

300618

21
2ej

UNIVERSIDAD LA SALLE

ESCUELA DE QUIMICA

INCORPORADA A LA U. N. A. M.



S E D I M E N T A C I O N
PRACTICA PROPUESTA Y EQUIPO
PARA EL LABORATORIO DE
INGENIERIA QUIMICA DE LA
UNIVERSIDAD LA SALLE

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
VIRGINIA ELIZABETH SALGADO ALBORES

DIRECTOR DE TESIS:
ING. ANTONIO VALIENTE B.

MEXICO, D. F.

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

1992



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

I N D I C E

	Página
I. GENERALIDADES SOBRE DINÁMICA DE PARTICULAS.	1
1.1 Arrastre de forma.	4
1.2 Coeficiente de arrastre para esferas, discos y cilindros.	10
1.3 Coeficiente de arrastre para partículas no esféricas.	14
II. SEDIMENTACIÓN.	17
2.1 Sedimentación impedida.	17
2.2 Sedimentación de suspensiones finas.	19
2.3 Sedimentación de suspensiones gruesas.	29
2.4 Teoría de Kynch de la Sedimentación.	38
2.5 Sedimentación continua.	43
III. EQUIPOS PARA SEDIMENTACIÓN	
(DESCRIPCIÓN Y DISEÑO).	50
3.1 Espesadores.	53
3.1.1 Espesadores de comportamiento simple (unitario).	57
3.1.2 Espesadores múltiples.	66
3.2 Clarificadores.	68
3.2.1 Clarificadores de flujo horizontal.	69

3.2.2 Clarificadores de flujo vertical.	72
3.3 Cálculo de un espesador continuo.	73
3.3.1 Profundidad del espesador.	87
3.3.2 Criterios para el diseño final del sedimentador.	89
IV. EXPERIMENTACIÓN.	97
4.1 Descripción del equipo de sedimentación.	97
4.2 Experimentación.	98
4.2.1 Procedimiento experimental.	99
4.3 Resultados obtenidos.	100
V. ANALISIS DE RESULTADOS.	108
5.1 Cálculos de diseño.	110
5.1.1 Método en el que se emplea la ecuación de Coe y Clevenger.	112
5.1.2 Método gráfico.	115
5.1.3 Método propuesto por Foust.	118
VI. PRACTICA PROPUESTA.	121
6.1 Objetivo.	121
6.2 Introducción.	121
6.3 Material empleado.	134
6.4 Procedimiento.	135
6.5 Cuestionario Previo.	137

6.6 Trabajo posterior a la práctica.	138
6.7 Referencias bibliográficas.	139
VII. CONCLUSIONES.	140
BIBLIOGRAFIA.	142
APENDICES.	
I Granulometría.	144
II Nomenclatura.	145

CAPITULO I

GENERALIDADES SOBRE DINAMICA DE PARTICULAS

La sedimentación tiene su fundamento teórico en la dinámica de partículas por esto, se empezará dando una visión de los factores que intervienen en este proceso y su interrelación.

El análisis se realizará para una partícula discreta, la cual puede definirse como aquella que durante la sedimentación no altera su tamaño forma o peso. (1)

Cuando una partícula cae libremente a través de un líquido, se acelerará hasta que la fuerza de arrastre (F_D) se equilibre con la gravitacional que es la fuerza impulsora (F_I); después de lo cual seguirá cayendo a una velocidad constante conocida como velocidad terminal o de asentamiento libre (U_t).

La fuerza impulsora es igual al peso efectivo de la partícula, o sea, a su peso dentro del fluido que la suspende: (1)

$$F_I = (\rho_p - \rho_f) g V_p \quad \dots(1.1)$$

en donde:

F_I = Fuerza impulsora

ML/g²

g = constante debida a la gravedad	L/g^2
V_p = volumen de la particula	L^3
ρ_p = densidad de la particula	M/L^3
ρ_f = densidad del fluido	M/L^3

La fuerza de arrastre del fluido, es función de la viscosidad y de la densidad del fluido, así como de la velocidad y el tamaño de la particula :

$$F_D = f(U, D, \rho, \mu) \quad \dots (1.2)$$

Dimensionalmente $F_D = \phi(U_p, D_p, \rho_f, \mu_f)$, o designando a las relaciones dimensionales mediante parentesis rectangulares, $[F_D] = [U_p^x D_p^y \rho_f^v \mu_f^z]$. Introduciendo las unidades fundamentales de masa (m), longitud (l), y tiempo (t) de los varios parámetros en esta ecuación, $[mlt^{-2}] = [m^{v+z} l^{x+y-3v-z} t^{-x-z}]$ y despejando para x, y y v en terminos de z = 0, (1)

$$F_D = U_p^2 D_p^2 \rho_f \phi(U_p D_p \rho_f / \mu_f) \quad \dots (1.3)$$

el numero de Reynolds se define como:

$$N_{Re} = \frac{U D \rho}{\mu} \quad \dots (1.4)$$

por lo tanto:

$$F_D = U_p^2 D_p^2 \rho_f \phi(N_{Re}) \quad \dots (1.5)$$

Mediante la substitución del área A_p de la sección transversal o área proyectada, en ángulo recto a la dirección de asentamiento por D^2 , la presión dinámica $\rho U^2/2$ por ρU^2 , y el coeficiente de arrastre de Newton C_D por $\phi(N_{Ro})$, se obtiene la relación derivada dimensionalmente para la fuerza de arrastre y que ha sido verificada experimentalmente que a continuación es expresada: (1)

$$F_D = \frac{C_D A_p \rho_f U^2}{2} \quad \dots (1.6)$$

en donde :

F_D = Fuerza de arrastre.	ML/g^2
A_p = Área proyectada de la partícula en la dirección del movimiento.	L^2
ρ_f = Densidad del fluido	M/L^3
U = Velocidad relativa entre la partícula y el fluido.	L/g
C_D = Coeficiente de arrastre	(adimensional)

En el equilibrio la fuerza de arrastre y la fuerza impulsora se igualan:

$$F_I = F_D \quad \dots (1.7)$$

substituyendo:

$$\frac{V_p g (\rho_p - \rho_f)}{2} = \frac{C_D A_p \rho_f U^2}{2} \quad \dots (1.8)$$

despejando U (velocidad) de la ecuación anterior tenemos:

$$U_L = \left[\frac{2 g m_p (\rho_p - \rho_f)}{A_p C_D \rho_f} \right]^{1/2} \quad \dots (1.9)$$

A la velocidad así expresada se le conoce como *velocidad terminal o de asentamiento libre* (U_L), de la expresión anterior la única variable no definida es m_p que es la masa de la partícula expresada en unidades de masa. (2)

Para esferas, $A_p = \pi D_p^2/4$, $V_p = 1/6 \pi D_p^3$, por lo tanto, la velocidad terminal estará dada por la ecuación : (2)

$$U_L = \left[\frac{4 (\rho_p - \rho_f) g D_p}{3 C_D \rho_f} \right]^{1/2} \quad \dots (1.10)$$

1.1 Arrastre de forma.

Si cualquier superficie está en contacto con un fluido y existe un movimiento relativo entre el fluido y la superficie, se producirá una fricción de superficie. Además de la fricción de superficie, pueden existir pérdidas por fricción significativas,

debido a la aceleración y desaceleración del fluido. Los efectos acelerativos ocurren cuando el fluido cambia su trayectoria para pasar alrededor de un cuerpo sólido que se encuentre en la trayectoria del flujo. Este fenómeno se conoce como arrastre de forma. (9)

Considerese el cuerpo que se muestra en la figura 1-1, el cuerpo está suspendido en un conducto infinito y está sujeto a una velocidad de corriente libre (v_f). Las líneas de corriente representan la trayectoria de los elementos de fluido alrededor del cuerpo. La capa límite se presenta como una línea punteada cerca del cuerpo. El fluido que se aproxima al centro de la cara frontal de un cuerpo simétrico chocará contra éste y se dividirá en dos partes cada una de las cuales se mueve hacia uno de los lados del cuerpo. En el centro exacto del cuerpo, el fluido tendrá una velocidad cero, llamándosele a este punto "*punto de estancamiento*". La capa límite empieza a crecer en este punto y continúa a través de toda la superficie. Más allá del extremo final, la capa límite regresa a la corriente libre. El esfuerzo tangencial sobre el cuerpo, proveniente de la transferencia de momento, que origina la disminución de la capa límite será laminar a menos que el Reynolds exceda un valor crítico, después del cual la capa límite será turbulenta.

El fluido que se encuentra fuera de la capa límite está sujeto a la aceleración debida, en parte, al cambio de la

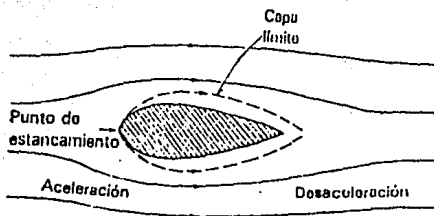


Figura 1-1 Flujo al rededor de cuerpos sumergidos. Forma de línea de corriente, sin separación.

trayectoria y en parte, al cambio de velocidad lineal. A medida que el fluido desvía su trayectoria para pasar al rededor del cuerpo, el fluido ejerce una fuerza sobre este. Debe notarse que esta fuerza sobre el cuerpo se suma a la fricción de superficie asociada con la capa limite. No es una fuerza tangencial, pero está orientada de acuerdo con las geometrias del cuerpo y de las líneas de corriente. En la figura 1-1, el espacio que se encuentra entre dos líneas de corriente cualesquiera, representa la sección transversal del conducto ocupada por el mismo flujo volumétrico. La posición de las líneas de corriente alrededor de la parte más ancha del cuerpo, indica que el fluido se mueve a una velocidad mayor que la de corriente libre, de manera que la velocidad del fluido aumenta en esa región. Pasando a la parte más ancha del cuerpo, el fluido está sujeto a una aceleración direccional, opuesta a la que se presenta en la cara inicial del cuerpo, y a una desaceleración de la velocidad lineal, a medida que el fluido regresa al patrón de corriente libre normal después del cuerpo. La suma de todas las fuerzas que actúan sobre el cuerpo por aceleración y desaceleración, constituye el arrastre o rozamiento de forma.

La fuerza total ejercida sobre un cuerpo sumergido en un fluido en movimiento tiene dos componentes, el rozamiento viscoso o fricción de superficie y el rozamiento de forma. (4) A velocidades de flujo bajas no hay separación de la capa limite y

todo el rozamiento es debido a la fricción de superficie. Al aumentar la velocidad, tiene lugar la separación de la capa límite y la fricción de superficie constituye una porción del rozamiento total que disminuye gradualmente. Sin embargo, si la velocidad del fluido es muy elevada, o si se induce turbulencia artificialmente, el flujo variará en el interior de la capa límite desde laminar a turbulento antes de que tenga lugar la separación. Como la velocidad de transferencia de cantidad de movimiento a través de un fluido con desplazamiento turbulento es mucho mayor que si el fluido se mueve en condiciones laminares, es menos probable que ocurra la separación, ya que el fluido que se despiaza rápidamente en el exterior de la capa límite puede mantener al fluido que se encuentra en el interior de la misma moviéndose en la misma dirección . Si tiene lugar la separación los torbellinos resultantes serán menores reduciéndose el rozamiento total.

En la figura 1-1, se selecciona una forma tal que no exista discontinuidad a lo largo de su longitud. La capa límite es continua a lo largo del cuerpo, pero debe adoptar una forma y caracter sujetos a los cambios de velocidad y dirección del fluido más allá de sus límites.

En la figura 1-2, se muestra otra forma con una discontinuidad brusca en la parte posterior. En la nueva forma se muestra la capa límite así como el punto de estancamiento. La aceleración del fluido en la vecindad de la cara frontal es la

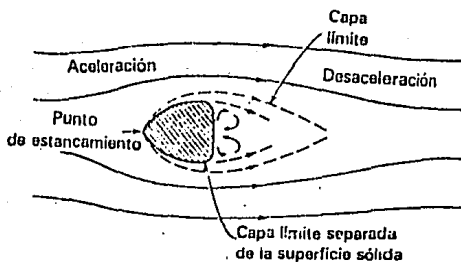


Figura 1-2 Flujo al rededor de cuerpos sumergidos. Forma sin línea de corriente, separación de la capa límite.

misma que la que se observa en el cuerpo descrito en la fig. 1-1. Las capas límite superior e inferior comienzan en el punto de estancamiento y continúan a lo largo de la superficie del cuerpo. En la parte posterior del mismo, después del punto más ancho, el comportamiento de la capa límite es distinto de manera significativa. Si las líneas de corriente del fluido se conformaran exactamente a la superficie del cuerpo, la desaceleración tendría que ser muy rápida. La capa límite debe conformarse a la superficie y a la corriente libre. En este caso, en la corriente libre se produce una rápida desaceleración y por lo tanto, la capa límite también debe desacelerarse. Pero esta se mueve con mucha lentitud antes de la desaceleración; por tanto, la desaceleración invierte la dirección de la capa límite y causa la separación consecuente de la capa límite de la superficie.

Como puede observarse en la figura 1-2, la inversión de la capa límite elimina la necesidad de la desaceleración extrema de las líneas de corriente al establecer una región de actividad de vórtices después del cuerpo. Esta actividad de vórtices intensa resulta en una fuerza considerable sobre el cuerpo, insensiblemente mayor que la del cuerpo descrito en la figura 1-1, en donde está ausente la separación por vórtices.

De lo anterior, resulta evidente que la geometría de un sistema constituye un factor determinante para el grado de fuerza que se produce sobre el cuerpo.

Las correlaciones de las características de flujo y las geometrías de los cuerpos en una corriente libre, utilizan grupos adimensionales cuyo concepto es análogo al factor de fricción y al número de Reynolds. El coeficiente de arrastre (C_D) se define como: (3)

$$C_D = \frac{2 F_D}{A_p U^2 \rho_f} \quad \dots (1.11)$$

en donde:

F_D = Fuerza total ejercida sobre el cuerpo o Fuerza de arrastre. ML/θ²

A_p = Area proyectada máxima, normal al flujo. L²

U = Velocidad relativa entre la partícula y el fluido. L/θ

ρ_f = Densidad del fluido M/L³

La correlación anterior se presenta por lo general en forma de gráfica en coordenadas logarítmicas, con C_D como función del número de Reynolds (N_{Re}). (3)

$$N_{Re} = \frac{L_p U \rho_f}{\mu_f} \quad \dots (1.12)$$

en donde:

L_p	= Característica de longitud de la geometría de la partícula (p.e. diámetro)	L
U	= Velocidad relativa entre la partícula y el fluido.	L/θ
ρ_f	= Densidad del fluido	M/L ³
μ_f	= Viscosidad absoluta del fluido	M/Lθ

La característica de longitud de la geometría de la partícula que se emplea en el Número de Reynolds, puede ser el diámetro (D_p), el cual para ser totalmente representativo debe reflejar: (i)

1) La orientación de la partícula en relación con su dirección de movimiento, representada, por ejemplo, por el área de su sección transversal o área proyectada a un ángulo recto respecto al movimiento.

2) La superficie relativa que la partícula presenta en contacto con el fluido, representada por ejemplo, por su área superficial en relación a su volumen.

1.2 Coeficiente de arrastre para esferas, discos y cilindros.

En la figura 1-3 se presentan varios diagramas de arrastre. Estos diagramas son similares a las gráficas de factor de fricción

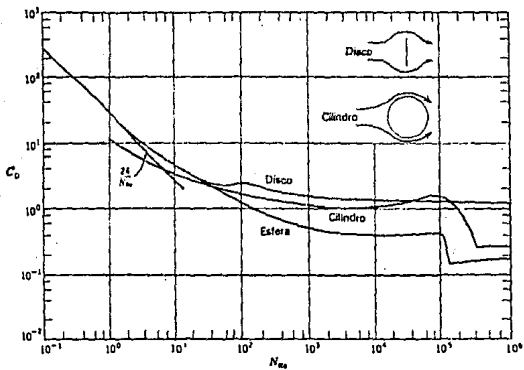


Figura 1-3 Diagrama de arrastre para distintas formas.

vs. N_{Re} , utilizadas para la fricción de superficie en tubos.

Las curvas de los diagramas de arrastre pueden dividirse en tres regiones:

-La primera es para $N_{Re} \leq 1$, en esta región para esferas y discos, C_D como función de N_{Re} toma la forma de una recta cuya ecuación es: (4)

$$C_D = \frac{24}{N_{Re}} \quad \dots(1.12)$$

Esta región corresponde a la ley de Stokes, en donde la capa límite es laminar y los efectos de aceleración son suficientemente pequeños para pasar inadvertidos.

El único caso importante para el que se ha calculado el rozamiento sobre un cuerpo sumergido a partir de consideraciones puramente teóricas, es el de una esfera moviéndose a baja velocidad en una extensión infinita de fluido continuo.

Para velocidades pequeñas:

$$C_D = \frac{24}{N_{Re}} = \frac{24 \mu_f}{\rho_f D_f U} \quad \dots(1.13)$$

Para esferas:

$$A_p = \frac{\pi D_p^2}{4} \quad \dots(1.14)$$

substituyendo lo anterior en la ecuación 1.3:

$$F_D = 3 \pi \mu_f U D_p \quad \dots (1.15)$$

En 1851, Stokes obtuvo la fórmula anterior y se le conoce como *Ley de Stokes*.

La velocidad final de asentamiento en esta región toma la forma:

$$U_t = \frac{g D_p^2 (\rho_p - \rho_f)}{18 \mu} \quad \dots (1.16)$$

- La segunda región que se presenta es el diagrama es denominada *región intermedia*, esta es para el intervalo $0.1 < N_{Re} < 10^5$, en esta zona varios mecanismos distintos contribuyen a la transferencia de momento. Las fuerzas de aceleración alcanzan un valor de importancia suficiente para afectar la forma de la curva y además, la capa límite se vuelve turbulenta. En la mayor parte de los casos, las fuerzas de aceleración comienzan a operar a números de Reynolds bastante menores que los que se establecen para una turbulencia significativa en las capas límites. Por ejemplo, la discontinuidad en el diagrama de arrastre para esferas en $N_{Re} \cong 10^5$ es el resultado del cambio en la capa límite desde en parte laminar y en parte turbulento, hasta por completo turbulento. (3)

El coeficiente de arrastre correspondiente a esta región se obtiene de gráficas como la que se muestra en la figura 1-3.

- La tercera región que es la llamada de la ley de Newton corresponde a N_{Re} mayores a 10^5 ; en esta región, se considera turbulenta a la capa límite para todas las formas, y predominan los efectos de aceleración. Para esta región la curva de el diagrama de arrastre puede representarse mediante la ecuación:

$$C_D = \text{constante} \quad \dots(1.17)$$

En la tabla 1-1 se dan algunos valores constantes de C_D para varias formas, así como el límite inferior de aplicación.

Tabla 1-1 Valores de C_D para la ecuación 1.17(s)

Forma	Límite inferior de N_{Re}	C_D
Disco circular, lado plano perpendicular al flujo.	10^3	1.12
Cilindro, altura infinita eje perpendicular al flujo.	5×10^5	0.33
Esfera	3×10^5	0.20

1.3 Coeficiente de arrastre para partículas no esféricas.

Es posible desarrollar diagramas de arrastre como el de la figura 1-3 para usarlos con formas distintas a las esferas o cilindros. La correlación de datos para el arrastre de formas irregulares requiere de una especificación más complicada del tamaño y la forma, que la que se requiere para esferas o cilindros. Además del parámetro de tamaño como el diámetro de las partículas se necesita un parámetro de forma. Se han desarrollado varios de esos parámetros, siendo la esfericidad el más común.

La esfericidad (ψ) se define como:

$$\psi = \frac{\text{Área superficial de una esfera del mismo volumen que la partícula.}}{\text{Área superficial de la partícula.}} \quad \dots (1.18)$$

Pettyjohn y Christiansen (2) presentan correlaciones que toman en cuenta el efecto de la forma de la partícula sobre las velocidades de asentamiento libre para partículas isométricas (es decir, partículas en las que las dimensiones en tres direcciones perpendiculares mutuamente es aproximadamente la misma). Para $N_{Re} < 0.05$, la velocidad terminal o de asentamiento libre está dada por:

$$U_t = K_1 \frac{g D_p^2 (\rho_p - \rho_f)}{18 \mu} \quad \dots (1.19)$$

$$K_1 = 0.843 \log \frac{\psi'}{0.065} \quad \dots (1.20)$$

donde:

ψ	= esfericidad	adimensional
g	= aceleración local debida a la gravedad.	L/θ^2
D_s	= Diámetro "esférico" (diámetro de una esfera de igual volumen).	L
ρ_p	= Densidad de la partícula	M/L^3
ρ_f	= Densidad del fluido	M/L^3
μ	= Viscosidad del fluido	$M/L\theta$

En la region de Newton, la velocidad terminal está dada por:

$$U_t = \left[\frac{4 D_s (\rho_p - \rho_f) g}{3 K_2 \rho} \right]^{1/2} \quad \dots (1.21)$$

$$K_2 = 5.31 - 4.88 \psi \quad \dots (1.22)$$

Las ecuaciones 1.19 y 1.21 se basan en experimentos con octaedros cúbicos, octaedros, cubos y tetraedros para los que la esfericidad (ψ) varia de 0.906 a 0.67.

Las correlaciones anteriores para la velocidad de asentamiento son estrictamente aplicables solo a fluidos

newtonianos en los que la viscosidad es independiente del índice del esfuerzo cortante y la duración del mismo. En lo que respecta a fluidos no-newtoneanos, sólo se tienen datos limitados sobre el asentamiento de partículas.

Las relaciones presentadas hasta ahora se han ocupado del movimiento de partículas que están presentes en una concentración más o menos diluida (0.1 % por volumen), en cuerpos fluidos con secciones transversales relativamente amplias, y relaciones de diámetro entre el diámetro del recipiente y el de la partícula, equivalente a 100 o más. Los casos en los que la concentración sea alta o se presenten efectos de pared, se tratarán en el capítulo siguiente.

CAPITULO 11

SEDIMENTACION

El término sedimentación, en su sentido más amplio, se utiliza para describir el movimiento de las partículas sólidas a través de un fluido por una fuerza impuesta a aquellas, que puede ser gravitacional, centrífuga, electromotriz o de algún otro tipo. La definición más usual, es decir, el retiro de partículas sólidas suspendidas de una corriente de líquido, mediante el asentamiento por gravedad. (2)

2.1 Sedimentación impedida.

En el capítulo anterior se estudiaron las fuerzas que actúan sobre una partícula aislada desplazándose con relación a un fluido, viéndose que la resistencia de fricción puede expresarse en función de un factor de fricción, que a su vez es función del número de Reynolds de la partícula.

Las concentraciones de las suspensiones utilizadas en la industria son suficientemente elevadas para que haya una interacción importante entre las partículas, y la fuerza de fricción ejercida a una determinada velocidad de las mismas con relación al fluido, puede incrementarse en gran manera como

resultado de las modificaciones del modelo de flujo, teniendo lugar una *sedimentación impedida*. La velocidad de sedimentación de una partícula en una suspensión concentrada puede ser considerablemente inferior a su velocidad límite de caída en condiciones de *sedimentación libre*. El mecanismo de caída difiere en que la partícula se sedimenta a través de una suspensión de partículas en un fluido, en lugar de hacerlo a través del fluido .

La densidad de la fase fluida se transforma de hecho en la densidad global de la suspensión, que es el cociente de la masa total del líquido más el sólido dividida entre el volumen total. La viscosidad de la suspensión es mucho más alta que la del fluido, debido a la interferencia de las capas límites alrededor de las partículas de sólido interactuantes y al incremento del arrastre de forma, originados por las partículas sólidas. Con frecuencia, la viscosidad de estas suspensiones es una función de la velocidad de esfuerzo cortante, de la historia previa en la medida que afecte la formación de grupos de partículas, y de la forma y rugosidad de las partículas, cuando estos factores contribuyen a una capa límite más ancha.

Las suspensiones de partículas finas tienden a comportarse de forma distinta a las suspensiones de partículas gruesas, pudiendo tener lugar en aquellas un alto grado de floculación como resultado de su elevada superficie específica. Es por esta razón que las suspensiones de partículas finas y gruesas se

consideran por separado.

Aunque la velocidad de sedimentación de las partículas tiende a disminuir de manera uniforme a medida que aumenta la concentración de la suspensión, Kaye y Boardman (4) han demostrado que en suspensiones muy diluidas las partículas pueden sedimentar a velocidades de hasta 1.5 veces la velocidad final de caída, debido a la formación de agregados de partículas que sedimentan en corrientes definidas.

2.2 Sedimentación de suspensiones finas.

Coe y Clevenger (5) han estudiado la sedimentación de lodos, llegando a la conclusión de que una suspensión concentrada puede sedimentar en una de las dos formas siguiente.

