

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

Facultad de Ingeniería Geológica,
Minera y Metalúrgica



DISEÑO DE ESPESADORES PARA PULPAS METALURGICAS

T E S I S

Para optar el Título Profesional de
INGENIERO METALURGISTA

ANIBAL MEZA POVIS

PROMOCION 1983 - 1

Lima - Perú
1984

A MIS PADRES

HONORATO Y BLANDINA

A MIS HERMANOS

JOSUE, GRACIELA Y

VICTORIA

AGRADECIMIENTOS

Debo hacer llegar mis más sinceros agradecimientos a todas las personas que de una u otra manera han hecho posible la realización de dicho trabajo.

En particular quiero agradecer al Ing. Iván Quiroz N. por el apoyo pleno y desinteresado que me ha brindado durante la realización de dicho trabajo, a mi hermano Josué por su ayuda incondicional brindada en cada momento, a los profesores de la especialidad de Metalúrgia que en algún instante supieron guiarme - para concluir con éxito mi meta trazada.

A mis padres que supieron guiar mis pasos y lograr con su indeseable esfuerzo y sabiduría que concluya mi carrera profesional y así ver coronado con éxito sus esfuerzos.

INDICE

	PAG.
INTRODUCCION	
RESUMEN	
CAPITULO I MOVIMIENTO DE PARTICULAS EN EL SENO DE UN FLUIDO.	
1.1. Sedimentación libre	8
1.1.1. Movimiento no-uniforme de partículas	8
1.1.2. Movimiento uniforme de partículas esféricas	10
1.1.2.1. Flujo laminar	10
1.1.2.2. Flujo turbulento	12
1.1.2.3. Flujo transitorio	16
1.2. Sedimentación obstaculizada	17
CAPITULO II: SEDIMENTACION DE PULPAS METALURGICAS	
Definición	20
2.1. Espesamiento	20
2.1.1. Sedimentación discontinua	20
2.1.2. Sedimentación continua	23
2.2. Método propuesto por H.S. Coe y G.H. Clevenger	26
2.2.1. Cálculo del área unitaria	26
2.2.2. Altura necesaria de la zona de compresión	35
2.2.2.1. Método de E.J. Roberts	35
2.2.2.2. Método de Coe y Clevenger	39
2.3. Teoría sobre sedimentación de G.J. Kynch	43
2.3.1. Método propuesto por W.P. Talmage y E.B. Fitch	47
2.3.1.1. Cálculo del área unitaria por Talmage y Fitch	48
2.3.2. Método propuesto por A.G. Moncrieff	52
2.3.2.1. Cálculo del área unitaria	52

2.3.2.2.	Cálculo de la altura de la zona de compresión	59
2.3.2.3.	Cálculo de la velocidad de remoción en el under flow.	62
2.4.	Clarificación	63
2.4.1.	Teoría para un estanque ideal	64
2.4.2.	Clarificación de pulpas metalúrgicas	68
CAPITULO III : FLOCULACION		
3.1.	Floculación	71
3.2.	Coagulación	72
3.3.	Floculantes	72
3.3.1.	Floculantes minerales	72
3.3.2.	Floculantes naturales	72
3.3.3.	Floculantes sintéticos	72
3.3.3.1.	Floculantes catiónicos	73
3.3.3.2.	Floculantes aniónicos	73
3.3.3.3.	Floculantes no-iónicos	73
3.3.4.	Estructura de los floculantes sintéticos	73
3.3.5.	Mecanismo de la floculación	74
3.3.6.	Aplicación en planta	74
3.3.7.	Comentarios	75
CAPITULO IV TRABAJO EXPERIMENTAL		
4.1.	Pruebas discontinuas a nivel de laboratorio	76
4.1.1.	Efecto de la dilución inicial de la pulpa sobre la velocidad de sedimentación	77
4.1.2.	Efecto de la dilución inicial de la pulpa sobre la concentración del underflow	80
4.1.3.	Método propuesto por H.S. Coe y Clevenger	83
4.1.3.1.	Cálculo del área unitaria	83
4.1.3.2.	Cálculo de la profundidad de la zona de compresión	90

4.1.4.	Método propuesto por Talmage y Fitch basado en la teoría de - Kynch	96
4.1.4.1.	Cálculo del área unitaria	96
4.1.4.2.	Efecto de la dilución inicial sobre el área unitaria	100
4.1.5.	Método propuesto por A.G. Moncrieff	101
4.1.5.1.	Cálculo del área unitaria	101
4.1.5.2.	Velocidad de remoción de la pulpa del under flow	104
4.1.5.3.	Profundidad de la zona de compresión	106
4.1.6.	Comparación de los tres métodos discutidos y experimentados	107
4.2.	Evaluación de floculantes en el laboratorio	111
4.2.1.	Selección del floculante adecuado y dosificación óptima	112
4.2.2.	Efecto de la adición de floculante sobre la velocidad de sedimentación	113
4.2.3.	Efecto de la adición de floculante sobre la dilución en el underflow	117
4.2.4.	Efecto de la adición de floculantes sobre el área unitaria	119
4.2.5.	Elección del floculante óptimo	120
4.2.5.1.	Elección del floculante Separan	122
4.2.5.2.	Elección del floculante Magnafloc	123
4.2.5.3.	Elección del floculante Superfloc	125
4.2.6.	Dosificación óptima de floculante	125
4.2.6.1.	Dosificación óptima del floculante Separan MG-200	125
4.2.6.2.	Dosificación óptima del	

INTRODUCCION

En el beneficio de minerales se utiliza la sedimentación como operación de desaguado en dos formas: el espesamiento y la clarificación, el espesamiento pone énfasis en la obtención de una descarga de una determinada concentración generalmente esto se realiza en los espesadores convencionales, y la clarificación pretende producir un rebalse limpio con una preocupación secundaria en la descarga.

La finalidad de un estudio básico de espesamiento es la de obtener un método para diseñar un espesador continuo de la información obtenida de sedimentaciones discontinuas realizadas en el laboratorio. Por esta razón es muy importante una cabal comprensión del comportamiento de una suspensión de sólidos en sedimentación.

En particular se debe estudiar el efecto de la dilución de pulpa del alimento al espesador sobre la velocidad de sedimentación y también sobre la dilución en el underflow. Así también estudiar y experimentar los diferentes métodos propuestos para calcular el área unitaria, profundidad de la zona de compresión y velocidad de descarga del underflow, y evaluar estos.

También es conveniente un estudio sobre la floculación de pulpas y su efecto sobre la sedimentación de estas, evaluar cada tipo de floculante y hallar su dosificación óptima.

En el cálculo de las dimensiones del espesador, se considera hallar el diámetro a partir del área unitaria calculada y de la capacidad a tratar en dicho espesador y la altura a partir de la profundidad de la zona de compresión para hallar el tipo de mecanismo, tipo de rastrillos, puntos de adición de floculante, etc.; es necesario pruebas a nivel de planta piloto y a nivel industrial.

He visto conveniente dividir el trabajo en tres partes principales, la teoría sobre sedimentación y las deducciones de cada uno de los métodos propuestos, la parte del trabajo experimen -

tal y evaluación de resultados, y por último el del diseño propiamente y cálculo de costos estimados. Para así tener un concepto claro sobre la sedimentación de pulpas en operaciones de procesamiento de minerales y calcular las dimensiones en el diseño de espesadores convencionales.

RESUMEN

El movimiento de una partícula en el seno de un fluido es exclusivamente debido a la fuerza de la gravedad, en sentido contrario existen fuerzas de resistencias que al igualar a la fuerza aceleradora permiten la sedimentación de la partícula a una velocidad límite constante.

Cuando una partícula está en movimiento uniforme el flujo del fluido puede ser en régimen laminar, transitorio o turbulento, para cada uno de estos existen expresiones que evalúan la velocidad de sedimentación en función del diámetro de dicha partícula, la fuerza de resistencia es diferente para cada uno de estos casos, para flujo laminar es atribuido exclusivamente a la viscosidad del fluido, para flujo turbulento debido a la diferencia de presión provocada por la formación de remolinos detrás de la partícula, el flujo transitorio es el que conecta al laminar con el turbulento.

Cuando en el fluido se encuentra gran cantidad de partículas, estaremos en el caso de la sedimentación obstaculizada, que abarca la gran variedad de pulpas en las operaciones minero-metalúrgicas, la sedimentación se podría definir como "la separación de una suspensión en un fluido claro que sobrenada y un lodo bastante denso que contenga una alta concentración de sólidos" y se subdivide en espesamiento y clarificación.

Para el diseño de espesadores a partir de pruebas discontinuas en el laboratorio utilizando probetas de vidrio se ha estudiado tres diferentes métodos propuestos en diferentes épocas, el primero en 1916 por Coe y Clevenger para el cual es necesario una serie de pruebas discontinuas tanto para hallar el área como para la altura del espesador, en 1952 Kynch presenta un sofisticado análisis sobre la sedimentación discontinua considerando sólo una prueba a la concentración original, basado en este estudio en 1953 Talmage y Fitch proponen un método de cálculo del área unitaria directamente de la curva normal de sedimentación a la

concentración original considerando sólo la concentración a obtenerse en el underflow, en 1963 Moncrieff, basado en las teorías anteriores propone un método gráfico tanto para el cálculo del área unitaria como para la altura de la zona de compresión y también para la velocidad de descarga en el underflow.

En algunos casos debido a las características de la pulpa y de las condiciones de operación es necesario utilizar floculantes sintéticos, que tienen como fin, el de aglomerar las partículas en unidades más grandes llamadas flóculos, estos se comportan como si fueran partículas individuales. Como consecuencia de la floculación la velocidad de sedimentación se incrementa, el líquido del overflow es más claro, la capacidad del espesador aumenta, etc.

En la parte del trabajo experimental se considera evaluar los métodos de diseño antes mencionadas y el comportamiento de la sedimentación en diferentes condiciones de la alimentación de la pulpa tanto como de la descarga del underflow, con el propósito de hallar los parámetros de diseño y las condiciones de operación, también se realiza estudios sobre el comportamiento de la sedimentación cuando se agrega diferentes dosificaciones de floculante en distintas condiciones, con el propósito de lograr el tipo de floculante adecuado y su dosificación óptima.

Tenemos que señalar que la dilución inicial de la pulpa tiene efecto marcado sobre la velocidad de sedimentación, y la dilución en el underflow, por lo tanto sobre el área unitaria del espesador.

El método que mejores resultados ofrece es el propuesto por Moncrieff, aunque para sus cálculos es necesario asumir una dilución mayor que la mínima obtenible en la prueba de sedimentación.

La adición de floculante tiene marcado efecto sobre la velocidad de sedimentación y la dilución en el underflow, la dosificación óptima de floculante se encuentra en el rango de 0.005 a 0.025 lb/TC, generalmente añadido diluido al 0.1% o menos.

Al especificar un espesador las dimensiones a considerar son el diámetro, la profundidad del tanque, y el tipo de mecanismo, el diámetro se halla a partir del área unitaria y de la capacidad considerada, la altura del espesador viene dada por la altura de la zona de compresión más 5-6 pies debido a la altura del feedwell, pendiente del fondo, etc., al diámetro se debe aplicar un factor de seguridad grande y a la altura se le puede aplicar un factor de hasta 25%.

Los espesadores convencionales pueden clasificarse en: tipo de soporte con puente, y tipo de soporte por columna. El primero generalmente para espesadores pequeños y son contruídos de madera o acero, mientras que el segundo para espesadores grandes contruídos de paredes de concreto y fondo de tierra o todo de tierra.

El manipuleo de la pulpa en el underflow es a través de bombas generalmente de diafragma, y están instalados en diferentes arreglos sobre el nivel del piso o en un tunel de acceso.

El costo de fabricación se puede estimar mediante la ecuación $\text{Costo} = 147 X^{1.38}$ en dólares, donde X es el diámetro del tanque en pies, actualizamos a la fecha deseada mediante los índices de actualización de Marshall y Stevens.

Recientemente se han introducido en el mercado los llamados espesadores "high capacity" o "high rate", que son similares a los convencionales, la diferencia sólo radica en el feedwell, para tal propósito se ha diseñado el fitch feedwell que permite el mezclado y floculación instantaneo y por lo tanto el incremento de la velocidad de sedimentación, últimamente se ha diseñado el dynafloc feedwell para reducir al mínimo el consumo de floculante. También estos equipos vienen provistos de un sistema de control computarizado del nivel de pulpa en la zona de sedimentación.

Además de los espesadores convencionales se han diseñado otros tipos de aparatos que tienen la misma función, como el espesador de láminas. Consiste de una serie de láminas paralelas que

determinan el efecto multiplicador del área efectiva de sedimentación, entre las ventajas podemos señalar el menor espacio que ocupa, menor costo de operación, no tiene partes móviles ni motores, en la actualidad son muy pocas las minas que utilizan estos tipos de espesadores.

CAPITULO I

MOVIMIENTO DE PARTICULAS EN EL SENO DE UN FLUIDO

1.1. SEDIMENTACION LIBRE.- Se considera una partícula esférica en sedimentación libre cuando esta se mueve bajo la acción de la gravedad en el seno de un fluido estacionario de extensión infinita. La condición de extensión infinita se satisface esencialmente cuando ni las paredes del recipiente que contiene el fluido ni otras partículas en suspensión distan menos de 10 a 20 diámetros de la partícula considerada. En sus experimentos Ladenberg determinó que los efectos de retardo no son apreciables hasta que la relación d/l es superior a 0.045, siendo (l) la distancia de la partícula a la pared del recipiente ó a otras partículas cualquiera, donde (d) diámetro de la partícula.

La zona en que puede considerarse que se verifica la sedimentación libre, puede ampliarse un tanto, especialmente en vista de la incertidumbre que existe en las velocidades de sedimentación de las partículas de forma irregular. Taggart (1) amplio el concepto como sigue:

La sedimentación libre implica fundamentalmente que las partículas no choquen entre sí, aunque en una sección recta horizontal cualquiera de la cámara de sedimentación en cualquier instante las partículas estén muy juntas, y aunque estén tan próximas que se afecten algo unas a otras durante la sedimentación, se puede continuar considerándolas en régimen de caída libre (2).

1.1.1. MOVIMIENTO NO-UNIFORME DE PARTICULAS.- Si una partícula está en movimiento en un fluido a una velocidad la cual no es la velocidad límite, hay una aceleración debido a la diferencia entre la fuerza efectiva causada por el movimiento y la fuerza de resistencia debido a los efectos de frotamiento entre el sólido y el fluido, la aceleración es positiva si la fuerza causada por el mo

vimiento es más grande que la fuerza de resistencia y viceversa.

El tratamiento matemático se simplifica mediante las cuatro hipótesis siguientes (3).

El sólido es una partícula esférica, no porosa e incomprensible.

- El fluido es incomprensible y se halla en cantidad suficiente para que queden eliminados los efectos de las pa redes que lo contienen.
- La fuerza aceleradora es producida por un campo gravitatorio uniforme.
- La partícula se mueve libremente, es decir, o no existe otras partículas o, si existen, no afectan al movimiento de la partícula considerada.

La fuerza que actúa poniendo en movimiento a la partícula puede expresarse en unidades absolutas, como el producto de la masa por la aceleración. Puesto que la fuerza que realmente actúa es una resultante que tiende a arrastrar a la partícula hacia abajo, se tendrá (4).

$$F = ma = m g - m' g - Fr \quad (1)$$

Donde:

g = aceleración debida a la gravedad.

m = masa de la partícula sólida.

m' = masa del fluido desplazado por la partícula.

$m g$ = fuerza gravitatoria sobre la partícula.

$m' g$ = fuerza resultante del empuje hidrostático que la partícula experimenta en el fluido.

Fr = fuerza de resistencia debida a los efectos de frotamiento entre el sólido y el fluido, o fuerza necesaria para acelerar el fluido que se desplaza.

Si la ecuación (1) se ordena adecuadamente se obtiene:

$$Fr + m a = (m - m') g$$

$$\frac{Fr}{m} + a = \left(\frac{m - m'}{m} \right) g$$

Como:

$$\left(\frac{\rho_s - \rho_L}{\rho_s} \right) = \left(\frac{\rho_s - \rho_L}{\rho_s} \right) = E \quad (2)$$

Donde E es una constante, se obtiene finalmente:

$$\begin{aligned} \frac{F_r}{m} + a &= E g \\ a &= E g - \frac{F_r}{m} \end{aligned} \quad (3)$$

El valor de (a), será el que tiene la aceleración de una partícula para una variedad de casos que dependerán exclusivamente de la dirección y magnitud de F_r .

1.1.2. MOVIMIENTO UNIFORME DE PARTICULAS ESFERICAS.- Una

partícula está en movimiento uniforme cuando alcanza la velocidad límite, esto se alcanza cuando la fuerza de resistencia que está aumentando según crece la velocidad se iguala a la fuerza de aceleración. Entonces el sólido continúa moviéndose (o cae) a una velocidad constante y máxima (llamada velocidad límite) (3), experimentalmente se demuestra que cuando el medio es el agua se logra una velocidad prácticamente constante lo que indica que se igualan estas dos fuerzas en una pequeña fracción de segundos.

La resistencia del fluido al movimiento de un cuerpo es una función de la densidad y la viscosidad del fluido, de la forma y orientación del cuerpo, de su área proyectada en la dirección del movimiento y de la velocidad relativa (1).

1.1.2.1. FLUJO LAMINAR.- La ecuación para la re-

sistencia ofrecida al movimiento en un fluido en régimen laminar (tranquilo y viscoso), fué deducida por un eminente físico Inglés G.G. - Stokes. El partió del supuesto que cuando la velocidad relativa es muy pequeña los efectos de inercia son despreciables, y la resistencia puede atribuirse exclusivamente al frotamiento interno

(viscosidad) del fluido.

Esta ecuación es la siguiente:

$$F_r = 3\pi D u v \quad (4)$$

Donde:

D = diámetro de la partícula esférica.

u = viscosidad del fluido.

v = velocidad de la partícula en relación al fluido.

Se logra comprender mejor la naturaleza de las resistencias de los fluidos estudiando las líneas de flujo de un fluido que discurre rodeando un cuerpo sumergido en él, cuyo eje es normal a la corriente. En la fig. N^o 1.1 el movimiento relativo es muy lento, y el flujo se conoce con el nombre de viscoso, podemos deducir que para velocidades bajas la resistencia será debida a la viscosidad y que si la partícula es pequeña el flujo tiende a ser laminar.

Para aplicar la fórmula de Stokes a la ecuación (3) hacemos:

$$\frac{F_r}{m} = \frac{3\pi D u v}{m} = \frac{18 u v}{\rho_s D^2}$$
$$a = \frac{dv}{dt} = E g - \frac{18 u}{\rho_s D^2} v \quad (5)$$

Esta expresión es la ecuación diferencial del movimiento en flujo laminar y mediante ella puede calcularse la velocidad de una partícula.

La ecuación (5) permite también determinar la velocidad límite que logrará la partícula que se mueve en el fluido, esto resulta cuando la aceleración se hace igual a cero, por lo tanto cuando $dv/dt = 0$, v, se hace igual a v_m .

$$Eg - \frac{18 u}{\rho_s D^2} v_m = 0$$

$$V_m = \frac{E g \rho_s D^2}{18 \mu}$$
$$E = \frac{(\rho_s - \rho_L)}{\rho_s}$$
$$V_m = \frac{(\rho_s - \rho_L) g D^2}{18 \mu} \quad (6)$$

Esta ecuación constituye la versión mas corriente de la ley de Stokes, aplicable a la caída de las partículas esféricas no porosas e incomprensibles en un fluido también incomprensible y moviéndose en flujo laminar.

Esta ecuación llamada ley de Stokes, se ha visto que es válida para números de Reynolds menores de 0.2.

Fué Osborne Reynolds quien descubrió que la cantidad $D V_m \rho / \mu$ caracteriza el flujo de fluidos y, en su honor, se llama número de Reynolds.

Utilizando la expresión del número de Reynolds para el rango de validez, hacemos que:

$$Re = \frac{D \rho V_m}{\mu} = 0.2 \quad (7)$$

Sustituyendo V_m de la ecuación (6) en (7) determinamos el valor crítico del diámetro de una partícula al cual podrá ser aplicaco la ley de Stokes.

$$D^3 = \frac{3.6 \mu^2}{(\rho_s - \rho_L) \rho g} \quad (8)$$

1.1.2.2. FLUJO TURBULENTO.- La ecuación para la resistencia ofrecida al movimiento en un fluido en régimen turbulento, está dada por la ecuación de Newton:

$$F_r = f A \frac{\rho v^2}{2} \quad (9)$$

Se basa en las siguientes hipótesis:

- Que las partículas del fluido en las que se in

introduce el cuerpo se encuentra en reposo, pero con libertad para moverse.

- Que las colisiones entre dichas partículas, por una parte, y entre éstas y el cuerpo que se mueve a través de ellas, por otra, son elásticas.

- Que la sección transversal del volumen del fluido desplazado por un cuerpo que se mueve a través de él es igual a la proyección de dicho cuerpo en un plano perpendicular a su línea de movimiento.

- Que la resistencia ofrecida al cuerpo es la misma que se ofrecería a una placa plana que tuviese la forma y orientación de esta proyección supuesta.

Estudiando las líneas de flujo de un fluido que rodea un cuerpo sumergido en él, se caracteriza por la formación de remolinos y torbellinos que se forma detrás del cuerpo, como en la figura 1.2. Estos torbellinos ofrecen una gran resistencia al flujo, y la viscosidad del fluido tiene entonces menor influencia haciéndose despreciable.

Experimentalmente se demuestra que en la zona de los remolinos la presión es más baja que en el frente de la placa, por lo tanto la resistencia de un fluido en régimen turbulento se debe principalmente a la diferencia de presión entre la parte anterior y posterior del cuerpo sumergido, integrada a todo el cuerpo, y cuya resultante tiene la dirección de la línea de flujo, si las partículas son grandes y tienen altas velocidades es más probable que el flujo sea turbulento y que la resistencia se deba a los remolinos.

En la ecuación (9) se tiene que:

f = es el factor que depende del número de Reynolds, llamado coeficiente de arrastre.

A = es el área proyectada de las partículas (πr^2)

para esferas).

ρ_l = densidad del líquido.

v = velocidad de la partícula.

Para aplicar la ecuación (9) a la fórmula general (3) hacemos:

$$\frac{F_T}{m} = \frac{f A \rho_l v^2}{2 m} = 3 \frac{f}{4} \frac{\rho_l}{\rho_s} \frac{1}{D} v^2 \quad (10)$$

Por lo que la ecuación diferencial para el flujo turbulento quedará así:

$$\frac{dv}{dt} = E g - 0.75 f \frac{\rho_l}{\rho_s} \frac{1}{D} v^2 \quad (11)$$

Mediante esta expresión y como en el caso del flujo laminar se puede determinar una velocidad máxima, para cuando $dv/dt = 0$ y v es igual a V_m .

Con lo que en (11) resulta:

$$V_m^2 = \frac{4 E g \rho_s D}{3 f \rho_l} \quad ; \quad E = \frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_s}$$

$$V_m = \sqrt{\frac{4(\rho_s - \rho_l) g D}{3 \rho_l f}} \quad (12)$$

La ecuación (12) suele llamarse ley de Newton, y expresa la velocidad máxima o límite de caída de una esfera en función de un factor variable f , resolviendo la ecuación (12) para f .

$$f = \frac{4(\rho_s - \rho_l) g D}{3 V_m^2 \rho_l} \quad (13)$$

El coeficiente de arrastre es definida como sigue:

$f = \frac{\text{fuerza activa sobre la partícula}}{\text{área transversal de la partícula} \times \text{presión dinámica sobre la partícula.}}$

$$f = \frac{\frac{\pi D^3}{6} (\rho_s - \rho_l) g}{\frac{\pi D^2}{4} (\text{área}) \times \frac{\rho_s V_m^2}{2} (\text{presión dinámica})} \quad (14)$$

El coeficiente de arrastre es análogo al factor - fricción en el movimiento de fluidos a lo largo -

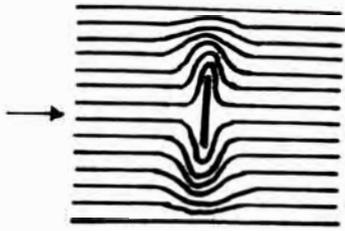


Fig. N° 1.1 LINEAS DE FLUJO EN EL REGIMEN LAMINAR



Fig. N° 1.2 LINEAS DE FLUJO EN EL REGIMEN TURBULENTO

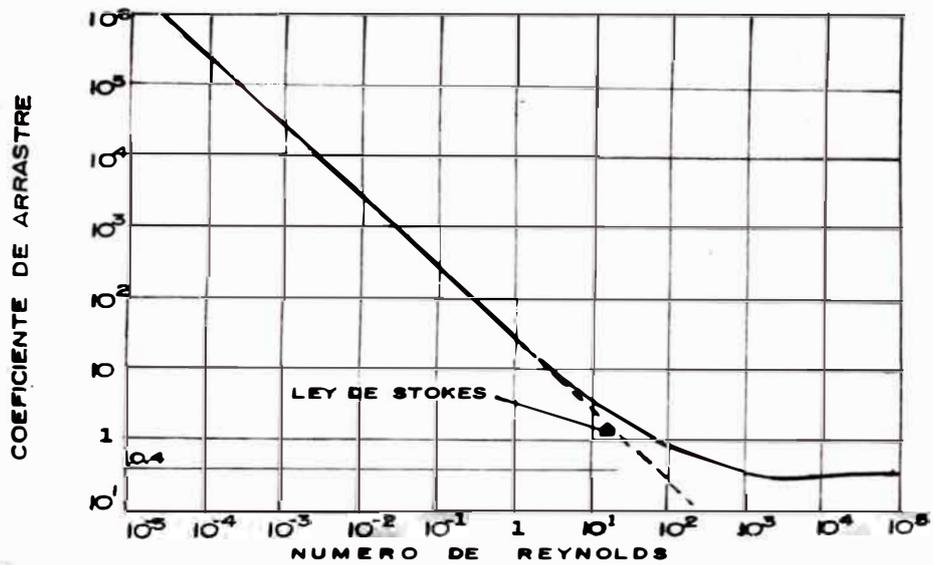


Fig. N° 1.3 COEFICIENTE DE ARRASTRE EN FUNCION DEL NUMERO DE REYNOLDS

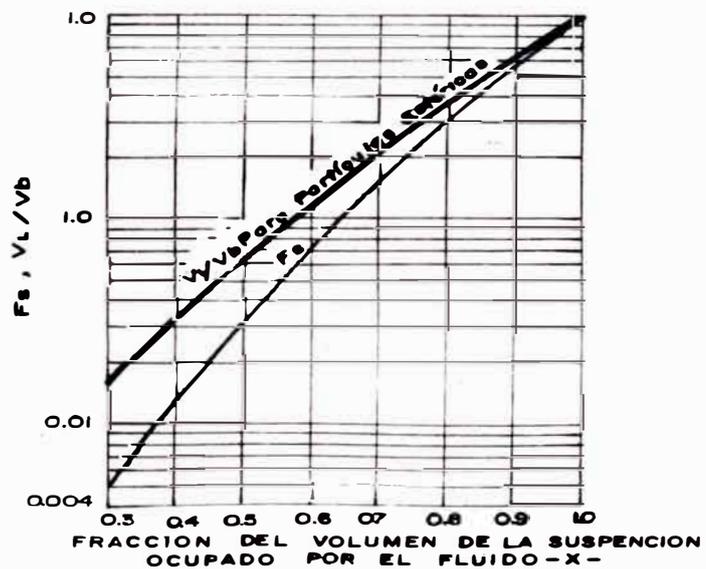


Fig. N° 1.4 FACTOR DE SEDIMENTACION, F_s PARA SEDIMENTACION OBSTACULIZADA, EN FUNCION DEL VOLUMEN QUE OCUPA EL FLUIDO EN LA SUSPENSION PARA PARTICULAS ESFERICAS EN FLUJO LAMINAR

de tuberías.

Como el coeficiente de arrastre y el número de Reynolds en cualquier movimiento relativo de un sólido y de un fluido se corresponden uno al otro por pruebas experimentales para esferas en el seno de fluidos, se lleva los resultados a una gráfica log-log (ver figura 1.3), de donde para flujo turbulento ($Re > 1000$) el coeficiente de arrastre es aproximadamente constante y se le da el valor de 0.44, para flujo laminar reemplazando la ecuación (6) en la ecuación (13) nos da:

$$f = 24 \frac{u}{D V_m R} = \frac{24}{Re} \quad (15)$$

Expresando el coeficiente de arrastre como una ecuación logarítmica.

$$\log f = \log 24 - \log Re \quad (16)$$

Cuando graficamos $\log(f)$ Vs $\log(Re)$ se obtendrá una recta cuya pendiente es igual a -1, esta situación se mantiene hasta un valor de Re casi igual a 3 (la fórmula de Stokes se cumple sólo hasta $Re = 0.2$) por encima del cual comienzan a formarse remolinos y turbulencias que aumentan su efecto al crecer el valor de Re .

De lo expuesto hasta ahora podemos decir que para flujo laminar la velocidad límite es proporcional al cuadrado del diámetro de la partícula, y que en la región de flujo turbulento la velocidad es sustancialmente proporcional a la raíz cuadrada del diámetro de la partícula.

1.1.2.3. FLUJO TRANSITORIO.- El flujo laminar y turbulento se encuentra conectado sin discontinuidad por un flujo denominado transitorio, la relación entre el coeficiente de arrastre y el número de Reynolds está dado por:

$$f = 0.28 \left(1 + \frac{9.06}{\sqrt{Re}} \right)^2 \quad (17)$$

Usando esta ecuación se puede hallar una relación entre la velocidad de sedimentación de partículas esféricas y su diámetro, para cualquier valor del número de Reynolds.

$$V_m^* = \frac{20.52}{D^*} \left[\left(1 + 0.0921 D^{*3/2} \right)^{1/2} - 1 \right]^2 \quad (18)$$

Si se define los parámetros P y Q que están en función de las características del fluido y del sólido.

$$P = \left(\frac{3}{4} \frac{u^2}{(\rho_s - \rho) \rho_c g} \right)^{1/3} \quad (19)$$

$$Q = \left(\frac{4}{3} \frac{(\rho_s - \rho) u g}{\rho_c^2} \right)^{1/3} \quad (20)$$

Los parámetros de la ecuación (18) podemos hallar de las siguientes relaciones.

$$V_m^* = \frac{V_m}{Q}$$

$$D^* = \frac{D}{P}$$

Donde:

V_m = velocidad máxima de caída de una partícula esférica.

D = diámetro de la partícula.

Así queda definida matemáticamente el flujo transitorio. (4,43).

1.2. **SEDIMENTACION OBSTACULIZADA.**- Si la sedimentación se efectúa con grandes concentraciones de sólidos, de tal manera que las partículas están tan próximas que las colisiones entre ellas son prácticamente continuas y los descensos relativos de las partículas implican desplazamientos de las más ligeras por las más pesadas, se denomina sedimentación obstaculizada (1).

Las ecuaciones establecidas para sedimentación libre no son aplicables para estos casos, por lo menos sin alguna modificación. Puesto que la concentración de sólidos en el líquido es elevada, hay un desplazamiento apreciable del fluido opuesto a la dirección del movimiento de las partículas sólidas y una disminución en la sección recta efectiva que puede utilizar el fluido, de tal manera que la resistencia al movimiento de las partículas sólidas aumenta.

Esta elevada concentración da lugar a la disminución de la velocidad de sedimentación con respecto al de la sedimentación libre, de lo que infiere que reflejan un aumento de una o de ambas de las propiedades del fluido de las ecuaciones de resistencia (densidad, viscosidad), además la sedimentación obstaculizada se caracteriza por el hecho de que el diámetro de la partícula que sedimenta participa como un componente de la resistencia a su caída, además del efecto que ejerce sobre el área superficial (Stokes) o proyectada (Newton). Esta resistencia adicional es análoga al efecto de cribado.

