el cual se permita crecer la torta hasta un determinado espesor, después del cual se limpia el medio filtrante. El caudal de filtrado no será totalmente constante en esta operación, aunque se puede considerar un *caudal medio* mediante la relación entre el volumen de filtrado obtenido por ciclo y el tiempo de operación del mismo. La figura 3.5 muestra otro esquema de filtro de mangas.

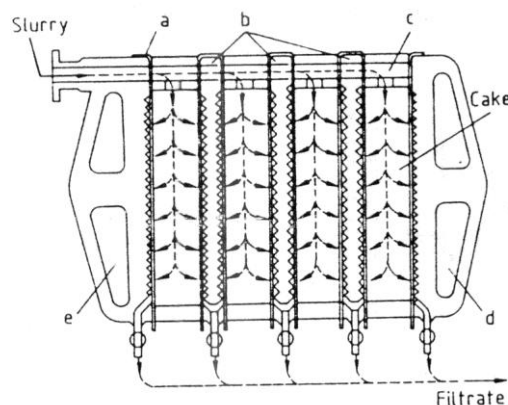


Figura 3.5. Esquema de filtro prensa

Filtro de tambor (Rotary drum filter). La figura 3.6 muestra un esquema simple de un filtro de tambor. Consta de un tambor rotatorio, que gira con una frecuencia constante, por cuya superficie desarrollada cilíndrica está el medio filtrante y penetra el líquido claro.



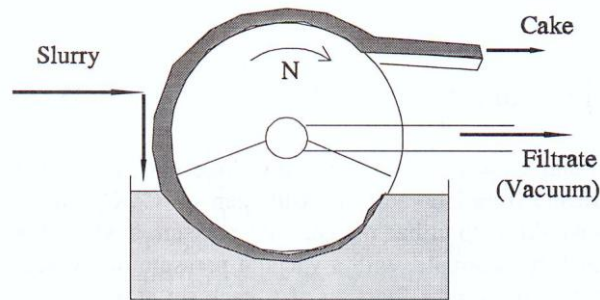


Figura 3.6. Filtro de tambor. Esquema básico.

El cilindro se encuentra situado en el interior de un recipiente, sobre el que alimenta la suspensión a filtrar, quedando sumergida en la suspensión parte de la superficie exterior cilíndrica del tambor. La forma de funcionamiento es la siguiente. Supóngase un trozo de sección del tambor que está no está mojada por la suspensión y no tiene torta. Al girar el tambor, llegará un momento en que se sumerja, y comenzará a formarse torta sobre él. A medida que va girando sumergido, se irá formando más torta hasta que salga del depósito. Una vez fuera, sobre ese trozo de sección no crece más la torta, y en un punto concreto, un rascador elimina la torta formada, dejando el trozo limpio y preparado para volver a entrar en la suspensión.

Con objeto de optimizar la succión y evitar pérdidas de energía sobre la superficie no sumergida, el tambor está dividido en sectores, tal como se muestra en la figura 3.7. Por medio de una valvulería circular, solo se permite la succión por el eje del tambor a aquellos sectores que estén sumergidos en la suspensión.

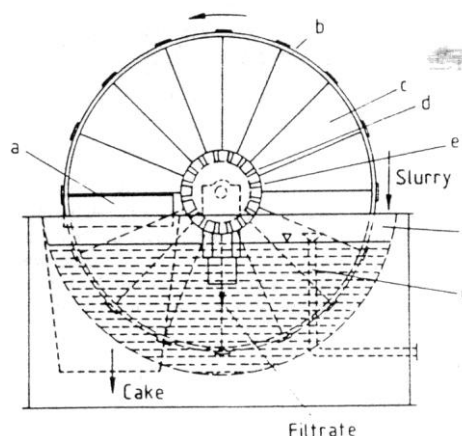


Figura 3.7. Filtro de tambor. Esquema detallado dividiendo el tambor en sectores.