En la primera, después de un breve período de aceleración inicial, la interfase entre el líquido claro y la suspensión se desplaza hacia abajo con velocidad constante, formándose una capa de sedimento en el fondo del recipiente. Cuando la interfase se aproxima a la capa de sedimento, la velocidad a la que desciende disminuye hasta alcanzar el "punto crítico de sedimentación", cuando se forma una interfase directamente entre el sedimento y el líquido claro. La sedimentación posterior es consecuencia únicamente de la consolidación del sedimento, ascendiendo el líquido alrededor de los sólidos, que forman entonces un lecho en el que las partículas están sueltas pero en contacto unas con

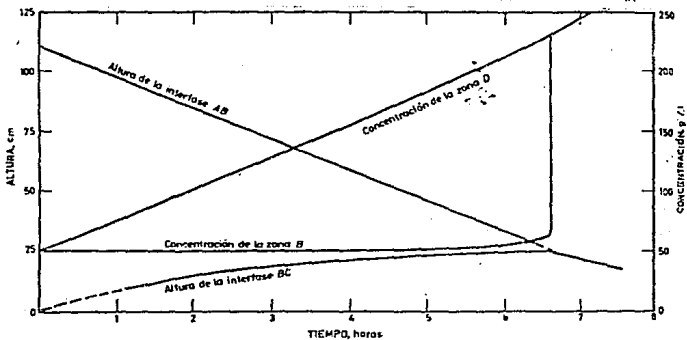
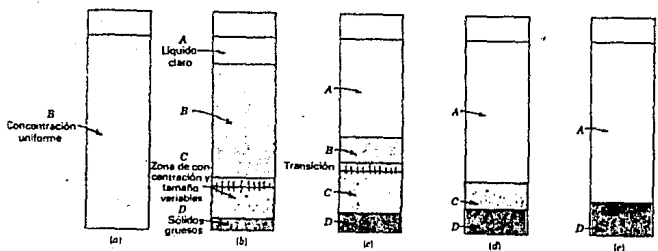


Figura 2-1 Zonas de sedimentación en operación intermitente.

otras. Como el área de flujo se reduce gradualmente, la velocidad disminuye progresivamente. En la figura 2-1 se ilustra el proceso de sedimentación, en esta figura A es líquido claro, B es suspensión a la concentración inicial, C es una capa a través de la cual disminuye progresivamente la concentración y D es el sedimento. La velocidad de sedimentación permanece constante hasta que la superficie superior coincide con la superficie de la zona C, y disminuye entonces hasta que se alcanza el punto crítico de sedimentación una vez que han desaparecido las zonas B y C.

Una segunda modalidad de sedimentación, menos corriente (ver figura 2-2), es la que se obtiene cuando la gama de tamaños de las partículas es muy grande. La velocidad de sedimentación disminuye progresivamente durante la operación, sin existir ninguna zona de composición constante, extendiéndose la zona C desde la interfase superior hasta la capa de sedimento.

Las principales razones de la modificación de la velocidad de sedimentación de las partículas en una suspensión concentrada son las siguientes:

- 1) Las partículas grandes sedimentan con relación a una suspensión de partículas más pequeñas, por lo que la densidad efectiva y la viscosidad del fluido aumentan.

- 2) La velocidad ascendente del fluido desplazado durante la sedimentación es notable en una suspensión concentrada, y la

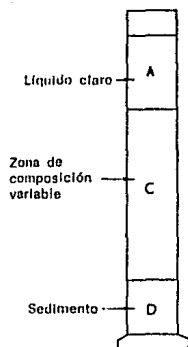


Figura 2-2 Sedimentación suspensiones concentradas.

Sedimentación del tipo 2.

velocidad aparente de sedimentación es menor que la velocidad real relativa al fluido.

3) Los gradientes de velocidad en el fluido cercano a las partículas aumentan como resultado del cambio en el área y en la forma de los espacios de flujo.

4) Las partículas más pequeñas tienden a ser arrastradas hacia abajo por el movimiento de las partículas grandes, experimentando por tanto una aceleración.

5) Como en una suspensión concentrada las partículas se encuentran muy juntas, la floculación es más acentuada en un disolvente ionizado, aumentando el tamaño efectivo de las partículas pequeñas.

Si el intervalo de tamaños de partículas no es superior a 6:1, sedimenta una suspensión concentrada con una interfase bien establecida y todas las partículas descienden a la misma velocidad. Esto contrasta con el comportamiento de las suspensiones diluidas, en las que las velocidades de sedimentación de las partículas pueden calcularse mediante los métodos mencionados en el capítulo anterior y en los que la velocidad de sedimentación es mayor para las partículas grandes.

Se han llevado a cabo numerosos intentos para predecir la velocidad aparente de sedimentación de una suspensión concentrada.

En 1926 Robinson (4) sugirió una modificación de la ley de Stokes y utilizó la densidad (ρ_s) y la viscosidad (μ_s) de la suspensión en lugar de las propiedades del fluido.

De esta manera se propuso la ecuación siguiente:

$$U_s = \frac{K D_p^2 (\rho_p - \rho_s) g}{\mu_s} \quad \dots (2.1)$$

en donde:

- U_s = Velocidad de sedimentación de la partícula en la suspensión. L/θ
- K = Constante de proporcionalidad (adimensional)
- D_p = Diámetro promedio de las partículas. L
- ρ_p = Densidad de las partículas M/L³
- ρ_s = Densidad de la suspensión M/L³
- g = Constante debida a la gravedad L/θ²
- μ_s = Viscosidad de la suspensión M/Lθ

La constante K que aparece en la ecuación anterior, depende de la forma de la partícula, es decir, el valor de esta constante es el mismo para partículas de forma similar sin importar el tamaño de las mismas. El valor numérico de la

constante se obtiene experimentalmente (ϕ).

La fuerza de empuje efectiva puede calcularse mediante:

$$\rho_p - \rho_s = \rho_p - (\rho_p(1-\phi) + \rho_f\phi) = \phi(\rho_p - \rho_f) \dots (2.2)$$

siendo ϕ la porosidad de la suspensión y ρ_f la densidad fluido.

Robinson determinó la viscosidad μ_s de la suspensión experimentalmente, pero puede obtenerse de forma aproximada mediante la siguiente fórmula de Einstein (4):

$$\mu_s = \mu_f(1 + k' C) \dots (2.3)$$

en donde:

k' = Constante para una forma dada (adimensional)
de partícula. (2.5 para esferas)

C = Concentración volumétrica de (adimensional)
partículas.

μ_f = Viscosidad del fluido. M/L θ

Esta ecuación es válida para valores de C de hasta 0.02. Para suspensiones más concentradas, Vand (4) da la ecuación:

$$\mu_s = \mu_f e^{k' C / (1 - qC)} \dots (2.4)$$

siendo q otra constante igual a 39/64 para esferas.

Steinour, que estudio la sedimentación de pequeñas partículas uniformes, adoptó un enfoque similar, utilizando la viscosidad del fluido, la densidad de la suspensión y una función de la porosidad de la suspensión para tener en cuenta el carácter de los espacios del flujo, y obtuvo la siguiente expresión de la velocidad de la partícula con relación al fluido (4):

$$U = \frac{D_p^2 (\rho_p - \rho_s) g}{18 \mu_f} f(e) \quad \dots (2.5)$$

Como la fracción del área disponible para el flujo del fluido es e , su velocidad ascendente es $U_s(1-e)/e$, de manera que:

$$U = U_s + U_s \frac{1-e}{e} = \frac{U_s}{e} \quad \dots (2.6)$$

Stainour obtuvo la siguiente expresión para la función de la porosidad a partir de sus experimentos sobre sedimentación de tapioca en aceite:

$$f(e) = 10^{-1.82(1-e)} \quad \dots (2.7)$$

Substituyendo en la ecuación 2.5 las ecuaciones 2.2, 2.6 y 2.7, obtenemos:

$$U_s = \frac{e^2 D_p^2 (\rho_p - \rho_f) g}{18 \mu_f} 10^{-1.82(1-e)} \quad \dots (2.8)$$

En todos los casos anteriores se ha supuesto correctamente que el empuje ascendente que actúa sobre las partículas está determinado más por la densidad de la suspensión que por la del fluido. La utilización de una viscosidad efectiva, sin embargo, es válida únicamente para una gran partícula que sedimenta en una suspensión fina. Para la sedimentación de partículas uniformes, el aumento de rozamiento puede atribuirse a los pronunciados gradientes de velocidad más que a un cambio en la viscosidad.

La velocidad de sedimentación de una suspensión de partículas finas resulta difícil de predecir debido al gran número de factores que implica. Por ejemplo, la presencia de un soluto ionizado en el líquido y la naturaleza de la superficie de las partículas afectarán al grado de floculación y, por tanto, al tamaño medio y densidad de los floculos. Otro factor que influye también sobre la velocidad de sedimentación es el grado de agitación de la suspensión, el efecto de esta es más notable en la consolidación del sedimento final, en la que puede evitarse la formación de puentes entre las partículas por medio de una agitación suave. Durante estas etapas finales de consolidación del sedimento, el líquido es exprimido de un lecho de partículas que están cada vez más estrechamente empaquetadas.

Se han obtenido varias ecuaciones empíricas para expresar la velocidad de sedimentación de las suspensiones, partiendo de experimentos llevados a cabo en tubos verticales. Para un sistema

sólido-líquido dado, los principales factores que afectan al proceso son la altura de la suspensión, el diámetro del recipiente, y la concentración volumétrica de la suspensión.

- Altura de la suspensión.-

La altura de la suspensión no afecta, generalmente, ni a la velocidad de sedimentación ni a la consistencia del sedimento finalmente obtenido. Sin embargo, si se representa la posición de la línea de lodos en función del tiempo, para dos alturas iniciales de suspensión distinta, se obtienen curvas de la forma mostrada en la figura 2-3, en las que la relación $OA':OA''$ es constante en todas partes. Por lo tanto, si las curvas se obtienen para una cierta altura inicial, pueden trazarse también para otra altura cualquiera.

- Diámetro del recipiente.-

Si la proporción entre el diámetro del recipiente y el de la partícula es mayor de aproximadamente 100, las paredes del recipiente parecen no tener ningún efecto sobre la velocidad de sedimentación y esta puede ser calculada con las ecuaciones dadas en el capítulo anterior. Para valores más pequeños, la velocidad de sedimentación puede reducirse debido a la desaceleración provocada por las paredes.

- Concentración de la suspensión.-

Cuanto más elevada es la concentración, más baja es la velocidad de descenso de la línea

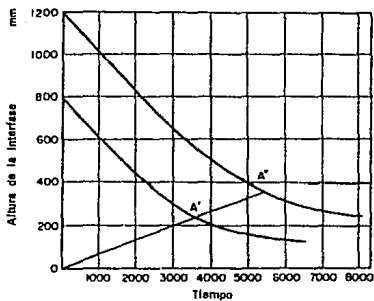


Figura 2-3 Efecto de la altura sobre la sedimentación de una suspensión de Carbonato Cálcico al 3% vol.

de lodos puesto que la velocidad ascendente del líquido es mayor y los gradientes de velocidad en el fluido son más pronunciados. En la figura 2-4 se representan diversas curvas típicas relativas a la sedimentación de una suspensión de carbonato cálcico precipitado en agua, y en la figura 2-5 puede verse la velocidad másica de sedimentación (M/L^2t) representada frente a la concentración. La curva muestra un máximo correspondiente a una concentración volumétrica de aproximadamente 2%.

La consolidación final del sedimento es la parte más lenta del proceso, ya que el fluido desplazado debe fluir a través de los pequeños espacios comprendidos entre las partículas. Cuando tiene lugar esta consolidación, la velocidad disminuye al aumentar progresivamente la resistencia al flujo del líquido. La porosidad del sedimento es menor en el fondo debido a la fuerza de compresión ejercida por el peso de las partículas y debido a que la parte inferior se forma al principio del proceso de sedimentación. La velocidad de sedimentación durante este periodo viene dada aproximadamente por la expresión: (4)

$$- \frac{dH}{dt} = b (H - H_{\infty}) \quad \dots (2.9)$$

donde:

H = Altura de la línea de lodos en el instante t .

H_{∞} = Altura final del sedimento.

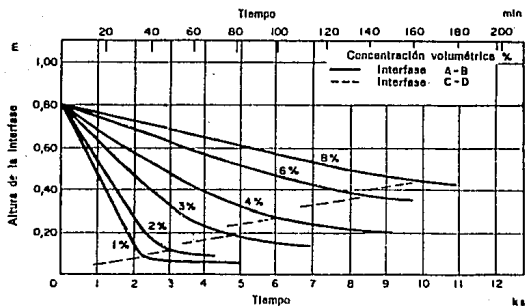


Figura 2-4 Efecto de la concentración sobre la sedimentación en suspensiones de Carbonato cálcico.

b = Constante que depende de la suspensión.

El tiempo requerido para que la línea de lodos descienda desde una línea H_c , correspondiente al punto crítico de sedimentación, hasta una altura H , viene dado por:(4)

$$-bt = \ln (H-H_\infty) - \ln (H_c-H_\infty) \quad \dots(2.10)$$

Por tanto, si se representa $\ln (H-H_\infty)$ frente a t , se obtiene una línea recta de pendiente $-b$.

El valor de H_∞ está determinado en gran manera por la película de líquido que se adhiere a la superficie de las partículas.

- Forma del recipiente.-

Suponiendo que las paredes del recipiente sean verticales y que el área de la sección transversal no varíe con la altura, la forma del mismo tiene poco efecto sobre la velocidad de sedimentación. Sin embargo, si algunas partes de las paredes del recipiente están dirigidas hacia abajo, como por ejemplo en un tubo inclinado, o si parte de la sección transversal está obstruida en una cierta altura, el efecto sobre la velocidad de sedimentación puede ser considerable.

Pearce (4) estudió el efecto de una superficie encarada hacia abajo, considerando un tubo inclinado como el mostrado en la figura

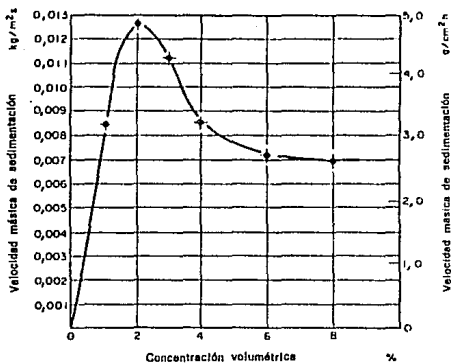


Figura 2-5 Efecto de la concentración sobre la velocidad mástica de sedimentación de las suspensiones de Carbonato Cálcico.

2-6. Empezando con una suspensión que alcanza el nivel AA, supóngase que la línea de lodos desciende hasta un nuevo nivel BB. El material tenderá a sedimentar fuera del área rayada. Esta configuración no es estable y el sistema tiende a reajustarse, estableciéndose la línea de lodos en un nuevo nivel XX, de forma tal que el volumen correspondiente al área AAXX es igual al correspondiente al área rayada. Aplicando este principio se ve que es posible obtener una velocidad de decantación acelerada en un tanque inclinado insertando una serie de placas inclinadas.

2.3 Sedimentación de suspensiones gruesas. (4)

Se ha estudiado la sedimentación de partículas uniformes, suficientemente grandes ($>100 \mu\text{m}$), para que los efectos viscosos anómalos y la floculación puedan ser despreciables; utilizando datos experimentales sobre sedimentación y fluidización para establecer los efectos de la concentración y de las paredes del recipiente sobre las velocidades de sedimentación.

El rozamiento o fuerza de rozamiento F por unidad de área proyectada de una partícula esférica que sedimenta a su velocidad final de caída U_c es función de la densidad y viscosidad del fluido, del diámetro de la partícula, de la velocidad final de caída, y de la relación entre el diámetro de la partícula (D_p) y el del recipiente (D_r), es decir:

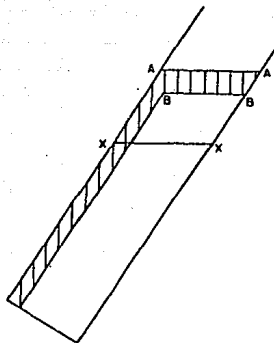


Figura 2-b Sedimentación en un tubo inclinado.

$$F = f \left[\rho, \nu, U_i, D_p, \frac{D}{D_i} \right] \quad \dots (2.11)$$

$$F = m_p a \quad \dots (2.12)$$

Para una partícula esférica aislada:

$$F = \frac{\pi}{4} D_p^2 = \frac{\pi}{6} D_p^3 (\rho_p - \rho_f) g \quad \dots (2.13)$$

en donde:

F	= Fuerza de rozamiento	ML^2/g^2
D_p	= Diámetro de la partícula	L
ρ_p	= Densidad de la partícula	M/L^3
ρ_f	= Densidad del fluido	M/L^3
g	= Constante debida a la gravedad	L/g^2

Para la sedimentación de una partícula en una suspensión, F pasará a ser F_s , ya que el empuje ascendente es igual al peso de suspensión desplazada V :

$$F_s = \frac{\pi}{4} D_p^2 = \frac{\pi}{6} D_p^3 (\rho_p - \rho_s) g \quad \dots (2.14)$$

substituyendo la ecuación 2.2:

$$F_s \frac{\pi}{4} D_p^2 = \frac{\pi}{6} D_p^3 e (\rho_p - \rho_f) g \quad \dots (2.15)$$

por lo tanto:

$$F_s = e F \quad \dots (2.16)$$

En este caso F_s será función de la velocidad de la partícula relativa al fluido, U , y también de la porosidad e que determina el tipo de flujo y el área disponible para el flujo del fluido desplazado. Así:

$$F_s = f \left[\rho, \mu, U, D_p, e, \frac{D_p}{D_t} \right] \quad \dots (2.17)$$

Reordenando las ecuaciones 2.11 y 2.17 para despejar U_t y U :

$$U_t = f(F, \rho, \mu, D_p, D_p/D_t) \quad \dots (2.18)$$

y

$$U = f(F_s, \rho, \mu, D_p, e, D_p/D_t) \quad \dots (2.19)$$

Ya que F_s es función únicamente de F y e de acuerdo con la ecuación 2.16:

$$U = f(F, \rho, \mu, D_p, e, D_p/D_t) \quad \dots (2.20)$$

$$\frac{U}{U_t} = f \left[F, \rho, \mu, D_p, e, \frac{D_p}{D_t} \right] \quad \dots (2.21)$$

Como el primer miembro de la ecuación anterior es adimensional, el segundo miembro debe serlo también. Por un análisis dimensional se obtiene:

$$\frac{U}{U_t} = f \left[\frac{F D_p^2 \rho}{\mu^2}, e, \frac{D_p}{D_t} \right] \quad \dots (2.22)$$

Ahora:

$$\frac{F D_p^2 \rho}{\mu^2} = \left[\frac{F}{\rho U_t^2} \right] \left[\frac{U_t^2 D_p^2 \rho^2}{\mu^2} \right] \quad \dots (2.23)$$

y como:

$$\frac{F}{\rho U_t^2} = f \left[\frac{U_t D_p \rho}{\mu} \right] = f (N_{Re}) \quad \dots (2.24)$$

por lo tanto:

$$\frac{U}{U_t} = f \left[N_{Re}, e, \frac{D_p}{D_t} \right] \quad \dots (2.25)$$

La velocidad de sedimentación medida U_s viene dada en función de la velocidad de las partículas relativa al fluido por la

ecuación 2.6 ($U_s = \alpha U$), así:

$$\frac{U_s}{U_t} = f \left[N_{Re}, e, \frac{D_p}{D_t} \right] \quad \dots(2.26)$$

A velocidades bajas, es decir $N_{Re} < 0.2$, para las que la fuerza de rozamiento es imputable completamente al rozamiento de pared, de acuerdo a lo visto en el capítulo anterior:

$$F \frac{\pi}{4} D_p^2 = 3 \pi \mu D_p U_t \quad \dots(2.27)$$

y, como se puede ver, F es independiente de la densidad del fluido.

También cuando el número de Reynolds es superior a 500, el rozamiento de pared es despreciable y, por lo tanto:

$$F \propto \rho U^2 \quad \dots(2.28)$$

F es entonces independiente de la viscosidad (μ) y del diámetro de la partícula D_p .

Ni F , μ y D_p ; ni F y ρ , pueden disponerse en forma de grupos adimensionales, y por lo tanto la relación U_s/U_t es independiente del N_{Re} cuando N_{Re} es menor de 0.2 o mayor de 500. Es decir:

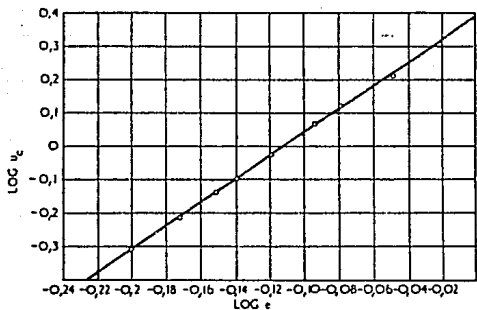


Figura 2-7 Relación entre la velocidad de sedimentación y la porosidad de suspensiones de bolas de vidrio de 1 mm en bromoformo.

$$\frac{U_s}{U_t} = f \left[e, \frac{D_p}{D_t} \right] \quad \dots (2.29)$$

Los datos experimentales obtenidos para la sedimentación de esferas uniformes fueron correlacionados por medio de una regresión potencial, obteniéndose una relación lineal de la forma (ver figura 2-7):

$$\log U_s = n \log e + \log U_t \quad \dots (2.30)$$

o bien:

$$U_s = U_t e^n \quad \dots (2.31)$$

en donde:

U_s = Velocidad de sedimentación L/θ^2

U_t = Ordenada al origen de la ecuación anterior, correspondiente a la dilución infinita ($e=1$) L/θ^2

e = Porosidad de la suspensión.

n = Pendiende de la gráfica $\log e$ vs. $\log U_s$

U_t corresponde a la velocidad de caída de la suspensión en un tubo de diámetro D_t a dilución infinita, de donde:

$$\frac{U_t}{U_t} = f \left[\frac{D_p}{D_t} \right] \quad \dots (2.32)$$

De las ecuaciones 2.26, 2.31 y 2.32:

$$e^n = f \left[N_{Re}, e, \frac{D_p}{D_t} \right] \quad \dots (2.33)$$

y como n es independiente de e :

$$n = f \left[N_{Re}, \frac{D_p}{D_t} \right] \quad \dots (2.34)$$

Ahora bien, para $N_{Re} < 0.2$ y para $N_{Re} > 500$, de lo que ya anteriormente se explicó:

$$n = f \left[\frac{D_p}{D_t} \right] \quad \dots (2.35)$$

En la figura 2-8 se muestran los valores experimentales de n frente a D_p/D_t , correlacionándose mediante una serie de líneas rectas. Como se puede ver, una sola curva representa los datos para todos los valores de N_{Re} menores de 0.2 y otra curva representa todos los valores para N_{Re} mayor de 500. A valores intermedios, n es función de N_{Re} . De un análisis de las curvas, los valores de n se obtienen de las siguientes ecuaciones:

$$0 < N_{Re} < 0.2 \quad n = 4.6 + 20 \frac{D_p}{D_t} \quad \dots (2.37)$$

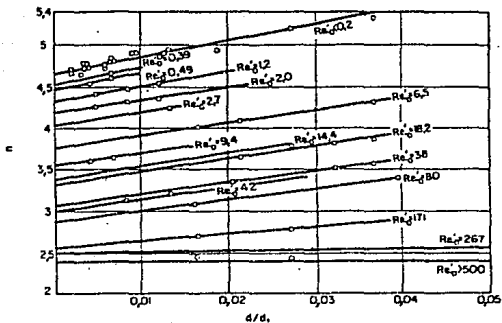


Figura 2-B Valor de n para diversos valores de Re y D_p/D_t .

$$0.2 < N_{Re} < 1 \quad n = \left[4.4 + 18 \frac{D_p}{D_t} \right] N_{Re}^{-0.02} \dots (2.38)$$

$$1 < N_{Re} < 200 \quad n = \left[4.4 + 18 \frac{D_p}{D_t} \right] N_{Re}^{-0.1} \dots (2.39)$$

$$200 < N_{Re} < 500 \quad n = 4.4 N_{Re}^{-0.1} \dots (2.40)$$

$$N_{Re} > 500 \quad n = 2.4 \dots (2.41)$$

El cálculo de la velocidad de sedimentación en función de la velocidad libre de caída implica la obtención del exponente n , el cual se calcula introduciendo los valores de D_p/D_t y N_{Re} en la ecuación apropiada (2.37 a 2.41) y despejando U_t en función de U_t de la siguiente ecuación:

$$\log U_t = \log U_t + \frac{D_p}{D_t} \dots (2.42)$$

La velocidad de sedimentación U_s se obtiene entonces a partir de la ecuación 2.31.

Para partículas no esféricas, el exponente n calculado de esta manera debe multiplicarse por un factor: $1.1 k^{0.105}$, en donde k es una constante cuyo valor depende de la forma de la

partícula. Para una partícula esférica k es igual a $\pi/6$. Para partículas isométricas redondeadas, k es aproximadamente igual a 0.5, pero para partículas angulares k es aproximadamente 0.4. Para la mayoría de los minerales k oscila entre 0.2 y 0.5.

La utilización de las ecuaciones 2.37 a 2.41 para calcular el valor de n en la ecuación 2.31 supone el conocimiento del N_{Re} que es función de la velocidad terminal de caída de una partícula en el fluido. Por tanto, frecuentemente resulta más conveniente trabajar en términos del número de Galileo, que puede calcularse directamente a partir de las propiedades del fluido y de las partículas.