En realidad, la partícula que sedimenta, lo hace, en este caso, descendiendo a través de un lodo o suspensión de otras partículas en el fluido (en vez de un fluido puro). Por lo tanto la densidad aparente del lodo ρ_b y la viscosidad aparente μ_b deberán utilizarse en vez de (ρ , μ , para fluido puro).

Como en la mayor parte de los casos la sedimentación obstaculizada se verifica en la región correspondiente al flujo laminar para partículas únicas, este estudio se limitará a este caso.

Reemplazando en la ecuación (6) nos da:

$$v_{so} = \frac{(\rho_s - \rho_b) g D^2}{18 \mu_b} \quad (21)$$

El valor de ρ_b puede ser calculado por división de la masa del fluido, más la de la materia seca en suspensión, por el volumen ocupado por la suspensión y la viscosidad aparente de la suspensión es un valor indefinido e indeterminado.

No obstante, el obstáculo causado por la presencia de un gran -

número de partículas, es una función del volumen que ocupa el fluido en la suspensión (x). Por lo tanto la viscosidad del fluido tiene que multiplicarse por un coeficiente que será función de la citada fracción (x) del volumen total.

$$\frac{u_b}{u} = \frac{10^{1.82(1-x)}}{x}, \text{ para esferas} \quad (22)$$

donde:

x = fracción del volumen de la suspensión ocupado por el fluido.

u_b = viscosidad de la suspensión.

u = viscosidad del fluido puro.

La fracción del volumen de la suspensión ocupado por el fluido se puede calcular así:

$$x = \frac{\text{volumen de la suspensión} - \text{volumen de las partículas sólidas}}{\text{volumen de la suspensión}}$$

Como la densidad de pulpa es también una función de la fracción de volumen (x) y de la densidad de los sólidos y fluidos (ρ_s y ρ_f respectivamente), es posible estimar la velocidad de sedimentación obstaculizada V_{so} , por la aplicación del factor F_s , a la velocidad de sedimentación libre V_m .

Diversos autores han propuesto diferentes formas para el factor F_s . Steinour, basado en los datos obtenidos para esferas uniformes, ha propuesto la siguiente fórmula para partículas bien dispersadas (no floculadas).

$$F_s = \frac{V_{so}}{V_m} = \frac{x^2}{10^{1.82(1-x)}} \quad (23)$$

Por lo tanto:

$$V_{so} = V_m F_s$$

$$V_{so} = \frac{(\rho_s - \rho_f) g D^2}{18 u} F_s \quad (24)$$

El valor de F_s puede ser obtenido de la figura N° 1.4, donde F_s es ploteado contra la fracción del volumen de la suspensión ocupado por el fluido.

CAPITULO II

SEDIMENTACION DE PULPAS METALURGICAS

DEFINICION.- La sedimentación viene definido como "la separación de una suspensión en un fluido claro que sobrenada y un lodo bastante denso que contenga una alta concentración de sólidos" (3). La operación unitaria de sedimentación aplicado al beneficio de minerales está históricamente subdividido en, espesamiento, el cual tiene un propósito primario el de incrementar el contenido de sólidos de uno de los productos del espesador con respecto al alimento, y clarificación, el cual tienen el propósito principal de eliminar los sólidos de la alimentación, tal que produzca un líquido esencialmente libre de partículas (claro), no hay una distinción precisa entre el espesamiento y la clarificación, aparte del resultado principal que se desea (6,7,8). La fuerza que actúa en una operación unitaria de sedimentación es exclusivamente la fuerza generada por la gravedad (9).

2.1. **ESPEZAMIENTO.-** Consiste en la sedimentación de una determinada suspensión de sólidos por efecto de la gravedad, para conseguir un producto de mayor porcentaje de sólidos que la suspensión original, en el espesado continuo se forma dos zonas bien claras, la zona de sedimentación y la zona de compresión o compactación.

En algunos casos en el espesado en el que se debe obtener diluciones bajas en el underflow, el overflow no tiene mucha importancia ya que este puede ser enviado a un clarificador antes de ser descargado.

El espesamiento se recomienda para suspensiones que tienen un contenido de sólidos entre el 2 y 40% en peso.

2.1.1. **SEDIMENTACION DISCONTINUA.-** La finalidad de hacer

un estudio del espesamiento es el de obtener un método para diseñar un espesador continuo de la información obtenida de sedimentaciones discontinuas realizadas en el laboratorio, ya que el proceso de sedimentación se describe mucho mejor por pruebas de sedimentación discontinuas en probeta de vidrio (2,12). La sedimentación discontinua consiste en llenar una probeta graduada, y permitir que la fase sólida se separe de la fase líquida bajo la influencia de la gravedad.

El test de sedimentación discontinua se caracteriza por la formación de una interfase entre el líquido claro y la suspensión en la parte superior de la probeta. La velocidad de descenso de la altura de la interfase se denomina velocidad de sedimentación. La altura de la interfase puede ser graficado como una función del tiempo, ver la figura Nº 2.1.

Al comienzo de la sedimentación discontinua, la concentración de sólidos es uniforme en toda la probeta, poco después de comenzado el test se logra el movimiento uniforme de las partículas y caen en el seno del fluido con su velocidad límite bajo las condiciones reinantes de sedimentación obstaculizada. Hay que tener presente que la claridad de la interfase entre el líquido claro que sobrenada (zona A) y el de la pulpa (zona B) depende principalmente de la distribución granulométrica de las partículas y de la concentración inicial de la pulpa. Las partículas próximas al fondo comienzan a acumularse sobre ellos mismos formando un lodo concentrado (zona D), como se muestra en la figura Nº 2.2 la interfase entre la zona B y D no siempre es bien definida pero la cantidad de lodo concentrado aumenta durante la sedimentación.

Como las dos interfases de separación están bastante separadas, las partículas sólidas de la zona B continúan cayendo a su velocidad máxima constante, y no varía la velocidad de sedimentación debido a que la concentración inicial.

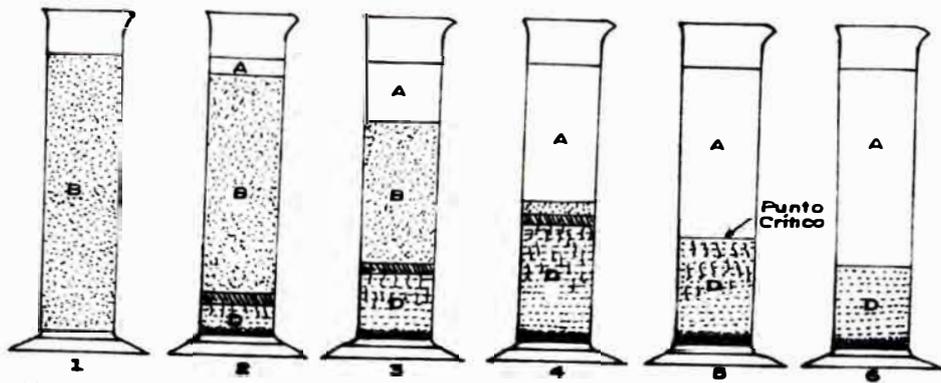


Fig. N° 2.2 SEDIMENTACION DISCONTINUA, MUESTRA LA ALTURA DE LA INTERFASE PARA VARIOS TIEMPOS

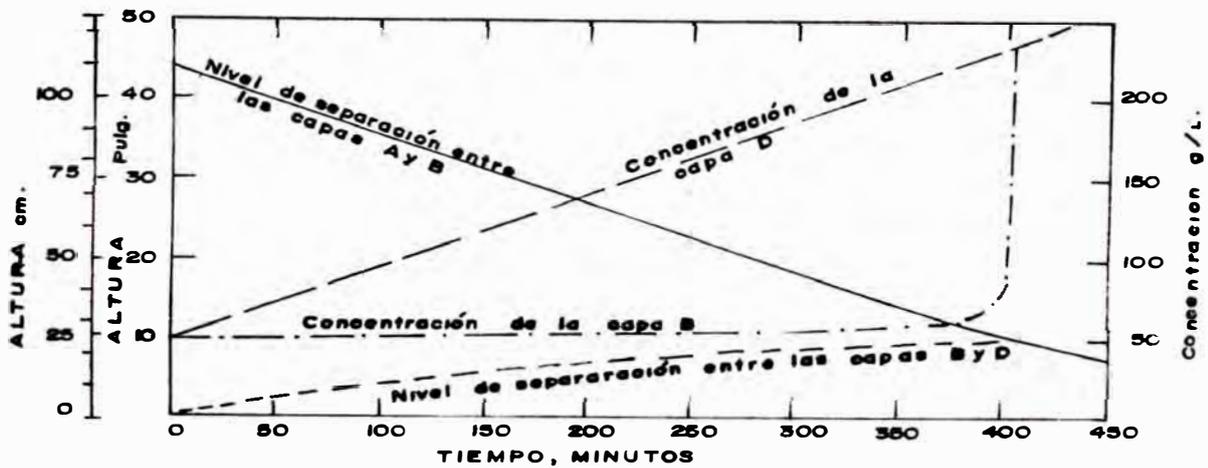


Fig. N° 2.3 SEDIMENTACION DISCONTINUA, MUESTRA ALTURA DE LAS ZONAS, INTERFASES Y CONCENTRACION DE SOLIDOS PARA VARIOS TIEMPOS.

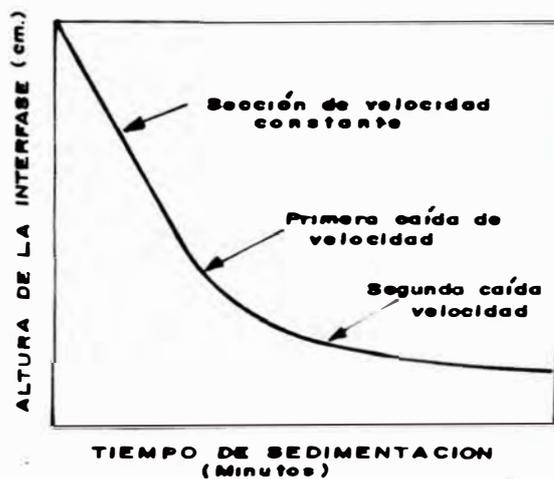


Fig. N° 2.1 CURVA NORMAL DE SEDIMENTACION

En la figura N° 2.3 se han representado la posición de la altura de la interfase entre la zona A y B, en la curva inferior la altura de la interfase entre la zona B y D, el punto donde las dos curvas se cortan corresponde a las condiciones de la figura N° 2.2.5 y se logra el punto crítico, la zona B mantiene su composición constante hasta que la altura de la interfase entre la zona A y B se aproxima a la altura de la interfase de las zonas B y D hasta lograr el punto crítico, luego la velocidad de sedimentación decrece, debido, a que aumenta la densidad y la viscosidad de la suspensión que rodea a cada partícula en descenso, esta velocidad continuará disminuyendo durante un período llamado de transición, transcurrido el cual la zona de precipitación B habrá ya desaparecido y el lodo ofrece un aspecto como en la zona D. Apartir de este momento el proceso de sedimentación solamente consiste en un lento apelmazado del sólido de la zona D por compresión y se considera que el líquido fluye a través de una capa porosa de permeabilidad decreciente (3,5,12).

Estas pruebas de sedimentación en el laboratorio son la base para el diseño de los espesadores continuos, en el funcionamiento de un espesador continuo, las condiciones son similares, excepto en un aspecto. En la sedimentación discontinua, las condiciones y zonas de separación varían con el tiempo, mientras que en la sedimentación continua se establece un régimen permanente en el que existen las mismas zonas que en la sedimentación discontinua, pero su posición y concentración son constantes con el tiempo.

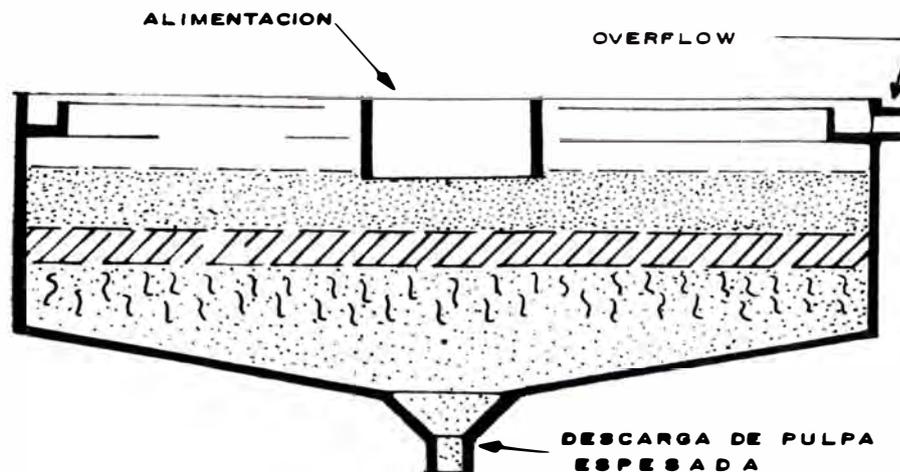
2.1.2. **SEDIMENTACION CONTINUA.**- La sedimentación continua se realiza en unos aparatos llamados espesadores que son esencialmente tanques cilíndricos, tienen fondo cónico con pendiente suave y van equipados con rastriillos que barren los lodos hacia la descarga central inferior, la pulpa el cual va hacer separado por sedimenta

ción es conocida como alimentación y llega al espesador - por un canal de alimentación a un recipiente alimentador (feedwell) situado en la parte superior y central del cilindro, el material sedimentado tiene un contenido de sólidos mucho más alto que el de la alimentación y es denominado lodo, pulpa o simplemente underflow, y es descargado por el fondo, el líquido clarificado fluye hacia los bordes del espesador y es descargado por rebose sobre el borde periférico, a este comunmente se le llama overflow.

Los espesadores son recomendables cuando se manejan grandes volúmenes, a causa de su bajo costo y la sencillez de la operación, como desventajas, se incluyen el gran espacio que ocupan y la lentitud de la marcha, pero la gran capacidad de estos aparatos, debido al tiempo prolongado de resistencia del material en las mismas, las hace también aptas para el almacenaje y la regulación de carga entre diversos procesos.

Como en una operación de un espesador continuo, la alimentación de la pulpa al centro del tanque, el overflow o líquido claro a la periferie del tanque, y la descarga de la pulpa espesado al fondo, son generalmente continuos.

Las cuatro zonas antes estudiadas en la sedimentación discontinua deben estar presentes como muestra la figura N° 2.5, en la parte superior está presente la zona A, en la cual está el líquido claro que es el overflow, y este se extiende desde el nivel de alimentación hasta el nivel del overflow, la zona B consiste de una pulpa de concentración uniforme el cual es igual a la concentración de la alimentación, se extiende desde la parte superior de la zona de transición hasta el nivel donde la alimentación es introducido (fondo del feedwell). La zona C es un estado intermedio en el cual la pulpa está en condición de transición entre la sedimentación y compresión. La zona D muestra la pulpa en compresión, donde el desaguado ocurre por compresión de los sólidos y fuerza al líquido a salir por los espacios intersticiales entre los flóculos



-  ZONA A : AGUA O SOLUCION CLARIFICADA
-  ZONA B: PULPA CON DILUCION DE LA ALIMENTACION
-  ZONA C: PULPA EN TRANSICION DE B a D.
-  ZONA D: PULPA EN COMPRESION

Fig. N° 2.5 SECCION DE UN ESPESADOR CONTINUO MOSTRANDO LA POSICION DE LAS 4 ZONAS DE DECANTACION

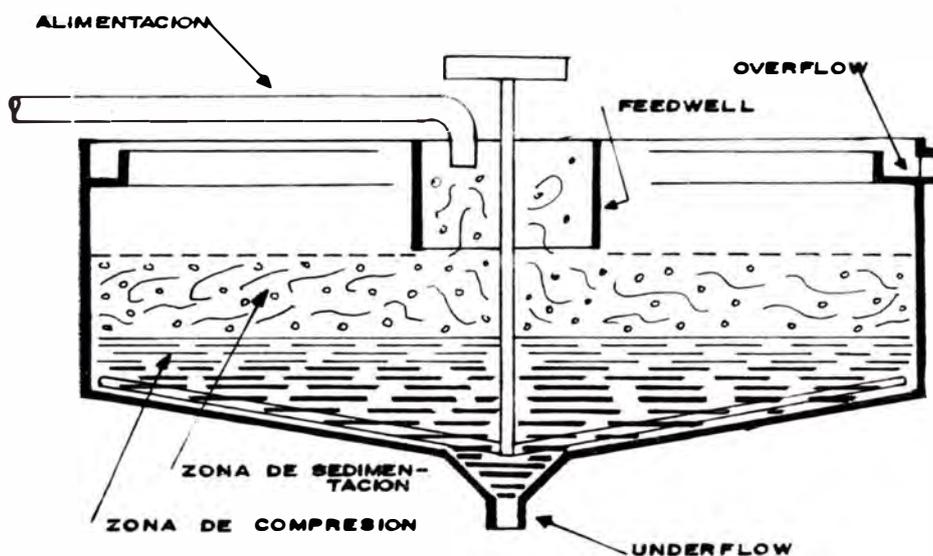


Fig. N° 2.6 SECCION DE UN ESPESADOR CONTINUO MOSTRANDO LA ACCION DE DECANTACION

(13).

En un espesador continuo, considerando que la zona C y D comprenden la zona de compresión, vemos que ocurre dos fenómenos naturales bien claros la sedimentación y la compresión ya que son dos etapas del mismo proceso pasando de una a otra con el tiempo. Inicialmente, las partículas o flóculos caen libremente y por separado, con el líquido que se desplaza ascendiendo entre las partículas, esta constituye la sedimentación, luego las partículas descansan unas sobre otras entonces la pulpa se encuentra en compresión. Con un espesador continuo en funcionamiento para un caso real los límites de separación de una zona a otra, para las zonas B,C,D no son fácilmente visibles, excepto para concentraciones altas de sólidos, por lo tanto la descripción anterior es más académica que realista.

En la figura Nº 2.6 se muestra lo que realmente ocurre en un espesador continuo, la pulpa es alimentada al feedwell después se nota la zona de sedimentación y la zona de compresión, para luego ser descargados por el cono de descarga de lodos.

En cada una de las zonas antes estudiadas existe un gradiente de concentración de las partículas a medida que las partículas descienden, el grado de sedimentación disminuye debido a la influencia de la caída obstaculizada. Al mismo tiempo la cantidad de líquido asociado con la partícula también va siendo menor y se va eliminando en un nivel más alto del espesador. Por lo tanto, el caudal del líquido ascendente y grado de sedimentación de la partícula, disminuyen a medida que la partícula llega al fondo del tanque.

2.2. METODO PROPUESTO POR H.S. COE Y G.H. CLEVENGER

2.2.1. CALCULO DEL AREA UNITARIA.- El método para el cálculo del área unitaria propuesta por Coe y Cleven

ger consiste en realizar una serie de pruebas discontinuas a diferentes concentraciones iniciales, que van desde la concentración de la alimentación hasta el correspondiente a la concentración del underflow, pero existe dudas en cuanto a la concentración más alta que se debe realizar la prueba, en general se admite que las pruebas son válidas aún para pulpas con sedimentación obstaculizada, pero no ya en fase de compresión.

Coe y Clevenger hacen varias suposiciones para poder aplicar su método, primero, que la velocidad de sedimentación es una función solamente de la concentración, segundo, que realizando varias pruebas a diferentes diluciones iniciales iguales a las que se producirán en las zonas intermedias, esto simule el comportamiento en un espesador, y que las características de los sólidos permanecen inalterables.

Asumiendo que el comportamiento en un espesador continuo es idéntico que en un test de sedimentación discontinua, y si la velocidad de sedimentación de una pulpa es solamente función de la dilución, los sólidos sedimentan a la misma velocidad en una prueba discontinua que en un espesador continuo, ya que la concentración es una característica de los sólidos.

En una prueba de sedimentación discontinua que inicialmente está a una concentración uniforme, cuando es permitido sedimentar, una interfase entre el líquido claro y la suspensión desciende según como transcurre el tiempo, si la altura de esta interfase se grafica contra el tiempo que se requiere para llegar a esa altura, tenemos una gráfica con las siguientes características, una sección de velocidad constante, que corresponde a la sedimentación libre, después de este la velocidad empieza a disminuir hasta lograr el punto crítico y se le conoce como la zona de transición, y una de caída de velocidad aún más pronunciada que corresponde a la zona de compresión. La sección de -

velocidad constante corresponde a la pulpa de sedimentación a la concentración inicial, y está representado por una línea recta, la velocidad de sedimentación en esta sección es la que considera Coe y Clevenger para calcular el flujo limitante y está dado por la pendiente de dicha recta expresado en pies/hora.

Conociendo la velocidad de sedimentación de una determinada pulpa por pruebas de sedimentación discontinua, podemos discutir lo que sucedería en un espesador continuo, Yoshioka (1957) reconoce que la velocidad de sólidos hacia abajo con respecto a las paredes del espesador es la suma de la velocidad de sedimentación de los sólidos producido por solamente el efecto de la gravedad, V , más la velocidad hacia abajo causado por la remoción del underflow del espesador, U , el flujo de sedimentación que se mueve solamente por acción de la gravedad es expresada como el producto de la concentración de sólidos en una capa C , y la velocidad de sedimentación de esa capa, el flujo de transporte debida a la remoción en el underflow es expresada como el producto de la concentración de la capa y la velocidad hacia abajo causada por la remoción del underflow del espesador (10,17,18).

Por lo tanto el flujo de sólidos en un espesador continuo en un nivel a cualquier concentración puede ser expresado como :

$$G = CV + CU \quad (1)$$

Donde:

G = flujo de sólidos en un espesador continuo que se mueve hacia el underflow a cualquier nivel, $lb/ft^2 \times$ hora.

C = concentración de sólidos en ese nivel, lb/ft^3 .

V = velocidad de sedimentación a esta concentración, ft/hora.

U = velocidad de remoción del underflow, ft/hora.

El flujo de sólidos adecuado que ingresa a un espesador -

tiene que ser igual al flujo de sólidos en el underflow.
Por un simple balance de materia

$$G = G_u = C_u \times U \quad (2)$$

donde:

G_u = flujo de sólidos en el underflow.

C_u = concentración de sólidos en el underflow.

Sustituyendo (2) en (1)

$$G = C \left(V + \frac{C}{C_u} \right)$$

$$G \left(1 - \frac{C}{C_u} \right) = C V$$

$$G = \frac{V}{\frac{1}{C} - \frac{1}{C_u}} \quad (3)$$

Como la velocidad es una función de la concentración este tiene el mismo valor en una prueba discontinua como en una operación continua. Por lo tanto las velocidades de sedimentación están determinadas para varias concentraciones por las pruebas discontinuas, y los resultados reemplazados en la ecuación (3), para cualquier valor fijo de C_u , un flujo de sólidos fijo G corresponde a la concentración diferencial C . Si graficamos el flujo de sólido G como ordenada contra la concentración como abscisa observamos una curva del tipo mostrada en la figura N° 2.7.

En ella se muestra una curva de flujo típico a una velocidad de remoción en el underflow dada, existe un mínimo en el gráfico G Vs C a alguna concentración crítica C_c , en entonces es teóricamente verdadero que un espesador debe ser operado a un flujo de sólidos límite G_c , por lo tanto el flujo máximo de sólidos el cual pasa al underflow es G_c , el correspondiente a la concentración crítica C_c , el flujo de sólidos que limita la capacidad del espesador puede ser expresado en términos de la concentración limitante C_c y la velocidad de sólido limitante V_c como:

$$G_c = C_c V_c + C_c U \quad (4)$$

Como G_c es el flujo máximo de sólidos que pasa al under -

flow, este es expresado también por el producto de la velocidad de bombeo del underflow y la concentración en el underflow.

$$G_u = C_u U \quad (5)$$

Esto es el fundamento teórico y matemático, para la deducción de la ecuación (3) en el punto limitante del flujo, en el cual la velocidad de bombeo del underflow implícitamente está expresada en términos de concentración y velocidad de sedimentación a las condiciones limitantes.

Si el flujo de sólidos en la alimentación es mayor que G_c una zona de concentración crítica C_c se forma en el espesador y los sólidos no pasan continuamente en la proporción que han sido alimentados, el exceso de sólidos incrementa la altura de esta zona hasta que llene el espesador y este exceso sale en el overflow, por lo tanto, si los sólidos no deben pasar al overflow del espesador se debe de tener suficiente área para ese flujo de sólidos, entonces G_c constituye un límite superior para la carga del espesador. Así pues como se dijo antes la zona de sedimentación impone una área deseada para el diseño de espesadores, ya que el área unitaria está definida como $1/G$.

$$\text{Area unitaria} = \frac{1}{G} = \frac{\frac{1}{C} - \frac{1}{C_u}}{V}, \text{ pies}^2/\text{lb sólido/hora} \quad (6)$$

En un espesador continuo adecuadamente diseñado, nunca debe de existir una zona de concentración crítica.

Si el flujo de sólidos alimentado al espesador es igual a G_c , en este caso cualquier capa de concentración C_c en el espesador continuo no presenta ningún cambio.

Si el flujo de sólidos alimentado al espesador es menor que G_c no existe una zona de concentración crítica y si hubiera, la zona iría disminuyendo hasta desaparecer, ya que existe zona de concentración crítica solo cuando el flujo de alimentación es igual o mayor que G_c . En un es-

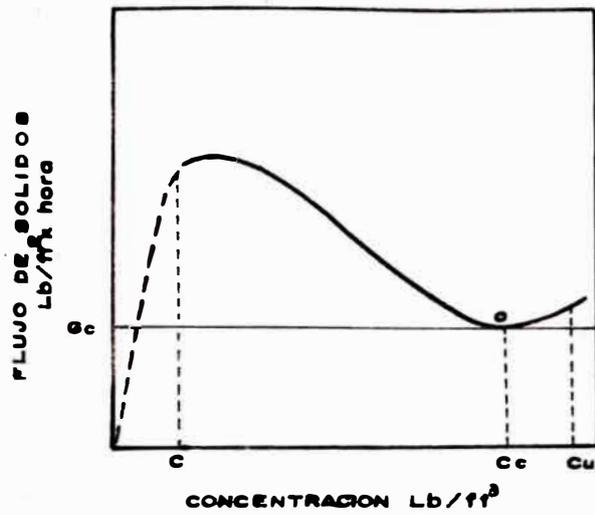


Fig. No 2.7 CURVA DE FLUJO DE COE y CLEVINGER

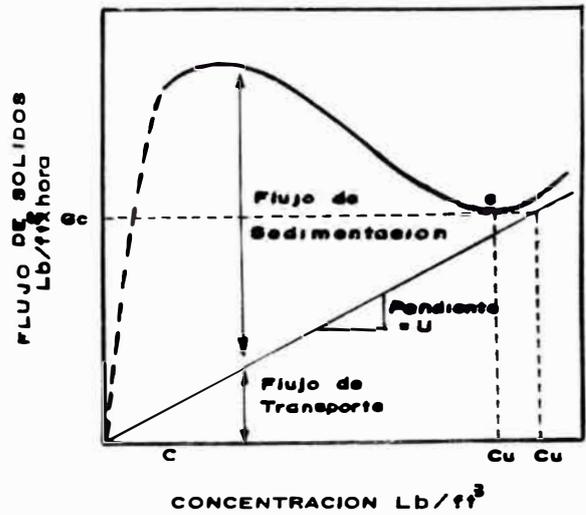


Fig. No 2.8 COMPONENTES DE LA CURVA DE FLUJOS, YOSHIOKA

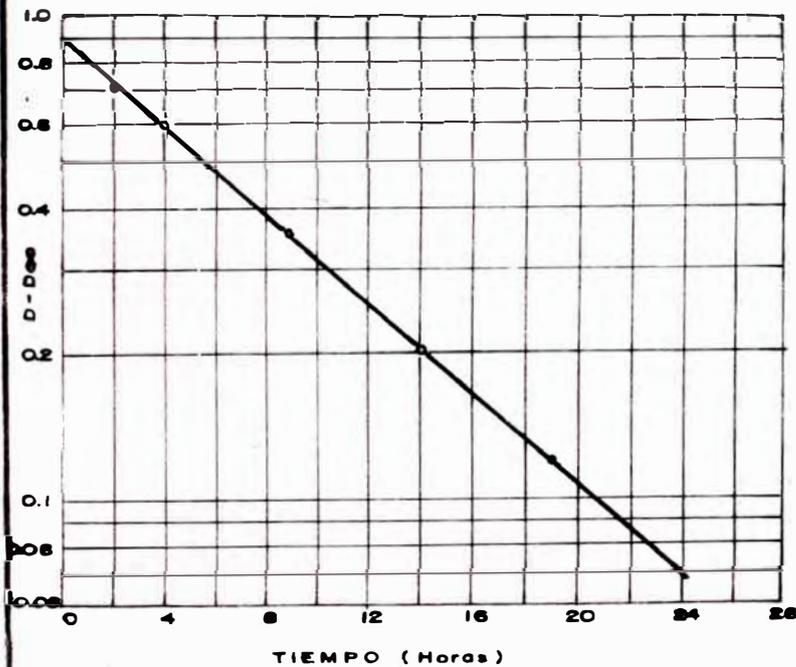


Fig. No 2.9 PULPA EN LA ZONA DE COMPRESION EJEMPLO DE COE y CLEVINGER.

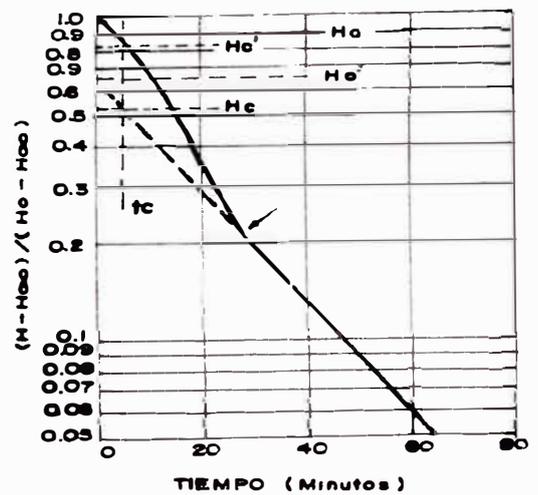


Fig. No 2.10 REPRESENTACION GRAFICA EN LA QUE SE HA EXTRAPOLADO LA CURVA DE SEDIMENTACION PARA HALLAR EL TIEMPO NECESARIO HASTA ALCANZAR LA CONCENTRACION CRITICA.

pesador continuo no debe existir capas con flujo mayores que el flujo de alimentación, y que el flujo de alimentación debe ser menor que G_c .

De la ecuación (1), $G = CV + CU$ vemos que el flujo de sólidos tiene dos componentes el flujo de sedimentación, CV y el flujo de transporte, CU , el flujo de sedimentación - resulta fijo a una concentración dada ya que la velocidad es una función de la concentración, pero el flujo total - varía para cada concentración en el underflow deseado, es aquí que la curva es diferente para varios valores diferentes de U , de donde se ve que la velocidad de bombeo del underflow es una función de la concentración en el underflow o viceversa.

De la ecuación (5), $G_c = C_u U$ y la figura N° 2.8 podemos, predecir la línea de velocidad de bombeo del underflow y puede estar dado gráficamente por la intersección de la - tangente a la curva a C_c con la perpendicular trazada desde la concentración C_u , del underflow, y la pendiente de esta línea es la velocidad de bombeo del underflow.