Por tanto, aunque el filtro de tambor realice el proceso de forma continua (y en este caso se aporta un caudal de forma continua), la operación es discontinua y cíclica. La operación del filtro de tambor siempre es a *pérdida de presión constante*. Así, para el diseño, habrá que utilizar las ecuaciones correspondientes a pérdida de presión constante, considerando que el área de filtrado es el área total externa de la sección cilíndrica del tambor ( $S = \pi D L$ ) y el tiempo de filtrado es la fracción de superficie sumergida dividido por la frecuencia de giro (es

decir, el tiempo en que un elemento infinitesimal de superficie permanece sumergido mientras gira. La figura 3.8 muestra una visión genérica en perspectiva de este filtro.

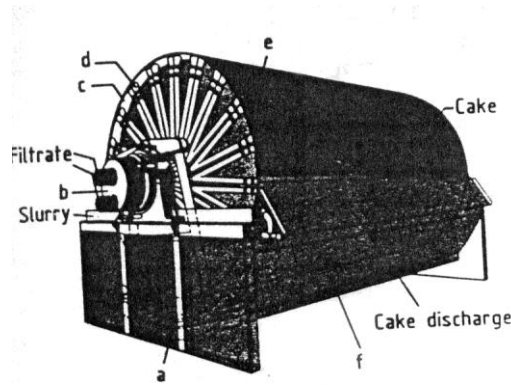


Figura 3.8. Filtro de tambor. Visión general.

### 3.4 Filtración de lecho profundo.

Esta filtración se realiza en lechos granulares, de profundidad 0.5 -3 metros donde se debe retener las partículas pequeñas (entre 0.3 y 5  $\mu\text{m}$ ) y en baja concentración (menor de 0.1 g. sólidos/l), se aplica en los procesos de depuración de aguas. El flujo de circulación del agua, cuando el filtro está limpio, se puede calcular mediante la ecuación de Ergun. El funcionamiento correcto corresponde a caudales de carga entre 5 y 50  $\text{m}^3$  agua/ $\text{m}^2$  sección transversal. h), aunque en algunos casos se puede funcionar con 0.1-0.2  $\text{m}^3/\text{h}$ , cuando hay sólidos muy finos (menores que 1 micra). A medida que se van reteniendo las partículas de sólidos, la pérdida de carga va aumentando o el caudal va disminuyendo. A un valor determinado, se debe proceder el lavado del filtro con agua en contracorriente con altos velocidades de flujo (alrededor de 36  $\text{m}^3/\text{h}$ ), o sistema scour-agua con burbujeo de aire en agua. La figura 3.9 muestra un ejemplo de filtro con arena para una planta de potabilización de aguas.

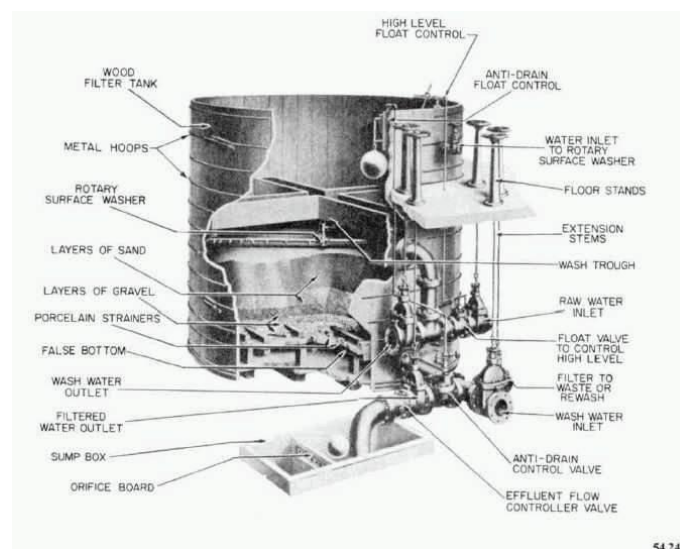


Figura 3.9. Filtración por lecho profundo.