El número de Galileo se define como:

$$N_{Ga} = \left[\frac{D_p^3 g}{\mu_f^2} \right] \left[\rho_p - \rho_f \right] \rho_f \quad \dots (2.43)$$

Las ecuaciones 2.37 a 2.41 pueden escribirse como:

$$0 < N_{Ga} < 3.6 \quad n = 4.6 + 20 \frac{D_p}{D_t} \quad \dots (2.44)$$

$$3.6 < N_{Ga} < 21 \quad n = \left[4.8 + 20 \frac{D_p}{D_t} \right] N_{Ga}^{-0.08} \quad \dots (2.45)$$

$$21 < N_{oa} < 2.4 \times 10^4 \quad n = \left[5.5 + 23 \frac{D_p}{D_t} \right] N_{oa}^{-0.075} \dots (2.46)$$

$$2.4 \times 10^4 < N_{oa} < 8.3 \times 10^4 \quad n = 5.5 N_{oa}^{-0.075} \dots (2.47)$$

$$N_{oa} > 8.3 \times 10^4 \quad n = 2.4 \dots (2.48)$$

2.4 Teoría de Kynch de la sedimentación.

En una suspensión que sedimenta, la velocidad de sedimentación U_s es función de la concentración y de la velocidad masica de sedimentación por unidad de área o densidad de flujo de masa γ , esta última es igual al producto :

$$\gamma = U_s C \dots (2.49)$$

en donde:

γ	= Densidad de flujo de masa	M/L ² θ
U_s	= Velocidad de sedimentación	L/θ
C	= Concentración de la suspensión	M/L ³

En la figura 2-9 se muestra la forma en que varía la densidad de flujo (γ) con la porosidad (ϵ) y la concentración volumétrica (C), para un valor de "n" igual a 4.6. Esto corresponde a la sedimentación de esferas uniformes para las que la velocidad de caída libre viene dada por la ley de Stokes.

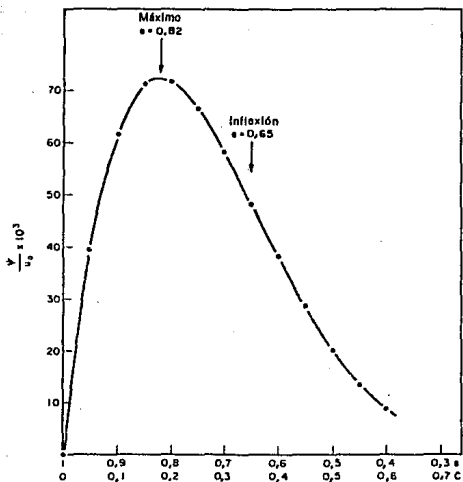


Figura 2-9 Curva de densidad de flujo (y) frente a concentración (C) para una suspensión con $n = 4.5$.

El comportamiento de las suspensiones concentradas durante la sedimentación ha sido analizado por Kynch (?), utilizando sobre todo consideraciones de continuidad. Las suposiciones básicas realizadas por Kynch para formular su teoría son las siguientes:

a) La concentración de partículas es uniforme a través de cualquier capa horizontal.

b) Los efectos de pared pueden despreciarse.

c) No existe una sedimentación diferencial de partículas debida a diferencias de tamaño, forma o composición.

d) La velocidad de caída de las partículas depende únicamente de la concentración local de partículas.

e) La concentración inicial, o es uniforme o aumenta hacia el extremo inferior de la suspensión.

f) La velocidad de sedimentación tiende a cero al aproximarse la concentración a un valor límite correspondiente al de la capa de sedimento depositada en el fondo del recipiente.

Si a un nivel horizontal cualquiera en el que la concentración de partículas es C , la velocidad de sedimentación es U_s , la velocidad volumétrica de sedimentación o densidad de flujo viene dada por la ecuación 2.49.

Si se observa la figura 2-10 y se realiza un balance de materia entre una altura H por encima del fondo, en la que la concentración es C y la densidad de flujo de masa es γ , y una altura $H + dH$ en la que la concentración es $C + (\partial C/\partial H)dH$ y la densidad de flujo de masa es $\gamma + (\partial \gamma/\partial H)dH$, se obtiene:

$$\left\{ \left[\gamma + \frac{\partial \gamma}{\partial H} dH \right] - \gamma \right\} dt = \frac{\partial}{\partial t} (C dH) dt \dots (2.50)$$

integrando y simplificando la ecuación anterior se obtiene:

$$\frac{\partial \gamma}{\partial H} = \frac{\partial C}{\partial t} \dots (2.51)$$

Por otra parte:

$$\frac{\partial \gamma}{\partial H} = \frac{\partial C}{\partial H} \cdot \frac{\partial \gamma}{\partial C} = \frac{d\gamma}{dC} \cdot \frac{\partial C}{\partial H} \dots (2.52)$$

la derivada parcial de γ con respecto a C se vuelve total puesto que γ solamente depende de C de acuerdo con la suposiciones básicas formuladas por Kynch.

Sustituyendo 2.52 en 2.51 e igualando a cero:

$$\frac{\partial C}{\partial t} - \frac{d\gamma}{dC} \cdot \frac{\partial C}{\partial H} = 0 \dots (2.53)$$

En general, la concentración de partículas será función de

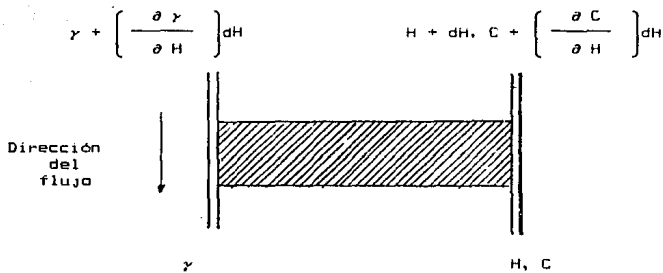


Fig 2-10 Capa de concentración seleccionada en un espesor (Teoría de Kynch).

la posición y del tiempo, y por tanto:

$$C = f(H, t) \quad \dots (2.54)$$

y

$$dC = \frac{\partial C}{\partial H} dH + \frac{\partial C}{\partial t} dt \quad \dots (2.55)$$

De acuerdo con esto, las condiciones de concentración constante se definen por la relación:

$$\frac{\partial C}{\partial H} dH + \frac{\partial C}{\partial t} dt = 0 \quad \dots (2.56)$$

reordenado la ecuación:

$$\frac{\partial C}{\partial H} = - \frac{\frac{\partial C}{\partial t}}{\frac{dH}{dt}} \quad \dots (2.57)$$

Substituyendo en la ecuación 2.53, se obtiene la siguiente relación para concentración constante:

$$\frac{\partial C}{\partial t} - \frac{d\gamma}{dC} \left\{ - \frac{\frac{\partial C}{\partial t}}{\frac{dH}{dt}} \right\} = 0 \quad \dots (2.58)$$

$$-\frac{d\gamma}{dC} = \frac{dH}{dt} = U_v \quad \dots (2.59)$$

Como la ecuación 2.59 se refiere a una concentración constante, dy/dC es constante y $U_v = (dH/dt)$ es por tanto también constante para una concentración cualquiera dada, siendo la velocidad de propagación de una zona de concentración C constante. Así, en una representación de H frente a t , las líneas de pendiente constante se referirán a zonas de composición constante cada una de las cuales se propagará a una velocidad constante, dependiendo únicamente de la concentración.

Aunque los razonamientos de Lynch pueden aplicarse a cualquier suspensión en la que la concentración inicial aumente continuamente desde el extremo superior hasta la base, deberá restringirse su aplicación a las suspensiones de concentración inicial uniforme.

En una suspensión inicialmente uniforme de concentración C_0 , la superficie de contacto entre la suspensión y el líquido que se encuentra encima de la misma descenderá a velocidad constante hasta que una zona de composición superior a C_0 se haya propagado desde el fondo hasta la superficie libre. La velocidad de sedimentación disminuirá entonces progresivamente a medida que las zonas de concentración sucesivamente más elevadas alcancen la superficie. Esto implica que la velocidad de propagación disminuye

progresivamente al aumentar la concentración.

Sin embargo, si la velocidad de propagación de la suspensión de máxima concentración posible C_{max} es superior a las de todas las concentraciones comprendidas entre C_0 y C_{max} , la sedimentación tendrá lugar a una velocidad constante, correspondiente a la concentración inicial uniforme C_0 , cesando después bruscamente al variar la concentración de la interfase desde C_0 hasta C_{max} .

La velocidad de propagación U_v es igual a $-(dy/dc)$, el comportamiento de la sedimentación será afectado por la forma de la curva de γ frente a C .

2.5 Sedimentación continua.

La sedimentación batch o por lotes de partículas sólidas ha sido descrita como ya se ha visto, por Coe y Clevenger. Cuando la suspensión es puesta en un cilindro vertical de vidrio, y el porcentaje de sólidos está sobre un valor mínimo, se forma una línea bien definida cerca de la superficie superior. El líquido arriba de esta línea es claro, y el líquido que se encuentra abajo contiene un porcentaje de sólidos muy cercano al de la suspensión al principio de la sedimentación. Las partículas sólidas sedimentan hacia el fondo y forman una capa densa de altura creciente. Los sólidos, sedimentando a través del cilindro desplazan agua la cual asciende.

En un sedimentador o espesador continuo, el liquido claro en la parte superior se derrama, mientras que la capa densa es bombeada del fondo. La suspensión de alimentación es introducida a un pozo de alimentación en el centro, como se muestra en la figura 2-11, y descarga dentro del sedimentador a un nivel por abajo de la superficie del liquido. El comportamiento de la alimentación en este punto depende del diseño del pozo de alimentación. La suspensión concentrada en el fondo es movida hacia una descarga en el centro por medio de una rastra colocada en un brazo radial. El brazo se mueve lentamente alrededor del tanque. La rastra incrementa el porcentaje de sólidos en la suspensión que se obtiene en el fondo, ya que provoca una perturbación que ocasiona el choque entre las partículas. El peso de los sólidos arriba provoca que el agua se comprima y salga de la capa de sedimento.

El sedimentador o espesador puede ser dividido en cuatro zonas horizontales, una arriba de la otra (e). La zona 1, es la región através de la cual la rastra se mueve, siendo su zona de acción. La zona 2 se encuentra arriba de la antes mencionada y se extiende hasta la parte superior de la capa densa de partículas sólidas. La zona 1 y 2 componen la zona de compresión. El porcentaje de sólidos se incrementa con la distancia hacia abajo desde la parte superior de esta zona. La zona 3 se extiendes desde la parte superior de la zona de compresión hasta el nivel en donde

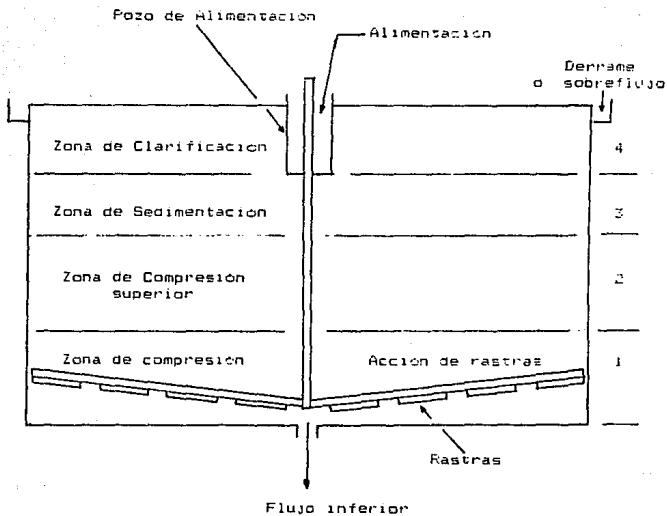


Fig. 2-11 Las cuatro zonas de un sedimentador continuo.

la alimentación se introduce en el fondo del pozo de alimentación. El pozo es diseñado de tal forma que la descarga de la alimentación cause la menor perturbación posible. Los sólidos que se encuentran en la alimentación sedimentan a través de la zona 3 hacia la zona de compresión. La zona 4 va desde el nivel de la alimentación hasta el nivel de derrame y se conoce como zona de clarificación.

Durante una operación en estado estable la mayor parte del líquido en la alimentación sube a través de la zona de clarificación y se derrama. El resto del líquido y todos los sólidos se van hacia abajo y son descargados por el fondo. Algo establecido es que el gradiente de concentración hacia abajo a través de la zonas 3, 2 y 1 permanece estable y no hay líquido que sea desplazado hacia arriba desde estas zonas. El único flujo neto hacia arriba ocurre en la zona 4.

Los gradientes de concentración en dirección radial son pequeños. Esto es evidente ya que una variación en densidad en un nivel dado daría como resultado un gradiente en presión hidrostática en dirección radial. Este gradiente causaría un flujo que equilibraría la concentración en el nivel.

La concentración en la zona 3, la zona de sedimentación, es más o menos constante con la distancia vertical. La concentración en esta zona depende de la velocidad de flujo a la cual los

sólidos son introducidos en la alimentación. A velocidades bajas de alimentación los sólidos sedimentan fácilmente, y la concentración en la zona 3 es muy baja. Cuando la velocidad de alimentación es incrementada y se aproxima a la capacidad de sedimentación de esta zona, la concentración llega hasta un valor definitivo, y esta concentración es mantenida aunque la velocidad de alimentación se incremente. Los sólidos alimentados en exceso, por arriba de la capacidad de sedimentación, salen en el derrame.

- Zona de compresión.-

Esta zona presenta varios problemas, los cuales fueron estudiados por Comings, Fruiss y DeBord (6), entre estos se encuentra el saber si la acción de las rastras tiene algún efecto sobre la concentración de la corriente del fondo del sedimentador, y también como influye sobre esta concentración el peso de los sólidos en la capa de compresión (la altura de la zona de compresión), así como el tiempo del que se dispone para que el agua fluya saliendo de esta zona (llamado también tiempo de retención de la zona de compresión).

Después de realizar diversos experimentos con diferentes materiales tales como carbonato de calcio y arcilla, a varias concentraciones los autores antes mencionados, encontraron que manteniendo la profundidad de la zona de compresión constantes, la concentración en la corriente de salida por el fondo se incrementa al incrementarse el tiempo de retención. Por otro lado, para un

tiempo de retención constante, la concentración de la corriente del fondo decrete cuando la profundidad de la zona de compresión crece.

Los resultados obtenidos no eran esperados, ya que se supuso que al agregar peso de sólidos, haciendo mayor la altura de la zona de compresión, se ocasionaría que mayor cantidad de agua fuese exprimida en un tiempo dado. Lo que en realidad sucede es que al añadir sólidos, aumenta la resistencia al flujo de agua y un tiempo de retención mayor es necesario debido a esto.

De cualquier modo, cualquier concentración de la corriente del fondo se obtiene usando una zona de compresión poco profunda, pero la cantidad de suspensión que puede ser espesada es menor para un área de espesamiento dada. Profundidades mayores requieren mayores tiempos de retención.

- Zona de sedimentación.-

Los sólidos que que entran a la zona de compresión, pasan a través de la zona de sedimentación o zona D. Esta zona tiene la característica de tener una concentración constante.

Cuando la concentración en la alimentación es menor que una concentración crítica, la concentración en la zona de sedimentación no excede esta concentración crítica a medida

que la velocidad de flujo de alimentación aumenta. Cuando los sólidos están sedimentando a través de la zona 3 a la máxima velocidad posible, la concentración en esta zona tendrá su máximo valor. Si los sólidos son alimentados en exceso, o a una velocidad mayor de la crítica, el exceso no sedimentará a través de la zona 3, sino que serán eliminados en el flujo del fondo.

Los factores que determinan la capacidad máxima de sedimentación o velocidad de sedimentación no son evidentes.

Ni la máxima velocidad de sedimentación, ni la correspondiente concentración en la zona de sedimentación se hacen evidentes en una prueba por lotes (batch) de sedimentación realizada con la suspensión de alimentación. Se desea una explicación racional en cuanto a porque una concentración característica evidente es alcanzada en la zona de sedimentación a la máxima capacidad. Un espesador o sedimentador normalmente es operado a una velocidad de alimentación menor, y la condición de flujo máximo no es esperada en una operación normal. Sin embargo, este es uno de los límites en la operación y por lo tanto es un punto importante.

En el capítulo siguiente, se verá como a partir de datos experimentales, obtenidos de pruebas por lotes realizados con suspensiones con concentraciones iguales a las de alimentación, se pueden obtener datos confiables para el diseño de un sedimentador

de tamaño industrial que opere continuamente. En el diseño del sedimentador se toman en cuenta el encontrar la máxima velocidad de sedimentación. Los principales métodos que serán descritos, son los propuestos por Coe y Clevenger así como el propuesto por Lynch, estos métodos, aunque tienen mucho tiempo de haber sido propuestos, siguen siendo los más empleados.

CAPITULO III

EQUIPOS PARA SEDIHENTACIÓN

(DESCRIPCIÓN Y DISEÑO)

La sedimentación de suspensiones de sólidos en líquidos tiene por objeto lograr uno o más de los siguientes resultados:

1).- Producción de una fase líquida bastante clara (clarificación).

2).- Concentración de los sólidos suspendidos para formar un lodo más denso (espesamiento).

3).- Separación de partículas de varios tamaños, formas y densidades en diversas fracciones (clasificación).

La terminología utilizada en la industria es determinada ordinariamente por el producto que se desea obtener mediante el proceso de sedimentación. La finalidad primordial del espesamiento es incrementar la concentración de una cantidad relativamente grande de sólidos suspendidos en una corriente de alimentación, mientras que la de la clarificación es retirar una cantidad relativamente pequeña de las partículas finas suspendidas y producir un efluente claro. El espesamiento por gravedad requiere momentos angulares mayores que la clarificación, mientras que los

clarificadores necesitan con frecuencia la inclusión de dispositivos especiales de floculación, como ayuda para la coagulación y la clarificación de las alimentaciones diluidas.

Entre las operaciones industriales típicas de clarificación se incluye la eliminación de la materia sólida en las aguas de cloaca, en el agua común y en líquidos de desecho industriales así como la separación de lodos de las soluciones concentradas de azúcar antes de evaporarlas y cristalizarlas. Ejemplos típicos de operaciones de espesamiento son la eliminación de agua de las pastas de cemento antes de la calcinación en los hornos y la eliminación del agua en los concentrados de flotación antes de filtrarlos. En algunas operaciones son igualmente importantes la clarificación y el espesamiento y en algunos casos pueden realizarse satisfactoriamente en una sola unidad de sedimentación. Ejemplo de esto es la producción de sosa caústica por el procedimiento de la cal y el carbonato sódico, donde se clarifica la solución concentrada de hidróxido de sodio y se espesan los lodos de carbonato cálcico en una misma unidad. El equipo de sedimentación tiene un uso muy difundido para lavar sólidos insolubles eliminando líquidos que contiene material disuelto por el sistema de decantación continua en contracorriente. La aplicación más conocida de este sistema se encuentra en el lavado de finos de mineral de oro en el proceso de cianuración.

En la tabla 3-1 se incluye una clasificación descriptiva de

las pulpas. Los clarificadores manejan pulpas de la clase 1 y algunas de la clase 2, mientras que los espesadores reciben algunas pulpas de la clase 2 y todas las de la clase 3 y 4.

Tabla 3-1 Clasificación de pulpas de sedimentación. (2.º)

Descripción de la pulpa	Caracter del descenso	Descripción	Ejem.
Suspensión diluidas clase 1.	Independiente.	Partículas y flóculos se posan independientemente. No hay línea clara de separación. La velocidad de sedimentación depende del tamaño y densidad de la partícula o del flóculo.	Aguas turbias, desechos industriales, Limo.
Suspensión intermedia, clase 2	Asentamiento de fases.	Zona superior de asentamiento independiente, zona inferior de asentamiento colectivo. Líneas de separación no muy definidas.	Pulpas químicas y metalúrgicas. Aguas de alcantarillado.
Suspensión concentrada, clase 3.	Asentamiento colectivo o en masa.	Línea definida de asentamiento. La velocidad de sedimentación disminuye al aumentar la concentración de sólidos.	Pulpas químicas y metalúrgicas. Lodo activado.
Espesamiento compacto, clase 4.	Compresión	Flóculos y partículas en contacto íntimo, debido a la compresión. Descenso por presión de partículas o flóculos sobre los de abajo.	Todas las pulpas por sedimentación llegan a esto.

En los procesos químicos y metalúrgicos, se llaman arenas las suspensiones de sólidos más gruesos que 74 micras (malla 200); las fracciones más finas se llaman lodos. La mayoría de las pulpas con las que se trabaja en estas industrias son lodos con algo de arenas y relativamente poca materia coloidal (diámetro medio, 0.1 - 0.001 micras). El factor de limitación para determinar el tamaño máximo de las partículas y el porcentaje de tamaños gruesos admisibles en el equipo de clarificación o espesamiento es la lubricidad de los sólidos asentados. Junto con el material grueso debe haber cantidad suficiente de finos para permitir el rastrillado y el bombeo del sedimento una vez que éste haya alcanzado su densidad definitiva. Son pocas las pulpas que pueden manejarse si contienen sólidos de los cuales más de la mitad son mayores de 74 micras. Las pulpas en el tratamiento de aguas de cloacas, aguas turbias y ciertos desechos industriales, son por lo general suspensiones diluidas que contienen una proporción alta de materias coloidales.

A continuación se dará una breve descripción de los equipos para sedimentación, dividiéndolos en espesadores y clarificadores.

3.1 E s p e s a d o r e s .

El espesador es una equipo industrial en el que se aumenta la concentración de una suspensión por medio de la sedimentación, con la formación de un líquido claro. En la mayor parte de los casos

la concentración de la suspensión es elevada y tiene lugar una sedimentación impedida. Los espesadores pueden funcionar como unidades continuas o discontinuas, y consisten en tanques relativamente poco profundos de los cuales se retira el líquido claro por la parte superior y el sedimento por el fondo.

Para obtener la mayor capacidad posible en un espesador de un tamaño dado, la velocidad de sedimentación debe ser tan elevada como sea posible. En muchos casos dicha velocidad debe aumentarse artificialmente mediante la adición de pequeñas cantidades de un electrolito, que provoca la precipitación de partículas coloidales y la formación de floculos. A menudo se calienta también la suspensión ya que esto disminuye la viscosidad del líquido y facilita el aumento de tamaño de las partículas grandes en suspensión a expensas de las pequeñas, más solubles. Además, el espesador dispone frecuentemente de un lento agitador, que provoca una disminución de la viscosidad aparente de la suspensión y colabora también a la consolidación del sedimento.

Los dispositivos más simples y antiguos que se utilizan para el espesamiento de sólidos son los *tanques de asentamiento por lotes*. Tienen tamaños reducidos debido a las dificultades para retirar sólidos de los tanques mayores. En consecuencia, se considera en general que las unidades de asentamiento por lotes tiene costos operacionales demasiado grandes, debido a las necesidades elevadas de mano de obra para manejar una corriente de

alimentación de tamaño razonable. Se han utilizado conos de asentamiento con un ángulo de ápice de 45 a 60 grados, para facilitar el retiro de sólidos del flujo inferior. La pendiente del ángulo del cono limita el diámetro de la unidad desde un punto de vista práctico.

Los conos son económicos sólo en tamaños hasta unos tres metros de diámetro (en la parte superior del tanque). Puesto que es caro hacer los soportes para los tamaños más grandes y necesitan mucho espacio libre sobre ellos, es preferible tratar grandes cantidades de líquido en gran número de unidades pequeñas.

Otro tipo de espesador discontinuo, no mecánico consiste en un depósito cilíndrico provisto de un fondo cónico. Después de llenar y dejar transcurrir un tiempo para que se efectúe la sedimentación, se elimina el líquido claro por medio de un sifón oscilante o de tubos de salida colocados a varias alturas en la pared del tanque. Luego se dejan salir los sólidos por válvulas o compuertas en el fondo del recipiente o se extrae por bombeo, después de lo cual se llena el tanque para nueva operación.

Las condiciones que prevalecen en el espesador discontinuo son parecidas a las encontradas en la sedimentación corriente de laboratorio realizada en un tubo, y durante las etapas iniciales habrá generalmente una zona en la que la concentración de la suspensión es igual a la de la alimentación.

El concepto básico de un espesador continuo de gravedad se ilustra en la figura 3-1, los componentes principales son:

a) Un tanque, cuyo diámetro se encuentra entre 1.5 y 150 m.

b) Un medio para introducir la alimentación, el más común es introducirla al centro de la unidad, muy cerca de la superficie, esto se hace en un pozo de alimentación (una mampara) que disipa la energía cinética de la alimentación, previniendo turbulencias, y en algunos casos, proporcionando la interacción de las partículas para provocar aglomeraciones o la formación de flóculos.

c) Un mecanismo de rastrillo propulsado para mover los sólidos asentados hasta un punto de descarga, los rastrillos se mueven lentamente para evitar el resuspender las partículas sedimentadas.

d) Un medio para retirar los sólidos espesados, que son barridos y fluyen hacia una zanja central o cono en el piso del tanque, para después ser removidos por gravedad o mediante una bomba.

e) Un medio para eliminar el licor clarificado, el cual se derrama por la parte superior del tanque y es transportado en un canal abierto, concéntrico a la pared del tanque.

A veces se utilizan espesadores rectangulares, sin embargo,

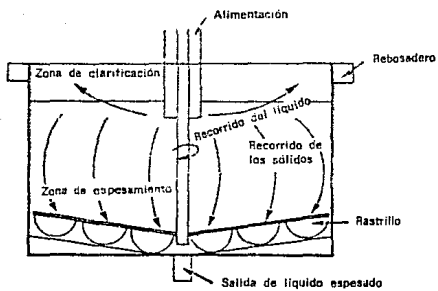


Fig 3-1 Diagrama de un espesador continuo por gravedad.

se prefieren en general los circulares, debido a su bajo costo de mantenimiento y su capacidad para producir una buena calidad de derrames mientras mantienen una concentración alta en el flujo inferior.

Hay cuatro tipos básicos de espesadores circulares que difieren primordialmente en el método de soporte y propulsión de los mecanismos. Los tres primeros son variaciones de una unidad de compartimiento simple, mientras que el cuarto es un conjunto de unidades de compartimiento múltiple.