Por definición .

$$D \text{ (dilución)} = \frac{1}{C \text{ lb/ft}^3} \quad 62.43 \text{ lb/ft}^3 = \frac{1}{C} \quad 62.43 \frac{\text{lb de agua}}{\text{lb de sólido}}$$

En la ecuación (6)

$$A_u = \frac{\frac{D}{62.43} - \frac{D_u}{62.43}}{V} = \frac{D - D_u}{V \cdot 62.43} \text{ ft}^2/\text{lb sólido/hora.}$$

$$A_u = \frac{D - D_u}{V \cdot 62.43} \frac{\text{ft}^2 \text{ hora}}{\text{lb sólido}} \frac{2000 \text{ lb}}{TC} \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}}$$

$$A_u = 1.333 \left(\frac{D - D_u}{V} \right), \text{ ft}^2/TC/\text{día.}$$

Como se tiene que calcular las áreas para cada prueba hecha a diferentes concentraciones, la concentración C tiene que ser la concentración inicial en dicha prueba, entonces:

$$A_u = 1.333 \frac{(D_o - D_u)}{V}, \text{ ft}^2/TC/\text{día.} \quad (7)$$

donde:

A_u = área unitaria.

D_o = dilución inicial.

D_u = dilución en el underflow.

V = velocidad de sedimentación, ft/hora.

La ecuación (7) es la más utilizada para el cálculo del área unitaria. A la misma ecuación se puede llegar con el criterio planteado por Coe y Clevenger que sustenta la siguiente hipótesis: la velocidad de ascenso del agua a través de cada zona de sedimentación del espesador, es igual a la velocidad de sedimentación de los sólidos a través de la misma zona, esto podemos demostrar como sigue.

Es un espesador continuo mientras los sólidos sedimentan, la solución (agua) sube en un tiempo unitario el volumen de agua el cual debe subir desde una capa de dilución D (correspondiente a una velocidad de sedimentación V) debe ser:

$$Q = A V_c \quad (8)$$

Donde:

Q = volumen de agua en el overflow por unidad de tiempo ft^3/hora .

A = área del espesador, ft^2 .

V_c = velocidad de ascenso del agua, ft/hora.

Entonces:

$$A V_c = W (D - D_u)$$

Por lo tanto:

$$V_c = V - V_u \quad (9)$$

Donde:

W = flujo volumétrico de sólidos en un espesador, ft^3 - de sólido/hora.

V = velocidad de sedimentos de los sólidos en una prueba discontinua, ft/hora.

V_u = velocidad de sedimentación de los sólidos en el underflow, ft/hora.

Pero en una operación normal de un espesador continuo, de

bido a la forma cónica del fondo y la acción mezcladora - de los rastrillos, la velocidad de sedimentación de los sólidos en el underflow es igual a cero, entonces:

$$V_c = V$$

Así la velocidad de ascenso de la solución es igual a la velocidad de sedimentación de los sólidos en una prueba - discontinua a la misma dilución, entonces:

$$Q = A V \quad (10)$$

Para una buena clarificación la velocidad de sedimentación de los sólidos deberá exceder algo a la velocidad de ascenso de la solución. Ya que si la velocidad de caída es menor que la ascensional del fluido, las partículas pa sarán al overflow, para el caso de diseño consideramos que la velocidad de ascenso del fluido a cualquier nivel de la zona de sedimentación libre es igual o menor que la velocidad de sedimentación a ese nivel, mediante un balan ce de materia donde la cantidad de fluido en la alimenta ción debe ser igual al fluido en el overflow más el flui do contenido en el underflow que se descarga por el fondo es posible calcular el área del espesador para cualquier velocidad de alimentación, cualquier dilución en la ali - mentación, y para cualquier dilución en el underflow.

Entonces:

El agua que entra al espesador por unidad de tiempo es
= $D_o S$ lb/hora

Donde:

S = velocidad de alimentación de los sólidos, lb/hora.
Agua que sale en el espesador por unidad de tiempo (en el underflow).

$$= D_u S \text{ lb/hora}$$

Agua que sale del espesador por unidad de tiempo, como overflow.

$$= Q, \text{ft}^3/\text{hora} = 62.43 Q \text{ lb/hora}$$

Cuando la condición de estado estable son logradas el flu jo de agua dentro del espesador es igual al flujo de agua

que sale del espesador.

$$D_o S, \text{ lb/hora} = 62.43 Q, \text{ lb/hora} + D_u S, \text{ lb/hora}$$

Entonces:

$$Q = \frac{S (D_o - D_u)}{62.43}, \text{ ft}^3/\text{hora.}$$

De la ecuación (10), $Q = A.V$

$$A V = S \left(\frac{D_o - D_u}{62.43} \right), \text{ ft}^3/\text{hora}$$

$$A = \frac{S (D_o - D_u)}{62.43 V}, \text{ ft}^2 \quad (10-A)$$

Entonces el área del espesador por velocidad de alimentación está dado:

$$A_u = \frac{S (D_o - D_u) \text{ ft}^2}{62.43 V \frac{S \text{ lb}}{\text{hora}} \frac{\text{TC}}{2000 \text{ lb}} \frac{24 \text{ horas}}{\text{día}}}$$

$$A_u = \frac{2000 (D_o - D_u)}{62.43 \cdot 24 V}$$

$$A_u = 1.333 \left(\frac{D_o - D_u}{V} \right), \text{ ft}^2/\text{TC/día}$$

Así el valor del área en ft^2 , es el área requerida por cada tonelada de sólido alimentado en 24 horas.

2.2.2. ALTURA NECESARIA DE LA ZONA DE COMPRESION

2.2.2.1. METODO DE E.J. ROBERTS.- La altura total, o profundidad del espesador, depende en gran parte de la altura necesaria o del tiempo requerido en la zona de compresión. La importancia del cálculo de una altura adecuada de compresión es debido a que la concentración de lodo descargado como underflow de un espesador continuo depende de la altura de la zona de compresión, y del tiempo que los sólidos permanecen en dicha zona.

Esta altura se puede calcular con los datos obtenidos en un test de sedimentación discontinua, partiendo de una suspensión a su concentración crítica

ca, es decir, una pulpa que posea una concentración inicial igual a la concentración de la capa superior de la zona de compresión (punto crítico) durante el período de velocidad de sedimentación constante.

En este experimento discontinuo, el tiempo necesario para que una pulpa pueda pasar desde dicho estado de concentración crítica a la concentración deseada en el underflow, puede ser tomado como el tiempo de retención de los sólidos en un espesador continuo, de aquí la concentración en el underflow de un espesador continuo es igual a la concentración media de la zona de compresión en la sedimentación discontinua para un tiempo igual al de retención de los sólidos en el espesador continuo. Por lo tanto, la concentración en el underflow es función solamente del tiempo de espesado (3).

La forma de la curva de compresión indica una disminución de la velocidad de sedimentación al aumentar el tiempo transcurrido, Roberts sugiere un comportamiento logarítmico de la compresión y plantea la siguiente ecuación:

$$-\frac{dH}{dt} = k (H - H_{\infty}) \quad (11)$$

donde:

H = altura de la zona de compresión en el tiempo t.

H_{∞} = altura de la zona de compresión en un tiempo infinito.

k = constante.

Esto significa que la velocidad de eliminación de agua desde la pulpa en compresión es para cualquier tiempo proporcional a la cantidad que sale el cual puede ser eliminado hasta un tiempo infi-

nito (15,16).

Integrando la ecuación (11) nos dá:

$$\int_{H_c}^H \frac{dH}{H - H_{\infty}} = -k \int_0^t dt$$

$$\ln (H - H_{\infty}) = -k t + \ln (H_c - H_{\infty}) \quad (12)$$

$$D - D_{\infty} = (D_0 - D_{\infty}) e^{-kt} \quad (13)$$

Donde H_c es la altura de la zona de compresión a su concentración crítica (en este caso $H_c = H_0$), H_{∞} puede hallarse experimentalmente, o por tanteo matemático para que dicha gráfica resulte una recta, entonces si graficamos el $\ln (H - H_{\infty})$ en función del tiempo en horas, debe proporcionar una línea recta, con pendiente igual a $-k$.

La altura de compresión puede ser calculada a partir del volumen de la pulpa en compresión y del área previamente calculada.

El volumen V de la pulpa en compresión está dado por:

$$V = V_1 + V_2 + V_3, \text{ ft}^3/\text{TC de sólido/día} \quad (14)$$

Donde:

$$V_1 = \text{volumen de los sólidos} = \frac{T \cdot 2000}{62.43 \rho_s} = 1.333 \frac{T}{\rho_s} \quad (15)$$

Donde T es el número de horas requeridas para lograr la dilución D_u del underflow deseado, en estos cálculos D_0 debe ser la dilución crítica. Entonces $D_0 = D_c$, la determinación de la dilución crítica discutiermos después.

$$V_2 = \text{volumen de agua asociada con los sólidos a la dilución del tiempo infinito.}$$

$$= 1.333 T D_{\infty} \quad (16)$$

$$\begin{aligned}
 V_3 &= \text{volumen acumulado de agua que sale hasta -} \\
 &\quad \text{lograr la dilución } D_{\infty} . \\
 &= 1.333 \int_0^t (D - D_{\infty}) dt \quad (17)
 \end{aligned}$$

Sustituyendo la ecuación (13) en (17).

$$\begin{aligned}
 V_3 &= 1.333 (D_0 - D_{\infty}) \int_0^t e^{-kt} dt \\
 V_3 &= \frac{1.333}{k} (D_0 - D_u) \quad (18)
 \end{aligned}$$

Así el volumen de la pulpa en compresión es:

$$V = 1.333 T \left(D_{\infty} + \frac{1}{\rho_s} + \frac{(D_0 - D_u)}{kt} \right) \text{ pies}^3/\text{TC sólido/día}$$

Por lo tanto, dividiendo entre el área unitaria - calculada antes, nos da el valor de la altura de compresión, en pies.

Representando gráficamente el $\log (D - D_{\infty})$ de la ecuación (13) en función del tiempo se logra una línea recta, como se muestra en la figura N° 2.9, esto se logra iniciando la prueba a la dilución crítica, esta dilución no se halla directamente - sino a partir de una prueba discontinua a una concentración inicial inferior a la crítica, entonces la zona de compresión se va formando durante el período de sedimentación, y a un tiempo que corresponde al punto crítico (cuando las dos superficies de separación coinciden) la concentración media de la zona de compresión será mayor que la concentración crítica.

Como el test comienza con una pulpa en la zona de sedimentación libre, una discontinuidad en la curva ocurre en la parte superior de dicha curva como muestra la figura N° 2.10, la dilución en este punto no es la verdadera dilución crítica, este - es la dilución para el cual todos los sólidos entran a la compresión.

Para hallar la dilución crítica o concentración crítica es necesario calcular el tiempo necesario para el cual todos los sólidos que se encontraban

a la dilución crítica pasan al período de compresión, en realidad unas pasan a la compresión antes que otras. Esto se consigue extrapolando la curva de compresión desde el punto crítico hacia atrás, hasta el tiempo cero y entonces hallar el tiempo para el cual la interfase entre el líquido que sobrenada y la suspensión que sedimenta se encuentra a la altura H_c' a la mitad entre la altura inicial H_0 de la suspensión y la altura de la zona de compresión H_0' . Se traza una horizontal en este punto, que corta la curva en un tiempo t_c , a partir de este punto se traza una vertical que corta a la prolongación de la curva de compresión a un tiempo t_c y a una altura H_c que es la altura de la zona de compresión a su concentración crítica, conociendo la dilución inicial y la altura inicial podemos calcular la dilución crítica. Que sería el punto de partida del test para el cálculo de la altura de la zona de compresión en un es pesador continuo.

2.2.2.2. METODO DE COE Y CLEVINGER.- La forma que acabamos de deducir, es para aplicar a la totalidad de la zona de compresión y calcular directamente la altura total de la zona de compresión, pero tal como propone Coe y Clevenger se puede subdividir la zona de compresión en porciones y admitiendo unos valores medios de las diluciones, entonces se calcularía las alturas de compresión para ese intervalo de tiempo de cada porción y a su dilución media.

En un test que comienza a la dilución crítica se logra la dilución deseada en el underflow en un tiempo T , durante el cual la pulpa debe estar en la zona de compresión. El volumen del tanque necesario durante este tiempo es igual al volumen -

de los sólidos alimentado al espesador durante este tiempo más el volumen promedio de agua que acompaña a este volumen de sólido durante su permanencia en la zona de compresión (5).

Entonces:

$$\begin{aligned} V_s &= V_f T_c \text{ pies}^3 & (19) \\ &= \left(\frac{S}{62.43 \rho_s} \right) T_c, \text{ pies}^3 \end{aligned}$$

Donde:

V_s = volumen de sólidos en la zona de compresión

V_f = volumen de sólidos alimentado al espesador por hora.

ρ_s = gravedad específica de los sólidos secos.

S = peso de sólidos en lb, de la alimentación al espesador por unidad de tiempo o velocidad de alimentación de sólidos lb/hora.

El volumen promedio de agua el cual acompañan a los sólidos es calculado como sigue:

S = peso de sólido en lb/hora.

$S T_c$ = peso de sólidos en T_c horas.

Peso de agua que acompaña a los sólidos = $S.T_c$.

$.L_c$ lbs

$$\text{Volumen de agua} = S \frac{T_c L_c}{62.43}, \text{ pies}^3$$

Donde:

T_c = tiempo en que la pulpa está en compresión, horas.

L_c = dilución promedio en la zona de compresión

Por lo tanto el volumen total de pulpa en la zona de compresión es igual al volumen total de sólidos alimentados en un tiempo T_c , más el volumen de agua que acompaña a los sólidos, así:

$$\begin{aligned} V_c &= V_s + V_{\text{agua}} \\ &= \frac{T_c}{62.43 \rho_s} S + \frac{T_c L_c}{62.43} S, \text{ pies}^3 & (19-A) \end{aligned}$$

El valor promedio de la dilución en la zona de -
compresión es calculado como sigue:

Si x = volumen promedio de sólidos (pie³) de -
pulpa en la zona de compresión.

Entonces:

$1 - x$ = volumen promedio de agua asociada con x
pies³ de sólido.

y

$$L_c = \frac{(1-x) 62.43}{x \rho_s 62.43} = \frac{(1-x)}{\rho_s x} = \frac{\text{peso de líquido}}{\text{peso de sólido}} \quad (20)$$

Ahora si el promedio de la gravedad específica de
la pulpa en la zona de compresión está dado por γ ,
entonces:

$$x \cdot 62.43 \rho_s + (1-x) \cdot 62.43 = 1 \cdot \gamma \cdot 62.43$$
$$x = \frac{\gamma - 1}{\rho_s - 1} \quad (21)$$

Sustituyendo el valor de x de la ecuación (21) en
la ecuación (20) tenemos:

$$L_c = \frac{1 - \left(\frac{\gamma - 1}{\rho_s - 1} \right)}{\rho_s \left(\frac{\gamma - 1}{\rho_s - 1} \right)} = \frac{\rho_s - \gamma}{\rho_s (\gamma - 1)} \quad (22)$$

Ahora sustituyendo el valor de L_c de la ecuación
(22) en la ecuación (19-A) nos da:

$$V_c = \frac{S \cdot T_c}{62.43} \cdot \frac{1}{\rho_s} + \frac{\rho_s - \gamma}{\rho_s (\gamma - 1)}$$
$$= \frac{S \cdot T_c}{62.43 \rho_s} \cdot \frac{\rho_s - 1}{\gamma - 1} \quad (23)$$

Si la altura de la zona de compresión está repre-
sentada por h_c , entonces:

$$A \cdot h_c = V_c$$

Y sustituyendo el valor de A de la ecuación (10-A)

$$V_c = S \frac{(D_o - D_u)}{62.43 V} h_c, \text{ pies}^3/\text{TC/día} \quad (24)$$

Igualando el volumen de la ecuación (24) y (23)

$$\frac{S \cdot T_c}{62.43 \rho_s} \cdot \frac{(\rho_s - 1)}{(\gamma - 1)} = S \cdot \frac{(D_o - D_u)}{62.43 \cdot V} \cdot h_c$$

$$h_c = \frac{T_c \cdot V \cdot (\rho_s - 1)}{\rho_s (\gamma - 1) (D_o - D_u)}, \text{ pies} \quad (25)$$

Para cada porción se tiene que calcular necesaria mente la densidad de pulpa γ , a partir del promedio de la dilución. Esto lo hallamos de la siguiente manera:

En un volumen V de pulpa podemos tener:

$$W \text{ sólido} + W \text{ líquido} = W \text{ pulpa}$$

$$V \text{ sólido} + V \text{ líquido} = V \text{ pulpa}$$

$$V \text{ sólido} = \frac{W \text{ sólido}}{62.43 \rho_s}, \quad V \text{ líquido} = \frac{W \text{ líquido}}{62.43}$$

$$V \text{ pulpa} = \frac{W \text{ pulpa}}{62.43 \gamma}$$

Nosotros sabemos que la proporción $\frac{W_l}{W_s}$ es igual al promedio de diluciones en cada porción en la zona de compresión.

$$y = \frac{W_l}{W_s} \quad \text{o} \quad W_l = y \cdot W_s$$

Haciendo uso del balance de materia tenemos que:

$$V_s + V_l = V_p, \text{ sustituyendo tenemos}$$

$$\frac{W_s}{62.43 \rho_s} + \frac{y W_s}{62.43} = \frac{W_s + W_l}{62.43 \gamma} = \frac{W_s + y W_s}{62.43 \gamma}$$

De donde:

$$\gamma = \frac{1 + y}{\frac{1}{\rho_s} + y} \quad (26)$$

Con lo cual se calcula la densidad de pulpa promedio en una porción con promedio de dilución (y), y para sólidos de gravedad específica ρ_s .

Para cada porción calculamos la altura de compresión, de la ecuación (25) ya que para cada porción se tiene un tiempo T_c , una dilución promedio y una densidad de pulpa promedio, la altura de la zona de compresión será la suma de las h_c de las porciones consideradas.

2.3. TEORIA SOBRE SEDIMENTACION DE G.J. KYNCH

En 1952 G.J. Kynch presenta un sofisticado análisis sobre la sedimentación discontinua, hay que señalar que Kynch no analiza la relación entre la sedimentación discontinua y la operación continua, solamente estudia la sedimentación discontinua.

Está implícito en la teoría de Kynch que los sólidos en una suspensión o pulpa están uniformemente distribuidos a través de todas las secciones transversales, horizontales así que, hay una sola velocidad de sedimentación para todas las partículas a cualquier sección transversal particular.

Como la velocidad de una partícula es igual a la velocidad de una capa de partículas en una sección transversal, horizontal, la única suposición en que se basa la teoría de Kynch es que la velocidad de sedimentación, V , de una partícula es función solamente de la concentración local de los sólidos, C , alrededor de la partícula o matemáticamente, $V = f(C)$, esto implica que la velocidad de una capa horizontal de partículas no es afectada por la concentración de las capas adyacentes, esto es la misma suposición hecha por Coe y Clevenger para el régimen de sedimentación libre, es importante mencionar que si cualquier otro factor está presente tal que la sedimentación es influenciada, el análisis de Kynch no es válido y no tiene sentido (6,18,19,20).

En una prueba de sedimentación discontinua que empieza con una concentración inicial uniforme de sólidos, cuando los sólidos llegan al fondo de la probeta, estos deben haber pasado todas las concentraciones entre la concentración inicial y la concentración de los sólidos sedimentados, si a cualquiera de estas concentraciones intermedias, la capacidad de manejo de sólidos por unidad de área es menor que la de una concentración más baja ocurrida encima de este, una zona de esta concentración deberá comenzar a crecer, puesto que la velocidad a que los sólidos entran en esta zona es menor que la velocidad a que los sólidos salen de la misma.

Kynch muestra que la velocidad de propagación hacia arriba de los sólidos es una constante, considera que una capa en el límite superior de esta zona que tiene una concentración C , en el fondo de la probeta a un tiempo cero y que se mueve hacia arriba a una velocidad U , los sólidos sedimentan dentro de esta capa desde una capa que tiene una concentración $(C - dC)$, a una velocidad de sedimentación con respecto a la probeta de $(V+dV)$ pero con respecto a la capa de $(V + dV + U)$. La concentración de los sólidos que sedimenta fuera de esta capa es C , con una velocidad de sedimentación V con respecto a la probeta y $(V+U)$ con respecto a la capa. Como la concentración de la capa es constante, la cantidad de sólidos sedimentada dentro de la capa debe ser igual a la cantidad de sólido sedimentada fuera de la capa y por balance de materia se tiene(2,20).

$$(C - dC) A t (V + dV + U) = C A t (V + U) \quad (27)$$

Simplificando y resolviendo para U , tenemos:

$$U = C \frac{dV}{dC} - V - dV$$

$$U = C \frac{dV}{dC} - V \quad (28)$$

donde:

U = velocidad de propagación hacia arriba de la zona de concentración en que la velocidad de sedimentación es mínima con respecto al recipiente, ft/día.

V = velocidad de sedimentación de los sólidos en la zona de concentración en que la velocidad de sedimentación es mínima, con respecto al recipiente, ft/día.

C = concentración de sólidos; peso de sólidos por unidad de volumen de pulpa, TC/ft³.

Partiendo de la hipótesis de que la velocidad de sedimentación es función únicamente de la concentración de sólidos, es decir, que $V = f(C)$.

$$\frac{dV}{dC} = f'(C)$$

$$U = C f'(C) - f(C) \quad (29)$$

Como (C) es constante para la capa en cuestión, $f(C)$ y $f'(C)$

tienen valores fijos y por lo tanto U debe ser también constante.

Supongamos que C_o y H_o representan respectivamente la concentración y altura iniciales de una pulpa en una prueba de sedimentación discontinua. El peso total de los sólidos en esta pulpa es $C_o H_o A$, siendo A el área de la sección recta de la columna de pulpa. Consideramos la prueba en un instante tal que la capa correspondiente a la velocidad límite de sedimentación ha alcanzado la interfase entre el líquido claro que sobrenada y la pulpa (punto crítico) en la figura N° 2.11, todos los sólidos de la pulpa inicial han tenido que pasar a través de esta capa, puesto que la capa se ha propagado hacia arriba desde el fondo de la probeta. Si la concentración de esta capa es C_c y el tiempo en que la capa alcanza la superficie de separación t_c , entonces la cantidad de sólidos que han tenido que pasar continuamente esta capa, $C_c A t_c (V_c + U_c)$ deben ser igual al peso total de los sólidos en la probeta.

Igualando estas expresiones:

$$C_o H_o A = C_c A t_c (V_c + U_c) \quad (30)$$

En la que V_c y U_c se refieren a las velocidades respectivas para una capa que tiene una concentración de sólidos C_c , sea H_c la altura que corresponde a la superficie de separación al cabo del tiempo t_c , y como la velocidad hacia arriba de cualquier capa específica es constante, tenemos:

$$U_c = \frac{H_c}{t_c} \quad (31)$$

Sustituyendo (31) en la ecuación (30) y simplificando.

$$C_c = \frac{C_o H_o}{H_c + V_c t_c} \quad (32)$$

El valor de la velocidad de sedimentación V_c es la pendiente de la tangente a la curva normal de sedimentación en el punto $t = t_c$, figura N° 2.11, esta tangente corta al eje vertical en $H = H_i$, puesto que

$$V_c = \text{tag } \alpha = \frac{H_i - H_c}{t - t_c}, \quad t = 0$$

$$H_i - H_c = - t_c \text{ tag } \alpha = - t_c V_c$$

$$H_i = H_c + t_c V_c \quad (33)$$

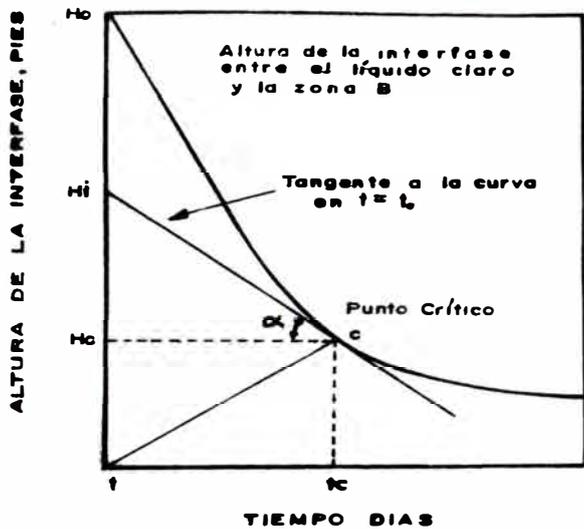


Fig. N°211 DETERMINACION DE LAS VELOCIDADES DE SEDIMENTACION A PARTIR DE LA CURVA DE SEDIMENTACION DISCONTINUA

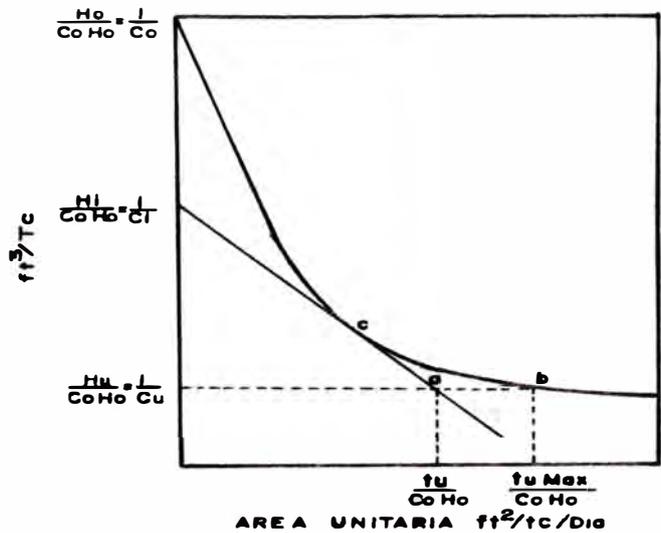


Fig. N°212 CONSTRUCCION DEL AREA UNITARIA SOBRE LA CURVA DE SEDIMENTACION

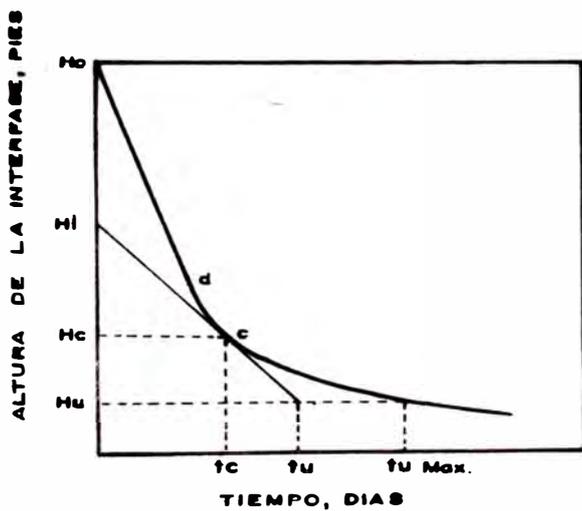
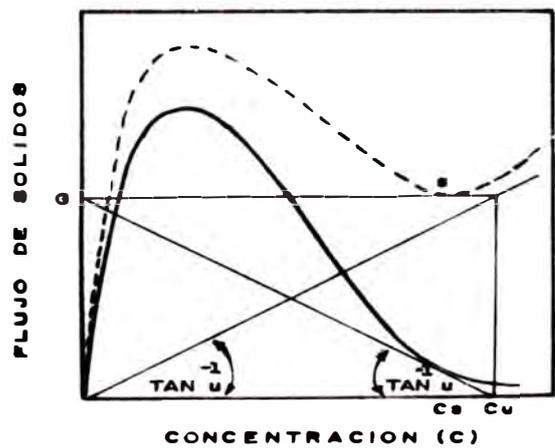


Fig. N°2.13 CONSTRUCCION DE KYNCH SOBRE LA CURVA DE SEDIMENTACION



— CV
 - - - CV+CU

Fig. N° 2.14 ANALISIS DE LAS CURVAS DE FLUJOS

Combinando las ecuaciones (32) y (33)

$$C_c H_i = C_o H_o \quad (34)$$

La ecuación (34) establece que H_i es la altura de lodo uniforme de concentración C_c que contiene la misma cantidad de sólidos - que el lodo inicial.

La velocidad de sedimentación como función de la concentración puede encontrarse a partir de una única prueba de sedimentación que viene dada por la pendiente de la tangente trazada a la curva de sedimentación desde H_i , encontrado por la ecuación (34) - para una concentración dada de la capa.

Por lo tanto con una sola prueba a la dilución inicial podemos calcular las concentraciones y velocidades para diferentes tiempos de sedimentación, y hallar una relación de la velocidad de sedimentación en función de la concentración de la suspensión.

2.3.1. METODO PROPUESTO POR W.P. TALMAGE Y E.B. FITCH.

El tratamiento de Kynch concierne sólo a la sedimentación discontinua, en 1953 Talmage y Fitch extienden su tratamiento a operaciones continuas, como en - el caso de un espesador continuo, el área necesaria se determina para que la concentración de la capa en que la capacidad de manejo de sólidos (flujo de sólidos), expresado como peso de sólidos por (unidad de área) (unidad de - tiempo) sea un mínimo, lo que es lo mismo que para el cual la área sea máxima.

Este puede ser hecho por el cálculo del área unitaria requerida para una serie de concentraciones, usando los valores de V como función de la concentración calculada a partir de la teoría de Kynch, en una sola curva de sedimentación y sustituido en la fórmula de Coe y Clevenger (2,6,20).

$$\text{Area unitaria} = \left(\frac{1}{C_c} \right) \frac{1}{V C_u} \quad (35)$$

Donde:

Area unitaria está dado en $\text{ft}^2/\text{TC}/\text{día}$.

La concentración en TC/ft^3 .

La velocidad en $\text{ft}/\text{día}$.

Es preferible que apartir de la curva normal de sedimentación y la fórmula de Kynch calcular las velocidades y concentraciones, graficar velocidad de sedimentación contra concentración, apartir de esta curva reemplazar los parámetros requeridos en la fórmula de Coe y Clevenger ya que la concentración en el underflow es previamente establecida, el área más grande hallada es la usada para el diseño de espesadores.

2.3.1.1. CALCULO DEL AREA UNITARIA POR EL METODO DE TALMAGE Y FITCH.- Basado en la teoría

a de Kynch, Talmage y Fitch tienen mostrado que siempre la velocidad de sedimentación es una función de la concentración, es posible saber la concentración justo debajo de la interfase líquido claro-suspensión a cualquier tiempo durante una prueba de sedimentación y también la velocidad a esa concentración, en la curva de sedimentación que comienza con una concentración inicial C_o y altura inicial H_o , cuando la altura de la interfase es H_c , en la figura N^o 2.12, el promedio de la concentración debajo de este límite está dado por $C_{cp} = \frac{C_o H_o}{H_c}$, y la concentración de la pulpa inmediatamente debajo de la interfase es $C_c = \frac{C_o H_o}{H_i}$, por lo tanto la velocidad que es la pendiente de la tangente a la curva de sedimentación, trazada desde H_i en un punto de concentración C_c . Se puede calcular por una sola prueba para cualquier concentración entre C_o y concentración final C_f , la velocidad de sedimentación en el punto de compresión debe controlar el área unitaria.

En la figura N° 2.13 se muestra una construcción geométrica para calcular el tiempo (t_u) necesario para espesar una pulpa desde su concentración inicial C_o hasta una concentración promedio en el underflow C_u .