### 3.5 Filtración de flujo cruzado o ultrafiltración.

En este tipo de filtración, no se forma una torta, y la separación sólido-fluido implica que el líquido pasa por los orificios o poros del medio filtrante, y los sólidos no pueden pasar. Hay de dos tipos:

a) para partículas grandes, donde las partículas que se acumulan en la superficie del medio filtrante, pueden ser desplazadas por gravedad o algún elemento mecánico.

b) para partículas pequeñas, se utilizan membranas, con poros de hasta 2 nm. El rango de aplicación de la microfiltración se puede observar en la Figura 3.4. Los filtros de membrana operan a 0.2-1 MPa y el flujo suele ser de 2-4 m/s

Para que no se forme torta, no todo el líquido del alimento va a cruzar la membrana, sino que sólo cruzará la membrana parte del líquido, con lo que saldrá del sistema otra corriente de líquido con una concentración en solutos superior a la de entrada, denominada rechazo, de acuerdo con la figura 3.10.

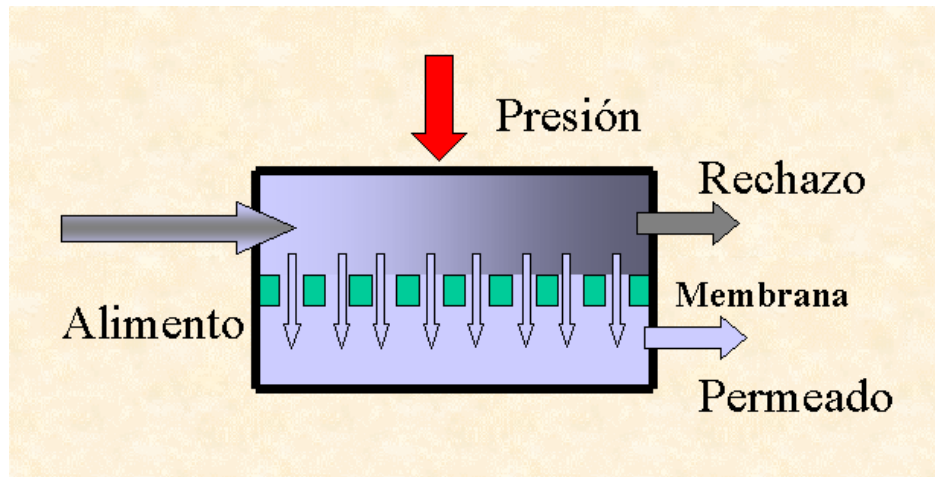


Figura 3.10. Esquema de la filtración por flujo cruzado o ultrafiltración.

Los procesos de ultrafiltración se aplican no ya a la eliminación de partículas sólidas visibles (proceso meramente físico mediante la ley de Darcy), sino que consiste en la eliminación de solutos disueltos de gran tamaño molecular a través de membranas de tamiz molecular. En estos procesos, intervienen más factores, como los efectos estéricos y electrostáticos, que hacen que la ultrafiltración sea un campo técnico muy especializado, y queda fuera del objetivo del curso. De cualquier forma, en la materia Ingeniería del Medio Ambiente se escriben procesos de ultrafiltración aplicados a la limpieza de aguas.

## 4. CENTRIFUGACIÓN

La centrifugación realmente no constituye una operación de separación por sí misma, sino que consiste en operaciones de sedimentación y de filtración, en el que la acción de la gravedad es acelerada y/o sustituida por la acción de la fuerza centrífuga en un eje rotatorio a gran velocidad. Así, puede distinguirse entre sedimentación con centrifugación (la más común) y filtración con centrifugación. Por tanto, los fundamentos del proceso son similares a los vistos en los anteriores apartados.