Los tipos básicos de espesadores son:

1) Un mecanismo de soporte de puente.

2) Un mecanismo de soporte de columna central con propulsión central.

3) Un mecanismo de soporte de columna central con el brazo propulsor en la periferia del tanque que es denominado comúnmente como espesador de tracción.

4) El tipo de bandeja que es, en realidad, una variación del primero con varios compartimientos, uno sobre otro y un mecanismo común de propulsión.

3.1.1 Espesadores de compartimiento simple (unitario)

Las características principales de los espesadores de un solo

compartimiento, como los tres primeros nombrados, son: a) el medio de sostener los rastrillos, b) el diseño general de los rastrillos y c) el tipo de protección contra sobrecarga.

- Unidades de puente o de soporte de puente.-(2,10)

Estas

unidades son comunes en diámetros de hasta 30 metros, aun cuando se han construido unidades especiales de hasta 46 metros. Para esta unidades el mecanismos de rastrillos que va debajo de la solución es más económico si se soporta por medio de un reductor de velocidad montado en un puente que cubre el diámetro del tanque. En la figura 3-2 se muestra una unidad típica.

La propulsión consiste en un gusano o un engrane cilindrico, montado normalmente sobre cojinetes de precisión e impulsado por un motor, mediante una transmisión de una o más reducciones de engranaje. Un eje vertical de transmisión se fija al engrane principal. Normalmente, se sujetan dos brazos de rastrillo al eje central mediante estrellas de acero. Los brazos largos tienen suficientes aspas para raspar el fondo dos veces por revolución y, cuando es conveniente, dos brazos cortos adicionales para rastrillar el área interna cuatro veces por revolución, con el fin de retirar las grandes cantidades de partículas gruesas que se asientan cerca del centro. Los raspadores cónicos atornillados al eje central impiden que se atasque el cono de descarga del fondo. Esto permite el uso de un cono central sencillo para coleccionar y

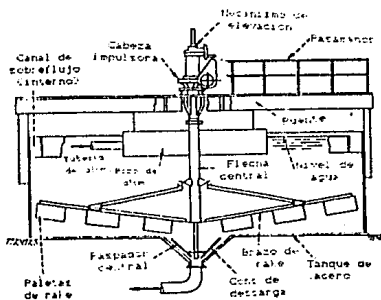
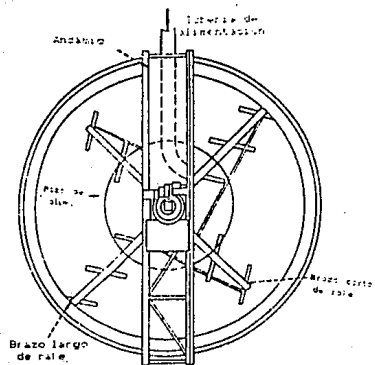


Fig 3-2 Unidad con mecanismo de puente.

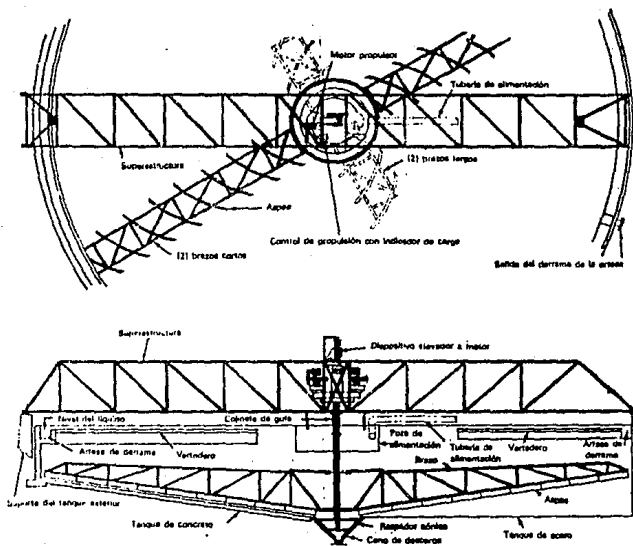


Fig 3-2 Unidad con mecanismo de puente.

retirar la suspensión o lechada de la parte inferior.

El puente que cubre el espacio del tanque puede ser de la forma de viga o caballete, este soporta el mecanismo espesador, la pasarela y la artesa o la tubería de alimentación.

Las unidades de puente son generalmente instaladas en tanque de fondo conico de concreto o de acero que estan soportados sobre el piso firme. Tanques de fondo plano pueden ser utilizados, dependiendo de la economia de la construcción y la naturaleza del material manejado, este necesita ser estable cuando se encuentran en declive. Para el ultimo tipo de tanque el angulo del piso es dado por el material sedimentado y aglomerado que ha crecido y que permite la formación de una cama estable con cierta inclinación en el fondo, esto para cuando la accion de las rastras es mover la suspensión del fondo hacia el interior del tanque. Los tanque de fondo plano tambien pueden ser empleados cuando la acción de las rastras es hacia afuera y la corriente del fondo sale por uno de los lados del tanque. Si las cargas no son muy severas, los tanques seran más baratos, ya que la tubería enterrada de descarga es eliminada. Los tanque tambien pueden elevarse y colocar una bomba de descarga directamente abajo del cono de descarga.

Si las cargas son pesadas, como las de toneladas de lodo metalúrgico concentrado, o materiales tixotropicos o dilatantes, etc., un dispositivo elevador es recomendable para aliviar las cargas anormales.

El espesador de mecanismo de puente ofrece las siguientes ventajas sobre un espesador de soporte de columna central:

- 1) capacidad para transferir cargas a la periferia del tanque;
- 2) capacidad para dar una concentración más densa y consistente de flujo interior con el punto simple de extracción;
- 3) un dispositivo menos complicado de elevación;
- 4) menos estructuras sujetas a la acumulación de lodos;
- 5) acceso a la transmisión desde los dos extremos del puente.

El último punto suele ser importante en un circuito de decantación continua a contracorriente, donde las unidades están en hilera y las tuberías se pueden llevar de un tanque a otro en esa línea.

- Unidades de soporte de columna central.- (10)

En

unidades de mayor tamaño, es menos económico emplear un puente. Al ser mayor la longitud transversal (diámetro), con la carga soportada en el centro, se ocasiona que la estructura se vuelva más larga y pesada. Más esfuerzo se requiere para manejar torsiones debidas a desbalance de cargas. Dependiendo de los requerimientos de diseño, las tanques para los cuales los puentes dejan de ser económicos y las columnas de soporte central empiezan a ser deseables, son para aquellos cuyo diámetro se encuentra entre 23 y 30 metros. (Ver figura 3-3)

El actuador o mecanismo central es soportado en una columna central. El mecanismo que se está dentro de la solución consiste

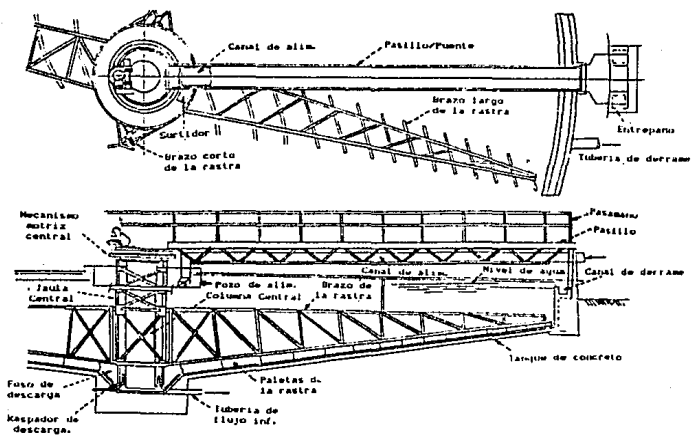


Fig 3-3 Unidad de soporte de columna.

en una jaula central que se encuentra envolviendo a la columna. La jaula soporta los brazos de los rastrillos.

Para cargas ligeras con las de los clarificadores (es decir, con concentraciones en la alimentación generalmente menores al 1% de solidos, y gravedades especificas de aproximadamente 1, como las que se encuentran en aguas de desecho), la alimentación puede ser subida a la columna central y sacarla radialmente dentro del pozo de alimentación.

Para espesadores, la alimentación normalmente es muy pesada para hacer lo anteriormente explicado; la velocidad necesaria para mantener a los solidos en suspensión hasta que salgan de la columna es muy alta para una adecuada alimentación de la unidad. En estos casos, la alimentación entra por medio de un arreglo superior (tuberia) que es soportado por un puente de acceso entre la pared del tanque y el mecanismo central. Orificios de alimentación se emplean en el pozo de alimentación, estos orificios deben ser colocados de tal forma que el flujo sea horizontal y tangencial. Comúnmente la alimentación es dividida y dirigida hacia entrepaños adyacentes en el pozo de alimentación; energía es disipada por el deslizamiento de una corriente sobre otra (ver figura 3-4).

En unidades de columna central los dispositivos elevadores que levantan los brazos de rastrillo de 30 a 90 centímetros son comúnmente empleados, pero resultan ser costosos y complejos.

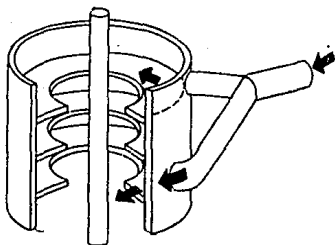


Fig 3-4 Pozo de alimentación. Disipador de energía.

Estos pueden ser generalmente eliminados si se seleccionan accionadores más potentes o teniendo una bomba de relevo para tener una mejor remoción de sólidos del fondo en condiciones críticas.

El flujo del fondo es removido a través de un tubo largo que corre entre el centro de la columna y la periferia del tanque, en donde la bomba de remoción de fondos se localiza. El tubo puede ser enterrado o correr a lo largo de un túnel que se encuentre debajo del espesador. Ya que el tubo se encuentra en el lado de la succión de una bomba centrífuga o de diafragma, y lleva una alta concentración de sólidos de alta gravedad específica, es susceptible de taparse.

Los tanques, generalmente son de concreto, de 46 metros de diámetro aproximadamente y están parcialmente enterrados. Algunas veces se emplean paredes de acero; todas las construcciones de acero son de menos de 21.5 metros de diámetro. En tanques mayores, es decir, de 91.5 metros de diámetro o más, los fondos pueden ser de tierra. Estos pueden ser sellados con químicos o arcilla. Membranas de elastómero pueden ponerse debajo de un fondo de tierra.

- Espesadores de tracción.- (2,10)

A diferencia de las unidades de puente y de soporte de columna central (que tienen transmisiones situadas en el centro) utiliza un carro motorizado

que va sobre la pared del tanque. (Ver figura 3-5). Un caballete de transmision, que se extiende de la jaula giratoria central al carro de la periferia, sirve como brazo largo de rastrillo. Uno o más brazos más cortos rastrillan tambien el area central. Las aspas fijas a los brazos rastrillan los sólidos asentados hacia la zanja anular de descarga de lodos situada entorno a la columna central.

Se suministra energia eléctrica al carro movil mediante anillos de deslizamiento conectados a la columna central, con contactos mediante escobillas colocadas en el caballete. Si se produce una sobrecarga, el carro pierde velocidad, suena una alarma y se deposita automáticamente arena ante las ruedas propulsoras, para evitar los deslizamiento.

El espesador de tracción es más adaptable a los tanque de más de 60 metros de diámetro. Aproximadamente la mitad del peso de los largos brazos es soportado en la pared del tanque por medio de las ruedas del carro movil.

Comparado con las unidades de accionador central, este mecanismo ofrece la ventaja de un costo mejor y es más facil de reparar y dar mantenimiento, pues es más simple y más accesible. Fero el costo puede ser mayor en condiciones de suelos pobres, debido a la fuerte pared de concreto que se requiere para sostener los rieles.

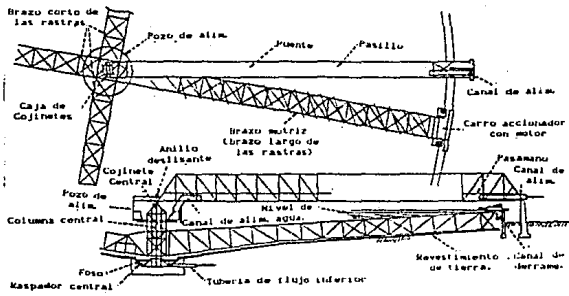


Fig 3-5 Unidad de tracción.

El espesador de tracción tiene algunas desventajas como son:

- 1) El funcionamiento puede ser difícil en los climas en que la nieve y el hielo sean comunes;
- 2) La máxima fuerza de accionamiento está restringida por el peso muerto sobre las ruedas y el coeficiente de fricción;
- 3) el esfuerzo del par motor debe transmitir de la periferia del tanque hacia adentro, donde se producen las condiciones más fuertes de rastrilleo;
- 4) No puede utilizarse ningún dispositivo práctico de elevación, excepto cuando la unidad es controlada por cables.

- Unidades controladas por medio de cables (10).-

Estas son empleadas cuando se tienen lodos especialmente pesado o condiciones de operación difíciles, por ejemplo, si se manejan materiales tixotrópicos.

Las unidades controladas por cables ofrecen ventajas en muchas aplicaciones, excepto cuando existen grandes cantidades de materiales completamente dispersos (lodos arenosos), los cuales limitan la flotabilidad de los brazos, que están hechos de tubo. Una pequeña cantidad de material menor de 74 μm de diámetro se necesita en la alimentación. Esto ayudará a mantener la fuerza de flotamiento en los brazos del rastrillo de tipo tubo para determinar el punto de levantamiento.

Este mecanismo de sedimentación puede ser del tipo de puente, columna o tracción. Los brazos de los rastrillos están hechos de

tubo para dar una forma aerodinámica. Así, la estructura sobre las paletas ofrece una mínima superficie para incrustación o para la colección de material fibroso, resultando en un menor torque requerido, con esto los accionadores son más baratos y la vida de servicio es mayor.

La unidad que se muestra en la figura 3-6 tiene cada brazo asegurado a la jaula central por medio de una bisagra de doble-eje (horizontal y vertical). El torque se transmite de la jaula central a través de una serie de cables hacia cada brazo del rastrillo. Esto permite que los brazos se eleven automáticamente en un punto de alarma calculado, el cual es determinado mediante el torque, la geometría de la máquina, el peso de flotación de los brazos, y la reología del material que sedimenta. Si un "eje de bisagra" es horizontal, aun en una posición levantada, mientras los brazos se balancean hacia arriba, la bisagra mantendrá las paletas del rastrillo en la posición correcta con respecto al piso para una máxima eficiencia. Un cable de soporte es suministrado para cada brazo con el fin de prevenir que los rastrillos se pongan demasiado cerca del piso.

La ventaja sobre los sistemas de levantamiento activados eléctricamente es que cada brazo puede levantarse independientemente si el crecimiento de sedimento en el tanque no es plano; y aun cuando los brazos se levantan, los raspadores se mantienen en el cono o canal de flujo inferior, lo cual promueve

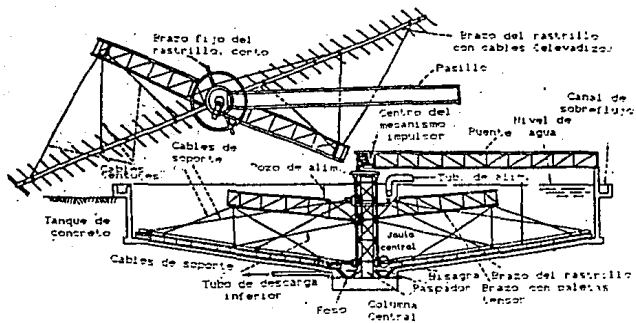


Fig 3-6 Unidad controlada por medio de cables.

una descarga inferior más pareja.

- Unidades Caisson (10)

Estos "superespesadores" se usan principalmente para manejar grandes cantidades de fango o material fino (104 μ m o menos de malla 150) asociado con el procesamiento de minerales de desecho. Las unidades Caisson fueron desarrolladas para mejorar aguas y eliminar contaminación de las aguas de desecho.

3.1.2. Espesadores múltiples.

Estos espesadores están constituidos por dos o más (por lo común seis) compartimientos de sedimentación sobrepuestos, cada uno de los cuales tiene un juego de brazos de rastrillo que giran sobre un árbol central común. Los compartimientos están formados por bandejas de acero instaladas en un tanque profundo. Los arreglos para la alimentación, rebosamiento y descarga inferior varían según el material que se vaya a tratar. Las ventajas principales de los espesadores de bandejas se encuentran en la economía de espacio y en la conversión del calor. Los tamaños varían de 3 a 27 metros de diámetro y una profundidad de 1.2 a 3 metros por cada compartimiento. (9)

- Espesador de bandeja de tipo abierto.- (9)

En este tipo

de espesador, entra toda la alimentación por el compartimiento

superior y se distribuye a las secciones inferiores por un espacio anular que rodea al árbol central. El derrame clarificado se extrae de cada compartimiento. Los sólidos acumulados son empujados por los rastrillos hacia la abertura anular, en donde descienden al compartimiento inferior para ser espesados aún más antes de su descarga.

- Espesador de bandeja equilibrada.- (2)

Consiste en un tanque dividido verticalmente en compartimientos de acero, con la misma alimentación dividida uniformemente entre todos y cada uno de los compartimientos como se muestra en la figura 3-7. Cada bandeja se inclina hacia el centro del tanque y la lechada espesada se retira hacia el centro de cada compartimiento mediante rastrillos paralelos a las bandejas. Una bota central se extiende hacia abajo desde cada bandeja hasta el compartimiento que sigue. Rodeando a cada bota hay un cilindro de acero fijo a los brazos del rastrillo, y se extiende ligeramente por encima del fondo de la bota, para proporcionar un sello parcial. Los sólidos espesados descienden, debido a la gravedad, a través de las botas y los cilindros, hasta el compartimiento del fondo, de donde se retiran.

Cada bandeja se apoya en miembros estructurales radiales por debajo del plato y en las paredes del tanque. La alimentación para el espesador entra primeramente a una caja divisora de la alimentación en la parte superior del tanque, que divide el flujo

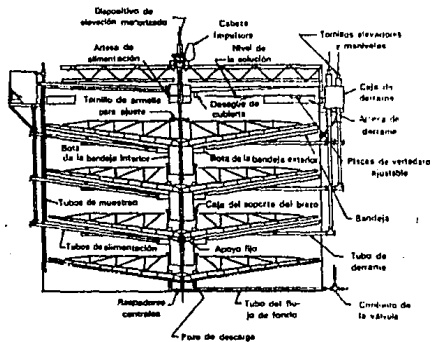
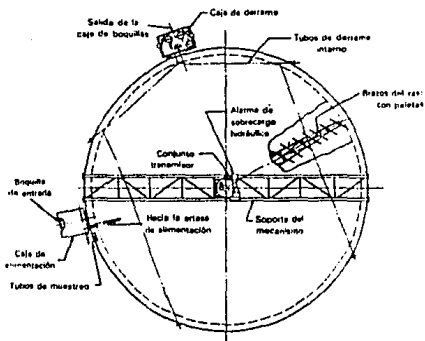


Fig 3-7 *Espesador de bandeja equilibrada.*

uniformemente entre los compartimientos. Un faldón de acero que rodea a cada bota central y soldado al fondo de la bandeja, forma una artesa poco profunda de alimentación.

Se desborda licor clarificado del compartimiento superior a una artesa periférica común. El desbordamiento de cada compartimiento inferior sale por debajo de la bandeja superior. Las tuberías de derrame terminan en una caja de derrame en la parte superior de un tanque.

Por lo común, los espesadores de bandeja tienen concentraciones menores en la sección inferior que los tipos unitarios y, por esta razón, no se usan normalmente en circuitos decantadores continuos a contracorriente.

3.2 Clarificadores.

En general, se utilizan clarificadores continuos con suspensiones diluidas, principalmente de desechos industriales y domésticos, su finalidad primordial es producir un derrame relativamente claro.

Son básicamente idénticos a los espesadores en el diseño general y la disposición, con la excepción de que utilizan un mecanismo de construcción más ligera y un cabezal de transmisión con una capacidad más baja de par motor. Esas diferencias se permiten debido a que, en las aplicaciones de clarificación, el

lodo espesado que se produce es de volumen menor y los sólidos, por lo común, son más ligeros, en consecuencia, los requisitos de par motor son más bajos para un clarificador que para un espesador de diámetro similar. Por lo anterior, los costos instalados de un clarificador son, aproximadamente de 5 a 10% menores que los de un espesador de tamaño igual de tanque.

Se construyen unidades de flujo horizontal y de flujo vertical. Las primeras son de dos clases: 1) las que se alimentan por el centro y rebosan por la periferia; 2) las que se alimentan por uno de los extremos y rebosan por el otro extremo. Las unidades verticales se alimentan por el fondo del tanque o cerca del mismo y vierten el líquido claro en un canal periférico de la parte superior.

3.2.1 Clarificadores de flujo horizontal.

Los mecanismo clarificadores para las unidades de flujo horizontal se instalan en tanques circulares, cuadrados o rectangulares. En cada caso, el fin principal es proporcionar un método continuo para separa sólidos asentados sin causar turbulencia en la zona de clarificación. La separación de lodos se efectúa por medio de colectores rotatorios o rectangulares.

- Clarificadores rectangulares.- (2,0)

El mecanismo de rastrilleo que se emplea en estas unidades puede ser de cadena

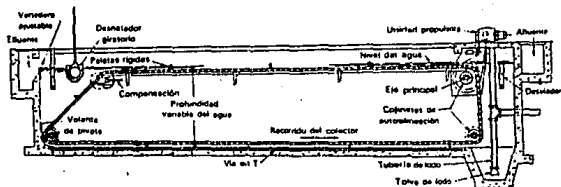


Fig 3-8 Clarificador rectangular con mecanismo de cadena.

(figura 3-8) o de puente (figura 3-9). El clarificador de cadena está constituido por dos cadenas sin fin que portan a intervalos regulares cuchillas rascadora del ancho del tanque. Las rastras desplazan el lodo depositado hacia una tolva situada a un extremo. Las cadenas son impulsadas por un motor montado fuera del tanque. En su regreso a la posición de rastrillado del lodo, las espas se desplazan cerca del nivel del agua y, en esa forma, actúan como dispositivos desnatadores para eliminar la espuma superficial.

El clarificador de puente tiene un puente que abarca todo el tanque y se mueve hacia adelante y hacia atrás sobre carriles puestos en los lados del tanque. Una o más cuchillas rascadoras del ancho del tanque están suspendidas del puente. En el modelo monorake de Dorr se mueve el puente por cables de tracción operados desde un mecanismo fijo colocado en un extremo del tanque, mientras que en el clarificador rectangular de Hardinge, que es parecido se ha instalado el mecanismo impulsor en el puente mismo. Este diseño se puede equipar también con dispositivos desnatadores.

Hay clarificadores rectangulares que van de 1.8 a 30 metros de ancho. Por lo general, la longitud es de tres a cinco veces la anchura. Las unidades de mayor anchura tienen mecanismos múltiples de rastrilleo, impulsados mediante transmisiones separadas.

- Clarificadores rotatorios. - (z, p)

Generalmente constan

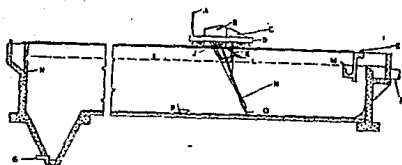


Fig 3-9 Clarificador rectangular con mecanismo de puente.
 A, Baranda; B, caja para el mecanismo impulsor; C, guarda de la cadena; D, carretilla; E, tope para el regreso de la cuchilla rascadora; F, efluente; G, tubería de lodos; H, alimentación; I, nivel de agua; J, carrete del cable; K, palanca para inclinar el desnatador; L, desnatador; M, delantal para la espuma; N, mecanismo para inclinar el rascador; O, rascador; P, material barrido hacia adentro del mecanismo.

de dos brazos rastrilladores (rara vez más) movidos por un motor, equipados con paletas o espirales rascadoras que giran lentamente sobre un árbol vertical central. Los sólidos asentados se desplazan paulatinamente hacia un cono central, desde donde se descargan por gravedad o por bombeo.

Existen unidades circulares con diámetros que van de 2.4 a 122 metros. Similares a los espesadores de compartimiento simple, son de tres tipos básicamente: de mecanismo con soporte de puente, de mecanismo de soporte de columna central y de mecanismo de soporte de columna central con transmisión de tracción periférica.

Con frecuencia, se equipa un clarificador circular con un dispositivo desnatador superficial, que incluye un desnatador giratorio, un desviador de espuma y un ensamblaje de caja de espumación. En las aplicaciones a desechos se proporciona normalmente escobillas de goma para las aspas raspadoras del brazo de rastrillo y es conveniente que el fondo se raspe tan bien como sea posible, para evitar la acumulación de sólidos orgánicos, con la septicidad resultante y la floculación de sólidos en descomposición.

Se pueden instalar mecanismos rotatorios en tanques cuadrados como se ve en la figura 3-10. Este mecanismo difiere del circular estándar, en que se proporciona una aspa con bisagras para barrer los rincones que se encuentran fuera de la trayectoria del mecanismo principal. La unidad se puede alimentar en el punto

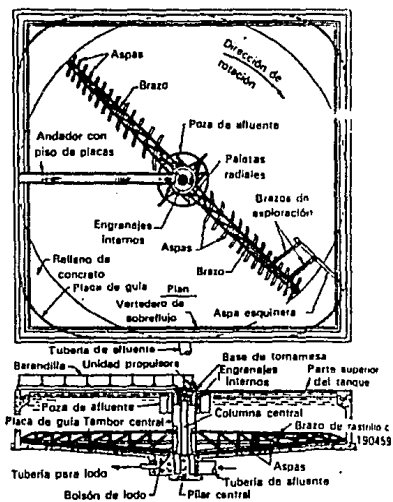


Fig 3-10 Clarificador circular en un tanque cuadrado.

central para proporcional flujo radial, o bien, se puede utilizar un flujo transversal, o sea, la alimentación puede entrar a lo largo de una pared y el efluente desbordarse por la pared opuesta, en un patrón similar al de un clarificador rectangular.