A un tiempo t_c los sólidos en la capa existente - en la superficie de la pulpa están sedimentando a una velocidad lineal de $\frac{H_i - H_c}{t_c}$, como se considera que la velocidad de sedimentación es igual a la velocidad de ascenso de la solución, entonces la cantidad de agua que sale o velocidad de eliminación de agua es $\frac{A (H_i - H_c)}{t_c}$, $\text{ft}^3/\text{día}$. En un espesador continuo no toda el agua que ingresa se descarga en el overflow, una parte de esta agua - acompaña a los sólidos en el underflow, la cantidad de agua que debe desalojarse es igual a $A (H_i - H_u)$, siendo H_i la altura de la pulpa, si todos los sólidos presentes en la prueba discontinua están a una concentración uniforme C_c y H_u es la altura de la pulpa si todos los sólidos presentes - en la prueba discontinua han logrado la concentración del underflow en el espesador, en una prueba discontinua esta concentración es igual a la concentración promedio en una probeta a una altura - H_u . Tanto la concentración promedio como la altura H_u pueden calcularse a partir de, $C_o H_o = C_u H_u$, para una prueba discontinua, el tiempo necesario para desalojar $A (H_i - H_u)$ de agua está dado por:

$$t' = \frac{\text{cantidad de agua a eliminarse}}{\text{velocidad de eliminación de agua}} = \frac{A (H_i - H_u)}{A \left(\frac{H_i - H_c}{t_c} \right)} \quad (36)$$

$$\frac{t'}{H_i - H_u} = \frac{t_c}{H_i - H_c} \quad (37)$$

Por ley de triángulos:

$$t' = t_u \quad (38)$$

La cantidad total de sólidos en un test discontinuo es $CoHoA$ y se necesita un tiempo t_u para que ésta cantidad de sólidos pase por una capa de concentración C_c en un espesador continuo. Por lo tanto ésta cantidad de sólidos por unidad de tiempo es $CoHoA/t_u$, por definición el área unitaria es el área requerida para pasar una tonelada de sólidos en un día.

$$A_u = \frac{t_u}{C_o H_o} , \text{ ft}^2/\text{TC/día}$$

Donde:

El área unitaria está dado en $\text{ft}^2/\text{TC/día}$

C_o , concentración inicial en TC/ft^3

H_o , altura inicial en pies.

t_u , tiempo en días.

Conociendo que (t_u) es la intersección de la tangente en el punto (t_c, H_c) con la línea del underflow podemos hacer un gráfico para hallar el área unitaria directamente, a ambas escalas de la figura N° 2.13 dividimos por la misma cantidad, el tamaño de la curva cambia pero no así la forma, en la figura N° 2.12 ambas escalas están divididas por $CoHo$, la intersección de la tangente a la curva en el punto de compresión con el eje de ordenada es $\frac{H_i}{C_o H_o} = \frac{1}{C_i}$ la pendiente de la línea tangente es $-V$, si se traza la línea del underflow que en este caso será $\frac{H_u}{C_o H_o} = \frac{1}{C_u}$, para la operación de un espesador continuo, este intersecta a la línea tangente en algún punto (a) , hallando la pendiente de la tangente a la curva que es la velocidad, vemos que la abcisa del punto (a) es igual a $(\frac{1}{C_i} - \frac{1}{C_u}) / V$, el cual comparando con la ecuación (35) vemos que es el área uni

taria, y como en el punto (a) corresponde un (tu) demostrado anteriormente, podemos ver que el área unitaria está dada por:

$$\text{Area unitaria} = \frac{tu}{Co Ho} \quad (39)$$

Este es el área unitaria máxima calculada a una concentración correspondiente al punto de compresión, pero Talmage y Fitch no han dado ninguna sugerencia para poder calcular este punto de compresión, y en una curva de sedimentación su elección sin ninguna justificación matemática y/o lógica traería muchas diferencias en el cálculo del área unitaria.

Por lo tanto si no conocemos el punto de compresión, prolongamos la línea del underflow hasta intersectar la curva de sedimentación en el punto (b), con tal que el postulado de Kynch todavía sea válido en este punto, esto es, si la pulpa de la interfase está aún en la zona de sedimentación entonces la concentración que limita ocurre en este punto para el cual el flujo es mínimo, en el que corresponde un $t_{umáx}$, y de la figura N° 2.12 el área unitaria máxima es:

$$Au = \frac{t_{umáx}}{Co Ho} \quad (40)$$

En general se tiene que calcular el área, a partir de la ecuación (40), ya que es muy dificultoso elegir un punto de compresión, y hasta hay duda que exista, lo que sí se puede asegurar que hay un rango de compresión, algunos autores han sugerido algunos métodos para calcular dicho punto de compresión, pero no tienen ningún fundamento teórico. Algunas de las limitaciones del método de Talmage y Fitch son: que sólo pueden predecir velocidades de sedimentación de pulpas debajo del punto (d) en la figura N° 2.13, y no así para di-

luciones entre la correspondiente a la capa superficial del punto (d) y la dilución inicial, pero esto no invalida el método de Talmage y Fitch ya que este se basa solamente en la parte baja de la curva. También se puede notar que el rango de aplicabilidad de la teoría de Talmage y Fitch es justamente el rango de la curva no cubierta por Coe y Clevenger. Ya que la dilución en el underflow es una variable que controla el área unitaria del espesador, una limitación del método está justamente en que el valor absoluto de la dilución del underflow es algo mayor que el obtenido en las pruebas de sedimentación, debido a las diferencias en profundidad del equipo y el mecanismo interno que un espesador posee, por lo tanto en el cálculo del área unitaria se tiene que asumir una dilución mayor que el obtenido.

El método de Talmage y Fitch, tiene una indudable ventaja sobre el método de Coe y Clevenger, ya que la relación entre la concentración de sólidos y la velocidad de sedimentación puede ser obtenida desde una sola curva de sedimentación discontinua a la concentración inicial, y no una serie de pruebas como plantea Coe y Clevenger, también se puede calcular el área unitaria directamente sin considerar el punto de compresión que es bastante discutido.

2.3.2. METODO PROPUESTO POR A.G. MONCRIEFF

2.3.2.1. CALCULO DEL AREA UNITARIA.- A.G. Moncrieff propone un método gráfico para determinar el área unitaria de un espesador, basándose en los estudios hechos por Coe y Clevenger, Yoshioka y Talmage y Fitch. Así plantea que la capacidad de una zona de concentración C en un es

pesador está dado por:

$$\begin{aligned} G &= C (V + U) \\ &= C V + C U \\ &= f(C) + CU \end{aligned}$$

En la figura N^o 2.14, podemos ver que se ha graficado dos curvas, la curva del flujo de sedimentación CV que es una función de la concentración, y la curva de flujo total (CV + CU), contra la concentración, en la curva de flujo total se muestra un mínimo, y esto está dado para el flujo máximo en un espesador, y ocurre cuando dG/dC es igual a cero.

Cuando :

$$\begin{aligned} f'(C) + U &= 0 \\ U &= - f'(C) \end{aligned}$$

Como se demuestra más adelante (velocidad de remoción del underflow) que $U = - f'(C)$ cuando C es igual a C_s , por lo tanto el punto mínimo sobre esta curva ocurre a la concentración que representa la dilución crítica.

Entonces el valor de G cuando C es igual a C_s está dado por:

$$G = f(C) - C_s f'(C)$$

Esto se puede deducir a partir de la curva de flujo de sedimentación figura N^o 2.14, la velocidad de sedimentación de la interfase entre la solución clara y la pulpa de cualquier concentración C_s está dado por:

$$V_s = \frac{V C}{C_s}$$

Sobre una curva de sedimentación este está dado por $- dH/dt$

$$\frac{dH}{dt} = - \frac{VC}{C_s} \quad (41)$$

Similarmente, sobre la curva de flujo de sedimentación la velocidad al cual una capa de concentración C sube continuamente en la pulpa está dado por:

$$V_w = - \frac{d(VC)}{dC}$$

Y sobre la curva de sedimentación este está dado por H/t

$$\frac{H}{t} = - \frac{d(VC)}{dC} \quad (42)$$

Pero Talmage y Fitch han mostrado que la tangente a la curva de sedimentación a un tiempo t debe intersectar al eje H en $\frac{D_s H_o}{D_o}$, donde D_s es la dilución de la pulpa en la interfase.

Por lo tanto:

$$H - t \frac{dH}{dt} = \frac{D_s H_o}{D_o} = \frac{C_o H_o}{C_s} \quad (43)$$

Sustituyendo (41) y (42) en (43)

$$-t \frac{d(VC)}{dC} + t \frac{VC}{C_s} = \frac{C_o H_o}{C_s} \quad (44)$$

$$\frac{1}{t} = \frac{1}{C_o H_o} \left(VC - C_s \frac{d(VC)}{dC} \right) \quad (45)$$

Pero

$$VC = f(C)$$

$$\frac{1}{t} = \frac{1}{C_o H_o} \left(f(C) - C_s f'(C) \right) \quad (46)$$

$$A_u = \frac{t}{C_o H_o} = \frac{1}{f(C) - C_s f'(C)} \quad (47)$$

Donde $f(C)$ y $f'(C)$ referido al valor de estas funciones cuando C igual a C_s de donde:

$$G = \frac{1}{A_u} = f(C) - C_s f'(C)$$

Y G está dado por la intersección de la tangente a la curva de flujo de sedimentación a C_s con el eje CV , y de la ecuación (42).

$$H = -t \frac{d(VC)}{dC} = -t f'(C)$$

y sustituyendo la ecuación (46) para t .

$$H = - \frac{f'(C)}{f(C) - C_s f'(C)} C_o H_o \quad (48)$$

$$D_a = \frac{H}{C_o H_o} = \frac{f'(C)}{C_s f'(C) - f(C)} \quad (49)$$

Donde D_a es la dilución promedio debajo de la interfase.

El parámetro que controla el área unitaria es el correspondiente al punto de inflexión de la curva representada por el flujo total contra la concentración, para el cual corresponde una concentración C_s .

Si trazamos una curva que represente la variación de la dilución superficial con la velocidad de sedimentación obtendremos una curva como el mostrado en la figura N^o 2.15, en ella el punto de inflexión ocurre cuando $\frac{d^2V}{dD^2}$ es igual a cero, pero

$VC = f(C)$ entonces:

$$V = \frac{VC}{C} = \frac{f(C)}{C}$$

$$\frac{dV}{dC} = \frac{C f'(C) - f(C)}{C^2}$$

$$\frac{dV}{dD} = \frac{dV}{dC} \cdot \frac{dC}{dD}$$

$$= \frac{C f'(C) - f(C)}{C^2} \cdot (-C^2)$$

$$= f(C) - C f'(C)$$

$$\frac{d^2V}{dD^2} = \frac{d}{dD} \left(\frac{dV}{dD} \right) = \frac{d}{dC} \left(\frac{dV}{dD} \right) \cdot \frac{dC}{dD}$$

$$= (f'(C) - C f''(C) - f'(C)) (-C^2)$$

$$= C^3 f''(C)$$

Esto es cero cuando $f''(C)$ es cero, entonces el punto de inflexión en la curva dilución superficial/velocidad de sedimentación ocurre a la misma dilución que para el punto de inflexión en la cur

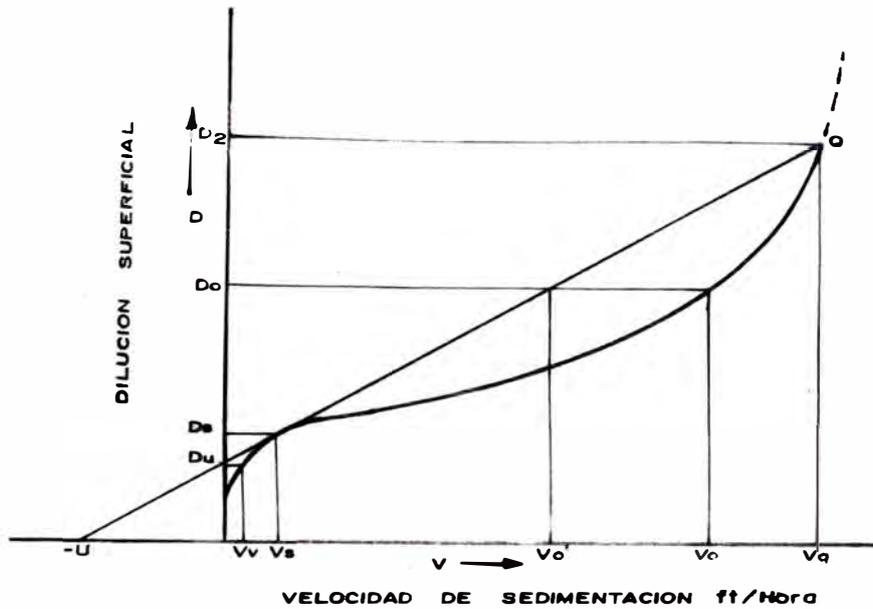


Fig. No 2.15 DETERMINACION DEL AREA UNITARIA Y VELOCIDAD DE REMOCION DEL UNDERFLOW

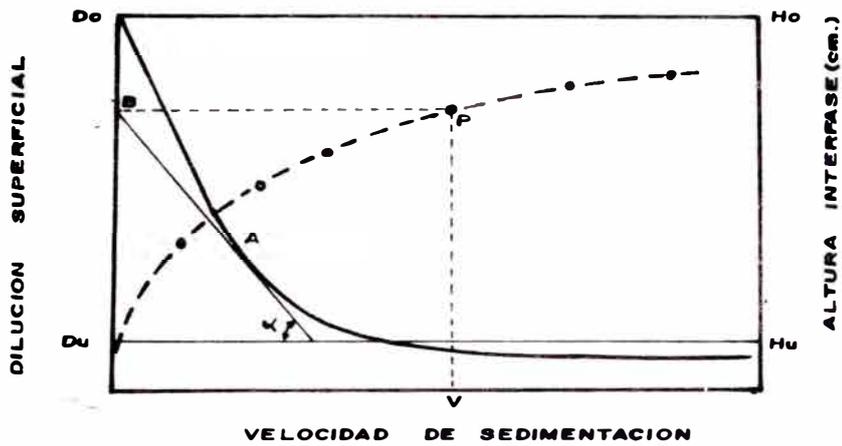


Fig. No 2.16 DETERMINACION DE LA CURVA DILUCION SUPERFICIAL/VELOCIDAD DE SEDIMENTACION

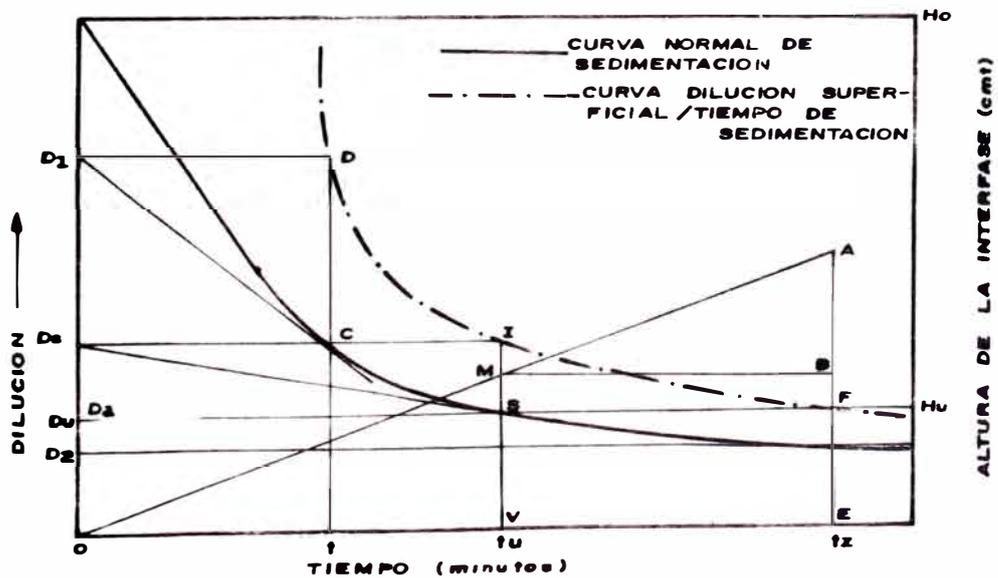


Fig. No 2.17 ANALISIS DE UNA CURVA DE SEDIMENTACION DISCONTINUA Y DETERMINACION DE LA ALTURA DE LA ZONA DE COMPRESION

va del flujo de sedimentación y de flujo total.

Como se ha demostrado en la ecuación (49), la dilución promedio Da , en un test de sedimentación - discontinua puede ser expresada como sigue:

$$Da = \frac{f'(C)}{C_s f'(C) - f(C)}$$

$$D_s - Da = \frac{1}{C_s} - \frac{f'(C)}{C_s f'(C) - f(C)} \quad (50)$$

$$= - \frac{f(C)}{C_s (C_s f'(C) - f(C))} \quad (51)$$

Si la tangente a la curva dilución superficial/velocidad de sedimentación, figura N° 2.15, a D_s ($= 1/C_s$) interseca al eje de las diluciones en $-D_u$.

$$\begin{aligned} D_s - D_u &= V_s \frac{dD}{dV} \\ &= \frac{f(C)}{C_s} \left(- \frac{1}{C_s} \cdot \frac{dC}{dV} \right) \end{aligned} \quad (52)$$

$$= - \frac{f(C)}{C_s^3} \cdot \frac{1}{dV/dC} \quad (53)$$

$$= - \frac{f(C)}{C_s^3} \cdot \frac{C_s^3}{C_s f'(C) - f(C)} \quad (54)$$

$$= - \frac{f(C)}{C_s (C_s f'(C) - f(C))}$$

$$D_s - D_u = D_s - Da$$

Por lo tanto:

$$D_u = Da$$

Demostramos que para una concentración de una capa superficial C_s que limita la capacidad de un espesador, la dilución promedio debajo de esa interfase (de concentración C_s) es Da e igual a D_u . Entonces podemos concluir que la abcisa C_u en la figura N° 2.14, Da en la figura N° 2.17, y D_u en la figura N° 2.15, todos representan la misma dilución, y son la dilución promedio, cuando la dilución superficial en un test de sedimentación

discontinuo es D_s . Entonces si la dilución del underflow es D_u , EL AREA UNITARIA REQUERIDA ESTA DADA POR LA PENDIENTE DE LA TANGENTE A LA CURVA DILUCION/VELOCIDAD DE SEDIMENTACION, TRAZADA DESDE EL PUNTO $(0, D_u)$, la tangente toca a la curva en D_s y la pulpa a esta dilución limita la capacidad del espesador.

Si la curva es construída expresando la velocidad en ft/hora y la dilución en lb líquido/lb sólido, la pendiente de la tangente a dicha curva que da el área unitaria estará dado en:

$$A_u = \frac{\text{lb líquido} \times \text{hora}}{\text{lb sólido} \times \text{ft}}$$
$$A_u = \frac{\text{lb líquido} \times \text{hora}}{\text{lb sólido} \times \text{ft}} \times \frac{\text{ft}^3}{62.43 \text{ lb sólido}} \times \frac{\text{día}}{24 \text{ horas}}$$
$$\times \frac{2000 \text{ lb sólido}}{TC}$$

$$A_u = 1.333 \times \text{pendiente de la tangente, ft}^2/\text{TC/día}$$

La curva de dilución superficial/velocidad de sedimentación, puede obtenerse de dos formas.

1.- Calculando la dilución superficial apartir de la curva normal de sedimentación, en un punto cualquiera de la curva trazamos una tangente que intersecta al eje de altura de la interfase en H , entonces:

$$D = \frac{D_o H}{H_o}$$

Y la velocidad es la pendiente de dicha tangente, se calcula para varios puntos y se plotea la gráfica.

2.- Apartir de la curva de sedimentación normal, como se muestra en la figura N° 2.16, tomamos un punto cualquiera A sobre la curva normal y por el trazamos una tangente a la curva la cual intersecta al eje de las ordenadas en el punto B, B será la dilución superficial correspondiente. De -

terminamos V , igual al valor de la pendiente (tangente de α) que será la velocidad de asentamiento ubicamos el valor de ella en el eje de las abscisas y por el levantamos una vertical \overline{VP} , la intersección de la vertical VP con la horizontal trazada por B , nos dará un punto de la curva, la secuencia es repetida hasta que la curva sea completa.

2.3.2.2. CALCULO DE LA ALTURA DE LA ZONA DE COM-

PRESION.- El espesamiento a diluciones más bajas que la dilución que controla el área unitaria (representado por D_s), a esta zona se le llama la zona de compresión, esto puede ser posible si la velocidad de sedimentación de la pulpa puede ser reducida, para obtener pulpas en el underflow con diluciones D_u , con una área determinada por una dilución mayor D_s .

Como la acción de los rastrillos y el cono de la base del espesador pueden reducir la velocidad de sedimentación de pulpas de dilución D_u a cero, pero esto sólo puede ser posible después que la pulpa a obtenido dicha dilución, en otras palabras la pulpa debe pasar desde la dilución D_s (con velocidad de sedimentación V_s) a dilución de pulpa D_u (con velocidad de sedimentación V_u) pasando por todas las diluciones intermedias (con sus correspondientes velocidades de sedimentación) pueden producir pulpas de dilución D_u , por lo tanto la velocidad de sedimentación puede ser reducida por la acción de los rastrillos.

En la figura Nº 2.17 mostramos los resultados de un típico test de sedimentación discontinua, justamente con la curva que muestra la variación de la dilución superficial con el tiempo.

En los capítulos anteriores se ha demostrado que el área requerida en un espesador continuo para producir un underflow de dilución D_u está dado por $W.A_u$, y para el cual el espesador está limitado en esta capacidad por la velocidad de sedimentación de la pulpa a dilución D_s , para espesar una pulpa de dilución D_s hasta de D_u , se requiere de un tiempo dado por $t_z - t_u$, si la velocidad de sedimentación de pulpas de estas diluciones son las mismas en el espesador como en el test discontinuo.

Considerando una pulpa de dilución D (entre D_s y D_u) en un espesador, el tiempo requerido para reducir esta dilución a $D - dD$ es dt , y el volumen requerido dado este tiempo de retención es $W.D.dt$ el volumen total requerido para un espesamiento desde D_s a D_u está dado por:

$$\int_{D_s}^{D_u} W D dt$$

Donde:

W = flujo de sólidos en el espesador, ft^3 sólido/hora.

D = dilución intermedia entre D_s y D_u , ft^3 pulpa/ ft^3 sólido.

D_u = dilución del underflow asumido, ft^3 pulpa/ ft^3 sólido.

D_s = dilución determinante del área unitaria, ft^3 pulpa/ ft^3 sólido.

Como el área requerida es $W.A_u$, la altura requerida en esta zona debe estar dada por:

$$\text{Altura de compresión} = \frac{\int_{D_s}^{D_u} D dt}{A_u}$$

El numerador de esta expresión es el área debajo de la curva de dilución superficial entre t_z y t_u

y puede ser expresado por

$$B (tz - tu)$$

El valor de B debe obtenerse por integración gráfica.

La altura requerida es por lo tanto:

$$H_c = \frac{B (tz - tu)}{A_u}$$

Como el área unitaria está dada según Talmage y Fitch por:

$$A_u = \frac{t_u}{C_o H_o} = \frac{t_u D_o}{H_o}$$

Entonces:

$$H_c = \frac{B (tz - tu)}{t_u} \times \frac{H_o}{D_o}$$

ó

$$H_c = (A - B) \times \frac{H_o}{D_o}$$

Donde:

$$A = \frac{B t_z}{t_u}$$

Y puede ser obtenido graficamente en la figura Nº 2.17, el valor de (A-B) puede ser leído directamente en el eje H de la curva de sedimentación (19,26,27).

Para el cálculo gráfico de la altura H_c se debe trazar una curva dilución superficial/tiempo de asentamiento, esto se puede hacer de la siguiente manera:

- En la figura Nº 2.17, sobre la curva normal de asentamiento se toma un punto cualquiera como C y por él se traza una tangente a la curva que corta al eje de las ordenadas D₁, que es la dilución en la capa superior en un instante t. Y la pendiente de esta tangente, su velocidad en ese punto.
- De D₁ trazamos una horizontal que intersecta en

D a la vertical levantada por C, luego D será un punto de la curva.

- La secuencia es repetida hasta completar la curva DIF.
- La profundidad mínima de la zona debajo del punto S se determina como sigue:
 - Por S se traza una tangente a la curva normal que intersecte al eje de las diluciones en Ds.
 - Por Ds se traza una horizontal que intersecte a la curva dilución superficial/tiempo de asentamiento, en el punto I.
 - Por Du (underflow asumido) trazamos una horizontal que intersecte a dicha curva en F, y el área IFEV queda definida.
- Mediante integración gráfica se determina una altura \overline{MV} tal que:

$$(\overline{MS}) \cdot (\overline{SF}) = \text{área ISF}$$
- Del origen se traza \overline{OM} , cuya prolongación intersecta a la vertical trazada por F en el punto A, luego

$$H_c = \frac{\int_{D_s}^{D_u} D \, dt}{t_u} \times \frac{H_o}{D_o} = \frac{\text{área debajo de la curva ISF}}{t_u} \times \frac{H_o}{D_o}$$

$$= \frac{(\overline{VE}) \cdot (\overline{BE})}{\overline{OV}} \times \frac{H_o}{D_o}$$

Y por semejanza de triángulo.

$$H_c = \overline{AB} \cdot \frac{H_o}{D_o}$$

Donde, \overline{AB} es leído directamente en la ordenada que representa la altura de la interfase en una prueba discontinua.

2.3.2.3. CALCULO DE LA VELOCIDAD DE REMOCION EN EL UNDERFLOW.- La velocidad impuesta por la bomba para la pulpa en el underflow de un

espesador está dado por LA INTERSECCION SOBRE EL EJE DE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACION DE LA LINEA QUE REPRESENTA EL AREA UNITARIA SOBRE LA CURVA DILUCION SUPERFICIAL/VELOCIDAD DE SEDIMENTACION, como se muestra en la figura Nº 2.15, si no hay punto de compresión esta línea es tangente a la curva en el punto (Ds, Vs), la dilución Ds limita la capacidad del espesador, así:

$$U + V_s = \frac{dV}{dD} \cdot D_s$$

Por lo tanto.

$$U = \frac{dD}{dC} \cdot \frac{dC}{dD} \cdot \frac{1}{C_s} - \frac{VC}{C_s} \quad (55)$$

$$= \left(\frac{C_s f'(C) - f(C)}{C_s^2} \right) (-C_s^2) \frac{1}{C_s} - \frac{f(C)}{C_s} \quad (56)$$

$$U = -f'(C)$$

Así la velocidad impuesta por la remoción del underflow es también dado por menos la pendiente a la curva de flujo de sedimentación figura Nº 2.14 a la dilución crítica en el espesador.

$$\frac{VC}{C_u - C_s} = - \frac{d(VC)}{dC} = -f'(C)$$

En esta misma figura se nota que esta velocidad es igual a la velocidad al que una capa de concentración C se propaga hacia arriba en un test discontinuo, y si el espesador está operando bajo condiciones estables la capa debe ser removida tan pronto como es formada.

Similarmente, la velocidad de remoción del underflow puede ser obtenida desde la figura Nº 2.17, por la pendiente de la línea trazada desde el origen al punto (Du, tu) en la curva normal de sedimentación, este es el punto el cual representa una pulpa de dilución Ds.

2.4. CLARIFICACION

La clarificación se refiere a la deposición de pequeñas cantidades de partículas las cuales sedimentan relativamente independiente una de otras, el propósito principal de la clarificación es el de producir un líquido claro con un mínimo de sólidos, el underflow del clarificador no tiene mucha importancia ya que requiere de una operación más, antes de ser descargados, por lo general recircula al alimento del espesador, muchas veces no hay una diferencia clara entre espesamiento y clarificación, por eso ciertos equipos cumplen ambos objetivos. El alimento al clarificador generalmente constituyen de pulpas que contienen menos del 2% de sólidos en peso.

La clarificación se puede dividir en dos clases, la primera que también se le llama hidroseparación o clasificación, donde cada partícula sedimenta separadamente con una velocidad constante propia. La segunda o verdadera clarificación donde las partículas se aglomeran dentro de flóculos separados los cuales sedimentan con una velocidad uniforme, se nota que cada uno o ambas clases de partículas pueden estar presentes en una suspensión dada.

Para propósito de clarificar el overflow del espesador se puede utilizar clarificadores tipo tanques rectangulares conocido como cochas, y están involucrados dentro de la clarificación de la segunda clase (6,7,8,10,18).

2.4.1. TEORIA PARA UN ESTANQUE IDEAL.- En un estanque ideal, de clarificación, como la dilución son muy altas podemos considerar que las condiciones se aproximan a la sedimentación libre y que la ley de Newton y Stokes pueden ser aplicadas para el cálculo de la velocidad límite, como las partículas en una operación de clarificación generalmente son pequeñas, podemos aplicar la ley de Stokes (5), entonces una partícula presente en el estanque cae verticalmente con una velocidad límite de Stokes, y tiene una componente horizontal igual a la velocidad del líquido, las partículas caen a lo largo de una línea rec-

ta (10), como se puede ver la figura N° 2.18.

Entonces la velocidad terminal o límite de Stokes está da
do por:

$$v_t = \frac{g d^2 (\rho_s - \rho_f)}{18 \mu} \quad (57)$$

El flujo continuo en un espesador rectangular ideal tiene las siguientes características (21).

- La dirección del flujo es horizontal y la velocidad es la misma en todas partes de la zona de sedimentación, de aquí que cada partícula de agua tiene que permanecer en la zona de sedimentación un tiempo igual al de detención.
- La concentración de partículas suspendidas de un tamaño es la misma en todos los puntos de la sección vertical.

Tiempo de detención.- Es el tiempo requerido para que una partícula sedimente una altura h , de el flujo a través del estanque o el tiempo requerido para que el agua fluya una longitud L del estanque.

El tiempo para la sedimentación vertical está dado por:

$$t_v = \frac{h}{v_t} \quad (58)$$

Y el tiempo de permanencia del líquido en el estanque está dado por:

$$t_H = \frac{L}{V_H} \quad (59)$$

V_H = velocidad horizontal del fluído en el estanque.