### 4.1 Fundamentos

Como consecuencia del proceso de rotación, de una columna de líquido, tal como se indica en la Figura 4.1, la diferencia de presión hidrostática entre la superficie superior y la superficie inferior, se puede calcular de la siguiente forma:

Para un capa de espesor  $\Delta r$ , se cumple que:

$$dp = \rho a \, dr = \rho \omega^2 r \, dr \quad (4.1)$$

donde la fuerza de aceleración centrífuga "a" es igual a " $\omega^2 r$ ", estando la velocidad angular  $\omega$  expresada en radianes /s ( $=2\pi/\text{período}$ ). Integrando la ecuación (4.1) entre los límites del sistema, se deduce que:

$$\Delta p = p_2 - p_1 = \rho \omega^2 \frac{r_2^2 - r_1^2}{2} = \rho(r_2 - r_1) \omega^2 \frac{r_1 + r_2}{2} = \rho(r_2 - r_1) g \frac{\omega^2 \frac{r_1 + r_2}{2}}{g} = \rho(r_2 - r_1) z g \quad (4.2)$$

donde el factor aceleración "z" supone el un incremento de la aceleración respecto de la gravedad, y resulta el cociente entre aceleración media y la de la gravedad- viene dado por la expresión:

$$z = \frac{\omega^2 \frac{r_1 + r_2}{2}}{g} \quad (4.3)$$

Dependiendo de la velocidad de giro, se puede conseguir que la presión sobre el fondo del recipiente, sea mayor o menor, y si el espesor de la torta depositada sobre el fondo no es muy grande, se pueden emplear las fórmulas deducidas para filtración.

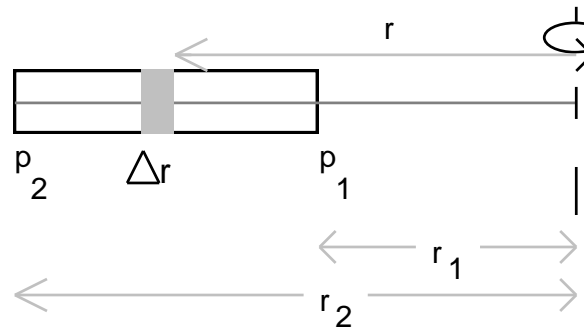


Figura 4.1. Diagrama de presiones en un proceso centrífugo.

#### 4.2 Filtración con centrifugación.

La Figura 4.2 muestra un esquema de algunos tipos de centrifugas. Sobre el filtro los sólidos se depositan, y éstos pueden ser retirados periódicamente o discontinuamente.

En la Figura 4.2a se muestra la centrífuga tamizadora continua. El rotor comunica energía de rotación a la suspensión. La torta depositada sobre el tambor perforado (perforated drum), puede ser eliminada continuamente, por un tornillo giratorio a una velocidad diferente de la del rotor, o por vibración- Figura 4.2b- (a bajas velocidades 500-1000 rpm). Se emplean para suspensiones de carbón y productos cristalinos.

En la Figura 4.2c, se presenta una centrífuga de platos con empuje (Pusher plate). La frecuencia es de  $60-100 \text{ min}^{-1}$ . La capacidad puede ser de 60-80 t/h. Se utilizan para industria de potasa y fertilizantes

En la Figura 4.2d se observa un esquema de una centrífuga tipo cesta con rascador, funcionando alternativamente. El diámetro puede ser de hasta 2 metros, con velocidades de rotación de 750 rpm hasta 2000 rpm. Se utilizan cuchillos, para rascar la torta que se mueven tangencial y radialmente, con factores de aceleración de 500-1500, y el número de cargas puede ser de 5 a 20/hora. Se emplean también para productos cristalinos y resinas.

En las Figuras 4.2e y f, se presentan dos esquemas de centrifugas manuales.