3.2.2 Clarificadores de flujo vertical.

Estos clarificadores de alta eficiencia combinan las operaciones de mezclado, floculación, espesado y clarificación por medio de arreglos variados de compartimientos, zonas, agitadores y brazos rastrilladores (Ver figura 3-11). Este tipo de equipos son particularmente convenientes para aclarar aguas turbias, en donde se requiere coagulación y floculación, para retirar bacterias, sólidos suspendidos o colorantes. Las zonas de aplicación incluyen el ablandamiento de agua mediante la adición de cal; la clarificación de corrientes de procesamiento industriales, aguas de alcantarillado y aguas de desecho que se deben coagular y flocular antes de la sedimentación y el tratamiento terciario.

De entre los varios diseños disponibles, el más eficiente es el tipo de contacto de sólidos de velocidad elevada. Permite una velocidad más alta de desbordamiento con una dosificación química mínima, mientras produce la mejor calidad del efluente con el costo operacional más bajo. El equipo consiste en una transmisión apilada de combinación que desplaza el mecanismo de rastrillo con una velocidad muy baja, además de hacer girar una turbina situada en la porción superior de un pozo central de reacción, con una

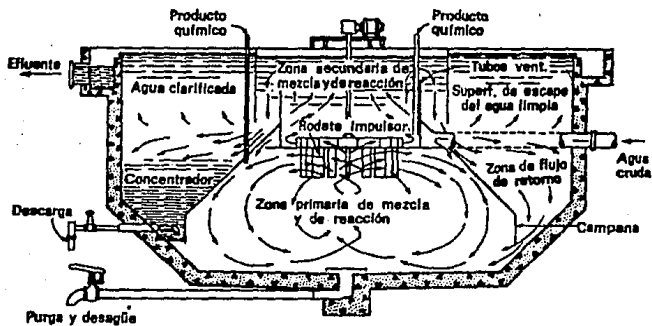


Fig 3-11 Clarificador de flujo vertical.

velocidad más alta. La corriente de entrada, mezclada con productos químicos, se pone en contacto con el lodo espesado y asentado previamente en un tambor de recirculación, dentro del pozo de reacción, mediante la acción de bombeo de la turbina, que da como resultado una mezcla completa de los productos químicos, la alimentación, y los sólidos espesados y asentados previamente.

Debido a la alta concentración de sólidos recirculados, todas las reacciones químicas son más rápidas y completas y se considera que la floculación mejora. La mezcla sale de las zonas de contacto y reacción para entrar a la de la clarificación, donde se asientan las partículas mayores y se rastrillan hacia el centro, para utilizarse nuevamente en el proceso de recirculación, desechándose una pequeña cantidad que sale por la bomba de lodos.

El equipo puede funcionar de tal manera que el fluido, después de salir de la zona de reacción, pase por un lecho de sólidos floculados manteniéndose la zona de clarificación. Este pasaje da como resultado una acción de filtración, que aclara toda la más la corriente y produce una gran eficiencia de extracción de sólidos coloidales.

3.3 Cálculo de un espesador continuo.

Los cálculos necesarios para el diseño de un espesador continuo están controlados por las características de sedimentación de los sólidos en la suspensión. El diseño de un

espesador requiere de las especificaciones del área transversal y la profundidad. Es posible diseñar una unidad para obtener un producto específico de manera continua usando información de sedimentación intermitente.

De las pruebas intermitentes realizadas en un laboratorio se obtienen como resultado la altura de la interfase líquido-sólido en función del tiempo, estos datos se grafican y se obtiene una curva como la que se muestra en la figura 3-12. Las pendientes de esta curva en cualquier momento, representan velocidades de sedimentación de la suspensión en ese instante y son características de una concentración específica de sólidos.

La primera porción de la curva tiende a ser lineal, correspondiendo a una velocidad constante de sedimentación de los lodos a la concentración inicial. En el espesamiento, esta región inicial representa una parte insignificante del tiempo total de espesamiento. Una vez que se pasa la región de velocidad constante de sedimentación, cada punto de la curva corresponde a una concentración diferente de sólidos.

El funcionamiento de un sedimentador continuo fue analizado primeramente por Coe y Clevenger en 1916. En su trabajo, mostraron como un sedimentador continuo puede ser diseñado a partir de datos obtenidos en pruebas de laboratorio por lotes. Casi todos los métodos actuales para cálculos de diseño parten del trabajo realizado por ellos.

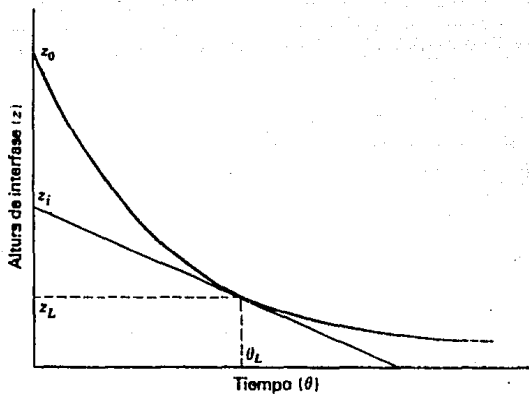


Fig 3-12 Curva de sedimentación obtenida de datos experimentales.

En 1952 Kynch presentó un análisis matemático de las pruebas de laboratorio por lotes que suplementa el trabajo original de Coe y Clewenger, el aplicar el modelo matemático de Kynch al diseño de sedimentadores continuos, hace posible el simplificar los procedimientos experimentales y la interpretación de resultados.

Kynch partió del postulado de que la velocidad de sedimentación (U_s) de una partícula es función solamente de la concentración local de sólidos (C), o matemáticamente $U_s = f(C)$ (a, 11). Este es el mismo postulado usado por Coe y Clewenger. Los resultados de pruebas intermitentes muestran con claridad que la velocidad de sedimentación disminuye al aumentar la concentración. Sin embargo, la disminución es menos rápida que el incremento de concentración. Aunque este balance de velocidad lineal decreciente y flujo de masa creciente como consecuencia de la mayor densidad de sólidos en la capa que se compacta, es impredecible, tiene importancia en el procedimiento de diseño.

En la parte superior del espesador, la suspensión está muy diluida y la sedimentación es muy rápida. En el fondo, la densidad y concentración son en extremo elevadas y la velocidad de sedimentación es lenta.

En un espesador que opere de manera continua, los sólidos pasan a través de capas de diferentes concentraciones entre la alimentación y la del flujo inferior. Si los sólidos que entran a

cualquier capa no pasan a través de ella a una velocidad igual a la de llegada de sólidos a la capa, se incrementará el espesor de ésta y crecerá hacia arriba hasta que, por último, aparecen sólidos en el derrame. El diseño del espesador se basa en la identificación de la concentración de la capa que tiene la menor capacidad para el paso o manejo de sólidos a través de ella en las condiciones de operación. Esta capa particular se conoce como *capa limitante de la velocidad*. Se debe contar con un área suficiente para asegurar que el flujo de sólidos especificado no exceda la capacidad del área limitante de la velocidad.

En la figura 3-13 se puede observar una capa de concentración C en una prueba intermitente. Se supone que esta capa es la limitante de la velocidad, de manera que puede considerarse que asciende a una velocidad U metros por segundo. Los sólidos que sedimentan en esta capa provienen de la inmediata superior, la cual tiene una concentración $(C - dC)$ kilogramos por metro cúbico y una velocidad $(U + dU_s)$ metros por segundo con respecto al tanque y de $(U_s + dU_s + V)$ metros por segundo con respecto a la capa. La concentración de sólidos que sedimentan hacia afuera de esta capa será C con una velocidad U_s con respecto a las paredes del tanque y $(V + U_s)$ con respecto a la capa. Si suponemos que la capa tiene una concentración constante de sólidos, entonces la cantidad de sólidos que sedimentan hacia la capa debe ser igual a la cantidad de sólidos que sedimentan hacia afuera de la capa y un

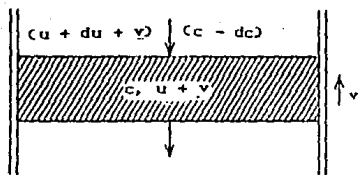


Fig 3-13 Capa de concentracion seleccionada en un espesador.

balance de materia puede hacerse dando: (3.11)

$$(C-dC) A t (U_s + dU_s + V) = C A t (V + U_s) \quad \dots (3.1)$$

en donde:

C	= Concentración de sólidos	M/L ³
U _s	= Velocidad de sedimentación	L/θ
V	= Velocidad de crecimiento de la capa	L/θ
A	= Área perpendicular al flujo	L ²
t	= Tiempo	θ

Simplificando la ecuación y resolviendola para V, se obtiene:

$$V = C \frac{dU_s}{dC} - U_s - dU_s \quad \dots (3.2)$$

y sin tomar en cuenta dU_s, tenemos:

$$V = C \frac{dU_s}{dC} - U_s \quad \dots (3.3)$$

De acuerdo con el postulado de Kynch U_s = f (C), de manera que:

$$\frac{dU_s}{dC} = f' (C) \quad \dots (3.4)$$

Por tanto la ecuación 3.3 queda como:

$$V = C f'(C) - f(C) \quad \dots(3.5)$$

Dado que C es constante para la capa en cuestión, $f'(C)$ y $f(C)$ tampoco varían, de manera que el valor de U_0 también debe ser constante.

El hecho de que U_0 sea constante en la zona limitante de la velocidad, puede usarse para determinar la concentración de sólidos en el límite superior de la capa, a partir de una sola prueba de sedimentación intermitente.

Sean C_0 y H_0 la concentración y altura iniciales de los sólidos suspendidos en una prueba de sedimentación intermitente (3.11). El peso total de sólidos en la columna de suspensión es $C_0 H_0 A$, donde A es el área de la sección transversal de la probeta o tubo en la cual se lleva a cabo la prueba. Cuando la capa limitante alcanza la interfase sólido-líquido, todos los sólidos en la columna deberán pasar a través de esta, ya que la capa se forma en el fondo y se mueve hacia arriba. Si la concentración de la capa limitante es C_2 y alcanza la interfase en el tiempo t_2 , la cantidad de sólidos que pasa a través de esta capa es $C_2 A t (V_2 + U_2)$. Esta cantidad debe ser igual al peso total de sólidos presentes en la columna, dado que la capa que tiene esta concentración límite comenzó a formarse en el fondo y ascendió a la interfase. Por tanto:

$$C_o H_o A = C_2 A t (V_2 + U_2) \quad \dots (3.6)$$

Si H_2 representa la altura de la interfase al tiempo t_2 , y ya que ha sido provado que la velocidad de crecimiento de cualquier capa especifica es constante:

$$V_2 = H_2 / t_2 \quad \dots (3.7)$$

Substituyendo el valor de V_2 en la ecuación 3.6 y simplificando se obtiene:

$$C_2 = \frac{C_o H_o}{H_2 + U_2 t_2} \quad \dots (3.8)$$

Los datos de prueba de laboratorio pueden manejarse gráficamente la altura de la interfase sólido-líquido en función del tiempo, como se muestra en la figura 3-13.

U_2 es igual a dH/dt en el punto de una gráfica H vs t (figura 3-14) a la cual la capa, que tiene una concentración C_2 , viene hacia la superficie de la pulpa. U_2 es entonces la línea tangente a la curva en el punto (H_2, t_2) . La pendiente de esta línea tangente es $(H_1 - H_2)/(t_2 - 0)$, despejando de la ecuación anterior H_1 , tenemos $(H_2 + U_2 t_2)$.

Substituyendo H_1 por $(H_2 + U_2 t_2)$ en la ecuación 3.8, se puede ver que:

$$C_2 H_1 = C_0 H_0 \quad \dots (3.9)$$

Por lo anterior podemos decir que H_1 es la altura que la pulpa ocuparía si todos los sólidos presentes estuvieran a la misma concentración que la de la capa en la interfase sólido-líquido. Para cualquier valor escogido arbitrariamente de C_2 , el correspondiente valores de H_1 puede ser calculado. La velocidad de sedimentación como función de la concentración, puede ser determinada con una sola prueba de sedimentación como sigue: Para diversos valores arbitrarios de tiempo, la pendiente de la tangente y su intersección con la ordenada en $t=0$, se determinan con una gráfica de H en función de t . El valor de esta intersección se utiliza en la ecuación 3.9, para obtener la concentración correspondiente. Con lo anterior se tendrán una serie de datos que pueden usarse para construir una gráfica de velocidad de sedimentación contra concentración como la que se muestra en la figura 3-14.

Para especificar el área requerida de un sedimentador o espesador, la concentración de la capa que requiere la máxima área para pasar una unidad de peso de sólidos, debe ser determinada. Esto puede hacerse calculando el área unitaria requerida para una serie de concentraciones, usando los datos que se muestran en la gráfica de U vs C la cual se desarrolló anteriormente y substituyendo en la fórmula de Coe y Clevenger:

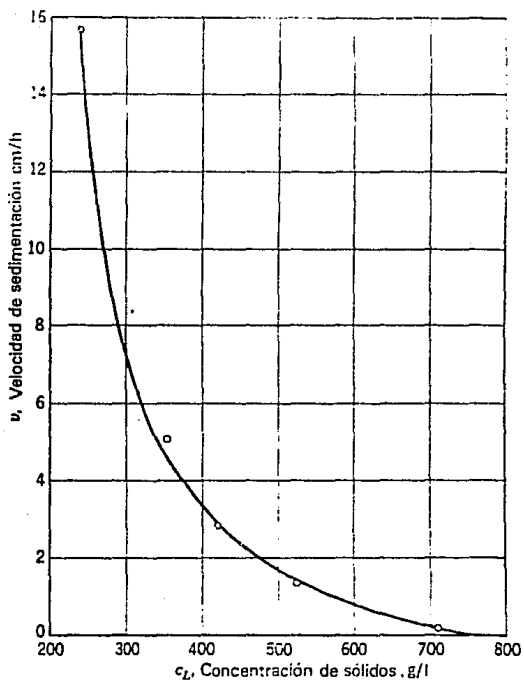


Fig 3-14 Velocidad de sedimentación vs. concentración.

$$\text{Area unitaria} = \frac{\left[\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_u} \right]}{U} \quad \dots (3.10)$$

Cualquier capa que de el valor más alto de área unitaria es usada como base de diseño. Con la figura 3-15, una construcción geométrica simple puede ser usada para obtener el área unitaria directamente.

Al tiempo t_2 los sólidos en la capa que se encuentran en la superficie de la pulpa, están sedimentando a una velocidad lineal de $(H_1 - H_2)/t_2$. Si los sólidos de esta capa se asumen como referencia, el agua está pasando a los sólidos a un caudal de $A (H_1 - H_2)/t_2$. En un sedimentador continuo, los sólidos, en cualquier zona, no tienen que dejar atrás toda el agua que traen, pues parte de esta agua los acompañará hasta la salida. La cantidad de agua que deben dejar es igual en flujo a la cantidad que será descargada en los sólidos traídos de la capa de concentración hacia la concentración del flujo inferior del sedimentador. La cantidad correspondiente de agua para los sólidos presentes en la prueba de sedimentación intermitente será: $A (H_1 - H_u)$, ya que H_1 es la altura que la pulpa ocuparía si todos los sólidos presentes en la prueba intermitente estuvieran en la capa de concentración y H_u es la altura que la pulpa ocuparía si

todos los sólidos presentes en la prueba intermitente estuvieran en la concentración del flujo inferior del sedimentador. El tiempo que será requerido para descargar la cantidad de agua $A(H_1 - H_u)$ a través de una capa de concentración C_2 será:

$$t' = \frac{\text{cantidad de agua a eliminar}}{\text{flujo de agua eliminada}} = \frac{A(H_1 - H_u)}{\frac{A(H_1 - H_2)}{t_2}} \dots (3.11)$$

$$\frac{t'}{H_1 - H_u} = \frac{t_2}{H_1 - H_2} \dots (3.12)$$

Por la ley de los triángulos (ver figura 3-15):

$$t' = t_u \dots (3.13)$$

en donde:

H_u = Altura que la pulpa ocuparía si los sólidos estuvieran a la concentración del flujo inferior.

t_u = Tiempo en la intersección de la tangente al punto (H_2, t_2) y H_u .

La cantidad total de sólidos en el lote es C_0H_0A y tomará a esta cantidad de sólidos un tiempo t_u el pasar a través de una capa de concentración C_2 en un espesador continuo. Por lo tanto,

la cantidad de sólido que podrá ser llevada a través de una capa de concentración por unidad de tiempo es $C_2 H_2 A / t_u$. El "área unitaria" de una capa es, por definición, el área requerida para permitir que una tonelada de sólidos se sumerja a través de la capa de concentración en un día. Es decir:

$$\text{Área Unitaria} = \frac{t_u}{C_2 H_2} \quad \dots (3.14)$$

Las unidades del área unitaria serían:

$$L^2/\text{Masa de sólidos}/\theta$$

El método para determinar el área unitaria correspondiente a cualquier pulpa de concentración C_2 en el rango de concentración libra es, por lo tanto, el siguiente:

1).- Determinar H_1 y H_u del siguiente balance de materiales: el punto H_1 corresponde a una concentración arbitraria seleccionada C_2 :

$$C_0 H_0 = C_2 H_1 = C_u H_u \quad \dots (3.15)$$

en donde:

$$C_u = \text{Concentración del flujo inferior} \quad M/L^3$$

2).- Dibujar una línea de flujo inferior paralela al eje de

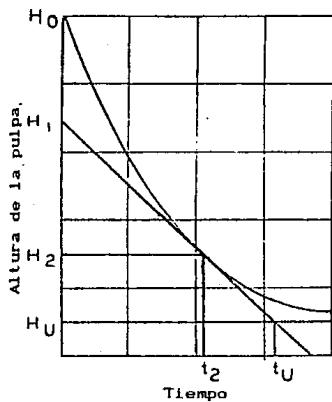


Fig 3-15 Curva de sedimentación para cálculo de Area unitaria.

las abscisas, en donde se grafica el tiempo, en $H = H_u$ en una gráfica en donde se grafiquen altura de la pulpa contra tiempo, como se muestra en la figura 3-15.

3).- Dibujar un línea tangente a la curva de sedimentación continua hasta H_u en el eje de las H.

4).- Leer t_u en la intersección de la tangente y la línea de flujo inferior.

5).- Calcular el Área unitaria con la ecuación 3.14.

Cuando la línea de flujo inferior, H_u , interseca la curva de sedimentación arriba del punto donde la capa en la superficie de la pulpa entra en la zona de compresión, el tiempo, t_u , correspondiente al área unitaria máxima, será la coordenada de la intersección ya que cualquier otra línea tangente intersectará la línea de flujo inferior a un valor menor de t_u . Cuando la línea de flujo inferior interseca la curva de sedimentación abajo del punto donde la capa en la superficie de la pulpa entra en la zona de compresión, la tangente que proporciona la mayor área unitaria será dibujada a través de este punto de compresión, ya que esta tangente da el valor más alto de t_u en el rango de sedimentación libre y sólo zonas de sedimentación libre gobiernan el área unitaria.

Otro método para calcular el área unitaria de un sedimentador

es el propuesto en libro de Foust (9), el cual dice que si se considera la prueba de sedimentación intermitente en la que el flujo total de sólidos es la suma del flujo de las partículas que sedimentan mas el flujo específico para suministrar un flujo global a la salida inferior. Es decir:

$$F_T = F_B + F_U = C_c U_s + \frac{Q_u C_n}{A} \quad \dots(3.16)$$

en donde:

F_T = Flujo total de sólidos.	$M/L^2\theta$
F_B = Flujo de partículas que sedimentan.	$M/L^2\theta$
F_U = Flujo en la salida inferior.	$M/L^2\theta$
C_n = Concentración de la capa.	M/L^3
U_s = Velocidad de sedimentación de los sólidos.	L/θ
Q_u = Velocidad volumétrica del flujo inferior.	L^3/θ
A = Área de la sección transversal perpendicular al flujo.	L^2

El primer término del lado derecho de la ecuación 3.16, es el flujo de sedimentación de las partículas que se conoce como flujo intermitente y se obtiene a partir de datos de prueba por lotes.

El segundo término es el flujo asociado con la eliminación de sólidos por medio del flujo inferior. En la figura 3-16 se presenta una gráfica de la ecuación 3.16 mostrando las contribuciones relativas de los dos flujos.

En la figura 3-16, el flujo de sólidos F_L con una concentración C_L es menor que el flujo de sólidos a otras concentraciones entre la alimentación y el flujo inferior. Por consiguiente, F_L es la capacidad limitante de flujo de sólidos y debe suministrarse un área de tal manera que el flujo no exceda de F_L . Por consiguiente, el área requerida por el espesador o sedimentador es:

$$A = \frac{Q_o C_o}{F_L} \quad \dots (3.17)$$

en donde:

Q_o = Velocidad volumétrica en la alimentación.	L^3/θ
C_o = Concentración de la alimentación	M/L^3
F_L = Flujo limitante de sólidos.	$M/L^2\theta$
A = Área mínima del sedimentador.	L^2

El área calculada mediante la ecuación 3.17 es la mínima

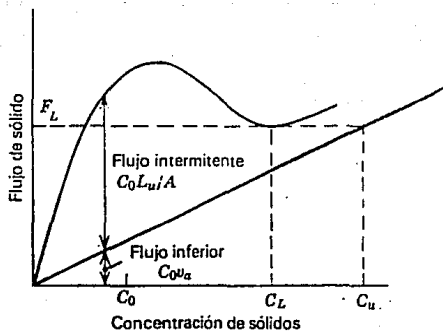


Fig 3-16 Flujo de sólidos por un espesador continuo.

que debe suministrarse para un espesador continuo operando a estado estable.

3.3.1 Profundidad del espesador.

Como se vio en el capítulo anterior, en la sección en donde se describe un sedimentador continuo, Comings y colaboradores (8), determinaron el efecto de la velocidad del flujo inferior sobre la capacidad del espesador. En todas las corridas se obtuvo esencialmente un derrame transparente. La profundidad de la zona de espesamiento aumentó a medida que se disminuyó la velocidad del flujo inferior. Concluyeron que la profundidad de la zona de espesamiento para suspensiones incompresibles es menos importante que el tiempo de retención de las partículas dentro del espesador. Así como que manteniendo la profundidad de la zona de compresión constante la concentración del flujo inferior se incrementa cuando el tiempo de retención se incrementa; y que para un tiempo de retención constante, la concentración del flujo inferior decrece cuando la profundidad de la zona de compresión se hace mayor. Concluyeron también que profundidades mayores de la zona de compresión requiere mayores tiempos de retención para obtener una misma concentración en el flujo inferior.

Es posible determinar el tiempo de retención para la zona de compresión a partir de datos de laboratorio con una prueba intermitente. Para determinar el tiempo de retención debe construirse una curva de concentración contra altura y determinar

el área bajo la curva, empleándose la siguiente ecuación:

Tiempo de retención =

$$\frac{\text{Área bajo la curva, C vs. H}}{\text{Flujo de sólidos que entra al espesador}} =$$

$$\frac{\pi D_t^2 \int_0^H C dH}{4 F_c C_c} \quad \dots (3.18)$$

en donde:

D_t = Diámetro del cilindro.	L^2
C = Concentración.	M/L^3
H = Altura de la interfase.	L
F_c = Flujo volumétrico en la entrada de la zona de compresión.	$M/L^2 \cdot t$
C_c = Concentración en la entrada de la zona de compresión.	M/L^3

La dilución o concentración al comienzo de la compresión se determina arbitrariamente a partir de la curva de asentamiento antes construida, (altura de la interfase contra tiempo de sedimentación). La porción de la línea recta de la curva de asentamiento de la zona de compresión se extrapola hasta que intersecta al eje de la ordenada. La altura equivalente al punto

medio entre esta intersección y la altura de la pulpa en el tiempo cero se considera que representa la concentración de sólidos al comienzo de la compresión.

La concentración del flujo inferior se escoge como cualquier valor deseado, menor que el que se podría obtener. Se calcula el equivalente de esta altura de la concentración que ocuparían los sólidos en el cilindro graduado y se indica el valor sobre la curva de asentamiento. La diferencia entre los tiempos correspondientes a la concentración deseada del flujo inferior y el comienzo de la compresión representa el tiempo de retención de sólidos que se requiere en la zona de compresión.

El volumen promedio de la zona de compresión por peso de sólidos secos se determina mediante la integración de la curva de asentamiento entre los límites de entrada y salida de la zona. Mediante esta cantidad, se infiere con facilidad la profundidad de la zona de compresión en el espesador.

A la profundidad de la zona de compresión, debe sumarse la profundidad de las demás zonas que suele establecerse empíricamente.

3.3.2 Criterios para el diseño final del sedimentador.

Para establecer las dimensiones finales de una cuenca de sedimentación, se debe aplicar a los criterios de diseño evaluados experimentalmente, velocidad de elevación, tiempo de retención,

área unitaria y volumen de la zona de compresión, factores de aumento de escala, que se combinarán de tal modo que se satisfaga el criterio limitador. (Los criterios que a continuación se enumeran fueron tomados de las referencias 2 y 10).