La velocidad de flujo total está dado por (volumen de pu
pa por unidad de tiempo).

$$Q = V_H \cdot h \cdot b$$

$$V_H = \frac{Q}{b \cdot h} \quad (60)$$

Sustituyendo la ecuación (59).

$$t_H = \frac{L \cdot h \cdot b}{Q} = \frac{\text{volumen del estanque (zona de sedimentación)}}{\text{velocidad de flujo}}$$

La longitud requerida cuando se considera la velocidad da
da por Stokes es:

$$L = V_H \cdot t_v = V_H \cdot \frac{h}{v_t} \quad (61)$$

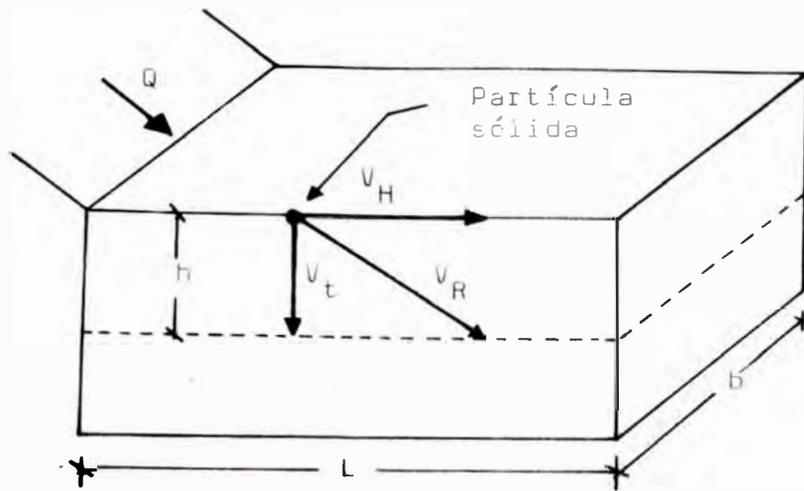


FIG. 2.18 ESTANQUE RECTANGULAR MOSTRANDO LA SEDIMENTACION DE UNA PARTICULA

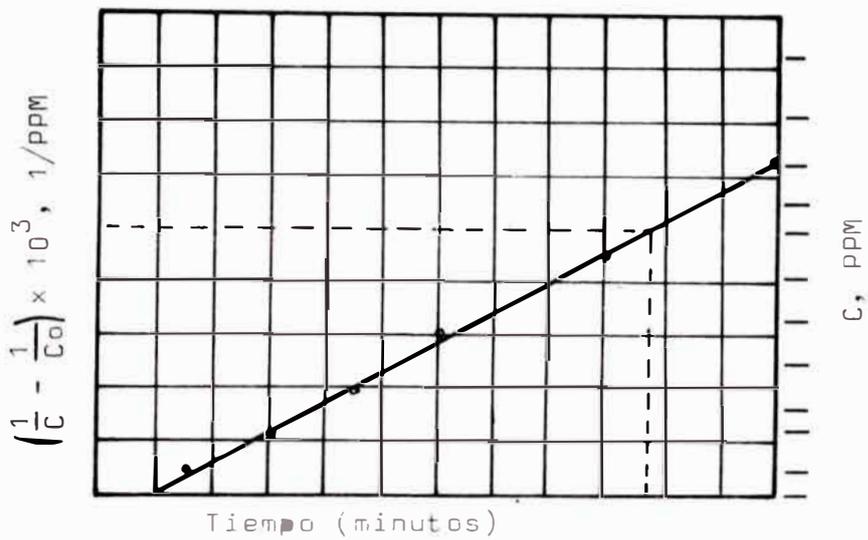


FIG. 2.19 TIEMPO NECESARIO PARA HALLAR LA CLARIDAD DESEADA EN EL OVERFLOW

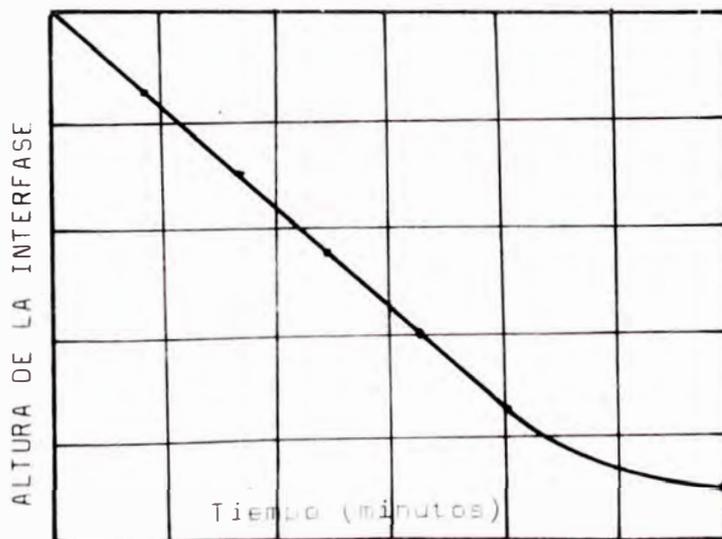


FIG. 2.20 CALCULO DE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACION DE LA PULPA

Sustituyendo V_H de la ecuación (60) en la ecuación (61)

$$L = \frac{Q}{V_t \cdot b} \quad (62)$$

Donde Q/b es la velocidad de flujo total por unidad de ancho, entonces la longitud es independiente de la altura de la zona de sedimentación.

Si una partícula en suspensión logra un punto debajo del nivel del overflow del estanque antes de que la partícula logre el punto de descarga del agua, entonces esa partícula se sedimenta dentro del estanque, para lograr esto el tiempo requerido para que sedimente una partícula una altura h debe ser igual al tiempo requerido de permanencia del fluido en el estanque, entonces (5,10).

$$t_v = t_H$$

$$\frac{h}{V_t} = \frac{L}{Q/bh} = \frac{L h b}{Q}$$

$$V_t = \frac{Q}{b L} = \frac{Q}{A} \quad (63)$$

$$A = \frac{Q}{V_t} \quad (64)$$

La velocidad ideal del agua en el overflow está dado por $V_o = \frac{Q}{A}$, ya que el Q del agua es igual al Q de la pulpa porque durante la operación no hay descarga del underflow entonces $V_{terminal} = V_o$, por lo tanto el área está dada por la siguiente expresión:

$$A = \frac{Q}{V_o} \quad (65)$$

Podemos concluir que:

Para cualquier descarga dada, la deposición es una función del área y es independiente de la altura del estanque, la deposición es una función de la velocidad del overflow y es independiente del período de detención.

La velocidad límite calculada por Stokes generalmente no es aplicable para clarificadores reales, ya que para su cálculo no se conoce con claridad sus parámetros como: el tamaño de la partícula, distribución, densidad, configura

ción (forma), entonces habrá que calcular esta velocidad terminal a partir de pruebas en el laboratorio.

2.4.2. CLARIFICACION DE PULPA METALURGICA (Tiempo necesario para lograr la clarificación deseada).- Para tal caso se considera como alimento el overflow - del espesador, que tiene partículas en suspensión, o pulpas de muy bajo % de sólidos, como el principal objetivo de un clarificador es el de obtener en el overflow un líquido claro, con un mínimo de sólidos, hay que obtener un tiempo de detención del flujo en el clarificador para poder obtener la clarificación deseada.

La deposición de sólidos en un clarificador es el resultado de dos operaciones consecutivas, primero, la sedimentación de los sólidos, y esto viene controlado por la velocidad del overflow o el área del clarificador, como se demuestra en la primera parte, segundo, como después de la sedimentación se tiene en el líquido una cantidad pequeña de sólidos, que permanecen en suspensión, estos sólidos - durante el proceso cambian de tamaño y por lo tanto de velocidad, el cambio de tamaño se debe a la floculación de estas partículas, esta floculación es lograda como resultado de la colisión de partículas debido al movimiento Browniano de las partículas, por las velocidades de sedimentación diferencial, por el cual una partícula que sedimenta rápido alcanza y colisiona con alguna de sedimentación lenta. Y la velocidad diferencial del fluido (18,21)

La posible cinética de la reacción de floculación puede ser deducida como sigue (18).

La probabilidad que una partícula choque con alguna otra en una unidad de tiempo es proporcional a la concentración, el número de partículas sujetas a tal choque también es proporcional a la concentración por esto se asume que la velocidad de floculación de las partículas es una reacción de segundo orden. Esto es:

$$\frac{dC}{dt} = -k C^2 \quad (66)$$

Donde C es la concentración de partículas no floculadas. Integrando la ecuación (66) entre (0,t) y (Co,C) entonces

$$\frac{1}{C} - \frac{1}{C_0} = k t \quad (67)$$

Donde:

C es la concentración residual a cualquier tiempo.

Co es la concentración inicial.

Se considera que para intereses de la ingeniería metalúrgica la concentración a un tiempo infinito es cero, ya que no hay materiales coloidales presentes, los cuales no entran en la reacción de floculación, entonces podemos aplicar la ecuación (67) sin hacer ninguna modificación, se asume también que una vez floculadas las partículas, éstas sedimentan rápidamente.

Graficando $(\frac{1}{C} - \frac{1}{C_0})$ contra t, resulta una recta, los datos se pueden tomar de unas pruebas discontinuas de floculación, consisten en llenar un número de vasos de 1000-2000 cc con la suspensión a un tiempo to, y medir la turbidez del líquido sobrenadante uno después de otro a intervalos de tiempos apropiados.

Apartir de la figura Nº 2.19 se puede hallar el tiempo necesario para poder lograr la cantidad mínima de sólidos deseados en el overflow (10).

Entonces podemos decir que la floculación está controlada por el tiempo de detención y la sedimentación es controlada por la velocidad del overflow o por el área. Entonces la clarificación está controlada por ambas, pero en casos prácticos el tiempo de detención tiende a ser más importante.

Para el cálculo del área aplicamos la siguiente fórmula:

$$A = \frac{Q}{U} \quad (68)$$

La velocidad bulk de sedimentación U es calculada en prue

bas discontinuas en una probeta de 1000 cc, midiendo la altura de la interfase y graficando el intervalo de tiempo/altura de la interfase, de donde la velocidad es la pendiente de la parte recta de la curva, igual que para las pruebas de sedimentación discontinua para el diseño de espesadores.

De aquí podemos calcular el volumen de la zona de sedimentación del estanque.

$$\begin{aligned}\text{Volumen del estanque} &= \text{tiempo de detención} \times Q \\ &= t \times Q\end{aligned}$$

Apartir de este podemos calcular la altura de deposición del estanque.

$$h = \frac{\text{volumen del estanque}}{\text{área}}$$

Podemos concluir que el grado de turbidez en el overflow de un clarificador o cocha depende del volumen del estanque.

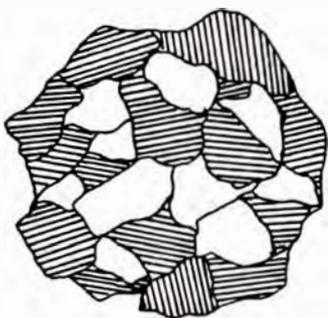
CAPITULO III

FLOCULACION

Las pulpas metalúrgicas se caracterizan por su amplio rango granulométrico y presentan problemas en el espesado por causa de la clasificación por tamaño que tiene lugar en una operación de sedimentación, cuando una pulpa contiene partículas de tamaños diferentes incluso algunas muy finas, entonces las partículas mayores se depositarán más rápidamente y la línea de demarcación no resultará clara, por lo que el líquido que sobrenada aparecerá turbio o lechoso (3,7).

Como en las pulpas metalúrgicas las partículas finas, imponen una limitación en el grado de su sedimentación, en tales casos se emplean reactivos químicos conocidos como floculantes y coagulantes, estos permiten que los sólidos formen flóculos grandes que se depositan más rápidamente y producen líquidos más claros en el overflow.

3.1. FLOCULACION.- Es la aglomeración de partículas en unidades más grandes llamados flóculos, dentro de un flóculo se encuentra líquido intersticial así como se puede ver en la figura Nº 3.1 que muestra la estructura de un flóculo.



Cuando un flóculo se mueve a través de un líquido envolvente, en el líquido intersticial que contiene no hay movimiento relativo correspondiente con respecto a las partículas. En efecto, el movimiento relativo del líquido intersticial es tan pequeño que puede despreciarse y se puede considerar el flóculo como si fuera una sola partícula.

Figura Nº 3.1 **SECCION**
DIAGRAMATICA DE UN FLOCULO

La floculación también se define co-

mo la desestabilización de las suspensiones por medio de polímeros naturales o sintéticos que absorben las partículas formando puentes entre sí, provocando la formación de flóculos.

3.2. **COAGULACION.-** Se define como la desestabilización de suspensiones mediante la reducción de la carga potencial en la interfase sólido-líquido, para permitir su efecto a las fuerzas de Van Der Waals que causan la unión de las partículas en coágulos.

Los coagulantes son productos que reducen el potencial electrocinético de las partículas de la suspensión, y como consecuencia las fuerzas de repulsión entre estas disminuyen y bajo la acción de las fuerzas de cohesión se forman los coágulos.

Como coagulante para la suspensión puede servir cualquier electrolito, los más empleados son: la cal, sulfato de alúmina, ácido sulfúrico y muriático, yeso y otros.

3.3. **FLOCULANTES.-** Son compuestos químicos, los que provocan la formación de los flóculos, pueden clasificarse en (23).

3.3.1. **FLOCULANTES MINERALES.-** Son compuestos muy coloidales que reaccionan por absorción o por neutralización de las cargas de las partículas en suspensión, sílice activada, bentonita, hidróxido férrico.

3.3.2. **FLOCULANTES NATURALES.-** Son polímeros solubles en agua, los más comunes son: los derivados amylaceos los polisacáridos, los alginatos (extractos de algas).

3.3.3. **FLOCULANTES SINTETICOS.-** Son polímeros sintéticos de peso molecular muy alto, solubles en agua, los floculantes sintéticos incluyen tipos no-iónicos, aniónicos y catiónicos, de varios tamaños de moléculas, todo ello para proporcionar un rendimiento óptimo en cualquier tipo de suspensión (23,24).

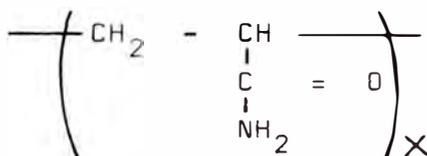
3.3.3.1. FLOCULANTES CATIONICOS.- Un floculante - catiónico reaccionará con una suspensión electronegativa (potencial zeta negativo), estos - son particularmente eficientes en los sistemas que contienen sólidos orgánicos o con un pH bajo.

3.3.3.2. FLOCULANTES ANIONICOS.- Un floculante aniónico reaccionará con una suspensión - electropositiva (potencial zeta positivo), estos - son eficientes en las mayorías de las suspensiones que contienen minerales u otros sólidos inorgánicos, particularmente bajo condiciones neutras y alcalinas.

Estas reglas no son absolutas, ya que no sólo la - variación del potencial zeta tiene importancia en el proceso de la floculación, ya que las fuerzas - de Van Der Waals pueden ser más importantes.

3.3.3.3. FLOCULANTES NO-IONICOS.- La calidad no - iónica es un floculante sumamente adaptable para fines generales y de especial interés en la industria minera y metalúrgica, se usan con pulpas ácidas, neutras o alcalinas.

3.3.4. ESTRUCTURA DE LOS FLOCULANTES SINTETICOS.- Estos - floculantes (poliacrilamida) son hechos por polimerización en el sistema de oxidación-reducción del compuesto de la acrilamida , la serie de productos alcanza un rango amplio de pesos moleculares, incluyendo materiales catiónicos, esencialmente no-iónicos y aniónicos. Todos los productos, sin embargo, se basan en la poliacrilamida con la fórmula general (11,23,22).



3.3.5. MECANISMO DE LA FLOCULACION.- El mecanismo de la floculación aún no se conoce con precisión, pero como las moléculas de los floculantes sintéticos tienen gran longitud y elevada afinidad por las superficies sólidas, la floculación se produce por quedar la molécula larga absorbida, parcialmente en una partícula sólida y parcialmente en otra, para de esta forma formar un puente que mantiene las partículas unidas entre sí. Con varias moléculas de polímeros en solución, esta acción da como resultado inmediato la aglomeración y floculación rápida e irreversible de las partículas en suspensión (22,24,11).

3.3.6. APLICACION EN PLANTA.- Antes del uso práctico del producto conviene preparar soluciones madre o stock al 1% o menos, la rápida absorción del floculante sintético y lo irreversible de los flóculos que se forman hacen que sea necesaria una completa y perfecta distribución del material en toda la pulpa, las técnicas de aplicación que se recomiendan para lograr la máxima eficiencia son las siguientes:

- Agregue el floculante sintético como una solución muy diluída, se recomienda concentración de menos de 0.1%.
- Agregue lo más cerca posible al punto en donde se requiere la floculación.
- Agregue en puntos con turbulencia localizada.
- Agregue por partes en diferentes puntos.
- Agregue a través de todo el ancho del flujo.
- Evítese la turbulencia luego de haberse formado los flóculos.

Tiene una gran importancia las formas de introducción y agitación del floculante con la suspensión, es recomendable la introducción del floculante por etapas en 2 ó 3 puntos, los flóculos formados debido a la acción de floculantes sintéticos se destruyen con facilidad al mezclarse intensivamente por lo tanto, durante el tratamiento con floculantes se recomienda realizar una agitación pausada, pero bas

tante completa de la pulpa.

3.4. COMENTARIOS.-

- Los floculantes sintéticos de alto peso molecular precipitan las suspensiones mucho más rápido (diez y cien veces) que los electrolitos inorgánicos y los coloides.
- La cantidad de floculante añadido debe ser lo suficiente para la formación de flóculos, pero no debe ser muy grande, para evitar la estabilización de la suspensión, una adición de floculante en exceso hace que la velocidad de sedimentación se vuelva asintótica, por lo que resulta antieconómico.
- El peso molecular del floculante debe ser lo suficientemente grande para unir las partículas de la suspensión a cuenta de formación de puentes, los compuestos de bajo peso molecular no pueden contribuir a la formación de flóculos grandes a causa de sus pequeñas dimensiones.
- Comoquiera que los reactivos floculantes son productos sintéticos, su composición y tamaño de moléculas, importante ambos para su trabajo eficiente, pueden controlarse cuidadosamente y variar se a voluntad durante la fabricación.
- Los floculantes sintéticos proporcionan una correcta floculación en sistemas de elevada acidez, alcalinidad o elevado contenido de sales para todos los tipos de partículas, tanto a altas como a bajas concentraciones de sólidos.
- Los reactivos floculantes se utilizan en cantidades muy pequeñas y, al tener elevada afinidad por las superficies sólidas quedan eliminados por completo en los sólidos floculados, dichos reactivos no se acumulan en los líquidos sometidos a un proceso, por lo que no pueden dar lugar a efectos secundarios no deseados.
- En resumen la floculación con floculantes sintéticos proporciona coeficientes más elevados de sedimentación de los sólidos mayor rendimiento total, mayor claridad de la fase líquida, sedimentos de más elevada densidad que poseen mejores características de manipulación.

CAPITULO IV

TRABAJO EXPERIMENTAL

Después de haber estudiado la teoría sobre sedimentación y los diferentes métodos para calcular el área unitaria, la profundidad de la zona de compresión y la velocidad de descarga del underflow, pasaremos a realizar el trabajo experimental a nivel de laboratorio, para este propósito se ha tomado como mineral ha experimentar un concentrado de cobre con las siguientes características:

Gravedad específica	3.0 gr/cc
Ley promedio	25% cobre
Malla - # 400	61%
Tamaño máximo teórico en la distribución	174 micrones
Módulo de distribución	0.3175

El trabajo experimental está orientado a estudiar el comportamiento de la pulpa a sedimentar, en diferentes condiciones de alimentación y de la descarga, tanto también de evaluar los diferentes métodos propuestos para el diseño de espesadores y de estudiar el comportamiento de la floculación y su efecto que producirá en la pulpa, como también de hallar el floculante adecuado y calcular su dosificación óptima.

4.1. PRUEBAS DISCONTINUAS A NIVEL DE LABORATORIO.- Las pruebas a nivel de laboratorio se realizan con el objeto de calcular los parámetros necesarios para hallar las dimensiones de un espesador, estos son: la velocidad de sedimentación, el tiempo de retención, dilución del underflow, etc. Las variables que se tendrán en cuenta son las siguientes :

- Efecto de la dilución inicial de la pulpa.
- Efecto de la adición de floculante.
- Estudio comparativo de varios floculantes.

- Efecto de la dilución inicial de pulpa sobre la concentración del underflow.

Algunas variables no han sido consideradas ya que estas dependen directamente de la operación en planta, tales como el pH, temperatura de la pulpa, etc.

El procedimiento para realizar las pruebas es el siguiente:

- Pesar la cantidad necesaria de mineral.
- En una probeta de 1000 cc, 36 cms de altura, llenar el mineral junto con el agua necesaria para tener un litro de pulpa.
- Agitar con un agitador de émbolo perforado o invirtiendo la probeta varias veces, la agitación debe ser lo necesario para tener una pulpa bien homogenizada, cuando se agita demasiado - la velocidad de sedimentación disminuye.
- Graficar la curva normal de sedimentación, al traza de la interfase/tiempo de asentamiento.

Si las pruebas se hicieran en el laboratorio de la planta, es preferible hacer con muestras frescas, es importante hacer notar que períodos prolongados de retención producen un serio efecto - en la característica de la muestra.

4.1.1. EFFECTO DE LA DILUCION INICIAL DE LA PULPA SOBRE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACION.

- El efecto de la dilución de la pulpa sobre el comportamiento de la sedimentación es mostrado en la figura N^o 4.1, donde se ha considerado diluciones en un rango de 5.6 a 1, que corresponde de 15 a 50% de sólidos en peso, a partir de las curvas normales de sedimentación calculamos la velocidad de sedimentación que es igual a la pendiente de la porción recta de la curva, ya que en esta parte la velocidad es constante porque no varía la concentración en la pulpa.

La velocidad se halla directamente, por ejemplo, para una pulpa con 25% de sólido, trazamos una tangente a la curva partiendo de la altura inicial y a un tiempo de cero minutos.

$$\text{Velocidad de sedimentación} = \text{Tag } \alpha = \frac{36 - 12 \text{ cms}}{10 \text{ minutos}} \times \frac{60 \text{ minutos}}{1 \text{ hora}} \times \frac{1 \text{ pie}}{30.48 \text{ cms}}$$

$$\text{Velocidad de sedimentación} = 4.60 \text{ pies/hora}$$

En la tabla N° 4.1 se muestra la velocidad para cada prueba.

Tabla N° 4.1 Efecto de la Dilución Inicial de la Pulpa Sobre la Velocidad de Sedimentación.

Dilución inicial	% de sólidos en peso	velocidad de sedimentación pie/hora	Concentración lb/ft ³
5.666	15	14.148	11.017
4.000	20	9.350	15.607
3.000	25	4.600	20.810
2.333	30	3.861	26.755
1.500	40	1.452	41.620
1.222	45	1.038	51.620
1.000	50	0.742	62.430

La concentración de una pulpa se define como la inversa de la dilución, en lb/ft³, por ejemplo para una dilución de 4.0 (20% de sólidos) donde la dilución está dada en lb de líquido/lb de sólido, tenemos:

$$C = \frac{1 \text{ lb sólido}}{D \text{ lb líquido}} \times 62.43 \frac{\text{lb líquido}}{\text{ft}^3}$$

$$C = \frac{1}{4} \times 62.43 = 15.607 \frac{\text{lb sólido}}{\text{ft}^3}$$

De las pruebas realizadas podemos concluir que:

- La velocidad de sedimentación disminuye cada vez que se incrementa la concentración de la pulpa, siguiendo un comportamiento hiperbólico, así como se muestra en la figura N° 4.2.
- La disminución de la velocidad puede explicarse debido a que una pulpa de concentración baja (sedimentación libre)

tiene diferente comportamiento que una pulpa obstaculizada de alto contenido de sólido, por las interferencias entre las partículas.

- La claridad de la interfase es afectada por el amplio rango de tamaños de partículas y por la concentración de la pulpa, para pulpas diluídas es difícil notar la interfase entre pulpa y solución clara, debido a que las partículas grandes caen rápidamente al fondo del cilindro - mientras que las partículas pequeñas lo hacen a una velocidad menor por lo que el líquido que sobrenada es turbio.
- Cuanto menor es la concentración y mayor la cantidad de partículas finas en la pulpa, la línea de demarcación será menos definida.
- Para pulpas con concentraciones altas la interfase se hace clara, debido a que la obstaculización del movimiento de las partículas provocados por la alta concentración - produce una pulpa homogénea que se comporta como un todo y no como partículas individuales.
- De la figura N^o 4.1 se puede notar que la concentración promedio de la pulpa espesada para un mismo tiempo es mayor cada vez que se aumenta la concentración inicial de la pulpa.
- De la misma figura se observa que para pulpas con concentraciones mayores de 40 lb/ft^3 la curva tiene un comportamiento no esperado, debido a que a estas concentraciones la pulpa se encuentra en la zona de compresión.

4.1.2. EFFECTO DE LA DILUCION INICIAL DE LA PULPA SOBRE LA CONCENTRACION DEL UNDERFLOW.-

Como se hizo notar antes la dilución inicial de la pulpa tiene un efecto directo sobre la dilución final que se podría obtener en un test discontinuo, para tal caso apartir de la curva normal de sedimentación calculamos las diluciones promedio que se obtendría a diferentes tiempos, 60 minutos, 100 minutos, y tiempo infinito (aprox. 48 horas) donde ya no hay ningún -

asentamiento de las partículas.

En la figura Nº 4.1 tomando el tiempo señalado en la abscisa trazamos una vertical que corta a la curva normal de sedimentación a una altura H, entonces la dilución promedio en la pulpa de altura H está dado por:

$$D = \frac{H \cdot D_0}{H_0}$$

Donde:

H₀ = altura inicial de la pulpa, en la probeta.

D₀ = dilución inicial de la pulpa.

De donde la dilución promedio debajo de la línea de demarcación es proporcional a la altura de la pulpa que sedimenta.

Los resultados podemos resumir en la tabla Nº 4.2.

Tabla Nº 4.2 Dilución Final promedio para diferentes tiempos

Dilución inicial	Tiempo de asentamiento		
	60 minutos	100 minutos	infinito
4.000	0.650	0.627	0.611
3.000	0.625	0.608	0.583
2.333	0.615	0.596	0.573

De la figura Nº 4.3 podemos comentar lo siguiente:

- La concentración final que se puede obtener en un test discontinuo es mayor cuando la concentración inicial de la pulpa aumenta.
- Concluimos que la concentración final es una función de la concentración inicial y del tiempo de asentamiento.
- Por lo tanto en algunos casos con diluciones iniciales dadas no se logra la dilución final requerida en planta, por lo que se tiene que recircular una parte del underflow, o filtrar intermitentemente recirculando la totalidad del underflow.

Fig. 4.2 EFECTO DE LA DILUCION INICIAL DE LA PULPA SOBRE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACION.

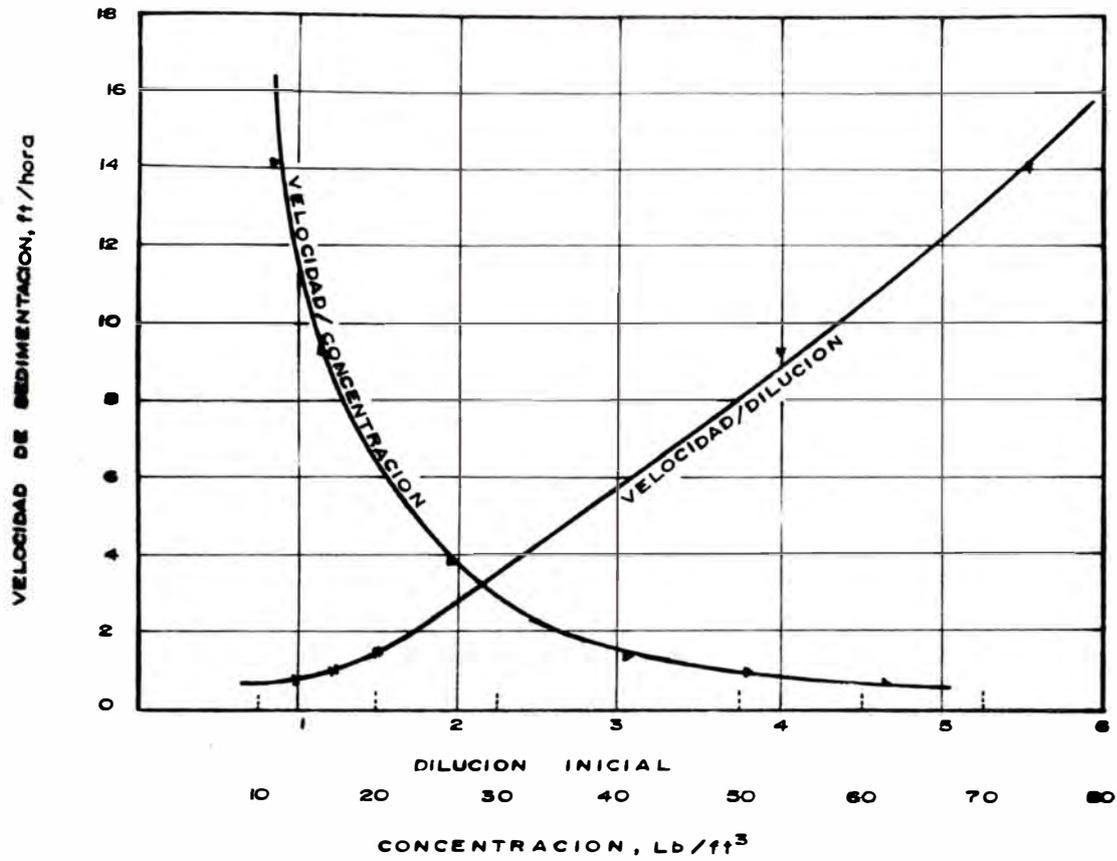
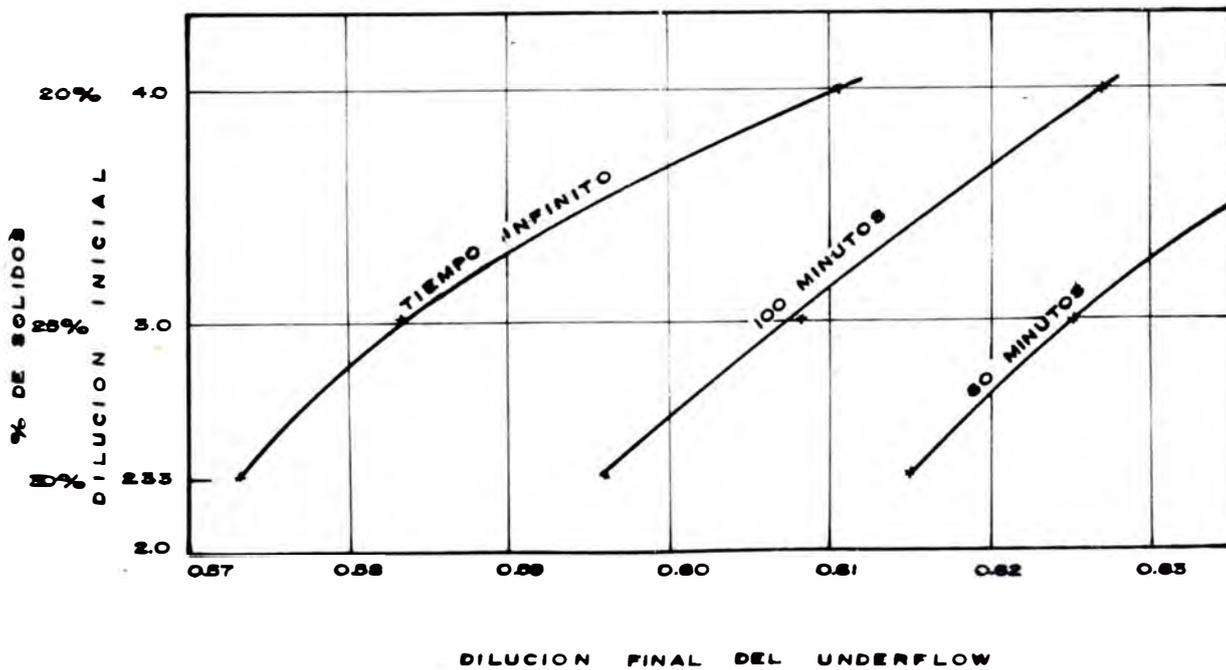


Fig. 4.3 EFECTO DE LA DILUCION INICIAL DE LA PULPA SOBRE LA CONCENTRACION DEL UNDERFLOW



- En una planta en operación puede obtenerse mayores concentraciones en el underflow que el de las pruebas discontinuas debido a la acción de los rastrillos.

4.1.3. METODO PROPUESTO POR H.S. COE Y G.H. CLEVINGER

4.1.3.1. CALCULO DEL AREA UNITARIA.- El método de Coe y Clevenger simula el comportamiento en un espesador asumiendo varias diluciones iniciales iguales a las que se producirán en las zonas intermedias del espesador, y calcula el área unitaria para cada uno de ellos, recomendando como área de diseño el máximo obtenido, ya que el flujo de sólidos es el mínimo en este punto.

Las pruebas se realizaron en la misma forma y condiciones establecidas, las curvas normales de sedimentación se pueden ver en la figura N° 4.1, de donde obtenemos la velocidad de sedimentación para cada curva.

El flujo de sedimentación está definido como el producto de la velocidad de sedimentación con la concentración de la pulpa, así:

$$S = V C , \frac{\text{ft.}}{\text{hora}} \times \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$S = V C , \text{lb/ft}^2 \times \text{hora}$$

Donde:

$$S = \text{flujo de sedimentación, lb/ft}^2 \times \text{hora.}$$

En la tabla N° 4.3 podemos resumir los resultados obtenidos para cada una de las pruebas.

El área unitaria viene dada por la siguiente ecuación:

$$A_u = 1.333 \frac{(D_o - D_u)}{v} , \text{ft}^2/\text{TC/día.}$$

Tabla Nº 4.3 Velocidad de Sedimentación y Flujo de Sedimentación para cada prueba.