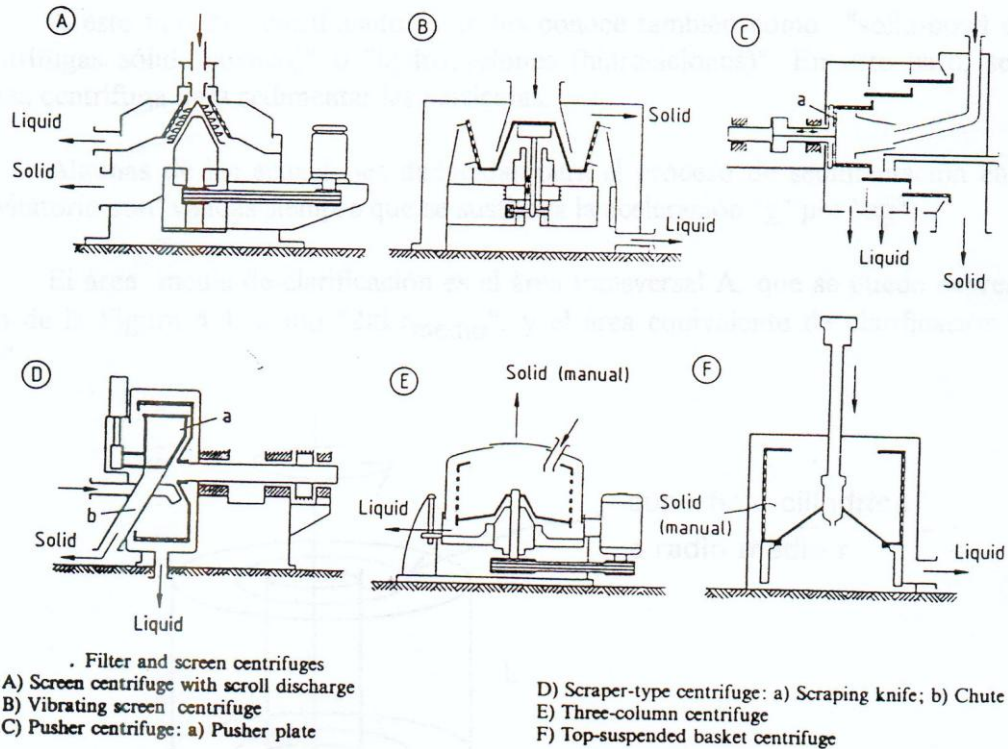


Figura 4.2. Tipos de centrífugas filtrantes y de tamizado.

### 4.3 Sedimentación con centrifugación

A este tipo de centrifugadoras se les conoce también como "solid-bowl centrifuges (centrífugas sólido-cuenca)" o "hydrocyclones (hidrociclones)". En este caso, se utiliza la fuerza centrífuga para sedimentar las partículas.

Algunas de las ecuaciones deducidas para el proceso de sedimentación en el campo gravitatorio son válidas siempre que se sustituya la aceleración "g" por "zg".

El área media de clarificación es el área transversal A, que se puede expresar para el caso de la Figura 4.4, como  $2\pi L r_{\text{medio}}$ , y el área equivalente de clarificación " $\Sigma$ " como " $A_z$ ".