Por lo común, la velocidad de elevación se multiplica por un factor de aumento de escala de 0.5; aun cuando este último se puede incrementar a 0.7 en ciertas condiciones.

El tiempo de retención de prueba estática se puede dividir por la eficiencia volumétrica del tanque. Esta eficiencia es función de la razón de diámetro de la cuenca a profundidad, que va desde un punto elevado de 60 % para las cuencas con una razón de menos de 1.5 a otro bajo, de aproximadamente 25 %, para las que tienen una razón de 12 o mayores.

Los requisitos de área unitaria, determinados mediante pruebas a escala de banco de trabajo se multiplican en general por un factor de aumento de escala que varía de 1.2 para unidades de 30 metros o mayores hasta 1.5 para las de 5 metros de diámetro. Este factor deja margen para las ineficiencias generales de la entrada de alimentación y el tanque de sedimentación. Además, se debe aplicar un factor de seguridad de 1.1 a 1.25 al área de la cuenca, según el grado de fluctuación de las características de alimentación (temperatura, concentración de sólidos, pH y distribución de tamaños de partículas) y sus efectos sobre la sedimentación.

La profundidad total de la cuenca de sedimentación (excluyendo el cono en un tanque de fondo inclinado) es la suma de las profundidades de las cuatro zonas, como ya se ha dicho. Si no se han obtenido datos para determinar el volumen y la altura de la zona de sedimentación y la de alimentación o clarificación, se debe dejar una profundidad de 30 a 180 centímetros para la primera (las profundidades menores se utilizan para los materiales de asentamiento rápido, como los concentrados metalúrgicos), y una profundidad de unos 60 centímetros para la alimentación. Se debe dejar margen para la zona de compresión superior así como para la de compresión, aun cuando se hayan efectuado pruebas de laboratorio, y por lo común, ese margen es de 60 centímetros.

La profundidad calculada de la zona de compresión se multiplica por lo común por un factor de aumento de escala de 1.75 para asegurar la concentración máxima de los lodos y permitir una cantidad limitada de almacenamiento de estos últimos. Sin embargo, algunos diseñadores se limitan a una profundidad máxima de 90 cm para la zona de compresión.

Otros factores deben ser considerados para establecer las dimensiones de los componentes mecánicos. Estos incluyen la capacidad de las rastras y el torque del accionador. Lo que nos asegurará la remoción adecuada de los sólidos de la unidad.

El dimensionamiento de sedimentadores y espesadores muchas veces está basado en experiencias pasadas. Esto es así en

tratamiento de desechos ambientales, tratamiento de agua, recaustificación de pulpa y papel para recuperación química, etc.. en donde existe una cierta estandarización. En la table 3-2 se dan algunas condiciones típicas de operación y dimensiones para ciertos procesos.

Tabla 3-2 Condiciones operacionales y criterios típicos de diseño.

Suspensión	% de sólidos		Área unitaria ft ² /ton./día	Vel. de elevación gal/min.ft
	Aliment.	Flujo inf.		
Alumina proceso Bayer.				
Mineral de monohidrato de lodo rojo.				
Primario	-----	11-18	50-65	
Secundario	-----	15-20	30-40	
Otros lavados	-----	15-25	20-30	
Mineral de trihidrato de lodo rojo.				
Primario	3-4	10-25	20-30	
Lavadas	6-8	15-25	10-15	
Final	6-8	20-35	10-15	
Hidrato, fino o de simiente.	2-8	30-50	12-30	
Asbesto	9-12	20-27	7-15	
Purificación de salmueras.	0.1-2	8-15	-----	0.2-0.5
Cemento, proceso húmedo.	16-20	60-70	15-25	
Cemento, polvo secado al horno.	9-10	45-55	3-18	
Carbón:				
Escorias	0.5-6	20-40	-----	0.3-0.7
Partículas finas de carbón limpio	-----	20-50	-----	0.4-0.8
Medios pesados (magnetita)	20-30	60-70	-----	0.4-0.7
Agua de coquización.	1-3	50	-----	0.6
Coral	12-18	45-55	15-25	
Lodos de cianuro.	16-33	40-55	5-13	

Tabla 3.2 (Continúa...)

Suspension	% de solidos		Area unitaria ft ² /ton./dia	Vel. de elevación gal./min.ft
	Aliment.	Flujo inf.		
Polvo de hollin				
Altos hornos	0.2-2	40-60	-----	0.8-1.5
BOF	0.2-2	30-70	-----	0.4-1.5
Plantas generadoras de energía.	1-5	50-65	2-10	0.7-2
Aguas de desechos de fundidoras.	0.1-1	10-30	-----	0.3-0.4
Lodo de cal.				
Generador de acetileno.	12-15	30-40	15-33	
Proceso de cal y sosa.	9-11	35-45	15-25	
Mg(OH) ₂ de salmuera.	8-10	25-40	60-100	
Mg(OH) ₂ del agua de mar.	0.5-2.0	15-20	200-400	0.25-0.5
Metalúrgicos:				
Concentrados de Cobre.	14-50	40-75	2-20	
Residuos de Cu.	10-30	45-65	4-10	
Residuo de lechada de (NH ₄) ₂ CO ₃	3-20	20-50	5-10	
Mineral de Fe				
Concent. fino	20-35	60-70	0.4-0.8	1.2
Concent. grueso	25-50	65-80	0.2-0.5	
Residuos	1.8	30-60	4.2	0.2-0.9
Sulfuros de Cobalto y Niquel.	2-3	60-70	10-20	0.4-0.5
Concent. de Pb.	20-25	60-80	7-18	
Manganeso:				
Residuos de lixiviación.	0.5-2	5-9	100-200	
Precipitados de sulfuro.	0.5	5-8	400-600	
Molibdeno:				
Concentrados.	10	30	10-15	

Tabla 3.2 (Continúa...)

Suspensión	% de sólidos		Área unitaria ft ² /ton./día	Vel. de elevación gal./min.ft
	Aliment.	Flujo inf.		
Concentrado de barrido.	8	40	5	
Sulfuros.	25	60	60	
Lodos.	-----	50-60	10-15	
Niquel:				
Residuos de lixiviación de (NH ₄) ₂ CO ₃				
Residuos de lixiviación con ácido.	20	60	8	
Concentrados de sulfuro.	3-5	65	25	
Concentrados de Zinc.	10-20	50-60	3-7	
Licor de baño limpiador de metales y H ₂ O de enjuague	1-8	9-18	35-50	
Desechos de anodización.	2-5	5-30	-----	0.5
Lodos de potasa	1-5	6-25	40-125	
Desechos de procesamiento de papas	0.3-0.5	5-6	-----	0.4
Pulpa y papel.				
Recaustificación.				
Clarificador de licor blanco.				
Unidades.	8-12	35-45	8-10	
Bandeja.	8-12	33-42	12-16	
Clarificador de licor verde.				
Unidad.	0.2	5	-----	0.32
Bandeja.	0.2	5	-----	0.1-0.25
Tratamiento de desechos.				
Desechos de Kraft.	0.01-0.05	2-5	-----	0.35-0.5

Tabla 3.2 (Continúa...)

Suspensión	% de sólidos		Área unitaria ft ² /ton./día	Vel. de elevación gal./min.ft
	Aliment.	Flujo inf.		
Desechos de desentintado.	0.01-0.05	4-7	-----	0.4-0.5
Desechos de pepeleras.	0.02-0.05	4-10	-----	0.5-0.9
Agua de alcantarillado:				
Primarias.	-----	-----	-----	0.4
Secundarias.	-----	-----	-----	0.55-0.7
Azúcar.				
Clarificación de caña.	-----	-----	0.5	
Sulfatación de caña.	-----	-----	0.6	
Carbonatación de remolacha.	2-5	15-20	0.3-0.7	
Uranio.				
Mineral lixiviado con ácido.	10-30	25-65	2-10	
Mineral lixiviado con álcali.	20	60	10	
Precipitado de Uranio.	1-2	10-25	50-125	

CAPITULO IV

EXPERIMENTACIÓN.

En este capítulo será descrito el equipo empleado en las pruebas experimentales en el cual, los alumnos podrán realizar practicas sobre sedimentación. Se describirá el proceso experimental seguido y se reportaran los resultados obtenidos en el mismo.

4.1 Descripción del equipo de sedimentación.

En la figura 4-1 se puede observar el equipo de sedimentación, el cual está formado por 8 tubos de vidrio de 1 metro de longitud cada uno y con graduación de 1 a 100 milímetros. Los tubos tienen los siguientes diámetros internos:

5 tubos de	50 mm de diámetro
1 tubo de	75 mm de diámetro
1 tubo de	40 mm de diámetro
1 tubo de	25 mm de diámetro

Cada tubo tiene una terminación inferior en forma de embudo para facilitar su limpieza, al final del embudo de vidrio debe colocarse una maguera de latex que deberá ser sellada con un tapón de hule antes de llenar los tubos con la suspensión

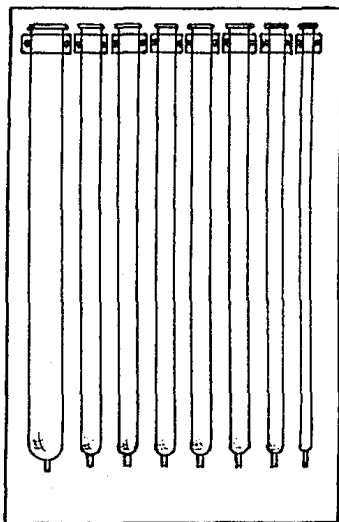


Figura 4-1. Equipo de Sedimentación

experimental.

Los tubos están montados verticalmente sobre una tabla de triplay cuyas medidas son 0.80 m de ancho x 1.25 m de altura.

Si alguno de los tubos sufre algún daño y es necesario cambiarlo, o bien requiere una limpieza profunda, puede ser removido ya que todos están sujetos a la tabla por medio de abrazaderas metálicas unidas con tornillos.

En el equipo descrito pueden estudiarse los procesos físicos básicos involucrados con la sedimentación.

Además de este equipo, se empleará material de laboratorio común como son agitadores de vidrio, embudos, balanza granataria, probetas, matraces Erlenmeyer y cronómetros.

4.2 Experimentación.

La experimentación tiene como finalidad establecer una práctica que pueda ser realizada por los alumnos de la Escuela de Química de la Universidad La Salle. Para encontrar una suspensión adecuada para realizar la práctica, es decir, una suspensión que permita identificar las cuatro zonas de sedimentación claramente y muestre una interfase perfectamente definida, se trabajó con seis diferentes sustancias a diferentes concentraciones.

Las sustancias con las que se realizó la experimentación fueron:

Carbonato de Calcio	(CaCO_3).
Hidróxido de Calcio	(Ca(OH)_2).
Oxido de Zinc	(ZnO).
Oxido de Magnesio	(MgO).
Oxido Ferrico	(Fe_2O_3).
Arena.	
PVC	

4.2.1 Procedimiento Experimental.

1) Preparar el equipo de sedimentación, es decir, colocarle las mangueras y los tapones de hule.

2) Preparar la suspensión que será usada en la prueba experimental.

3) Verter la suspensión en alguno de los tubos del equipo de sedimentación.

4) Al momento de terminar de verter la suspensión, accionar el cronómetro.

5) Tomar la lectura del nivel del líquido en el tubo.

6) Tomar la lectura de la altura de la interfase a los siguientes tiempos: 1, 2, 3, 5, 7, 10, 13, 18, 23, 33, 43, 60, 75, 90, 105 y 115 minutos.

7) Al terminar de tomar las lecturas, quitar el tapón de la manguera y limpiar el tubo usado.

Para los tubos de 50 mm de diámetro (tubos 2, 3, 4, 5 y 6) se prepararon 1500 ml de suspensión, con esto el nivel de liquido en el tubo queda en el centimetro 25. La cantidad de suspensión preparada para el tubos de 75 cm (Tubo 1), fue de 3000 ml para obtener una altura inicial de aproximadamente 75 cm, es decir, quedar en el centimetro 25. Para que el nivel de liquido quede tambien aproximadamente en el centimetro 25 en el tubo de 40 mm de diámetro (tubo 7) se prepararon 1000 ml de suspensión, y para el tubos de 25 mm de diámetro (tubo 8) se prepararon 450 ml de suspensión.

Para que la interfase pudiera ser notada con mayor claridad, se emplearon algunos indicadores como son: fenolftaleina para Carbonato de Calcio, Hidróxido de Calcio y Oxido de Magnesio; fluoresceina para Oxido de Zinc, Oxido de Magnesio y Arena.

4.3 Resultados Obtenidos.

A continuación se presentan tablas en las que se encuentran las lecturas de la altura de la interfase a diferentes tiempos de las diferentes suspensiones estudiadas en las pruebas experimentales.

Suspension	CaCO ₃ 1% vol.	CaCO ₃ 2% vol.	CaCO ₃ 3% vol.
Tiempo min.	Altura cm.	Altura cm.	Altura cm.
0	25	25	25
1	31.5	27.75	25.9
2	40	31.1	27.55
3	48.3	34.1	29.3
5	62.6	39.6	33.15
7	74.5	44.7	37.5
10	81.5	52.6	44.3
13	86.0	60	50.9
18	88.6	68.35	59.5
23	90.6	72.4	
33	91.75	79	70.4
43	92.55	83.95	76.6
60	93.45	87.4	82.25
75	93.7	88.7	85
90	94.1		85.7
105			86.55
115			87

Suspension	Ca(OH) ₂ 5.6% w.	Ca(OH) ₂ 8% peso	Ca(OH) ₂ 10% w.
Tiempo min.	Altura interfase cm.	Altura interfase cm.	Altura interfase cm.
0	25	25	25
1	28.1	26.1	26
2	32	28	27
3	36	30.1	28.1
5	44.3	34.1	30.7
7	52.8	38.3	32.5
10	64.9	44.4	35.9
13	75.8	50.4	37.1
18	82.8	59.6	44.35
23	86.35	66.8	49.4
33	91.2	73.6	58.3
43	92.4	78.4	64.4
60	93.5	84.8	71.5
75	93.9	87.5	76.3
90	94.4	88.25	80.35
105	94.7	88.75	83.8
115	94.9		85.8

Suspension	ZnO 5% peso.	ZnO 7.5% peso.	ZnO 10% peso.
Tiempo min.	Altura interfase cm.	Altura interfase cm.	Altura interfase cm.
0	25	25	25
1	26.2	25.5	25.2
2	28.3	27	25.6
3	30.4	27.7	26.15
5	34.6	29.9	27.3
7	38.7	32.15	28.45
10	44.9	35.4	30.3
13	51.1	38.9	32.1
18	60.5	44	35.2
23	68.9	49.1	38.6
33	80.2	59	45.3
43	86.4	67.95	51.55
60	88.3	80.9	63.4
75	89.2	84.45	71.5
90	89.8	85.45	73.1
105	90.3		74.1
115		86.7	74.7

Suspension	MgO 1% peso.	MgO 2.5% peso.	MgO 5 % peso.
Tiempo min.	Altura interfase cm.	Altura interfase cm.	Altura interfase cm.
0	25	25	25
1	25.9	25.6	25.4
2	27.7	26.7	25.8
3	29.9	27.7	26.25
5	33.9	29.5	27.05
7	37.7	31.3	27.9
10	43	34	29
13	48.2	36.8	30.15
18	56.4	41.2	32.0
23	64.7	45.8	34
33	81.9	55.1	38
43	97.3	64.7	42
60	98.8	80.1	48.75
75	99.15	85	54.45
90	99.35	87.5	59.4
105		90.1	63.75
115		90.65	66.6

Suspension	CaCO ₃ 2% vol. Tubo 75 mm Ø	CaCO ₃ 2% vol. Tubo 40 mm Ø	CaCO ₃ 2% vol. Tubo 25 mm Ø
Tiempo min.	Altura interfase cm.	Altura interfase cm.	Altura interfase cm.
0	25	25	25
1	27.4	27.5	28.1
2	30.7	31.6	32
3	33.9	34.6	35.1
5	36.6	41.7	42.9
7	43.4	48	48.5
10	51.1	56.5	57.3
13	56.6	66.7	67.15
18	59.6	78.1	78.3
23	60.6	83	83.5
33	61.6	89.4	90
43	62.1	91.5	92
60	62.6	93.1	93.4
75	62.9	94.1	94.3
90	63.1	94.4	94.55
105	63.25	94.9	95.15
115			

Suspensión	Fe_2O_3 5% peso.
Tiempo min.	Altura interfase cm.
0	25
1	30.3
2	34.8
3	41
5	55.8
7	66.8
10	83.6
13	86.3
18	87.6
23	88.1
33	88.9
43	89.5
60	90.15

De las pruebas realizadas con arena no se pudieron obtener datos, ya que a ninguna de las concentraciones con las que se realizaron se pudo ver claramente la interfase. Las pruebas con

FVC no se pudieron realizar pues este se pegó a las paredes del tubos impidiendo ver la sedimentacion. Con Guido Ferrico solamente se realizo una prueba pues parte del polvo sedimentó y parte floto haciendo muy dificil distinguir la interfase, además por ser de color rojo oscuro mancho el equipo haciendo muy dificil su limpieza.

CAPITULO V

ANALISIS DE RESULTADOS.

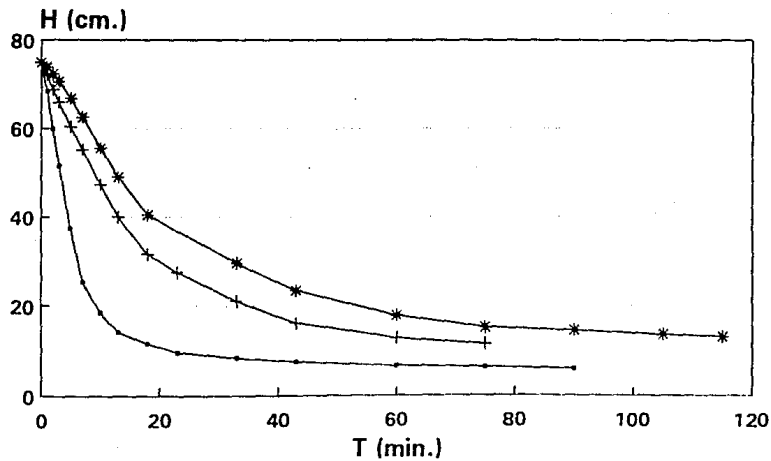
En este capítulo se analizarán los datos obtenidos en la parte experimental, el objetivo de este análisis es escoger alguna de las sustancias empleadas para que sea usada en la practica que realizarán los alumnos. Los datos experimentales obtenidos para la substancia escogida se emplearán tambien para realizar el cálculo de un espesador continuo.

Los datos obtenidos en la parte experimental se encuentran graficados en las figuras 5-1, 5-2, 5-3, 5-4 y 5-5. Todas las gráficas muestran el comportamiento esperado, es decir, la primera porción de la curva tiende a ser lineal, correspondiendo a una velocidad constante de sedimentación de los lodos a la concentración inicial. Una vez que se pasa la region de velocidad constante de sedimentación, cada punto de la curva corresponde a una concentración diferente de solidos. La velocidad de sedimentación va disminuyendo conforme la concentración aumenta, y el tiempo de prueba es mayor. Esto se nota en que la pendiente de la curva, altura de la interfase contra tiempo de sedimentación, tiende a cero.

Otra cosa que puede observarse en la familia de curvas

Carbonato de Calcio

Figura 5-1



—●— 1 % vol. —+— 2 % vol. —*— 3 % vol.

H = 100 - altura interfase

Hidroxido de Calcio

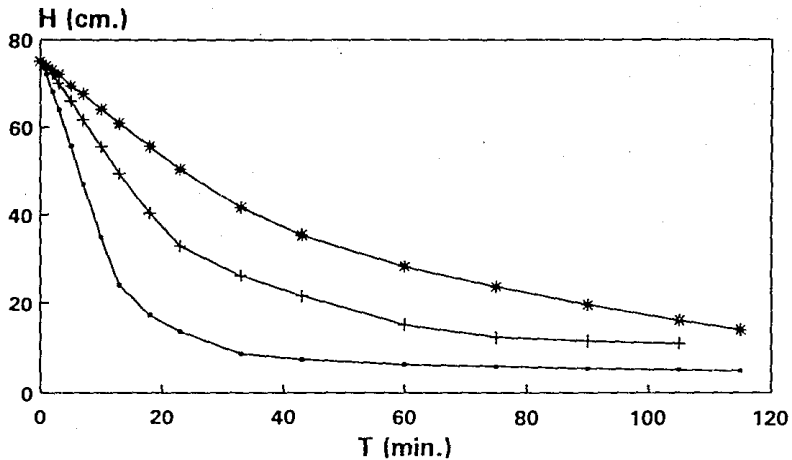


Figura 5-2

—•— 5.6 % peso —+— 8 % peso —*— 10 % peso

H = 100 - altura interfase

Oxido de Zinc

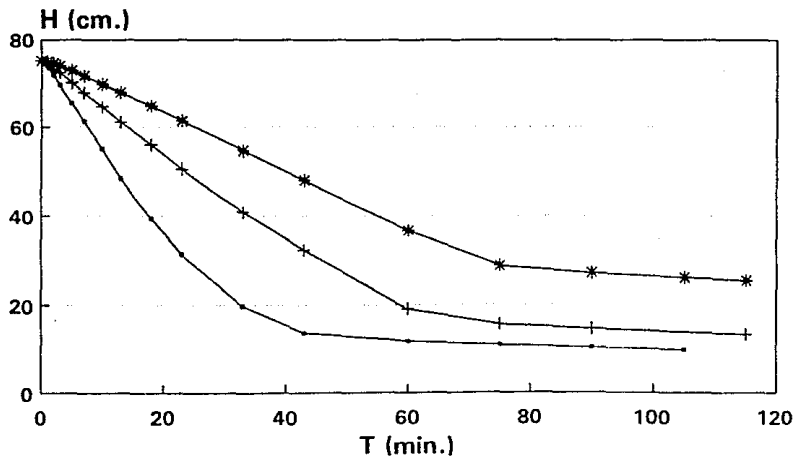
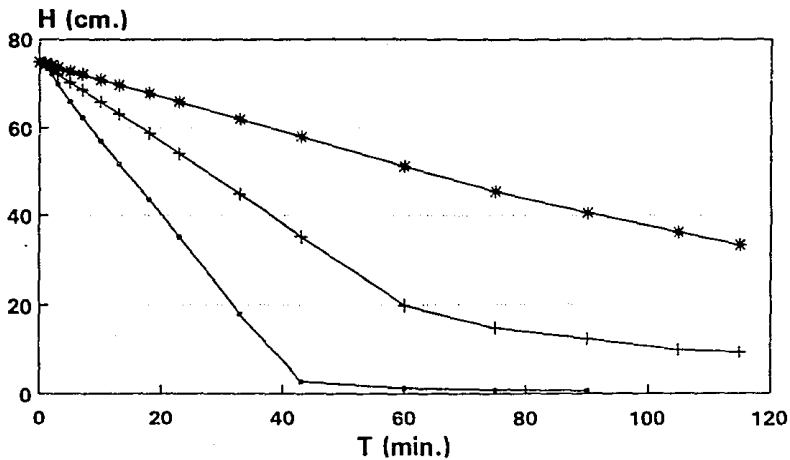


Figura 5-3

H = 100 - altura interfase

Oxido de Magnesio

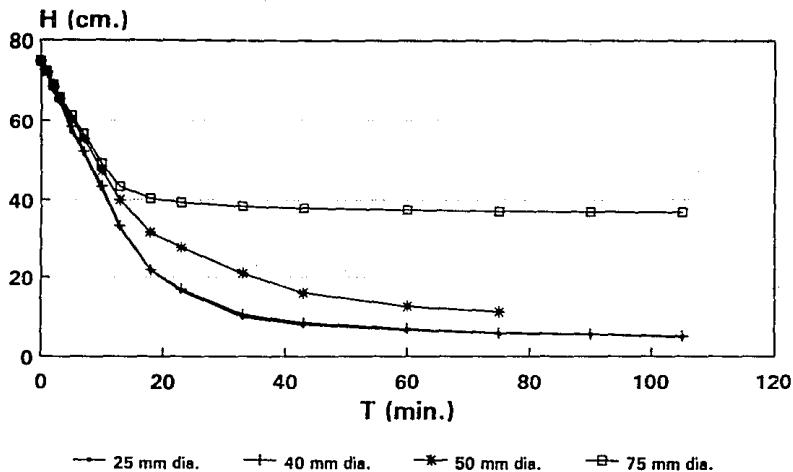


—•— 1 % peso —+— 2.5 % peso —*— 5 % peso

H = 100 - altura interfase

Carbonato de Calcio

2 % vol. tubos dif. diametro



H = 100 - altura interfase

graficada para la misma sustancia a diferentes concentraciones es que cuando más elevada es la concentración, más baja es la velocidad de descenso de la interfase, puesto que la velocidad ascendente del líquido desplazado es mayor y los gradientes de velocidad en el fluido son más pronunciados.

Si comparamos las gráficas obtenidas contra la mostrada en la figura 5-6, la cual esta reportada en la referencia 4, nos podemos dar cuenta de que todas las sustancias siguen el comportamiento esperado.

Para la realización de la práctica se recomienda el uso del Hidróxido de Calcio (Ca(OH)_2), pues usando fenolftaleina como indicador, esta sustancia presenta una interfase que se distingue claramente, además es una sustancia fácil de conseguir, no tóxica, de fácil manejo y que presenta curvas de análisis sencillo.