% de sólidos	diluc. inic.	concentración lb/ft ³	velocidad de sedim. ft/hora	flujo de sedimentación lb/ft ² × hora
15	5.666	11.017	14.148	155.876
20	4.000	15.607	9.350	145.936
30	2.333	26.755	3.861	103.328
40	1.500	41.620	1.452	60.439
45	1.222	51.079	1.038	53.053
50	1.000	62.430	0.742	46.374

La dilución D_u del underflow es asumida, pero tomando en cuenta la dilución posible a obtenerse en un test discontinuo, para este caso se ha considerado una variación de dilución en el underflow de 0.65 a 0.8, ya que se ha demostrado antes que no se puede obtener diluciones menores a 0.65 para este concentrado.

El flujo de sólidos viene expresado como la inversa del área unitaria, pero se puede expresar directamente como sigue:

$$G = \frac{V}{\frac{1}{C_o} - \frac{1}{C_u}}, \text{ lb/ft}^2 \times \text{ hora.}$$

Donde:

V = velocidad de sedimentación.

C_o = concentración inicial.

El flujo de transporte está definido como el producto de la concentración de la pulpa con la velocidad de remoción del underflow, pero puede calcularse como la diferencia entre el flujo de sólidos y el flujo de sedimentación.

Tabla N° 4.4 Considerando una Dilución Final en el Underflow de 0.65

Dilución inicial	Concentración lb/ft ³	área unitaria ft ² /TC/día	flujo de sólidos lb/ft ² x hora	flujo de transporte lb/ft ² x hora
5.666	11.017	0.470	176.712	20.835
4.000	15.607	0.477	174.491	28.555
2.333	26.755	0.581	143.423	40.095
1.500	41.620	0.780	106.804	46.364
1.222	51.620	0.734	113.474	60.420
1.000	62.430	0.628	132.681	86.306

Tabla N° 4.5 Considerando una Dilución Final en el Underflow de 0.675

5.666	11.017	0.470	177.197	21.321
4.000	15.607	0.474	175.803	29.866
2.333	26.755	0.572	145.585	42.257
1.500	41.620	0.757	110.040	49.601
1.222	51.620	0.702	118.658	65.604
1.000	62.430	0.583	142.887	96.519

Tabla N° 4.6 Considerando una Dilución Final en el Underflow de 0.70

5.666	11.017	0.466	178.490	22.614
4.000	15.607	0.470	177.135	31.198
2.333	26.755	0.563	147.814	44.486
1.500	41.620	0.734	113.479	53.522
1.222	51.620	0.670	124.338	71.284
1.000	62.430	0.538	154.795	108.42

Tabla Nº 4.7 Considerando una Dilución Final en el Underflow de 0.75

Dilución inicial	Concentración lb/ft ³	área unitaria ft ² /TC/día	flujo de sólidos lb/ft ² x hora	flujo de transporte lb/ft ² x hora
5.666	11.017	0.463	179.900	24.024
4.000	15.607	0.463	179.860	33.293
2.333	26.755	0.546	152.482	49.153
1.500	41.620	0.688	121.044	60.605
1.222	51.079	0.606	137.503	84.450
1.000	62.430	0.448	185.754	139.379

Tabla Nº 4.8 Considerando una Dilución Final en el Underflow de 0.8

5.666	11.017	0.458	181.748	25.872
4.000	15.607	0.456	182.670	36.734
2.333	26.755	0.529	157.454	54.126
1.500	41.620	0.642	129.690	69.251
1.222	51.079	0.541	153.787	100.733
1.000	62.430	0.358	232.192	185.817

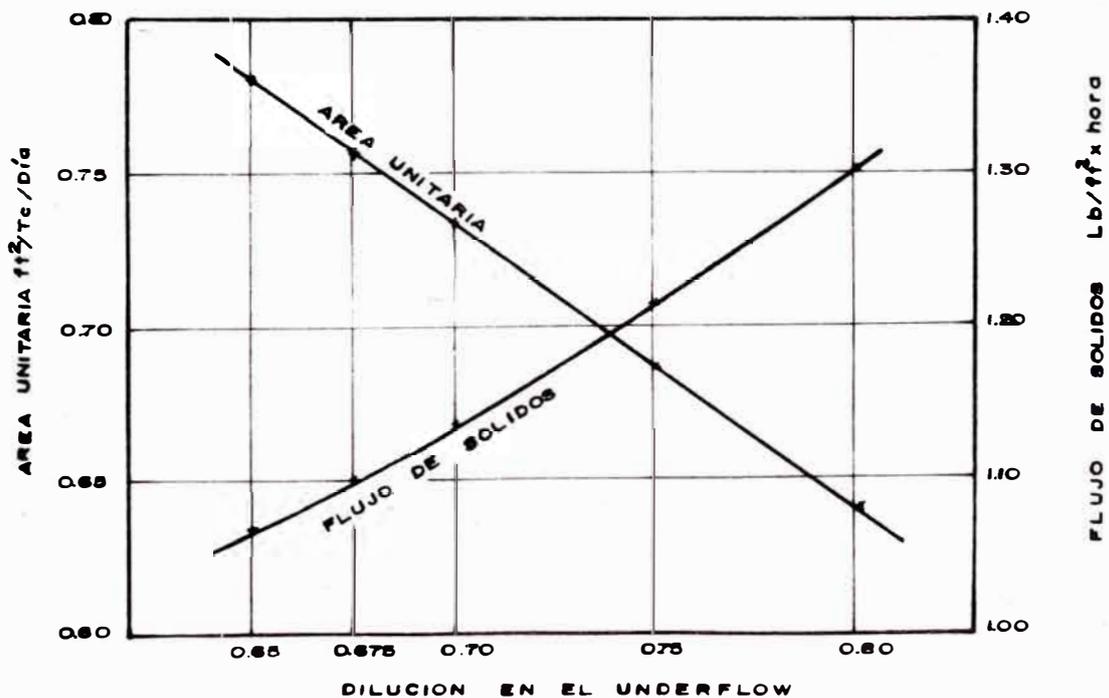
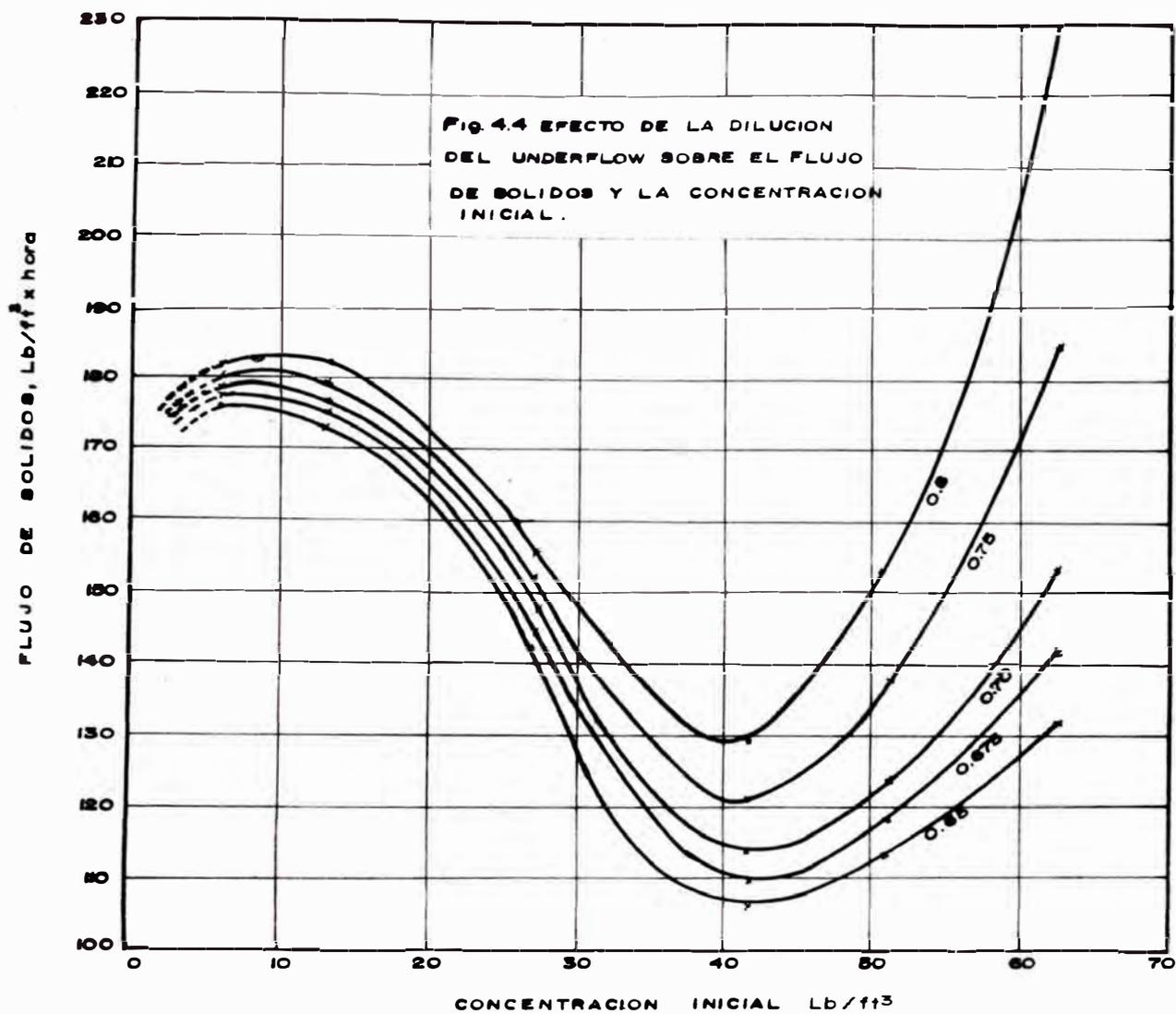


Fig. 4.5 EFECTO DE LA DILUCION EN EL UNDERFLOW SOBRE EL AREA UNITARIA MAXIMA

Con los datos obtenidos podemos calcular el área unitaria y flujo de sólidos y de transporte para cada una de las diluciones asumidas en el underflow, considerando que el flujo de sedimentación permanece constante.

Con los resultados antes obtenidos graficamos las curvas de flujo de sólidos correspondientes a cada dilución final asumida en el underflow, como se muestra en la figura Nº 4.4.

El flujo de sólidos aumenta cuando la dilución en el underflow también aumenta, este incremento es mucho más pronunciado cada vez que aumenta la concentración inicial de la pulpa.

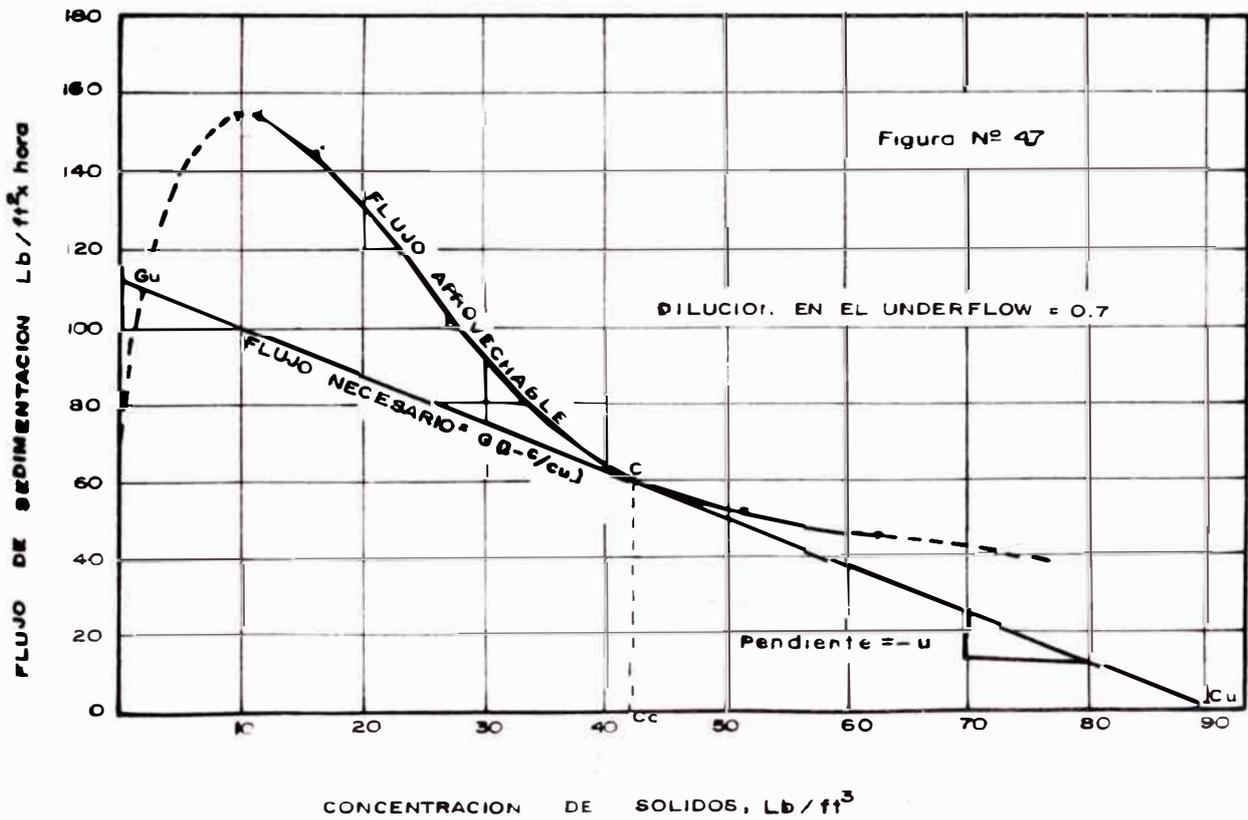
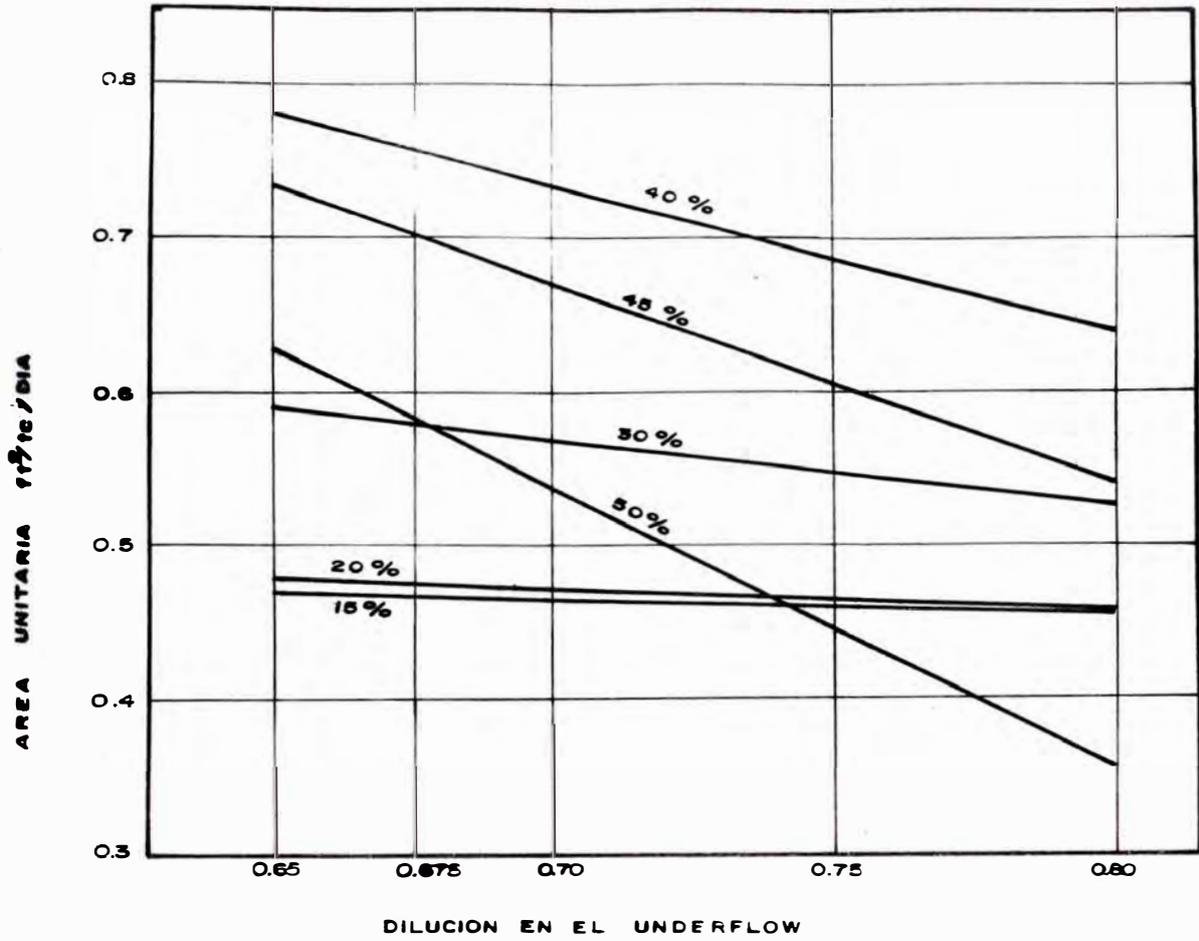
El área unitaria aumenta según disminuya la dilución que se quiera obtener en el underflow, así será necesario espesadores muchos más grandes para obtener pulpas de alta concentración que para pulpas relativamente diluidas.

De la figura Nº 4.4 podemos hallar el flujo que limita la capacidad de un espesador, para cada dilución requerida en el underflow, por lo tanto también el área unitaria óptima para el diseño de un espesador, este punto corresponde al flujo mínimo en cada curva.

Tabla Nº 4.9 Flujo de Sólidos y Area Unitaria, para el Diseño.

dilución en el underflow	flujo de sólidos lb/ft ² x hora	área unitaria ft ² /TC/día
0.650	106.804	0.780
0.675	110.040	0.757
0.700	113.479	0.734
0.750	121.044	0.688
0.800	129.690	0.642

Fig. 4.6 EFECTO DE LA DILUCION EN EL UNDERFLOW SOBRE EL AREA UNITARIA PARA CADA PRUEBA.



El área unitaria es directamente proporcional a la dilución en el underflow, como se muestra en la figura N° 4.5, el área unitaria máxima (el que se recomienda para el diseño) aumenta cuando la dilución en el underflow disminuye.

El flujo mínimo se logra en todos los casos a una concentración de 41.620 lb/ft³, a lo que llamamos concentración crítica, esto podemos hacer notar en la figura N° 4.6, para cada prueba graficamos el área unitaria contra la dilución en el underflow, logrando una recta, como se esperaba, ya que el área unitaria es una función de la dilución en el underflow siendo la velocidad de sedimentación constante. Cada recta tiene una ecuación de la forma:

$$A_u = \frac{1.333 D_o}{V} - \frac{1.333 D_u}{V}$$
, donde D_o y V son constantes para cada prueba, de donde para todas las diluciones en el underflow consideradas, se logra la máxima área unitaria a una concentración crítica correspondiente a la prueba con 40% de sólido.

Considerando una dilución final en el underflow de 0.7, graficamos el flujo de sedimentación contra la concentración de la pulpa, figura N° 4.7, y la figura N° 4.8 muestra las componentes del flujo de sólidos, de ambas figuras podemos calcular la velocidad de remoción en el underflow.

La velocidad de remoción de la pulpa en el underflow tendrá que ser mayor cada vez que se aumente la dilución del underflow.

4.1.3.2. CALCULO DE LA PROFUNDIDAD DE LA ZONA DE COMPRESION.- Como esta se calcula apartir de una prueba a la concentración crítica, es NECESARIO hallar dicha concentración apartir de una prueba a una concentración menor al que podría

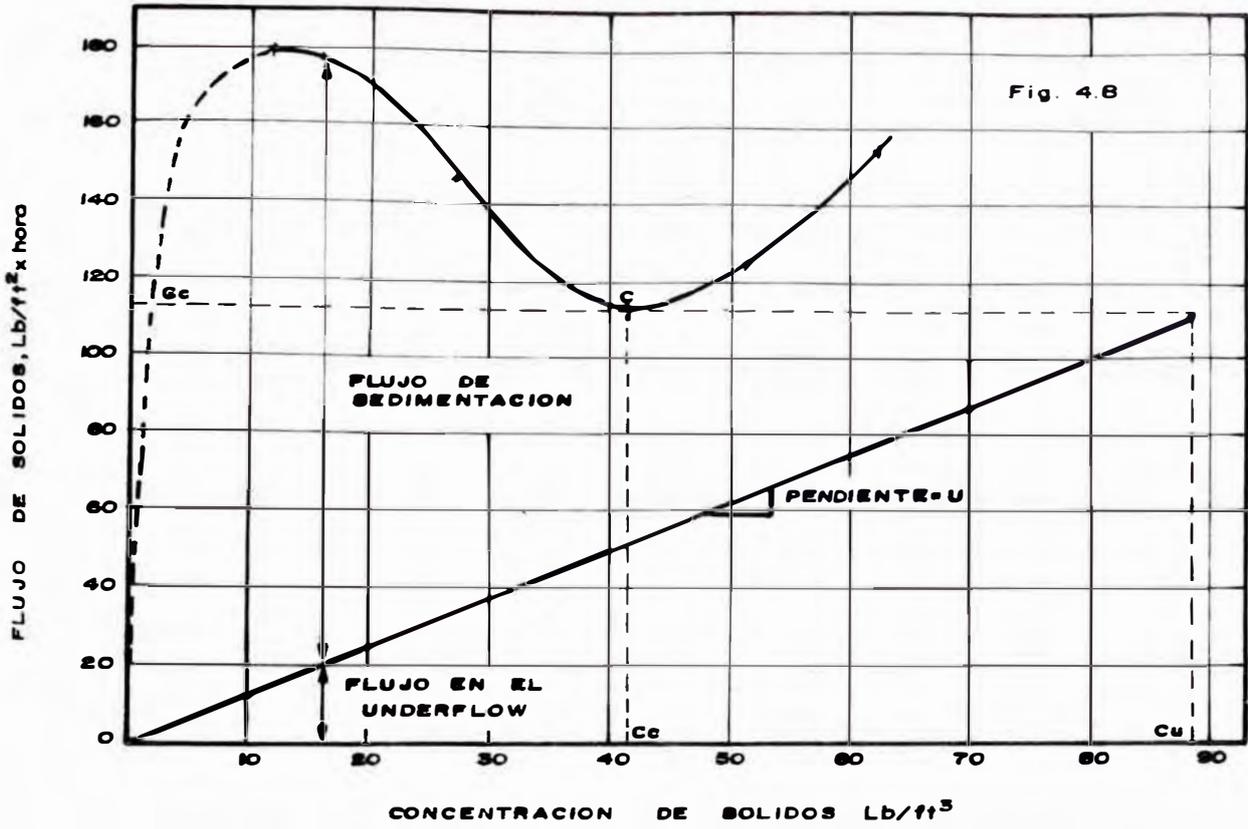
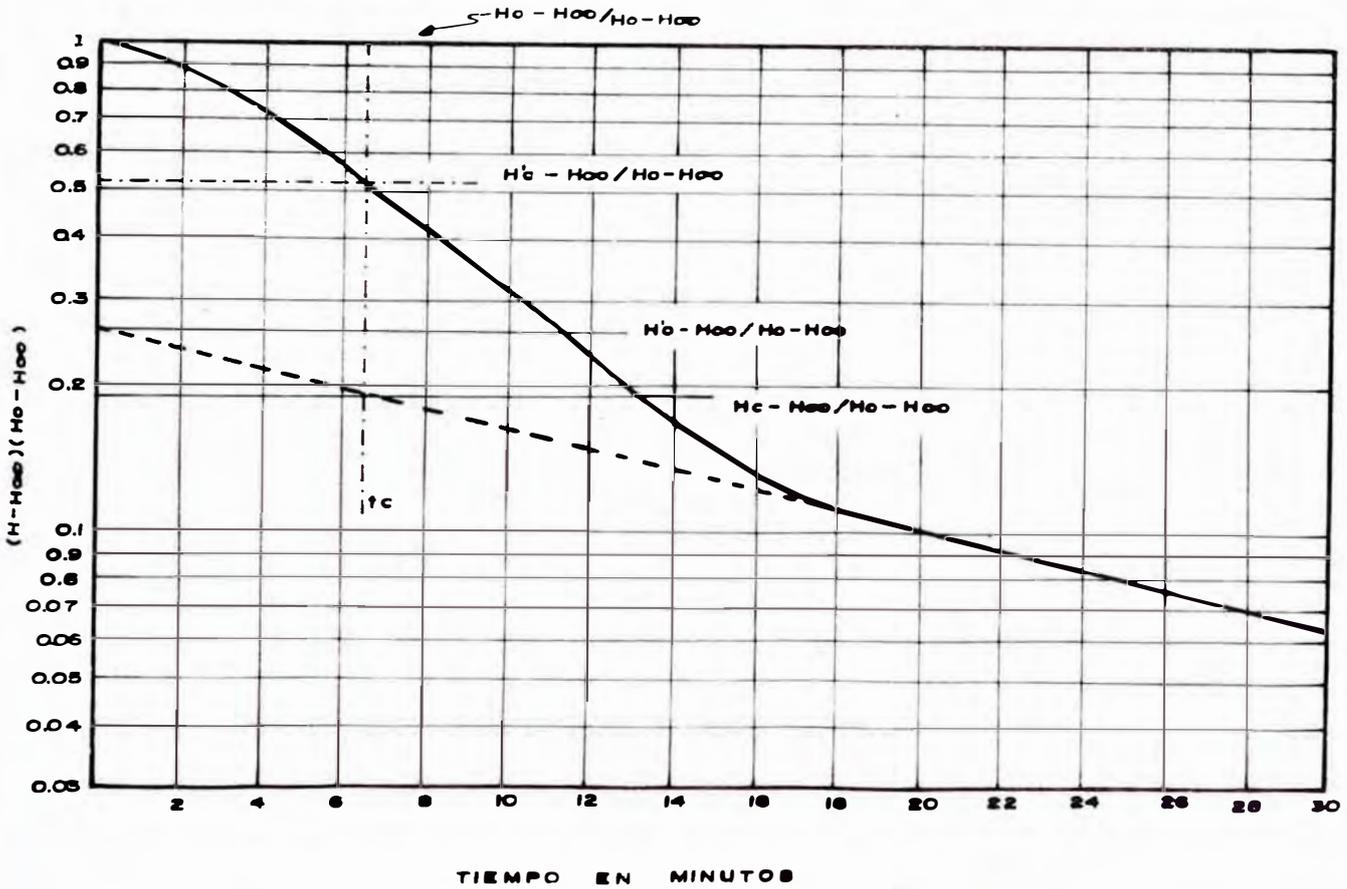


Fig. 4.9 REPRESENTACION GRAFICA DE LA CURVA DE SEDIMENTACION PARA HALLAR EL TIEMPO NECESARIO HASTA ALCANZAR LA CONCENTRACION CRITICA, TAMBIEN LA DILUCION CRITICA



ser la concentración crítica.

Condiciones de la prueba:

D_0 = dilución inicial = 2.333

H_0 = altura inicial = 36 cms.

Resultados de la prueba:

H_∞ = altura final de la pulpa a un tiempo infinito = 9 cms.

H = altura en el tiempo indicado.

Los resultados se resumen en la tabla N° 4.10

Tabla N° 4.10 Resultados de la prueba

tiempo (minutos)	altura (cms.)	$\frac{H - H_\infty}{H_0 - H_\infty}$
0	36	1.000
1.166	34	0.925
1.900	32	0.851
2.716	30	0.777
3.666	28	0.703
4.666	26	0.629
5.683	24	0.555
6.833	22	0.481
8.166	20	0.407
9.666	18	0.333
11.400	16	0.259
13.400	14	0.185
18.283	12	0.111
42.000	10	0.037
∞	9	0.000

Graficando en papel semi-logarítmico, en la abcisa el tiempo de asentamiento y en la ordenada el valor de $\frac{H - H_\infty}{H_0 - H_\infty}$, extrapolando la curva de compresión, como se muestra en la figura N° 4.9 tenemos:

$$\frac{H_c - H_\infty}{H_0 - H_\infty} = 0.19$$

Donde:

H_c = es la altura de la zona de compresión a su concentración crítica.

Entonces:

$$H_c = 0.19 (H_o - H_\infty) + H_\infty$$

$$H_c = 14.13 \text{ cms.}$$

Así la dilución crítica estará dada por:

$$D_c = \frac{H_c \times D_o}{H_o} = \frac{14.13 \times 2.333}{36}$$

$$D_c = 0.915$$

Para calcular la profundidad de la zona de compresión se tiene que realizar una prueba con una dilución igual a la dilución crítica hallada, graficando los resultados de esta prueba tendrá que resultar una recta, sino fuera así se tendrá que hacer una ligera corrección positiva a H_∞ para obtener una recta. También se puede calcular a partir de la figura N° 4.9.

Siguiendo el procedimiento de Coe y Clevenger, en la figura N° 4.9, considerando que H_c es igual a la altura inicial y $t_c = 0$, entonces la pulpa en este instante está a la dilución crítica, por lo tanto partiendo de este punto calculamos la dilución para cada cierto intervalo de tiempo, porque la zona de compresión se subdivide en porciones y para cada porción admitimos valores medios de la dilución, también es necesario calcular la densidad promedio de pulpa a partir de la fórmula:

$$\gamma = \left(\frac{\frac{1}{\rho_s} + y}{\frac{1}{\rho_s} + y} \right)$$

Donde:

γ = densidad promedio de pulpa

y = dilución promedio

ρ_s = gravedad específica de los sólidos

Obtenemos los siguientes resultados, mostrados en la tabla N° 4.11 considerando una dilución en el underflow de 0.65.

Tabla Nº 4.11 Parámetros para calcular la altura de la zona de Compresión.

tiempo (minutos)	dilución	dilución promedio	densidad de pulpa (promedio)
0	0.915		1.561
10	0.793	0.854	1.612
20	0.716	0.754	1.650
30	0.667	0.691	1.672
35	0.650	0.658	

Calculamos la altura de la zona de compresión para cada porción aplicando la fórmula siguiente: (ver la parte teórica).

$$H = \frac{T V (P_s - 1)}{P_s (\gamma - 1) (D_o - D_u)}, \text{ pies}$$

Para el intervalo de 0 - 10 minutos.

$$H = \frac{0.1666 \times 1.452 \times (3 - 1)}{3 (1.561 - 1) (1.5 - 0.65)} = 0.338 \text{ pies}$$

De igual manera se calcula para cada porción.

Tabla Nº 4.12 Altura de la zona de compresión por porciones

intervalo de tiempo (minutos)	altura de la zona de compresión
0 - 10	0.338
10 - 20	0.309
20 - 30	0.291
30 - 35	0.141
<u>TOTAL</u>	<u>1.08</u> pies

Por lo tanto la altura de la zona de compresión se rá igual a 1.08 pies.

Otro método de calcular la profundidad de la zona de compresión es el basado en el método de Roberts, que considera la totalidad de la zona para calcu -

lar el volumen de pulpa en compresión, como se conoce de antemano el área unitaria, calculamos directamente la altura total de compresión.

Aplicando la fórmula:

$$V = 1.333 T \left(D_{\infty} + \frac{1}{f_s} + \frac{(D_o - D_u)}{K T} \right), \text{ ft}^3$$

K = pendiente de la línea recta, de la figura N° 4.9.

$$K = - 2.833$$

D_{∞} = dilución a un tiempo infinito.

$$D_{\infty} = \frac{H_{\infty} \times D_o}{H_o} = \frac{9 \times 2.333}{36} = 0.583$$

Entonces:

$$V = \left(1.333 \times \frac{35}{60} \left(0.583 + \frac{1}{3} + \frac{(0.9158 - 0.65)}{2.833 \times \frac{35}{60}} \right) \right)$$
$$V = 0.837 \text{ ft}^3$$

El área unitaria calculada en la tabla N° 4.9.

$$A_u = 0.780 \text{ ft}^2$$

Entonces:

$$\text{Altura de compresión} = \frac{0.837}{0.780} = 1.073 \text{ pies}$$

Realizando los cálculos para cada una de las diluciones asumidas en el underflow podemos concluir - que la altura de la zona de compresión disminuye - según aumenta la dilución que se quiera obtener en el underflow.