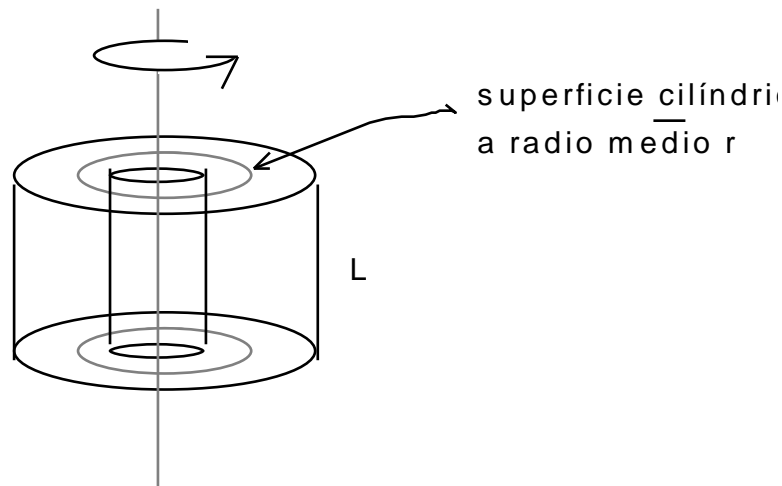


Figura 4.4 Esquema de un proceso de sedimentación-centrifugación.

En la Figura 4.5 se muestra esquemas de las centrifugadoras sedimentadoras y decantadoras. Las características se muestran en la Tabla 4.1 (donde "d" es el diámetro medio y L la anchura) y en la Figura 4.6.

En la Figura 4.5a, se dispone de un tambor que gira, para comunicarle la rotación y un rascador que gira con velocidad menor con relación 1:40 a 1:120. En la Figura 4.5b, el proceso se realiza por cargas. En la centrífuga de disco y boquilla, el alimento es obligado a ir a la periferia, y luego dentro de los discos troncocónicos, el sólido descende hacia abajo y el líquido hacia arriba (semejante a los decantadores lamelares), actuando la boquilla de regulador del caudal de sólidos. Similares razonamientos pueden aplicarse a los otros tipos.

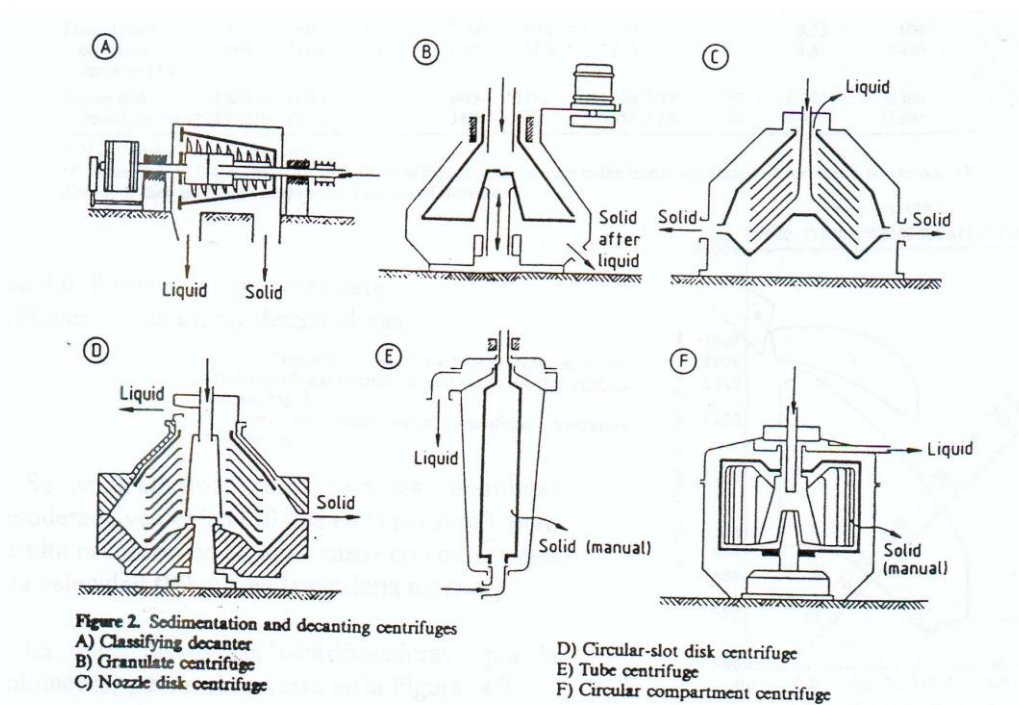


Figura 4.5. Tipos de centrifugadoras sedimentadoras y decantadoras.