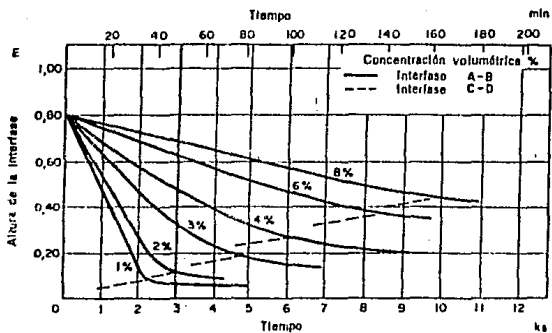


Figura 5-6 Efecto de la concentración sobre la sedimentación en suspensiones de Carbonato Calcico.

5.1 Cálculos de diseño.

Para estos cálculos se emplearan los datos obtenidos para la prueba que se realizó con Hidróxido de Calcio (Ca(OH)_2) a 5.6 % en peso (1% vol.).

En este caso la concentración inicial de la suspensión es:

$$C_0 = 56 \text{ g/l (} C_0 = 0.056 \text{ g/cm}^3 \text{)}$$

y la altura inicial es:

$$H_0 = 75 \text{ cm.}$$

Datos experimentales:

Tiempo	Altura interfase	$H_0 = 100 - \text{altura interfase}$
min.	cm.	cm.
0	25	75
1	28.1	71.9
2	32	68
3	37	63
5	44.3	55.7
7	52.8	47.2
10	64.9	35.1
13	75.8	24.2
18	82.8	17.2
23	86.35	13.65

Tiempo min.	Altura interfase cm.	$H_0 = 100 - \text{altura interfase}$ cm.
33	91.2	8.8
43	92.4	7.6
60	93.5	6.5
75	93.9	6.1
90	94.4	5.6
105	94.7	5.3
115	94.9	5.1

Los datos de la primera y la tercera columna están graficados en la figura 5-7.

Para el cálculo del área del espesador continuo se usarán los tres métodos descritos en el capítulo III, sección 3.3.

Para realizar los cálculos de un sedimentador se requieren algunos datos adicionales a los obtenidos en la experimentación, estos normalmente son proporcionados por el cliente que envía los datos de diseño de acuerdo a sus necesidades.

Los datos adicionales son:

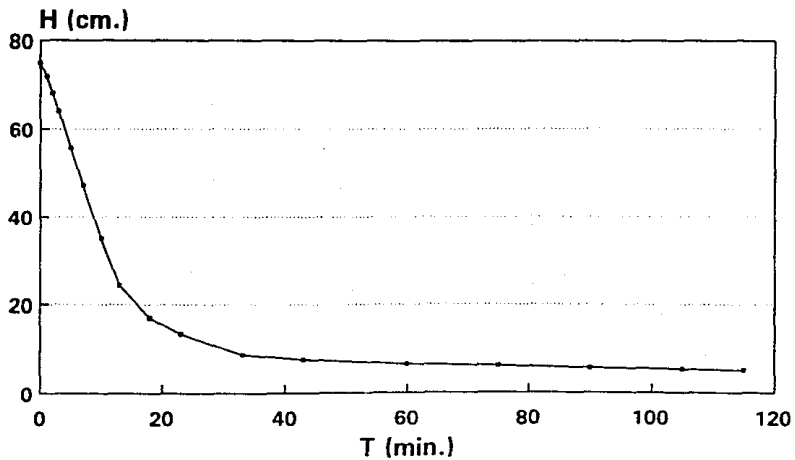
Gasto de alimentación al espesador.

$$Q_0 = 60 \text{ GPM} = 227.1 \text{ l/min.}$$

Velocidad de descarga de sólidos por el fondo.

$$V_u = 0.1 \text{ cm/min.}$$

Hidroxido de Calcio



—●— 5.6 % peso

H = 100 - altura interfase

Concentración del lodo espesado requerida.

$$C_u = 650 \text{ g/l.}$$

5.1.1 Método en el que se emplea la ecuación de Coe y Clevenger. (11)

Los pasos a seguir para este método son los siguientes:

1.- Elaborar una curva de concentración de la suspensión (C) contra velocidad de sedimentación (U). (Figura 5-8).

Para la elaboración de esta curva pueden seguirse dos procedimientos:

-El primero consiste en proponer diferentes concentraciones de la suspensión entre la de alimentación y la que se requiere como concentración del lodo espesado (C_u), con esta concentración se calcula H_1 , que es la ordenada al origen de la tangente a la curva de altura de interfase (H) contra tiempo de sedimentación (t) que pasa por (t_2, H_2) , mediante el siguiente balance:

$$C_o H_o = C_2 H_2 \quad \dots (5.1)$$

Sobre la gráfica H vs. t se traza la tangente a la curva y se obtienen los puntos t_2 y H_2 para cada concentración C_2 , con estos datos se calcula la velocidad de sedimentación en cada punto mediante la siguiente ecuación:

Concentración contra velocidad de sedimentación

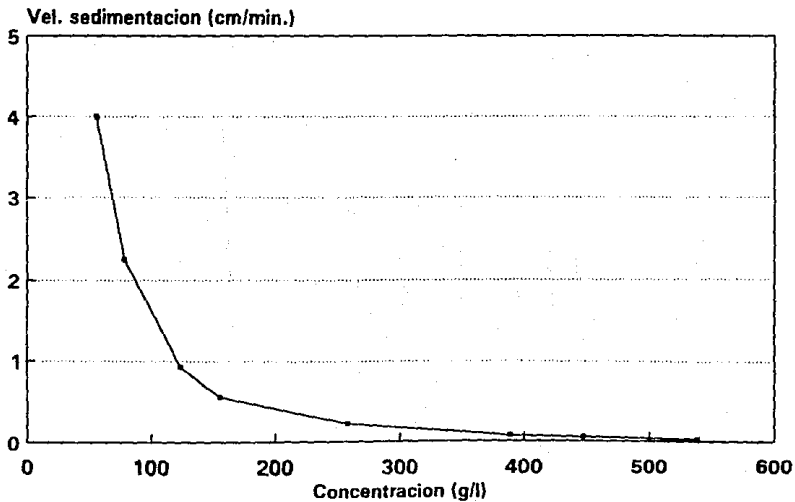


Figura 5-8

$$U = \frac{H_2 - H_1}{t_2} \quad \dots (5.2)$$

-El otro procedimiento consiste en trazar sobre la curva H vs. t , tangentes para puntos (t_2, H_2) , conocidos o propuestos, se lee de la gráfica la ordenada al origen (H_1) para cada punto y se calcula C_2 de la ecuación 5.1, la velocidad de sedimentación se obtiene substituyendo los datos obtenido en la ecuación 5.2. Ver figura 5-9.

En el presente trabajo se empleó el segundo procedimiento explicado para obtener la curva C vs. U.

2.- Calcular el área unitaria requerida para una serie de concentraciones, usando los datos que se encuentran en la gráfica C vs. U (fig 5-7) y substituyendo en la siguiente ecuación:

$$\text{Area Unitaria} = \frac{\left[\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_u} \right]}{U} \quad \dots (5.3)$$

en donde:

C_u = Concentración requerida para el lodo M/L³ espesado.

3.- La concentración que de el valor más alto para el área unitaria será usada como base de diseño.

$$U = \frac{H_2 - H_1}{t_2} \quad \dots (5.2)$$

-El otro procedimiento consiste en trazar sobre la curva H vs. t, tangentes para puntos (t₂, H₂), conocidos o propuestos, se lee de la gráfica la ordenada al origen (H₁) para cada punto y se calcula C₂ de la ecuación 5.1, la velocidad de sedimentación se obtiene substituyendo los datos obtenido en la ecuación 5.2. Ver figura 5-9.

En el presente trabajo se empleó el segundo procedimiento explicado para obtener la curva C vs. U.

2.- Calcular el área unitaria requerida para una serie de concentraciones, usando los datos que se encuentran en la gráfica C vs. U (fig 5-7) y substituyendo en la siguiente ecuación:

$$\text{Area Unitaria} = \frac{\left[\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_u} \right]}{U} \quad \dots (5.3)$$

en donde:

C_u = Concentración requerida para el lodo M/L³ espesado.

3.- La concentración que de el valor más alto para el área unitaria será usada como base de diseño.

Hidroxido de Calcio

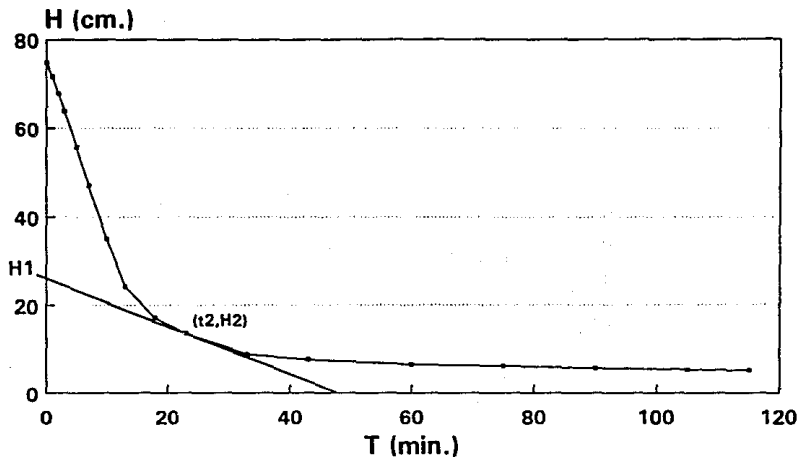


Figura 5-9

—●— 5.6 % peso

H = 100 - altura interfase

Los datos obtenidos se reportan en la siguiente tabla:

t_2 min.	H_2 cm.	H_1 cm.	C_2 g/l	U cm/min.	Area unitaria. $\text{cm}^2 \text{ min./g}$
3	63	75	56	4.0	4.08
10	35.1	75	56	3.99	4.08
13	24.2	53.6	78.36	2.26	4.97
18	17.2	34	123.53	0.93	7.05
23	13.65	27	155.56	0.58	8.43
33	8.8	16.3	257.67	0.23	10.18
43	7.6	10.8	388.89	0.07	<u>14.76</u>
60	6.5	9.4	446.81	0.05	13.99
75	6.1	7.8	538.46	0.023	13.86

Se usará el valor más alto de área unitaria que es 14.76 $\text{cm}^2 \text{ min./g}$. Multiplicando por el flujo másico que se alimenta al espesador se tiene:

$$Q_0 = 227.1 \text{ l/min.}$$

$$227.1 \text{ l/min.} * 56 \text{ g/l} = 12717.6 \text{ g/min}$$

$$14.76 \text{ (cm}^2 \text{ min)/g} * 12717.6 \text{ g/min} = 187,711.8 \text{ cm}^2$$

$$\underline{\text{Area requerida} = 16.8 \text{ m}^2}$$

5.1.2 Método gráfico. (ii)

Los pasos a seguir para determinar el área unitaria correspondiente a cualquier pulpa de concentración C_2 en el rango de concentraciones libre son:

1.- Determinar H_1 y H_u del siguiente balance de materiales: el punto H_1 corresponde a una concentración arbitraria seleccionada C_2 .

$$C_o H_o = C_2 H_1 = C_u H_u \quad \dots (S.4)$$

es decir:

$$H_1 = \frac{C_o H_o}{C_2} \quad \text{y} \quad H_u = \frac{C_o H_o}{C_u}$$

en donde:

C_u = Concentración requerida para el lodo M/L^3 espesado.

2.- Dibujar una línea de flujo inferior paralela al eje de las abscisas, en donde se grafica el tiempo, en $H = H_u$ en la grafica H vs. t .

3.- Dibujar una línea tangente a la curva de sedimentación continua hasta H_1 en el eje de las ordenadas (H).

4.- Leer t_u en la intersección de la tangente y la línea de flujo inferior.

5.- Calcular el área unitaria con la siguiente ecuación:

$$\text{Area Unitaria} = \frac{t_u}{C_o H_o} \quad \dots (5.5)$$

6.- Se calcula el área unitaria requerida para diferentes concentraciones entre la de alimentación y la de flujo inferior y el área unitaria mayor es la que se toma como base de diseño.

En la figura 5-10 esta representado uno de los cálculos que se hicieron para el presente trabajo. Abajo aparece una tabla de resultados.

$$H_u = \frac{C_o H_o}{C_u} = \frac{56 \text{ g/l (75 cm)}}{650 \text{ g/l}} = 6.46 \text{ cm.}$$

C_2 g/l	H_1 cm	t_u min.	Area unitaria. $\text{cm}^2 \text{ min/g}$
100	42	25.5	6.07
250	16.8	42.7	10.17
350	12	54.5	12.98
500	8.4	60	<u>14.29</u>
600	7	43	10.24

Hidroxido de Calcio

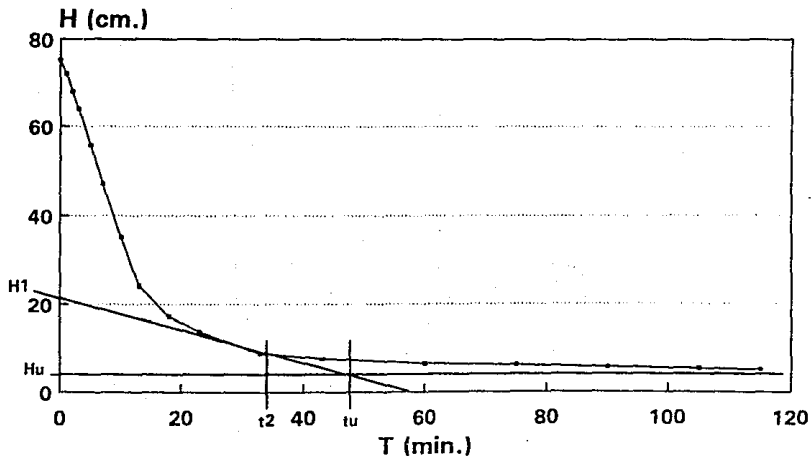


Figura 5-10

H = 100 - altura interfase

Para el cálculo se usa el valor de $14.29 \text{ cm}^2 \text{ min/g}$.

$$Q_0 = 227.1 \text{ l/min.}$$

$$227.1 \text{ l/min.} * 56 \text{ g/l} = 12717.6 \text{ g/min}$$

$$14.29 \text{ (cm}^2 \text{ min)/g} * 12717.6 \text{ g/min} = 181,734.5 \text{ cm}^2$$

$$\underline{\text{Area requerida} = 18.2 \text{ m}^2}$$

5.1.3. Método propuesto por Foust. (3)

Este método consiste en calcular el flujo total de sólidos para diferentes concentraciones entre la de alimentación y la del flujo inferior, con lo que se encontrará la capa que necesita el área máxima para el paso de una cantidad unitaria de sólidos y que será empleada como base de diseño.

El flujo total de sólidos es la suma del flujo de sedimentación de las partículas, el cual se conoce como flujo intermitente (F_B) y se obtiene a partir de datos de prueba por lotes; y el flujo asociado con la eliminación de sólidos por medio del flujo inferior (F_U).

A continuación se describen los pasos a seguir para realizar el cálculo con este método.

1.- Obtener la curva C vs. U como se hizo para el primer método. (Figura 5-8)

2.- Calcular F_B , F_U y F_T por medio de las siguientes ecuaciones:

$$F_B = C_2 U \quad \dots (5.6)$$

$$F_U = C_u V_u \quad \dots (5.7)$$

$$F_T = F_B + F_U \quad \dots (5.8)$$

3.- El valor más pequeño para F_T será la capacidad

limitante de flujo de sólidos (F_L) y debe suministrarse un área de tal manera que el flujo no exceda de este valor. Esta área se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$A = \frac{Q_0 C_0}{F_L} \quad \dots (5.9)$$

en donde:

$$F_L = \text{Flujo limitante de sólidos} \quad M/L^2e$$

Los datos obtenidos se reportar en la siguiente tabla y la curva F_T vs. C puede verse en la figura 5-11.

C_2 g/l	U cm/min.	F_B g/(cm ² min)	F_U g/(cm ² min)	F_T g/(cm ² min)
56	4.0	0.224	0.0056	0.2296
78.36	2.26	0.1771	0.0078	0.1849
123.53	0.93	0.1149	0.0123	0.1272
155.56	0.58	0.0902	0.0156	0.1058
257.67	0.23	0.0593	0.0258	0.0851
388.89	0.07	0.0272	0.0389	<u>0.0661</u>
446.81	0.05	0.0223	0.0447	0.067
538.46	0.033	0.0178	0.0538	0.0716
700.0	0.004	0.0028	0.07	0.0728

Flujo solidos vs concentracion

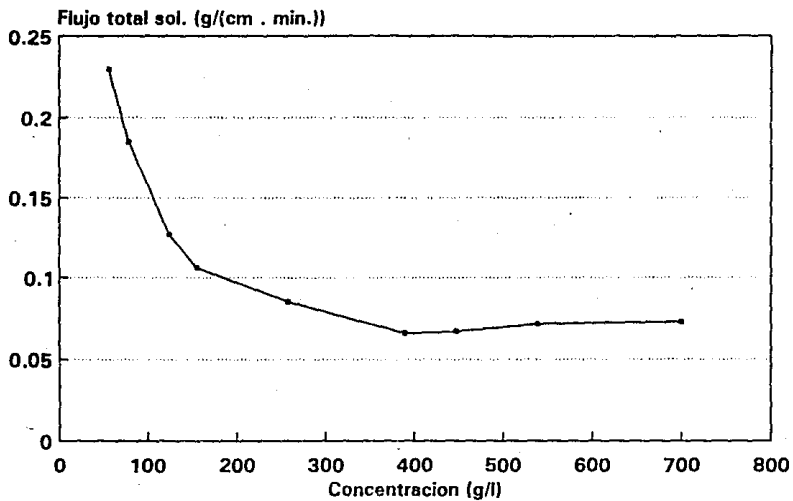


Figura 5-11

El flujo limitante de sólidos (F_L) en este caso será $0.0661 \text{ g}/(\text{cm}^2 \text{ min})$.

Substituyendo en la ecuación 5.9:

$$A = \frac{227100 \text{ cm}^3/\text{min} (0.056 \text{ g}/\text{cm}^3)}{0.0661 \text{ g}/(\text{cm}^2 \text{ min})}$$

$$A = 192400 \text{ cm}^2$$

$$\underline{\text{Area requerida} = 19.24 \text{ m}^2}$$

Al observar los datos de área obtenidos con los diferentes métodos de cálculo empleados, nos podemos dar cuenta que, en los tres casos, se obtuvieron resultados similares lo que nos conduce a afirmar que cualquiera de los métodos puede ser empleado, dependiendo de la información disponibles.

El primer método es el más sencillo y el que involucra el menor número de datos de entrada, este método puede ser aplicado cuando no se disponga de mucha información y se puede obtener un resultado general.

Al involucrar mayor número de datos de entrada como, sucede en el segundo y tercer método el cálculo va haciéndose más específico y exacto.

CAPITULO VI

PRACTICA PROPUESTA

6.1 Objetivo.

El alumno identificará las zonas que se forman al sedimentar partículas sólidas en un fluido y obtendrá los parámetros básicos para el diseño de sedimentadores.

6.2 Introducción.

El término sedimentación, en su sentido más amplio, se utiliza para describir el movimiento de las partículas sólidas a través de un fluido por una fuerza impuesta a aquellas, que puede ser gravitacional, centrífuga, electromotriz o de algún otro tipo. La definición más usual es decir, "el retiro de partículas sólidas suspendidas de una corriente de líquido, mediante el asentamiento por gravedad".

Las suspensiones concentradas pueden sedimentar en una de las dos formas abajo descritas. En la primera, después de un breve periodo de aceleración inicial, la interfase entre el líquido claro y la suspensión se desplaza hacia abajo con velocidad constante, formandose una capa de sedimento en el fondo del recipiente. Cuando la interfase se aproxima a la capa de

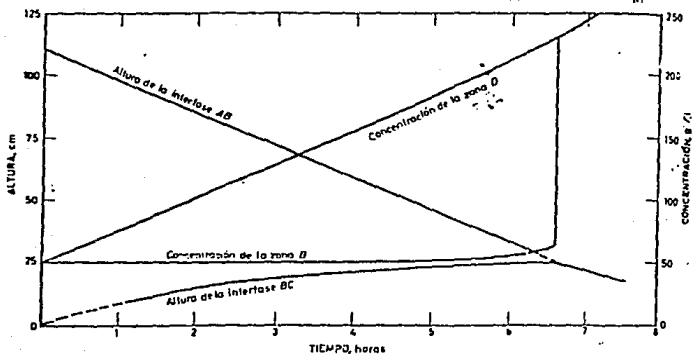
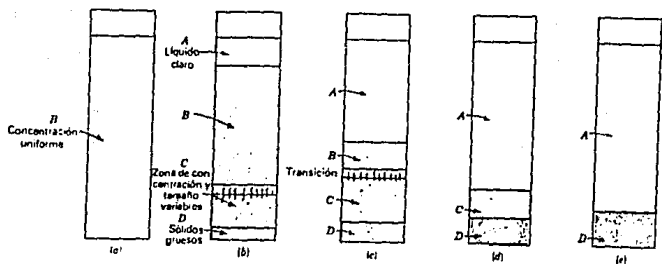


Figura 6-1 Zonas de sedimentación en operación intermitente.

sedimento, la velocidad a la que desciende disminuye hasta alcanzar el "punto crítico de sedimentación" o cuando se forma una interfase directamente entre el sedimento y el líquido claro. La sedimentación posterior es consecuencia únicamente de la consolidación del sedimento, ascendiendo entonces el líquido alrededor de los sólidos, que forman un lecho en el que las partículas están sueltas, pero en contacto unas con otras. Como el área de flujo se reduce gradualmente, la velocidad disminuye progresivamente. En la figura 6-1 se ilustra el proceso de sedimentación, en esta figura, A es líquido claro, B es suspensión a la concentración inicial, C es una capa a través de la cual disminuye progresivamente la concentración y D es el sedimento. La velocidad de sedimentación permanece constante hasta que la superficie superior coincide con la superficie de la zona C, y disminuye entonces hasta que se alcanza el punto crítico de sedimentación una vez que han desaparecido las zonas B y C.

Una segunda modalidad de sedimentación menos corriente es la que se obtiene cuando la gama de tamaños de las partículas es muy grande. La velocidad de sedimentación disminuye progresivamente durante la operación, sin existir ninguna zona de composición constante, extendiéndose la zona C desde la interfase superior hasta la capa de sedimento. Ver figura 6-2.

La sedimentación tiene su fundamento teórico en la dinámica de partículas. Las partículas involucradas en las sedimentación

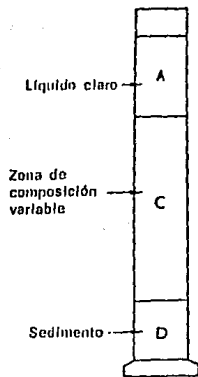


Figura 6-2 Sedimentación suspensiones concentradas.
Sedimentación del tipo 2.

que se estudiará en esta práctica se consideran de naturaleza discreta, esto es, no cambian de forma, tamaño, ni densidad en el transcurso del proceso.

Para obtener la ecuación que describe el comportamiento de partículas discretas que caen a través de un líquido, se realiza el siguiente balance de fuerzas:

$$F_I = F_D \quad \dots (6.1)$$

en donde:

F _I = Fuerza impulsora.	ML/e ²
F _D = Fuerza de arrastre.	ML/e ²

si:

$$F_I = (\rho_p - \rho_f) g V_p \quad \dots (6.2)$$

y

$$F_D = \frac{C_D A_p \rho_f U^2}{2} \quad \dots (6.3)$$

en donde:

g = constante debida a la gravedad.	L/e ²
V _p = volumen de la partícula.	L ³
ρ _p = densidad de la partícula.	M/L ³
ρ _f = densidad del fluido.	M/L ³

A_p = Area proyectada de la partícula L^2
en la dirección del movimiento.

U = velocidad relativa entre la partícula y el fluido. L/t

C_D = Coeficiente de arrastre. (adimensional)

Substituyendo las ecuaciones 6.2 y 6.3 en la ecuación 6.1, y despejando para U , tenemos:

$$U_t = \left[\frac{2 g m_p}{A_p C_D} \frac{(\rho_p - \rho_f)}{\rho_p \rho_f} \right] \quad \dots (6.4)$$

A la velocidad así expresada se le conoce como *velocidad terminal o de asentamiento libre* (U_t).

Para esferas $A_p = \pi D_p^2/4$ y $V_p = 1/6 \pi D_p^3$, por lo tanto la velocidad terminal estará dada por :

$$U_t = \left[\frac{4 (\rho_p - \rho_f) g D_p}{3 C_D \rho_f} \right]^{1/2} \quad \dots (6.5)$$

El coeficiente de arrastre C_D es un número adimensional que depende de la forma de la partícula que esta sedimentando, en la figura 6-3 se presentan varios diagramas de arrastre.

Las curvas de los diagramas de arrastre pueden dividirse en tres regiones:

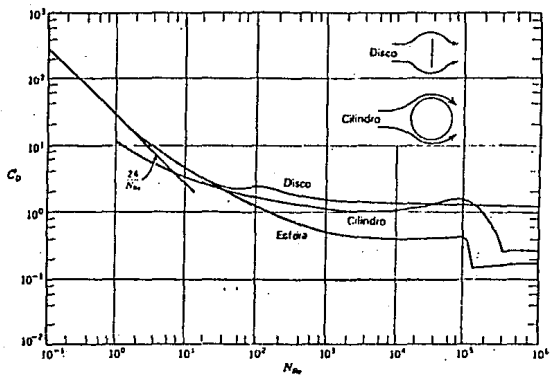


Figura 6-3 Diagrama de arrastre para distintas formas.