La altura de la zona de compresión hallados con es tos métodos son muy pequeños comparados con la altura de la zona de compresión de los trabajos realizados por Roberts y Coe y Clevenger, debido a - que estos trabajos no han sido realizados con con centrados de minerales, que tienen una gravedad es pecífica mayor y un tamaño de partícula relativa - mente grande, por lo tanto tienen una velocidad de sedimentación alta y se obtiene la dilución deseada en un tiempo muy corto, considerando todos es tos factores la altura de la zona de compresión pa

ra concentrados de minerales siempre será de muy - bajo valor, concluimos que para estos tipos de minerales no nos da un valor confiable de la altura de la zona de compresión.

4.1.4. METODO PROPUESTO POR TALMAGE Y FITCH, BASADO EN LA TEORIA DE KYNCH

4.1.4.1. CALCULO DEL AREA UNITARIA.- Para el cálculo del área del espesador por el método de Talmage y Fitch sólo es necesario una prueba a una dilución igual al de la alimentación a el espesador, se puede utilizar cualquiera de las fórmulas:

$$1.- A_u = \frac{\frac{1}{C} - \frac{1}{C_u}}{V}$$

Donde:

A_u = área unitaria, pies²/TC/día.

C = concentración de la pulpa considerada, TC/ft³

V = velocidad de asentamiento, ft/día

C_u = concentración promedio en el underflow TC/ft³

$$2.- A_u = \frac{t_u}{H_o C_o}$$

Donde:

H_o = altura inicial, ft.

C_o = concentración inicial, TC/ft³

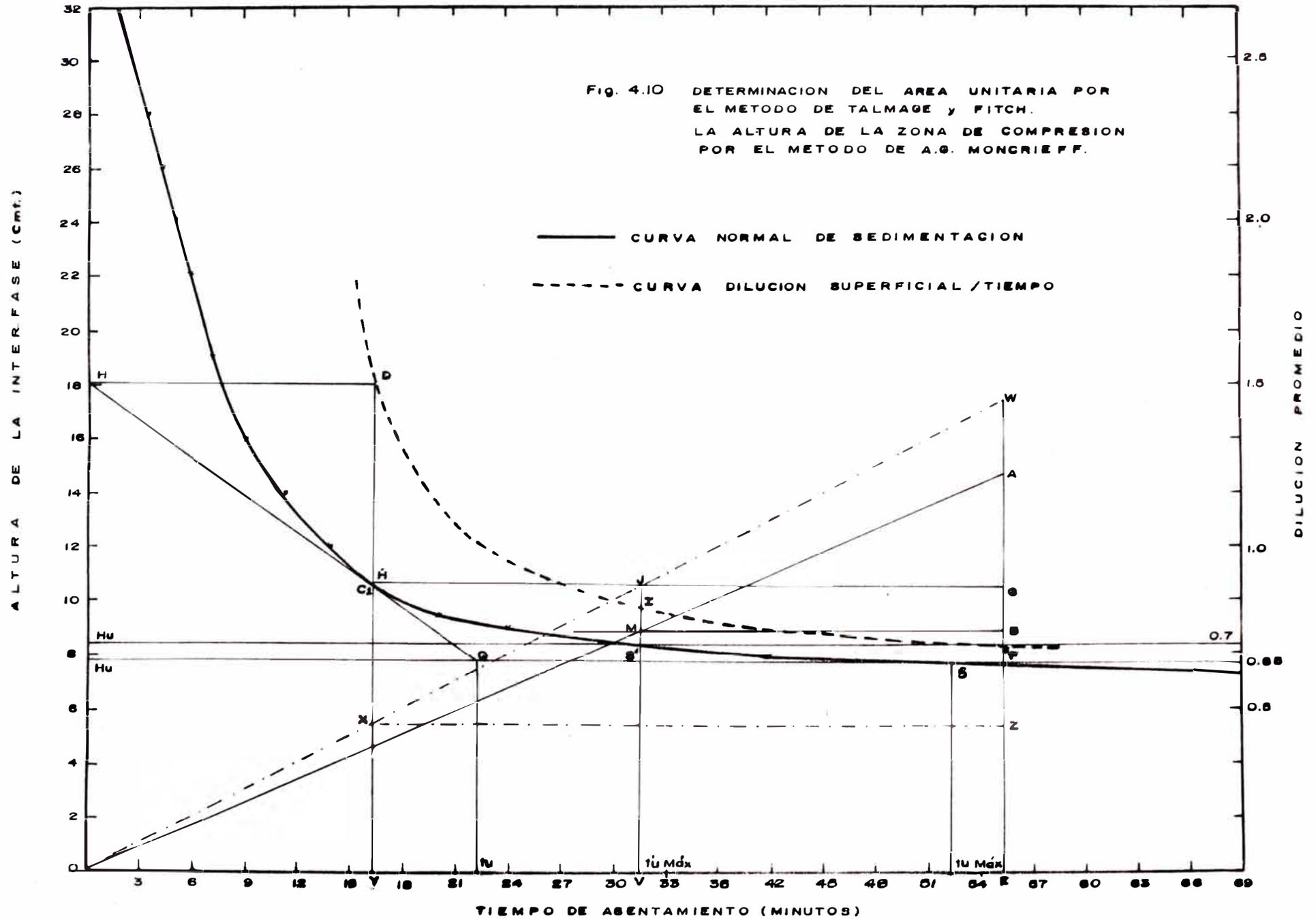
t_u = tiempo correspondiente a la dilución considerada en el underflow, días.

Trazamos la curva normal de asentamiento y el área unitaria es determinada para varios valores intermedios de la dilución de la pulpa usando cualquiera de las dos fórmulas.

El procedimiento a seguir para la primera fórmula es el siguiente, ver figura N° 4.10.

- Determinamos la altura H , correspondiente a la concentración C , considerada, usando la ecuación

Fig. 4.10 DETERMINACION DEL AREA UNITARIA POR EL METODO DE TALMAGE y FITCH.
 LA ALTURA DE LA ZONA DE COMPRESION POR EL METODO DE A.G. MONCRIEFF.



de Kynch.

$$H = \frac{C_o H_o}{C_1}$$

- Desde el punto H, trazamos una tangente a la curva normal de asentamiento, la pendiente de esta tangente nos dará el valor de la velocidad.
- Reemplazando todos los valores en la fórmula indicada hallamos el área unitaria.
- La secuencia es repetida para varias diluciones de pulpa y el área máxima es evaluada.

El procedimiento a seguir para la segunda fórmula es el siguiente: ver figura N° 4.10.

- Determinamos la altura H_u de la pulpa en el underflow de concentración C_u , de acuerdo a:

$$H_u = \frac{C_o H_o}{C_u}$$

- Por H_u trazamos una horizontal que cortará a la curva normal de asentamiento en S, determinando el segmento $\overline{H_u S}$, que resulta ser el valor de t_{umax} .
- El área unitaria correspondiente a cualquier dilución D puede ser obtenido trazando una tangente a la curva desde H, obtenida para aplicar la primera fórmula, esta tangente interseca a la horizontal $\overline{H_u S}$ en el punto Q, determinandose el segmento $\overline{H_u Q}$ que leído en la abcisa es el valor de t_u , reemplazando en la fórmula $A_u = t_u / C_o H_o$ nos dará el área unitaria correspondiente.

- Leído en la abcisa en valor de $\overline{H_u S}$, este valor de t_u será el máximo para el underflow considerado, el área unitaria máxima será obtenida de:

$$A_u = t_{umax} / C_o H_o$$

Considerando una prueba con una dilución original de 3.0, y deseando obtenerse una dilución de 0.65 en el underflow, tenemos.

Tabla Nº 4.13 Area Unitaria por el método de Talma ge y Fitch para una dilución en el underflow de 0.65

% de sól.	conc. TC/ft ³	velocidad ft/día	área unitaria Au=($\frac{1}{C} - \frac{1}{C_u}$)/V	área unit. Au=tu/CoHo
25	0.0104	109.920	0.684	0.6848
30	0.0133	62.112	0.867	0.8679
40	0.0208	21.312	1.276	1.2765
45	0.0255	11.976	1.528	1.4918
50	0.0312	6.000	1.864	1.8698
55	0.0381	2.049	2.6292	2.6276

En la figura Nº 4.10 Hu es calculado así:

$$Hu = \frac{Co Ho}{Cu} = \frac{20.81 \times 36}{96.046} = 7.8 \text{ cms.}$$

Considerando una dilución de 1.5, 40% de sólidos, el valor de H en la figura Nº 4.10 se obtiene por:

$$H = \frac{Co Ho}{C} = \frac{20.81 \times 36}{41.62} = 18 \text{ cms.}$$

El área unitaria máxima calculada apartir de tumáx correspondiente a la intersección de la curva normal con la horizontal trazada desde Hu, para este caso tenemos:

$$tu = 52.5 \text{ minutos} = 0.03645 \text{ días.}$$

$$Ho = 36 \text{ cms.} = 1.1811 \text{ pies.}$$

$$Co = 20.81 \text{ lb/ft}^3 = 0.0104 \text{ TC/ft}^3.$$

$$Aumáx = \frac{0.03645}{1.1811 \times 0.0104} = 2.9666 \text{ ft}^2/\text{TC/día.}$$

Por lo expuesto en la parte teórica, el área unitaria considerada debe ser el máximo, ya que el óptimo sería el calculado para una concentración en el punto de compresión, pero este punto es muy difícil de definirlo.

Por lo tanto apartir de esta única prueba, a la dilución original hallamos las áreas unitarias máximas, que en lo sucesivo sólo lo llamaremos área unitaria, para diferentes diluciones en el underflow, trazando horizontales a alturas Hu obtenidas para cada dilución deseada, hallamos el valor de -

tu, y reemplazar en la segunda fórmula.

Tabla Nº 4.14 Area Unitaria por Talmage y Fitch - para diferentes diluciones en el underflow, $A_u = tu/CoHo$.

dilución en el underflow	altura Hu (Cms.)	área unitaria $ft^2/TC/día$
0.8	9.6	1.0849
0.75	9.0	1.3656
0.70	8.4	1.8308
0.675	8.1	2.2207
0.650	7.8	2.9666

De donde también está clara que el área unitaria - aumenta con la disminución de la dilución en el un derflow, la dilución inicial tiene un efecto marca do sobre el área unitaria y sobre la dilución fi- nal en el underflow.

4.1.4.2. EFFECTO DE LA DILUCION INICIAL SOBRE EL - AREA UNITARIA.-

La dilución inicial de - la pulpa no sólo tiene efecto sobre la dilución - que se desea obtener en el underflow, sino también sobre el área unitaria, para cada uno de ellos con diferentes diluciones en el underflow. En todos - los casos utilizando el método de Talmage y Fitch.

Tabla Nº 4.15 Area Unitaria para diferentes dilu- ciones iniciales.

dilución en el underflow	porcentaje de sólidos inicial		
	20	25	30
0.8	1.1301	1.0849	0.7449
0.75	1.4013	1.3656	0.9493
0.70	2.0342	1.8308	1.2525
0.675	2.8253	2.2207	1.5162
0.650	4.6336	2.9666	1.8459

Como se muestra en la figura N° 4.11, el área unitaria disminuye cuando se aumenta la dilución en el underflow, esto para una dilución de alimentación dada.

El área unitaria para una dilución dada por el underflow, aumenta cuando se aumenta la dilución de la pulpa en el alimento al espesador.

Con un área unitaria dada, podemos lograr diferentes diluciones en el underflow sólo variando la dilución en el alimento.

De la figura N° 4.3, podemos notar que hay limitaciones para la dilución final que se desea obtener así, para un underflow de 0.6, en la figura N° 4.11, no sería posible lograrlo con una dilución en la alimentación de 4.0, 20% de sólidos, concluimos que la concentración inicial tiene efecto sobre el área unitaria y sobre la dilución en el underflow.

4.1.5. METODO PROPUESTO POR A.G. MONCRIEFF

4.1.5.1. CALCULO DEL AREA UNITARIA.- Para calcular el área unitaria por el método de Moncrieff es necesario trazar una curva dilución superficial/velocidad de sedimentación, como se muestra en la figura N° 4.12, la dilución superficial y velocidad de sedimentación para varios instantes cualesquiera es calculado apartir de la curva normal de sedimentación, por ejemplo.

En la figura N° 4.10, tomamos un punto C_1 cualquiera en la curva normal de sedimentación, por el trazamos una tangente a dicha curva, intersectando a la ordenada en H, apartir de este calculamos la dilución superficial.

$$D = \frac{D_o \times H}{H_o}$$

Fig. 4.11 EFECTO DE LA DILUCION INICIAL SOBRE EL AREA UNITARIA.

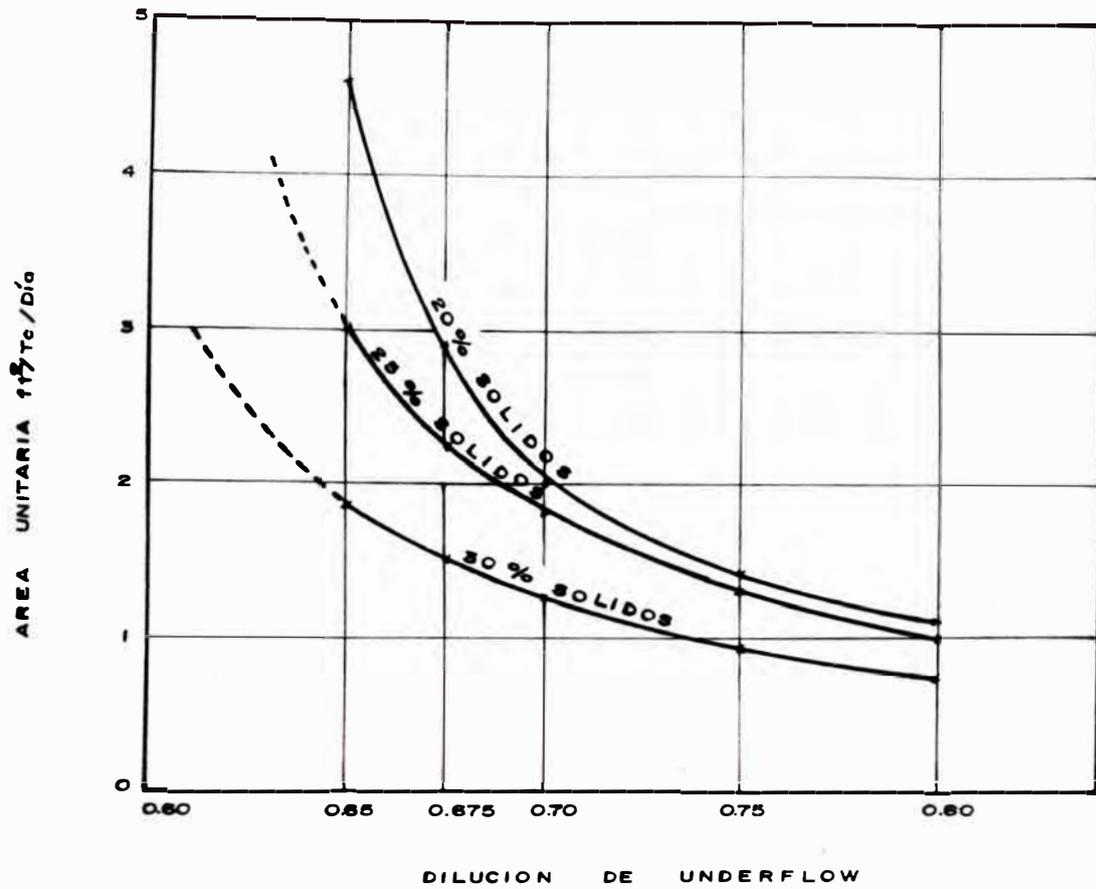
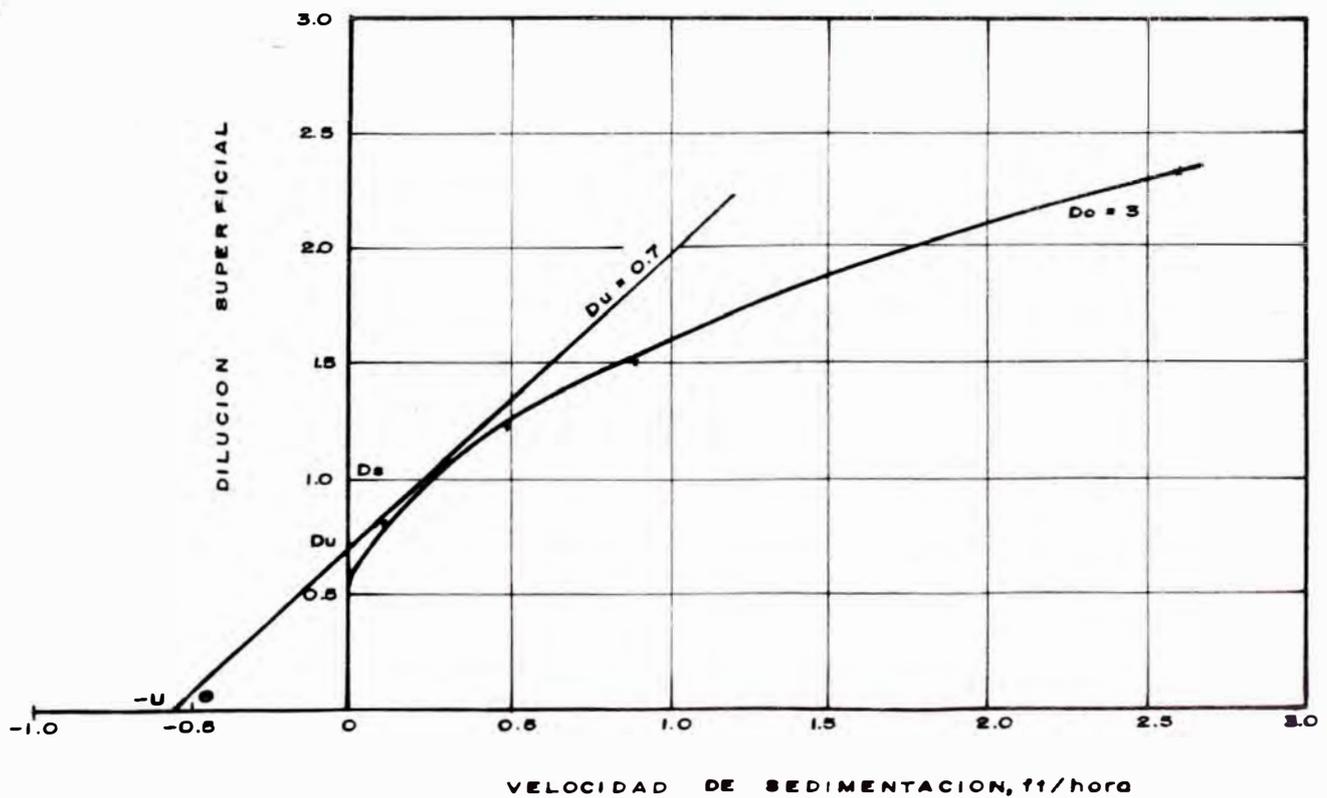


Fig. 4.12 AREA UNITARIA Y VELOCIDAD DE REMOCION EN EL UNDERFLOW POR EL METODO DE A.G. MONCRIEFF.



$$D = \frac{3.0 \times 18}{36} = 1.5$$

Para una pulpa en C_1 le corresponde una velocidad de sedimentación igual a la pendiente de esta tangente a la curva, a partir de H.

Tomamos varios puntos podemos tener los datos suficientes para trazar la curva dilución superficial/velocidad de sedimentación.

Tabla N° 4.16 Parámetros de la curva Dilución superficial/velocidad de sedimentación

altura H (cms.)	dilución superficial	velocidad de sedimentación ft/hora
36	3.000	4.580
28	2.333	2.588
18	1.500	0.888
14.6	1.222	0.499
12	1.000	0.250
9.81	0.8181	0.085

Si la dilución en el underflow es D_u , el área unitaria requerida está dado por la pendiente de la tangente a la curva dilución superficial/velocidad de sedimentación, trazado desde el punto $(0, D_u)$.

Para ilustrar este procedimiento hacemos el cálculo para cuando la dilución del underflow es de 0.7.

En el eje de las diluciones (figura N° 4.12) tomamos un punto igual a 0.7, a partir de este punto trazamos una tangente a la curva dilución superficial/velocidad de sedimentación, la pendiente estaría dada por.

$$\text{pendiente de la tangente} = \frac{2}{1.5875} = 1.259$$

Entonces el área unitaria está dado por.

$$A_u = \text{pendiente de la tangente} \times 1.333$$

$$A_u = 1.259 \times 1.333 = 1.6793 \text{ ft}^2/\text{TC/día.}$$

De la misma forma calculamos el área unitaria, para diferentes diluciones en el underflow, como se muestra en la tabla N° 4.17.

4.1.5.2. VELOCIDAD DE REMOCION DE LA PULPA EN EL UNDERFLOW.-

De la misma figura podemos calcular la velocidad de remoción de la pulpa en el underflow, que está dado por la intersección de la línea que representa el área unitaria con el eje que representa la velocidad de sedimentación.

U = - intersección de la recta con el eje de las abcisas.

$$U = - (-0.575)$$

$$U = 0.575 \text{ ft/hora}$$

Esto para una dilución en el underflow igual a 0.7 para diferentes diluciones en el underflow damos en la tabla N° 4.17.

Tabla N° 4.17 Area Unitaria y Velocidad de Remoción para diferentes diluciones en el Underflow.

dilución en el underflow	área unitaria ft ² /TC/día	veloc. de remoción del underflow ft/hora
0.65	2.176	0.400
0.675	1.9566	0.462
0.70	1.6793	0.575
0.75	1.4608	0.700
0.80	1.240	0.875

Igual que en todos los métodos anteriores, el área unitaria disminuye cuando aumenta la dilución en el underflow. La velocidad de remoción de la pulpa en el underflow también es una función de su dilución, la velocidad aumenta con el incremento de la dilución en el underflow. Como se muestra en la figura N° 4.12-A.

Fig.12-A VARIACION DEL AREA UNITARIA Y LA VELOCIDAD DE REMOCION EN EL UNDERFLOW CON LA DILUCION DEL UNDERFLOW

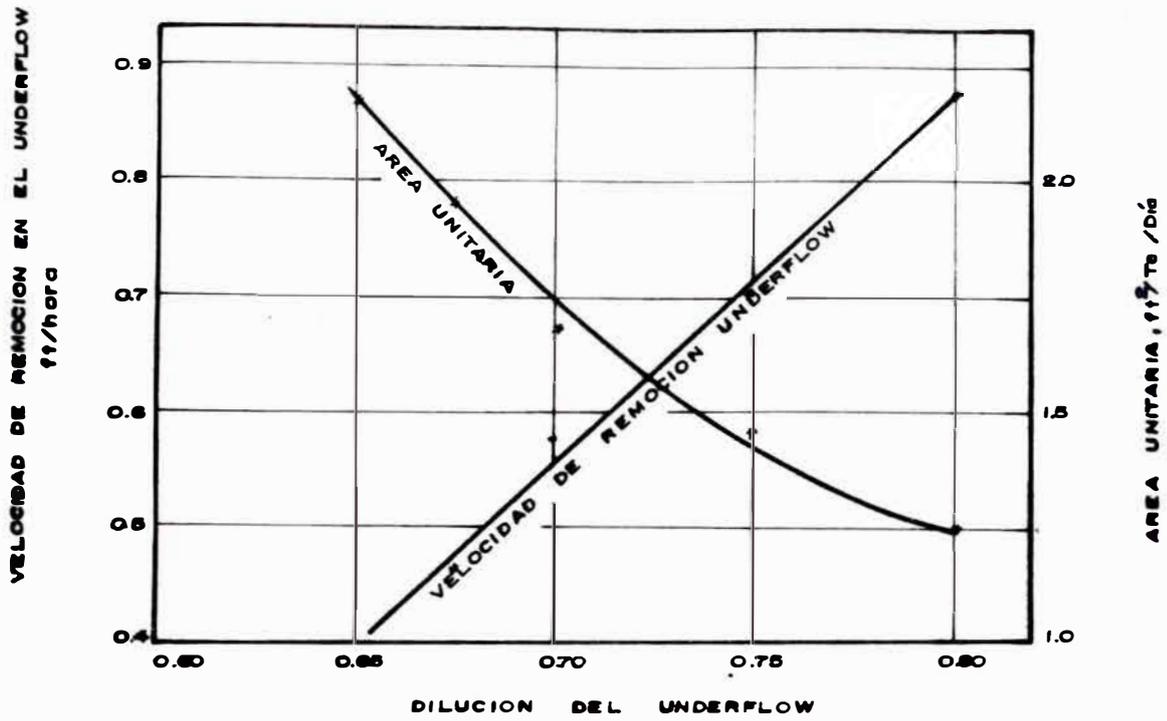
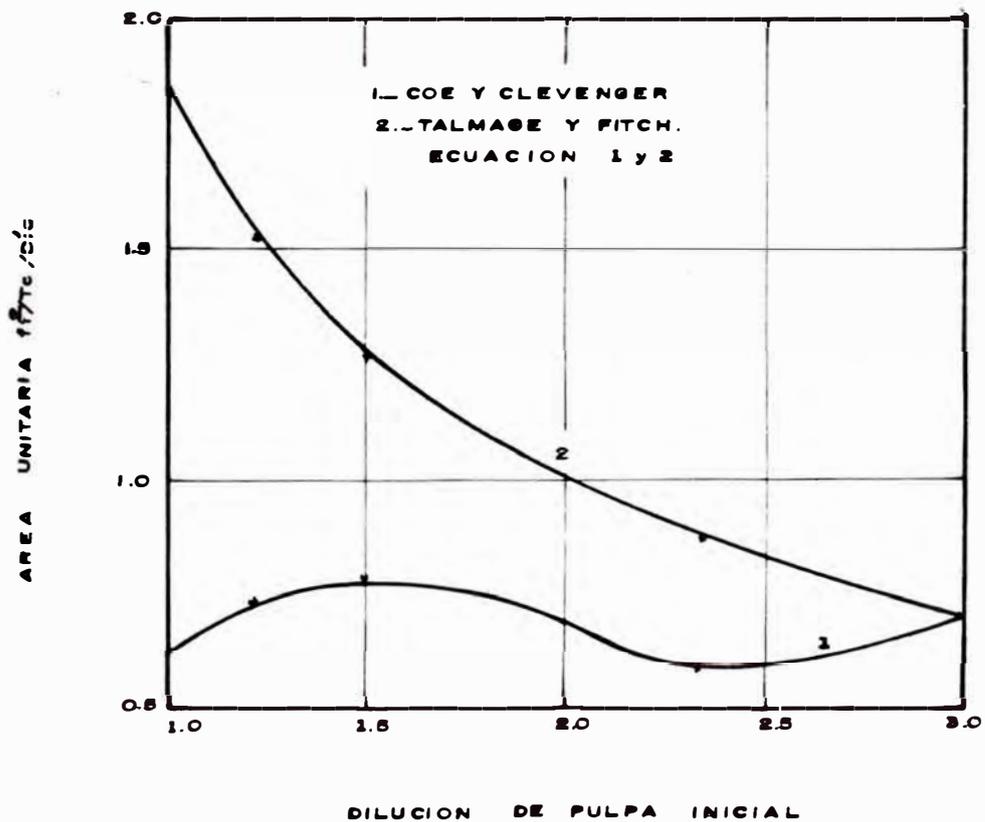


Fig. 4.13 AREA UNITARIA DEL ESPESADOR COMO FUNCION DE LA CONCENTRACION DE SOLIDOS.



4.1.5.3. PROFUNDIDAD DE LA ZONA DE COMPRESION.-

La profundidad mínima de la zona de compresión, que según Coe y Clevenger ó Talmage y Fitch está debajo de la recta $\overline{HU F}$ en la figura N^o 4.10, es calculado gráficamente.

Realizando una prueba a 25% de sólidos iniciales, trazamos la curva normal de sedimentación, y deseando obtener una dilución en el underflow igual a 0.7, seguimos el procedimiento para calcular la altura de compresión ya descrito en (2.3.2.2). de la figura N^o 4.10 obtenemos que el valor de:

$$\overline{A B} = 5.6 \text{ cms.}$$

Entonces la altura de compresión es igual a:

$$H_c = \overline{A B} \times \frac{H_o}{D_o}$$

$$H_c = 5.6 \times \frac{36}{3.0} = 67.2 \text{ cms.}$$

Teniendo en cuenta que la velocidad de sedimentación se reduce notablemente antes de lograr el punto S y adoptando un margen de seguridad, es razonable considerar como profundidad mínima la comprendida debajo del punto de inflexión C_1 , el cálculo nos da un valor de \overline{WZ} , mayor que \overline{AB} .

En la figura N^o 4.10 el área DYEF se determina de la indicada anteriormente, luego \overline{HY} es definido desde.

$$\text{Area DYEF} = (\overline{HY}) (\overline{YE})$$

Por H se traza una horizontal que intersecta en el punto J, a la vertical levantada por S', (valor de $t_{m\acute{a}x}$).

Del origen se traza \overline{OJ} , cuya prolongación intersecta a la vertical trazada desde F en el punto W.

Por (Y) trazamos una vertical que corta a OW en X, y por X trazamos la horizontal XZ.

De esta manera quedan definidos los triángulos que nos permitirán el cálculo de la profundidad, en la forma siguiente.

$$H_c = \frac{\int_0^a D dt}{t_u} \times \frac{H_o}{D_o} = \frac{\text{área debajo de la curva DIF}}{t_u} \times \frac{H_o}{D_o}$$

$$= \frac{(\overline{YE})(\overline{EG})}{\overline{OV}} \times \frac{H_o}{D_o} \quad (1)$$

Por semejanza de triángulos.

$$\overline{YE} = \frac{\overline{ZW}}{\overline{EW}} \times \overline{OE} \quad (2)$$

$$\overline{EG} = \frac{\overline{OV}}{\overline{OE}} \times \overline{EW} \quad (3)$$

Reemplazando (2) y (3) en (1).

$$H_c = \overline{ZW} \times \frac{H_o}{D_o}$$

Por lo tanto \overline{ZW} es leído directamente en la ordenada, que representa la altura de interfase en una prueba discontinua.

De la figura 4.10 el segmento $\overline{ZW} = 12$ cms.

Entonces:

$$H_c = \overline{ZW} \times \frac{H_o}{D_o}$$

$$H_c = 12 \times \frac{36}{3.0} = 144 \text{ cms.}$$

La altura de la zona de compresión disminuye cuando la dilución en el underflow aumenta, cabe mencionar que este no es la altura del espesador, sino sólo de la zona de compresión.

4.1.6. COMPARACION DE LOS TRES METODOS DISCUTIDOS Y EXPERIMENTADOS.-

El área unitaria de un espesador según Coe y Clevenger debe ser calculado apartir de una serie de pruebas, el área unitaria para el diseño tendría que ser el valor máximo que se obtenga para alguna dilución inicial que se experimenta.

Talmage y Fitch con una sola prueba a la dilución original calculan el área unitaria para varias diluciones intermedias, basado en la teoría de Kynch, con este método también

es posible calcular un área unitaria máxima.

Para A.G. Moncrieff el área unitaria depende únicamente de la dilución en el underflow y de la dilución de la pulpa - en el alimento al espesador, por lo tanto se obtiene directamente el valor de diseño, y no se calcula áreas unitarias para diluciones intermedias.

Comparando resultados para cuando la dilución original de la pulpa es de 3.0 y la dilución en el underflow es igual a 0.65, tendremos.