## 5. CLASIFICACIÓN Y SEPARACIÓN NEUMÁTICA DE SÓLIDOS.

En este apartado se van a describir aquellos equipos que producen, por un lado una clasificación de sólidos por tamaños, y por otro una separación de sólidos finos, mediante el flujo de fluidos, sin que influya en la separación ni la acción de la gravedad ni la acción de un medio filtrante.

### 5.1 Clasificación neumática.

El fundamento de este tipo de clasificadores se ilustra sobre la figura 5.1. Si una corriente de sólidos, con una distribución heterogénea de tamaños, desciende por la acción de la gravedad, y se hace circular en contracorriente un caudal de gas de forma que supere la velocidad terminal de una parte de la distribución, las partículas más gruesas caerán a un depósito inferior, mientras que los finos serán arrastrados por la corriente.

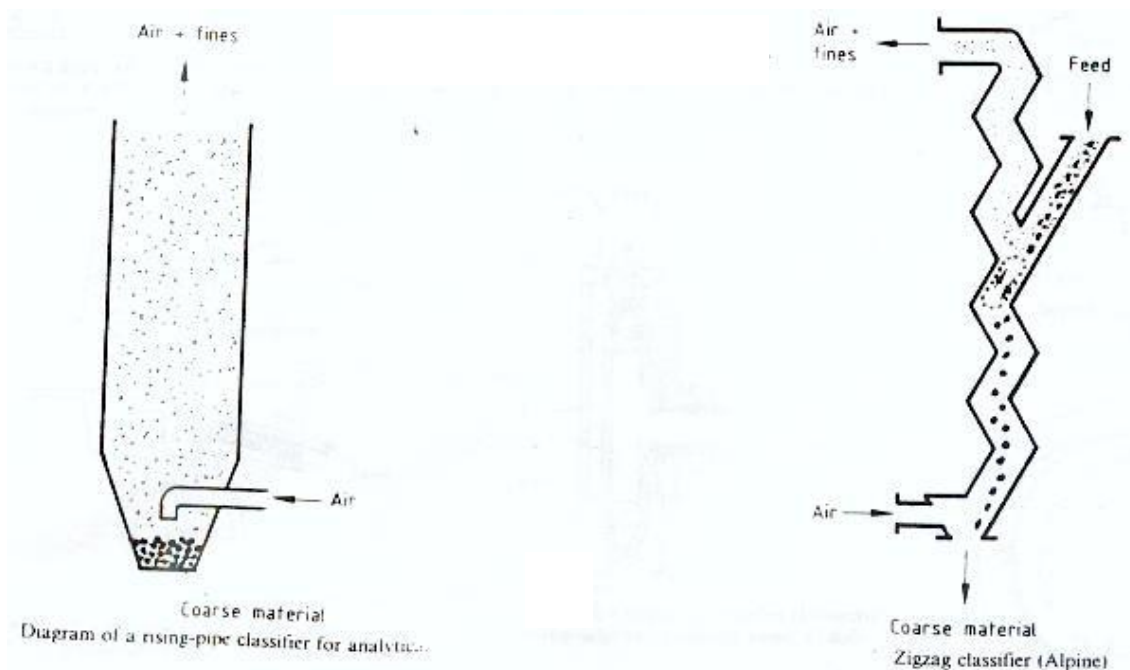


Figura 5.1. Esquema del fundamento de un clasificador neumático.

El fundamento y expresiones de la velocidad terminal de partículas ya fue explicado en el apartado 4.3 del Tema 4, en la sección de fluidización. Recuérdese que la velocidad terminal es aquella velocidad ascendente de gas cuya fuerza permite mantener estacionaria una partícula, situación equivalente a la caída de una partícula en el seno de un fluido estacionario. Por tanto, si la velocidad es superior a la terminal, la partícula es arrastrada.