- La primera es para $N_{Re} \leq 1$. En esta región para esferas y discos C_D es función de N_{Re} y toma la forma de una recta cuya ecuación es:(4)

$$C_D = \frac{24}{N_{Re}} \quad \dots (6.6)$$

Esta región corresponde a la *ley de Stokes*, en donde la capa límite es laminar y los efectos de aceleración son suficientemente pequeños para pasar inadvertidos.

El único caso importante para el que se ha calculado el rozamiento sobre un cuerpo sumergido a partir de consideraciones puramente teóricas, es el de una esfera moviéndose a baja velocidad en una extensión infinita de fluido continuo.

Para velocidades pequeñas:

$$C_D = \frac{24}{N_{Re}} = \frac{24 \mu_f}{\rho_f D_p U} \quad \dots (6.7)$$

para esferas:

$$A_P = \frac{\pi D_p^2}{4} \quad \dots (6.8)$$

substituyendo las ecuaciones 6.7 y 6.8 en la ecuación 6.3 tenemos:

$$F_D = 3 \pi \mu_f U D_p \quad \dots (6.9)$$

En 1851, Stokes obtuvo la ecuación anterior y se le conoce como *ley de Stokes*.

La velocidad final de asentamiento en esta región toma la forma:

$$U_t = \frac{g D_p (\rho_p - \rho_f)}{18 \mu_f} \quad \dots (6.10)$$

- La segunda región que se presenta en el diagrama es denominada *región intermedia*, esta es para el intervalo $0.1 < N_{Re} < 10^5$, en esta zona varios mecanismos contribuyen a la transferencia de momento. Las fuerzas de aceleración alcanzan un valor de importancia suficiente para afectar la forma de la curva y además, la capa límite se vuelve turbulenta. En la mayor parte de los casos, las fuerzas de aceleración comienzan a operar a números de Reynolds bastante menores que los que se establecen para una turbulencia significativa en las capas límites.

- La tercera región que es la llamada de la *ley de Newton*, corresponde a N_{Re} mayores a 10^5 ; en esta región, se considera turbulenta a la capa límite para todas las formas, y predominan los efectos de aceleración. En esta región la curva del diagrama de arrastre puede representarse mediante una ecuación de la forma:

$$C_D = \text{constante} \quad \dots (6.11)$$

La sedimentación de suspensiones de sólidos en líquidos tiene por objeto lograr uno o más de los siguientes resultados:

a).- Producción de una fase líquida bastante clara (clarificación).

b).- Concentración de los sólidos suspendidos para formar un lodo más denso (espesamiento).

c).- Separación de partículas de varios tamaños, formas y densidades en diversas fracciones (clasificación).

La terminología utilizada en la industria es determinada ordinariamente por el producto que se desea obtener mediante el proceso de sedimentación. La finalidad primordial del espesamiento es incrementar la concentración de una cantidad relativamente grande de sólidos suspendidos en una corriente de alimentación, mientras que la de la clarificación es retirar una cantidad relativamente pequeña de las partículas finas suspendidas y producir un efluente claro. El espesamiento por gravedad requiere momentos angulares mayores que la clarificación, mientras que los clarificadores necesitan con frecuencia la inclusión de dispositivos especiales de floculación, como ayuda para la coagulación y la clarificación de las alimentaciones diluidas.

Los cálculos necesarios para el diseño de un espesador

continuo están controlados por las características de sedimentación de los sólidos en la suspensión. El diseño de un espesador requiere de las especificaciones del área transversal y la profundidad. Es posible diseñar una unidad para obtener un producto específico de manera continua usando información de sedimentación intermitente.

De las pruebas intermitentes realizadas en un laboratorio se obtiene como resultado la altura de la interfase líquido-sólidos en función del tiempo, estos datos se grafican dándonos por resultado una curva como la que se muestra en la figura 6-4. Las pendientes de esta curva representan velocidades de sedimentación de la suspensión y son características de una concentración específica de sólidos.

La primera porción de la curva tiende a ser lineal, correspondiendo a una velocidad constante de sedimentación de los lodos a la concentración inicial. Una vez que se pasa esta región, cada punto de la curva corresponde a una concentración diferente de sólidos. Al aumentar la concentración, la velocidad de sedimentación disminuye.

En un espesador que opere de manera continua, los sólidos pasan a través de capas de diferentes concentraciones entre la alimentación y la de flujo inferior. Si los sólidos que entran a cualquier capa no pasan a través de ellas a una velocidad igual a

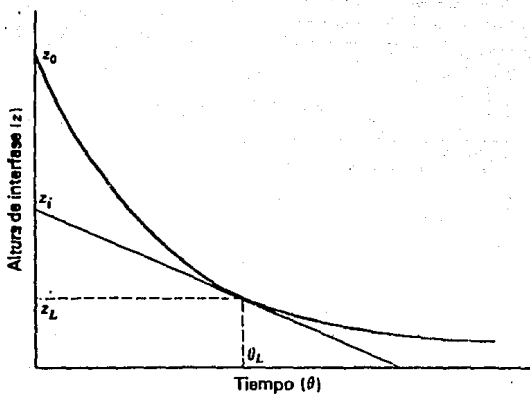


Fig 6-4 Curva de sedimentación obtenida de datos experimentales.

la de llegada de sólidos a la capa, se incrementará el espesor de esta y crecerá hacia arriba hasta que, por último, aparecen sólidos en el derrame. El diseño del espesador se basa en la identificación de la concentración de la capa que tiene la menor capacidad para el paso o manejo de sólidos a través de ella en las condiciones de operación. Esta capa particular se conoce como *capa limitante de la velocidad*. Es necesario contar con un área suficiente para asegurar que el flujo de sólidos especificado no exceda la capacidad del área limitante de la velocidad.

El cálculo del área transversal de un espesador continuo basado en datos experimentales puede hacerse mediante alguno de los métodos que a continuación se describen. Para todos los métodos es necesario contar con una curva de altura de interfase sólido-líquido vs tiempo de sedimentación.

- Método en el que se emplea la ecuación de Coe y Clevenger.

1.- Elaborar una curva de concentración de la suspensión (C) contra velocidad de sedimentación (U). Esto se hace trazando sobre la curva H vs. t líneas tangentes a varios puntos (t_2, H_2) , propuestos, se lee de la gráfica la ordenada al origen (H_1) para cada punto y se calcula C_2 mediante la siguiente ecuación:

$$CoHo = C_2 H_1 \quad \dots (6.12)$$

en donde:

C_0 = Concentración inicial de la suspensión. M/L^3

H_0 = Altura inicial de la suspensión en el tubo de prueba. L

C_2 = Concentración de la suspensión al tiempo t_2 . M/L^3

H_1 = Ordenada al origen de la línea tangente al punto (t_2, H_2) . L

La velocidad de sedimentación se obtiene substituyendo los datos obtenidos en la ecuación:

$$U = \frac{H_2 - H_1}{t_2} \quad \dots(6.13)$$

2.- Calcular el área unitaria requerida para una serie de concentraciones entre la concentración inicial y la concentración del lodo espesado requerida (C_u) mediante la ecuación:

$$\text{Area Unitaria} = \frac{\left[\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_u} \right]}{U} \quad \dots(6.14)$$

El resultado obtenido de la ecuación anterior deberá multiplicarse por el flujo másico que se alimenta al espesador (Q_0).

3.- La concentración que de el valor más alto para el área unitaria será usada como base de diseño.

- Método gráfico. (Ver figura 6-5)

1.- Determinar H_i y H_u del siguiente balance de materiales:

$$C_o H_o = C_i H_i = C_u H_u \quad \dots (6.15)$$

2.- Dibujar una línea de flujo inferior paralela al eje de las abscisas, en $H = H_u$ en la gráfica H vs. t .

3.- Dibujar una línea tangente a la curva de sedimentación continua hasta H_i en el eje de las H .

4.- Leer t_u en la intersección de la tangente y la línea de flujo inferior.

5.- Calcular el área unitaria con la siguiente ecuación:

$$\text{Area Unitaria} = \frac{t_u}{C_o H_o} Q_o \quad \dots (6.16)$$

6.- Realizar el procedimiento del paso 1 al paso 5 para diferentes concentraciones entre la de alimentación y la de flujo inferior. El área unitaria mayor es la que se toma como base de diseño.

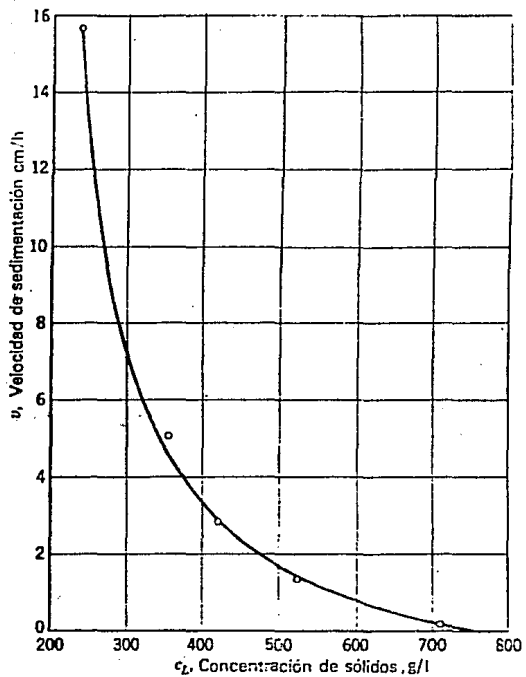


Fig 6-5 Velocidad de sedimentación vs. concentración.

- Método propuesto por Foust.

1.- Obtener la curva C vs. U como se hizo para el primer método de cálculo.

2.- Calcular F_B , F_U y F_T por medio de las siguientes ecuaciones:

$$F_B = C_2 U \quad \dots (6.17)$$

$$F_U = C_U V_U \quad \dots (6.18)$$

$$F_T = F_B + F_U \quad \dots (6.19)$$

en donde:

$$F_B = \text{Flujo intermitente} \quad M/L^2\theta$$

$$F_U = \text{Flujo inferior} \quad M/L^2\theta$$

$$F_T = \text{Flujo total} \quad M/L^2\theta$$

$$V_U = \text{Velocidad de descarga de sólidos por} \quad L/\theta$$

el fondo del equipo.

3.- El valor más pequeño para F_T será la capacidad limitante de flujo de sólidos (F_L) y debe suministrarse un área de tal manera que el flujo no exceda de este valor. El área se calcula mediante la ecuación:

$$A = \frac{Q_0 C_0}{F_L} \quad \dots (6.20)$$

Comings y colaboradores (6) determinaron el efecto de la velocidad del flujo inferior sobre la capacidad del espesador. En todas las corridas se obtuvo esencialmente un derrame transparente. La profundidad de la zona de espesamiento aumentó a medida que se disminuyó la velocidad del flujo inferior. Concluyeron que la profundidad de la zona de espesamiento para suspensiones incompresibles es menos importante que el tiempo de retención de las partículas dentro del espesador. Así como que, manteniendo la profundidad de la zona de compresión constante la concentración del flujo inferior se incrementa cuando el tiempo de retención se incrementa; y que para un tiempo de retención constante, la concentración del flujo inferior decrece cuando la profundidad de la zona de compresión se hace mayor.

Es posible determinar el tiempo de retención para la zona de compresión a partir de datos de laboratorio con una prueba intermitente. Para determinar el tiempo de retención debe construirse una curva de concentración contra altura y determinar el área bajo la curva, empleando la siguiente ecuación:

$$\text{Tiempo de retención} = \frac{\pi D_L^2}{4} \frac{\int_0^H C dH}{F_c C_c} \dots (6.21)$$

en donde:

D_c	= Diámetro del cilindro.	L^2
C	= Concentración.	M/L^3
H	= Altura de la interfase.	L
F_c	= Flujo volumétrico en la entrada de la zona de compresión.	M/L^2e
C_c	= Concentración en la entrada de la zona de compresión.	M/L^3

Para establecer las dimensiones finales de una cuenca de sedimentación, se debe aplicar a los criterios de diseño evaluados experimentalmente factores de aumento de escala que se combinarán de tal modo que se satisfaga el criterio limitador. Por ejemplo, los requisitos de área unitaria, determinados mediante pruebas a escala de bancos de trabajo, se multiplican en general por un factor de aumento de escala que varía de 1.2 para unidades de 30 metros o mayores hasta 1.5 para las de 5 metros de diámetro. Este factor deja margen para las ineficiencias generales de la entrada de alimentación y el tanque de sedimentación.

6.3 Material empleado.

El equipo necesario para la realización de la práctica se enumera a continuación.

- 1.- Equipo de sedimentación.
- 2.- Probetas de 1000 ml.
- 3.- 2 Cronómetros.
- 4.- Recipiente de 2000 ml.
- 5.- Embudo de plástico grande.
- 6.- Agitador de vidrio.
- 7.- Balanza granataria.
- 8.- Mangueras de Latex de 1.5 m de long. aprox.
- 9.- Tapones de hule del número 00.

Las sustancias requeridas son:

- 1.- 100 grs. de Hidróxido de Calcio.
- 2.- Fenolftaleína.
- 3.- 1500 ml de agua potable.

6.4 Procedimiento.

1.- Prepare el equipo de sedimentación colocando la manguera de latex en la parte inferior del tubo que vaya a usar, al final de la manguera coloque un tapón de hule del número 00.

2.- En el recipiente de 2000 ml prepare una suspensión de Hidróxido de Calcio en agua al 6 % en peso. Agregue a la suspensión unas gotas de fenolftaleína hasta que esta tome un color rosa. Agite perfectamente para mantener una suspensión las partículas de Hidróxido de Calcio.

3.- Con la ayuda del embudo de plástico vierta la suspensión en el tubo del equipo de sedimentación que vaya a usar y en ese momento ponga en funcionamiento el cronometro.

4.- Tome la lectura de la altura inicial de la suspensión en el tubo.

5.- Tome 5 lecturas de la altura de la interfase cada 3 minutos durante los primeros 15 minutos de la sedimentación, después tome otras 3 lecturas cada 5 minutos, haga tres lecturas más cada 10 minutos y por último realice dos lecturas cada 15 minutos, lo que da un total de hora y media de experimentación. Anote sus lecturas en la siguiente tabla.

Tiempo min.	Altura interfase cm.	Tiempo min.	Altura interfase cm.	Tiempo min.	Altura interfase cm.
0		15		50	
3		20		60	
6		25		75	
9		30		90	
12		40			

6.5 Cuestionario previo.

- 1.- Defina el término sedimentación.
- 2.- Describa la forma que pueden sedimentar las suspensiones concentradas.
- 3.- Qué es una partícula discreta?
- 4.- De la ecuación general para la velocidad terminal.
- 5.- Describa las regiones del diagrama de arrastre.
- 6.- Cómo puede obtenerse el diagrama de arrastre para partículas de forma irregular?
- 7.-Cuál es la diferencia entre clarificación y espesamiento?
- 8.- Describa un método para obtener el área de un espesador industrial a través de datos experimentales.
- 9.- Qué nos indica el tiempo de retención en un sedimentador continuo?
- 10.- De 8 factores de aumento de escala para el diseño de un sedimentador continuo a partir de datos experimentales.
- 11.- En un diagrama de un sedimentador continuo, especifique que zonas pueden encontrarse y describa brevemente cada una de ellas.
- 12.- Mencione 4 tipos de clarificadores industriales.
- 13.- En qué se basa el diseño de un sedimentador?
- 14.- Mencione bajo que condiciones es aplicable la ley de Stokes.

- 15.- Exponga brevemente la teoría de Kynch.
- 16.- Mencione algunos procesos industriales en los que se emplee la sedimentación.
- 17.- Cómo varía la velocidad de sedimentación con la concentración?
- 18.- Qué efecto tiene el diámetro del recipiente en la sedimentación?
- 19.- Describa el comportamiento de la curva de altura de interfase vs tiempo.
- 20.- Haga una clasificación de las pulpas de sedimentación y de ejemplos de cada uno de los tipos de pulpas.

6.6 Trabajo posterior a la práctica.

1.- Reporte los datos experimentales en una gráfica de altura de interfase vs. tiempo.

2.- Calcule el área de un espesador usando los tres métodos descritos en la introducción. Basese en sus datos experimentales. Use la siguiente información adicional:

Gasto de alimentación (Q_0) = 60 gpm.

Velocidad de descarga de sólidos (V_u) = 0.06 m/hr

Concentración del lodo espesado requerido (C_u) = 650 g/l

Presente todas las gráficas que necesita para realizar sus cálculos, como por ejemplo la de concentración vs velocidad de sedimentación.

6.7 Referencias Bibliográficas.

J.M. Coulson, J.F. Richardson : Ingeniería Química, Operaciones Básicas, Tomo II : Ed. Reverte : España 1981

A.S. Foust et al : Principios de Operaciones Unitarias : Ed. CECSA : México 1987

R.H. Perry, C.H. Chilton : Manual del Ingeniero Químico : Ed. MacGraw Hill : México 1983

Jay A. Selfert, "Selecting Thickeners and Clarifiers", Chem. Eng., Oct. 12, 1987

CAPITULO VI:

CONCLUSIONES.

Después de analizar los resultados obtenidos en la experimentación se recomienda que la práctica se realice con Hidróxido de Calcio (Ca(OH)_2) por ser una sustancia fácil de conseguir, no tóxica y de fácil manejo; además, las curvas de sedimentación que presenta son de análisis sencillo. Otras sustancias usadas en la experimentación como son Carbonato de Calcio (CaCO_3), Oxido de Zinc (ZnO) y Oxido de Magnesio (MgO) también pueden ser usadas en una práctica, pues como se observa en las gráficas del Capítulo V "Análisis de Resultados", todas presentan curvas que pueden ser analizadas.

Para la experimentación también se empleó PVC en polvo, arena y Oxido Férrico (Fe_2O_3), ninguno de estos tres compuestos es recomendable para realizar una práctica ya que presentan problemas. El PVC en polvo se pegó a las paredes del tubo impidiendo ver la sedimentación. La arena presentó una interfase difusa, es decir, se observó que las partículas estaban sedimentando pero la interfase entre el líquido claro y la suspensión no se notó a pesar de haberse realizado la prueba a diferentes concentraciones y con varios indicadores.

Con Oxido Férrico (Fe_2O_3) no es recomendable trabajar pues mancha el equipo por ser de color rojo obscuro, además, una parte del polvo sedimentó y otra flotó formando una nata en la superficie del líquido, este fenómeno impidió identificar claramente la interfase sólido-líquido al principio de la prueba.

Los tres métodos empleados para calcular espesadores de tamaño industrial a partir de datos experimentales proporcionan resultados muy parecidos, el elegir uno de ellos para realizar un cálculo dependerá de la cantidad de información con la que se cuente. El método en el que se emplea la ecuación de Coe y Clevenger es el más sencillo y el que necesita menor número de datos de entrada, este método puede ser usado cuando se disponga de poca información y nos proporciona un resultado general.

Para obtener un resultado más exacto se recomienda usar el método gráfico o el propuesto por Foust.

BIBLIOGRAFIA

- 1.-Fair D., Geyer y Okun.
Ingeniería Sanitaria y de Aguas Residuales.
Vol 1. Purificación de Agua, Tratamiento y Recolección de
Aguas Residuales.
Limusa.
México, 1971.
- 2.-Perry, R.H. y Chilton, C.H.
Manual del Ingeniero Químico. (Cap. 5 y 19)
MacGraw Hill.
Quinta Edición, México 1983.
- 3.-Foust, A., Wenzel, L., Clump, C., Maus, L., Andarsen, L.
Principios de Operaciones Unitarias.
C.E.C.S.A.
México 1989.
- 4.-Coulson, J. M., Richardson, J. F.
Ingeniería Química, Operaciones Unitarias. (Tomo II)
Reverté, S. A.
España 1981.
- 5.-Coe. H. S., Clevenger, G. H.: Trans. Am. Inst. Min. Met.
Eng. 55, 356(1916). Methods for Determining the Capacities
of Slime-settling Tanks.

- 6.-Robinson, C. S.: Ind. Eng. Chem. 18 (1926) 869. Some Factors Influencing Sedimentation.
- 7.-Kynch, G.J.: Trans. Faraday Soc. 48 (1952) 166. A Theory of Sedimentation.
- 8.-Comings, E. W.: Ind. Eng. Chem. 46 (1954) 1164. Continuous Settling and Thickening.
- 9.-Kirk, R. E., Othmer, D. E.
Enciclopedia de la Tecnología Química.
Hispano Americana.
México 1961.
- 10.-Seifert, J. A.: Chem. Eng. (October 12, 1987) 111.
Selecting Thickeners and Clarifiers.
- 11.-Talmage, W. P., Fitch, E. B.: Ind. Eng. Chem. 47 (1955)
38. Determining Thickener Unit Areas.

A P E N D I C E I

GRANULOMETRÍA

La granulometría de las diferentes substancias con las que se trabajó se realizó con el fin de conocer el tamaño promedio de las partículas así como la distribución de tamaños.

Para llevar a cabo la granulometría se tomó una muestra de 10 gramos del material y se hizo pasar por tamices malla 80, 100, 150, 200, 250 y 325. Los resultados obtenidos se muestran a continuación.

Retenido

en malla:	Ca(OH) ₂	CaCO ₃	ZnO	MgO
80 (177 micras)	3%	0.5%	10%	5%
100 (149 micras)	35%	7%	63%	25%
150 (105 micras)	32%	15%	20%	46%
200 (74 micras)	28%	65%	5%	21%
250 (63 micras)	2%	9.5%	2%	2%
325 (44 micras)	0%	3%	0%	1%

A P E N D I C E II

N O M E N C L A T U R A

A	=	Area perpendicular al flujo.	L^2
A_p	=	Area de la sección transversal o proyectada de la partícula en la dirección del movimiento.	L^2
b	=	Constante dependiente de la suspensión en la ecuación 2.9.	e^{-1}
C	=	Concentración de la suspensión.	M/L^3
C_c	=	Concentración de la zona de compresión.	M/L^3
C_d	=	Coefficiente de arrastre.	adimensional
C_L	=	Concentración de la suspensión al flujo límite de sólidos.	M/L^3
C_{max}	=	Concentración máxima de la suspensión.	M/L^3
C_n	=	Concentración de la capa n.	M/L^3
C_o	=	Concentración inicial de la suspensión.	M/L^3
C_u	=	Concentración del flujo inferior.	M/L^3
D_p	=	Diámetro de la partícula.	L
D_s	=	Diámetro "esférico".	L
D_t	=	Diámetro del recipiente.	L
e	=	Porosidad.	adimensional
F	=	Fuerza de rozamiento	ML/e^2
F_B	=	Flujo intermitente de partículas que sedimentan.	$M/L^2 e$

F_c	= Flujo volumétrico en la entrada de la zona de compresión.	M/L^2e
F_d	= Fuerza de arrastre.	ML/e^2
F_i	= Fuerza impulsora.	ML/e^2
F_L	= Flujo limitante de sólidos.	M/L^2e
F_s	= Fuerza de rozamiento para una partícula en una suspensión.	ML/e^2
F_T	= Flujo total de sólidos.	M/L^2e
F_U	= Flujo en la descarga inferior.	M/L^2e
g	= Constante debida a la gravedad.	adimensional
H	= Altura de la línea de lodos (interfase) en el instante t .	L
H_c	= Altura de la interfase en el punto crítico de sedimentación.	L
H_o	= Altura inicial de la suspensión.	L
H_u	= Altura que la pulpa ocuparía si los sólidos presentes estuvieran a la concentración del flujo inferior.	L
H_i	= Altura que la pulpa ocuparía si todos los sólidos presentes estuvieran a la misma concentración que la capa en la interfase sólido-liq.	L
H_∞	= Altura final del sedimento.	L
K	= Constante de proporsionalidad de la ecuación de velocidad de Robinson.	adimensional
k	= Constante de forma para el cálculo de n .	adimensional

K'	= Constante de forma de la ecuación de Einstein (2.5 para esferas).	adimensional
L_p	= Característica de long. de la geometría de la partícula.	L
m_p	= Masa de la partícula.	M
n	= Pendiente de la curva e vs. $\log U_s$.	adimensional
N_{Ga}	= Número de Galileo.	adimensional
N_{Re}	= Número de Reynolds.	adimensional
q	= Constante de forma de la ec. de Vand.	adimensional
Q_o	= Velocidad volumétrica de alimentación.	L^3/e
Q_u	= Velocidad volumétrica del flujo inferior.	L^3/e
t	= Tiempo.	e
U	= Velocidad relativa entre la partícula y el fluido.	L/e
U_i	= Velocidad correspondiente a una dilución infinita.	L/e
U_p	= Velocidad de la partícula.	L/e
U_s	= Velocidad de sedimentación de la partícula en la suspensión.	L/e
U_t	= Velocidad terminal o de asentamiento libre.	L/e
U_v	= Velocidad de propagación de la onda de concentración.	L/e
V	= Velocidad de crecimiento de una capa de concentración.	L/e
v_f	= Velocidad de corriente libre.	L/e

V_p	= Volumen de la partícula.	L^3
V_u	= Velocidad de descarga de sólidos.	L/θ
γ	= Densidad de flujo de masa.	$M/L^2\theta$
μ_f	= Viscosidad del fluido.	$M/L\theta$
μ_s	= Viscosidad de la suspensión.	$M/L\theta$
ρ_f	= Densidad del fluido.	$M/L^3\theta$
ρ_p	= Densidad de la partícula.	$M/L^3\theta$
ρ_s	= Densidad de la suspensión.	$M/L^3\theta$
ψ	= Esfericidad.	adimensional