### 5.2 Separadores neumáticos. Ciclones.

Un ciclón se utiliza para separar partículas finas que van arrastradas por una corriente gaseosa mediante la acción de la fuerza centrífuga, sin la acción de ningún tipo de medio filtrante, por lo que opera totalmente en continuo y no tiene riesgo de obstrucción. En la figura 5.2 se muestra un esquema de un ciclón.



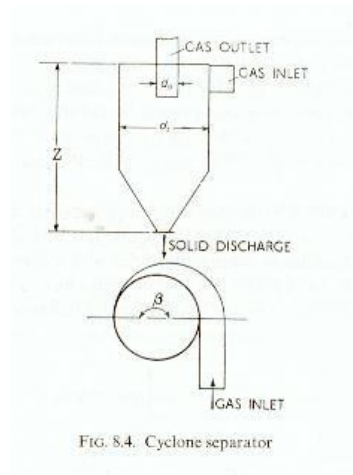


Figura 5.2. Vista lateral y superior de un ciclón

La corriente de gas, con sólidos suspendidos, entra de forma tangencial al interior de un cilindro, con una velocidad de entrada de alrededor de 30 m/s. Mientras los sólidos son proyectados directamente hacia la pared del cilindro, y posteriormente descienden por la parte cónica inferior, el gas limpio sale por un tubo situado en el centro del cilindro por la parte superior. Este equipo es muy efectivo para separar partículas superiores a 20  $\mu\text{m}$ , aunque su eficacia en la separación de partículas superiores a 5  $\mu\text{m}$  es superior al 70%.

El motivo por el cual los sólidos son separados del gas es porque sobre las paredes del cono, la fuerza centrífuga que actúa sobre cada partícula (proyectándola hacia fuera) es igual a la fuerza de rozamiento de la partícula sobre la superficie. Tras aplicar un balance de cantidad de movimiento, las dimensiones óptimas de un ciclón vienen dadas sobre la figura 5.3.

La entrada debe ser rectangular, de dimensiones  $0.2D \times 0.5D$ , donde  $D$  es el diámetro de la parte cilíndrica del ciclón. En la entrada rectangular la velocidad del gas debe estar comprendida entre 15 y 30 m/s para que el ciclón sea efectivo. En la parte inferior se coloca una válvula con un depósito, que debe estar cerrado, sobre el que se va depositando las partículas separadas.

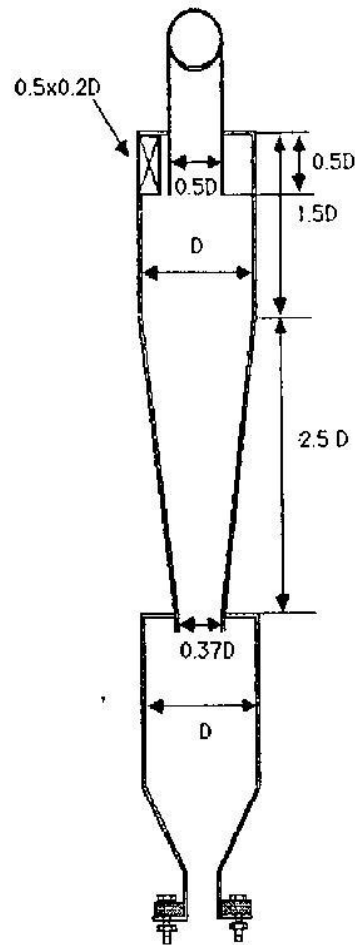


Figura 5.3. Dimensiones de un ciclón.

## 6. BIBLIOGRAFÍA

- (1) Coulson, J.M. y Richarson, J.F.. Chemical Engineering. Vol. II. Pergamon Press. Oxford. 1978
- (2) Darby, R. Chemical Engineering Fluid Mechanics, Marcel Dekker, 1996.  
Ullmann's *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Volumen B2, Ed. Advisoty Board, 1988.