Tabla Nº 4.18 Areas Unitarias por Diferentes Métodos

dilución inicial de la pulpa	método de Coe y Clevenger $Au=1.333(D_o-D_u)/V$	método de Talmage y Fitch		método de Moncrieff $Au=Tag_e \cdot 1.333$
		$Au= \frac{(\frac{1}{C} - \frac{1}{C_u})}{V}$	$Au= \frac{t_u}{CoHo}$	
3.000	0.682	0.684	0.6848	2.176
2.333	0.581	0.867	0.8679	-
1.500	0.780	1.276	1.2765	-
1.222	0.734	1.528	1.4918	-
1.000	0.628	1.864	1.8698	-

El método de Coe y Clevenger simula el comportamiento en un espesador asumiendo varias diluciones iniciales iguales a las que se producirán en las zonas intermedias en el espesador, y calcula el área unitaria para cada uno de ellas tales efectos no son equivalentes y este método falla en la determinación de la máxima área unitaria requerida.

La diferencia entre el método de Coe y Clevenger y Talmage y Fitch se acentúa a medida que la dilución disminuye, lo cual confirma la tesis de que la dilución original influye en la velocidad de asentamiento de cualquier dilución intermedia durante la sedimentación.

Talmage y Fitch tanto como Coe y Clevenger consideran la existencia del punto de compresión en la curva normal y sostienen que la máxima área unitaria será la calculada para una dilución equivalente a este punto, pero no han indi

cado la forma como se determina dicho punto de compresión. Si calculamos las áreas unitarias por los diferentes métodos y para cuando se quiera obtener pulpas en el underflow de diferentes diluciones, tenemos que:

Tabla N° 4.19 Areas unitarias por diferentes métodos y para diferentes diluciones en el underflow.

dilución en el underflow	Método de Coe y Clevenger	Método de Talmage y Fitch	Método de Moncrieff
0.65	0.780	2.9666	2.176
0.675	0.757	2.2207	1.9566
0.700	0.734	1.8308	1.6793
0.750	0.688	1.3656	1.4608
0.800	0.642	1.0849	1.2400

El método de Coe y Clevenger da áreas muy pequeñas comparados con los otros dos métodos y también comparados con espesadores en funcionamiento, este método es adecuado para arcillas, que tienen bajas velocidades de sedimentación y no para minerales que poseen altos pesos específicos y por el tamaño de sus partículas (relativamente grandes) tienen alta velocidad de sedimentación. El trabajo original de Coe y Clevenger es realizado con arcillas y no así con concentrados de minerales, de lo que se trata este trabajo.

Tanto el método de Talmage y Fitch como el de A.G. Moncrieff son más adecuados, racionales y prácticos. Pero sin embargo sí queremos determinar el área unitaria considerando la mínima dilución posible en el underflow, igual a la obtenida en la prueba de sedimentación, el área calculada por cualquiera de los dos métodos será excesivamente grande, se debe asumir una dilución en el underflow posible de obtenerse y admisible al filtro.

A.G. Moncrieff señala que el método de Talmage y Fitch es válido para el cálculo del área siempre que el punto de compresión no es considerado.

Las dos ecuaciones de Talmage y Fitch han resultado igua -

les como se muestra en la figura N^o 4.13, siendo más recomendable la ecuación -2- que nos da directamente el área unitaria máxima para una determinada dilución en el underflow.

Para calcular por el método de A.G. Moncrieff sólo es necesario asumir un valor de la dilución en el underflow y realizar los cálculos a partir de una sola prueba de sedimentación (a la dilución original), el método no considera la zona de compresión y en caso de que ella exista, el efecto será favorable pues aumentará la capacidad del espesador.

El método de A.G. Moncrieff algo más laborioso, es el más adecuado de los aquí discutidos, además nos permite el cálculo del área unitaria máxima, tanto como de la profundidad mínima de la zona de compresión y de la velocidad de descarga del underflow, aunque siempre es necesario asumir una dilución mayor que la mínima obtenible en la prueba de sedimentación.

El método de Talmage y Fitch tiende a sobredimensionar el área del espesador para diluciones bajas, debido a que en esta zona la interfase pulpa - líquido claro varía muy poco con el tiempo.

Cuando la dilución en el underflow no tiene que ser necesariamente la mínima, el método de Talmage y Fitch será el más adecuado, pudiéndose reducir el área unitaria necesaria con un incremento de la dilución en el underflow.

El área unitaria máxima se halla asumiendo $t_{máx}$ determinado por la intersección de la horizontal trazada por la dilución en el underflow (D_u) con la curva normal de sedimentación.

Ninguna tangente a la curva trazada por una dilución intermedia, $D < D_u$ dará un valor mayor de $t_{máx}$ que el obtenido anteriormente, luego el área unitaria quedará determinada por la dilución del underflow que se considere.

En cuanto a la profundidad de la zona de compresión con el

método de Coe y Clevenger para una dilución en el under flow de 0.65 se obtiene aproximadamente 1 pie, que no puede estar de acuerdo con la realidad, entonces el método de Moncrieff es el más adecuado y el que se debe utilizar para el diseño de espesadores.

En lo que concierne a la velocidad de remoción de la pulpa en el underflow, por el método de Coe y Clevenger que considera que $G_u = C_u \cdot U$, siendo el flujo mínimo el reemplazado en esta fórmula y (C_u) la concentración en el underflow. Se obtiene valores de U excesivamente grandes, comparados con los obtenidos por el método de Moncrieff, esto se explica ya que las áreas unitarias son pequeñas y para mantener el mismo flujo de sólidos la velocidad de remoción tiene que ser grande.

Hay que aclarar que todos los cálculos y conclusiones tomadas son hechas considerando una operación de sedimentación normal y continua, sin interrupciones en el bombeo de la pulpa del underflow, ni recirculación del underflow al alimento del espesador, se considera que la dilución que es posible obtener con esta dilución inicial es el deseado.

Después de haber hallado el método adecuado para el diseño de espesadores, es necesario estudiar y evaluar la utilización de floculantes, que son necesarios en algunos casos - debido a las características de la pulpa y en otros para aumentar la capacidad del espesador.

4.2. EVALUACION DE FLOCULANTES EN EL LABORATORIO.- La cantidad de floculante que se requiere varía de acuerdo con cada problema específico, por lo tanto resulta esencial efectuar pruebas en el laboratorio antes de su empleo práctico en la planta, para elegir el reactivo adecuado y la dosificación óptima, las pruebas en el laboratorio se deben hacer al 0.1% o menos, y la dosificación variar entre 0.005 - 0.1 libras de floculante por tonelada de mineral (25).

Preparación del Floculante.-

Si se desea preparar una solución al 0.1% de floculante.

- Coloque 500 cc de agua en un vaso de 1000 cc.
- Agregar un gramo de floculante al vaso manteniendo una buena agitación, completar el vaso a 1000 cc de agua, es fundamental dispersar bien el polvo para evitar la formación de grumos.
- Después de agregar el polímero, el grado de agitación se disminuye pero se continúa una mezcla suave por 1 a 2 horas para asegurar la disolución completa del floculante.

Estos polímeros siendo constituidos por moléculas extremadamente largas, son muy sensibles a la degradación mecánica, no se puede utilizar para esta preparación aparatos con fuerte cizallamiento (desintegradores, bombas centrífugas), la solución debe prepararse diariamente para así obtener mejores resultados porque la estabilidad de los floculantes es de poca duración (25,23).

4.2.1. SELECCION DEL FLOCULANTE ADECUADO Y DOSIFICACION OPTIMA.-

Los objetivos del ensayo incluyen:

Selección del floculante adecuado para una suspensión de terminada.

- Determinación de las dosificaciones óptimas requeridas para aumentar los índices de espesamiento y filtración.
- Evaluación de áreas del espesador requerida para tratar una pulpa determinada.
- Calcular aproximadamente el contenido de sólido que el floculante producirá en el underflow del espesador.

Pruebas de Sedimentación.- Estas pruebas miden la claridad velocidad de sedimentación y/o grado en el cual los sólidos pueden ser sedimentados, es conveniente poner énfasis en la preparación de la muestra.

Las muestras deben ser representativas, y deben ser tomadas si fuera posible inmediatamente antes del ensayo, se debe simular las condiciones de la planta, temperatura, pH, y se debe utilizar el líquido decantado de la misma pulpa, y todas las pruebas deben ser iguales.

Procedimiento para la Prueba de Sedimentación.-

- Colocar la pulpa en un cilindro graduado de un litro y mezclar bien, para la mezcla es conveniente utilizar una barra perforada tipo pistón o tapar la probeta e invertir varias veces.
- Añadir el floculante en 2 etapas, por el método normal de adición, consiste solamente en añadir 2 ó más porciones iguales de la solución floculante al 0.1% a la pulpa después de cada adición se debe mezclar con el pistón unas 3-4 veces, el mezclado debe ser uniforme en todas las pruebas, la variación del método de mezclado puede ser la causa principal de resultados inciertos y reproducibilidad deficiente de las pruebas de sedimentación.
- Registrese el índice de sedimentación en función del tiempo.
- Midase la turbidez del sobrenadante, esto se puede medir con un turbidímetro, pero en las pruebas de este trabajo se ha omitido esta medición por no contar con el mismo.
- Plotear la curva normal de sedimentación y calcular la velocidad de sedimentación, el área unitaria, altura de la zona de compresión, velocidad de remoción de los sólidos del underflow, dilución del underflow, etc.

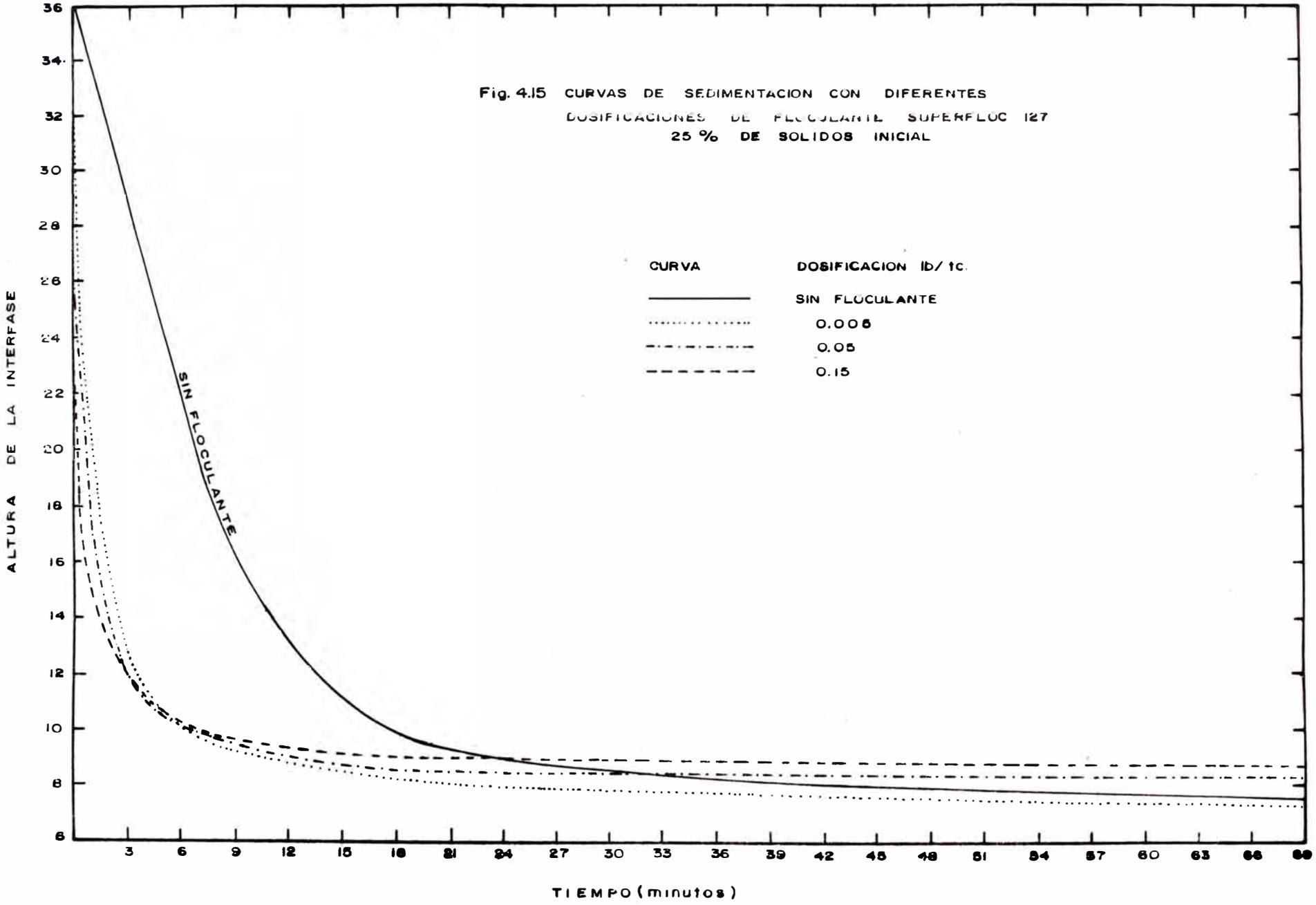
Esta misma prueba se realiza para cada tipo de floculante, para hallar el más adecuado, y con diferentes dosificaciones para calcular la cantidad óptima de floculante a ser añadido.

Antes de seleccionar el floculante adecuado y calcular su dosificación óptima, es conveniente estudiar el efecto que producirá la adición de floculante en la pulpa.

4.2.2. EFFECTO DE LA ADICION DE FLOCULANTE SOBRE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACION.-

La acción del floculante sobre las partículas es de aglomerar estas en flóculos que se comportan como si fueran una sola partícula de un tamaño mayor. Permite así, aglomerar las partículas finas que limitan el grado de sedimentación y lograr un líquido claro en el overflow y una mayor velocidad de sedimentación.

Fig. 4.15 CURVAS DE SEDIMENTACION CON DIFERENTES
 DOSIFICACIONES DE FLOCULANTE SUPERFLOC 127
 25 % DE SOLIDOS INICIAL



El efecto del floculante sobre las partículas está en función de la cantidad de floculante añadida.

Condiciones de la prueba.-

mineral.....300 gramos

dilución de pulpa.....3.0

floculante superfloc 127 al 0.1%, 1 gr. floculante/1000 cc agua.

dosificación de floculante 0.005 - 0.15 lb/TC mineral.

Si se desea hacer las pruebas con 0.005 lb/TC de floculante, se tendrá que agregar:

$$0.005 \frac{\text{lb}}{\text{TC}} \times \frac{\text{TC}}{2000 \text{ lb}} \times \frac{300 \text{ lb}}{453.6} \times \frac{1000 \text{ cc}}{\frac{1}{453.6} \text{ lb}} = 0.75 \text{ cc de floculante al } 0.1\%$$

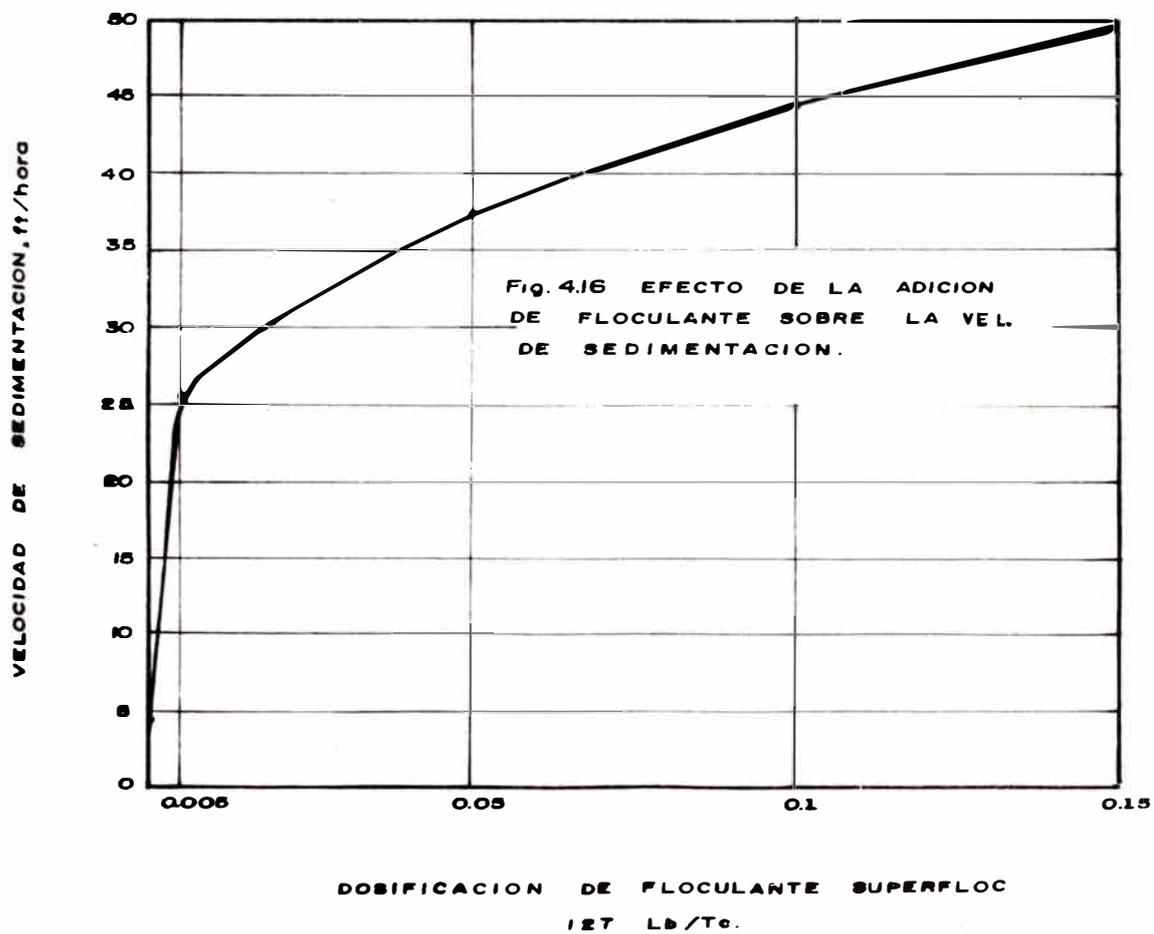
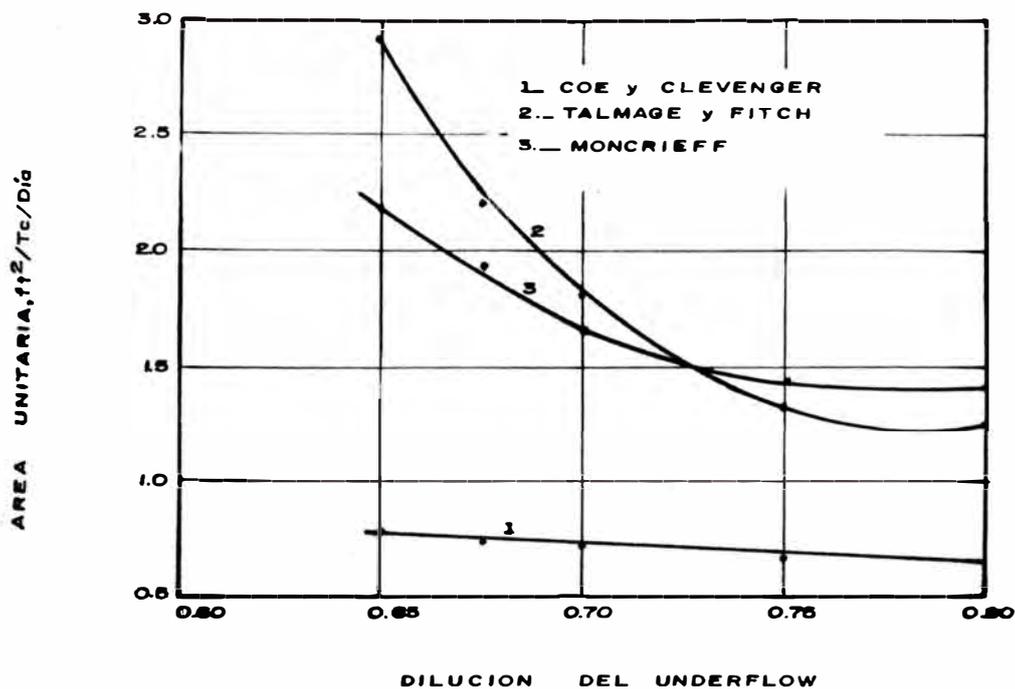
Los resultados de las pruebas se muestra en la figura N° 4.15, donde se puede notar claramente que la velocidad de sedimentación aumenta cada vez que se añade mayor cantidad de floculante.

Tabla N° 4.21 Variación de la velocidad de sedimentación con la adición de floculante.

dosificación lb/TC	floculante al 0.1% cc	velocidad de sedimentación ft/hora
sin floculante	-	4.590
0.005	0.75	25.416
0.05	7.50	37.495
0.10	15.00	44.569
0.15	22.5	50.259

El efecto de aumentar la dosis de floculante es el de incrementar el grado de floculación, pero para dosis bajas, menores que 0.005 lb/TC la velocidad de sedimentación se incrementa rápidamente, mientras que con adiciones mayores la velocidad de sedimentación tiende a ser asintótica como se muestra en la figura N° 4.16. Así pues, el empleo de mayor cantidad de floculante por tonelada de mineral resulta antieconómico, además, las proporciones excesivas de floculante no ocasionan una redispersión de la pulpa, ya -

Fig. 4.14 VARIACION DEL AREA UNITARIA CON LA DILUCION DEL UNDERFLOW POR DIFERENTES METODOS



que la velocidad varía muy poco con la adición de mayor cantidad de floculante.

4.2.3. EFEECTO DE LA ADICION DE FLOCULANTE SOBRE LA DILUCION EN EL UNDERFLOW.-

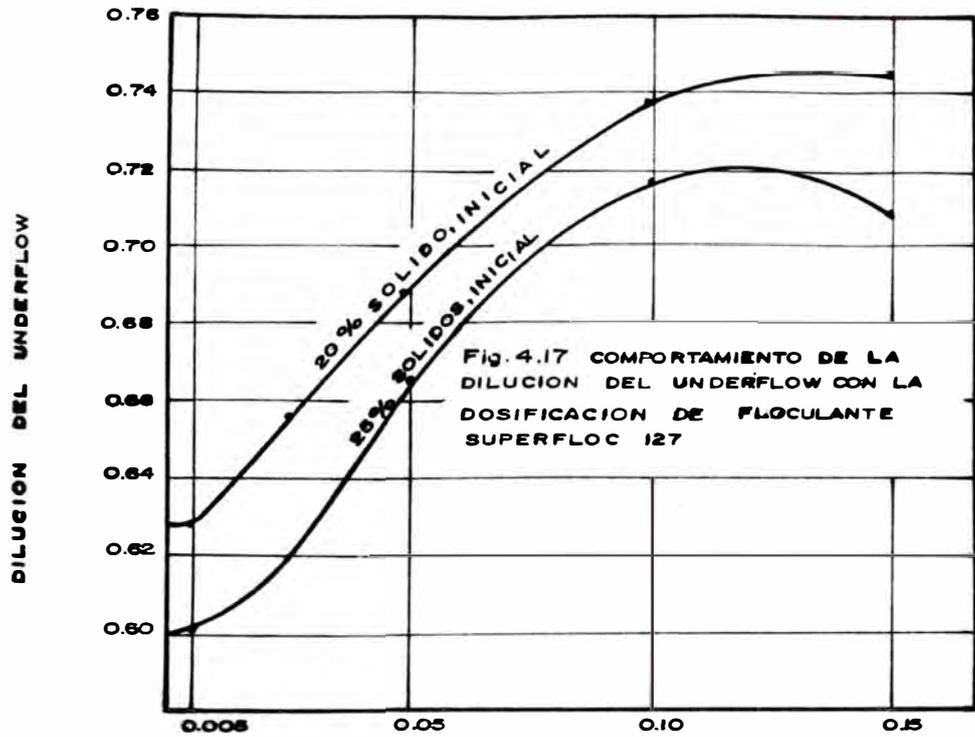
La floculación es la aglomeración de partículas en unidades más grandes llamadas flóculos, pero dentro de estos flóculos existen líquidos intersticiales, entonces el volumen ocupado por un flóculo es mayor que el que ocupaban las partículas floculadas, por lo tanto la dilución en el underflow debe aumentar.

Para el estudio de este caso consideremos pulpas con 20 y 25% de sólidos, dosificamos entre 0.005 - 0.1 lb/TC, y calculamos la dilución en el underflow después de aproximadamente 100 minutos de iniciada la prueba (después de este tiempo ya casi no varía la dilución).

Tabla Nº 4.22 Dilución en el Underflow con Diferentes Dosificaciones de Floculante.

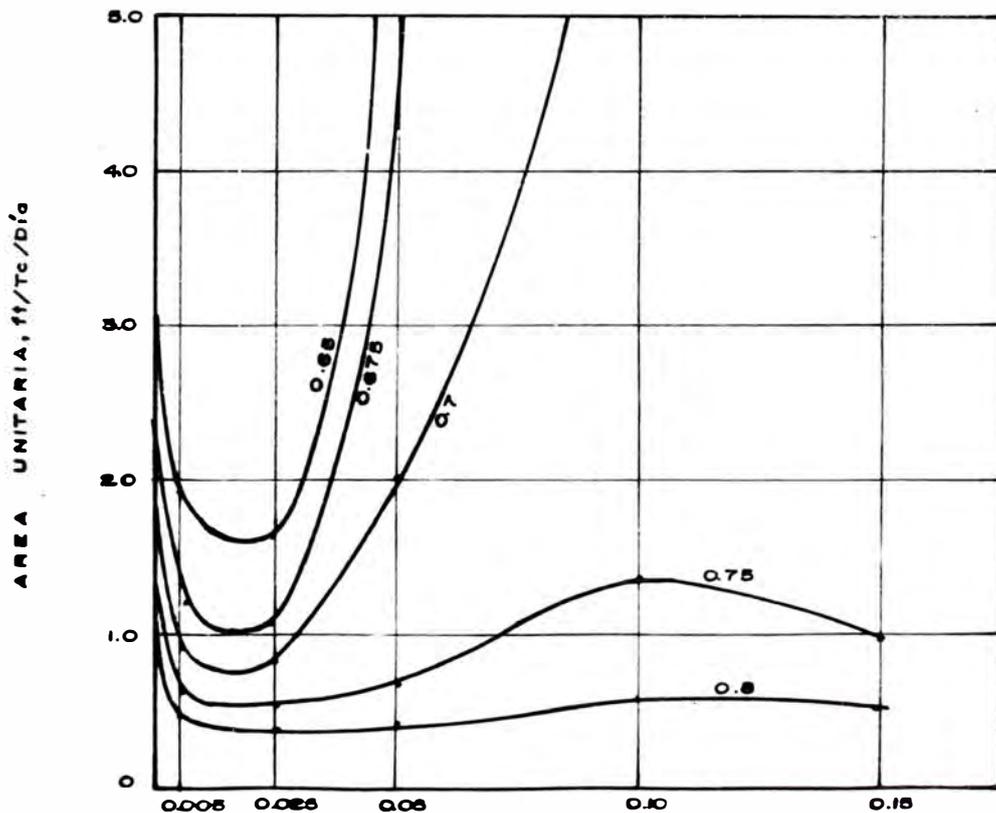
dosificación de floculante lb/TC	dilución en el underflow	
	20% de sólidos	25% sólidos
sin floculante	0.6277	0.6083
0.005	0.6222	0.6083
0.05	0.6888	0.6666
0.10	0.7388	0.71666
0.15	0.7444	0.7083

La dilución en el underflow no tiene variación para adiciones pequeñas de floculante, debido a la formación de flóculos pequeños que hace que no varíe el volumen, pero para dosificaciones mayores obtenemos que la dilución en el underflow aumenta considerablemente, quiere decir que las partículas floculadas ocupan un mayor volumen por lo tanto una mayor dilución. Para dosificaciones muy altas disminuye levemente la dilución en el underflow, debido a la estabilización de la suspensión, como se muestra en la figura Nº 4.17.



DOSIFICACION DE FLOCULANTE SUPERFLOC 127 Lb/Tc

Fig. 4.18 EFECTO DE LA ADICION DE FLOCULANTE SOBRE EL AREA UNITARIA.



DOSIFICACION DE FLOCULANTE SUPERFLOC 127 Lb/Tc

4.2.4. EFEECTO DE LA ADICION DE FLOCULANTE SOBRE EL AREA

UNITARIA.- La adición de floculante tiene efecto sobre la velocidad de sedimentación por lo tanto tiene efecto sobre el área unitaria.

En esta parte del trabajo, para propósitos de comparación el cálculo del área unitaria será realizado por el método de Talmage y Fitch, aplicando la fórmula.

$$Au = \frac{tu}{Co Ho}$$

Trazamos la curva normal de sedimentación para cada prueba por el punto que representa la dilución asumida en el underflow trazamos una horizontal que corta a la curva en un tiempo t_u , C_o y H_o son las condiciones iniciales de la prueba.

La fórmula de Talmage y Fitch está en función de las condiciones iniciales y la dilución en el underflow, como esta dilución varía con la adición de floculante entonces el área unitaria debe variar.

Tabla Nº 4.23 Area Unitaria con diferentes dosificaciones y para diferentes diluciones en el underflow.

diluc. en el underflow	dosificación de floculante superfloc 127						
	sin floculante	0.0025	0.005	0.025	0.05	0.1	0.15
0.8	1.084	0.565	0.449	0.364	0.440	0.559	0.525
0.75	1.365	0.743	0.621	0.541	0.659	1.356	0.951
0.70	1.830	1.073	0.898	0.809	2.034	muy grande	muy grande
0.675	2.220	1.299	1.186	1.057	4.803	no se logra	no se logra
0.650	3.051	1.864	1.822	1.638	muy grande	no se logra	no se logra

De la figura Nº 4.15 podemos notar que la curva para una dosificación de 0.005 lb/TC está por debajo (en la zona de compresión) de la curva normal de sedimentación sin floculante, por lo tanto al área unitaria obtenida para diferen

tes diluciones en el underflow tiene que disminuir con respecto al del sin floculante.

Las otras curvas están por encima de la curva de la prueba sin floculante, esto quiere decir que el área unitaria aumentará, en algunos casos se hará muy grande y algunas diluciones en el underflow no se logran ya que la dilución - en el underflow aumenta con el incremento de la dosis de floculante.

El área unitaria disminuye con la adición de floculante hasta una dosificación donde el área unitaria se hace mínima, para ir aumentando según aumenta la dosificación, el área unitaria para diluciones bajas y dosificaciones altas es muy grande en algunos casos no se logra la dilución deseada.

Las áreas unitarias grandes son producto del método aplicado ya que para diluciones bajas tiende a dar áreas sobredimensionadas, el área unitaria mínima se logra con una dosificación óptima de floculante.

El área unitaria varía con la dilución deseada en el underflow, la dosificación de floculante y la dilución inicial de la pulpa.

4.2.5. ELECCION DEL FLOCULANTE OPTIMO.- La elección del floculante óptimo se realiza a través de pruebas de sedimentación en el laboratorio, considerando los floculantes ha evaluarse, y a una dosificación adecuada previamente elegida, el criterio de elección se basa en la evaluación del área unitaria que puede lograrse para diferentes diluciones en el underflow. El floculante que es capaz de lograr la menor área unitaria será el recomendado, también éste floculante debe ser capaz de lograr diluciones bajas en el underflow.

Las pruebas para este propósito se van a realizar con 20% de sólido en la pulpa, ya que es el más apropiado para simular la operación en planta, la dosificación considerada

Fig. 4.18-A VARIACION DEL AREA UNITARIA CON LA DILUCION DEL UNDERFLOW PARA DIFERENTES DOSIFICACIONES DE SUPERFLOC 127, Lb/Tc.

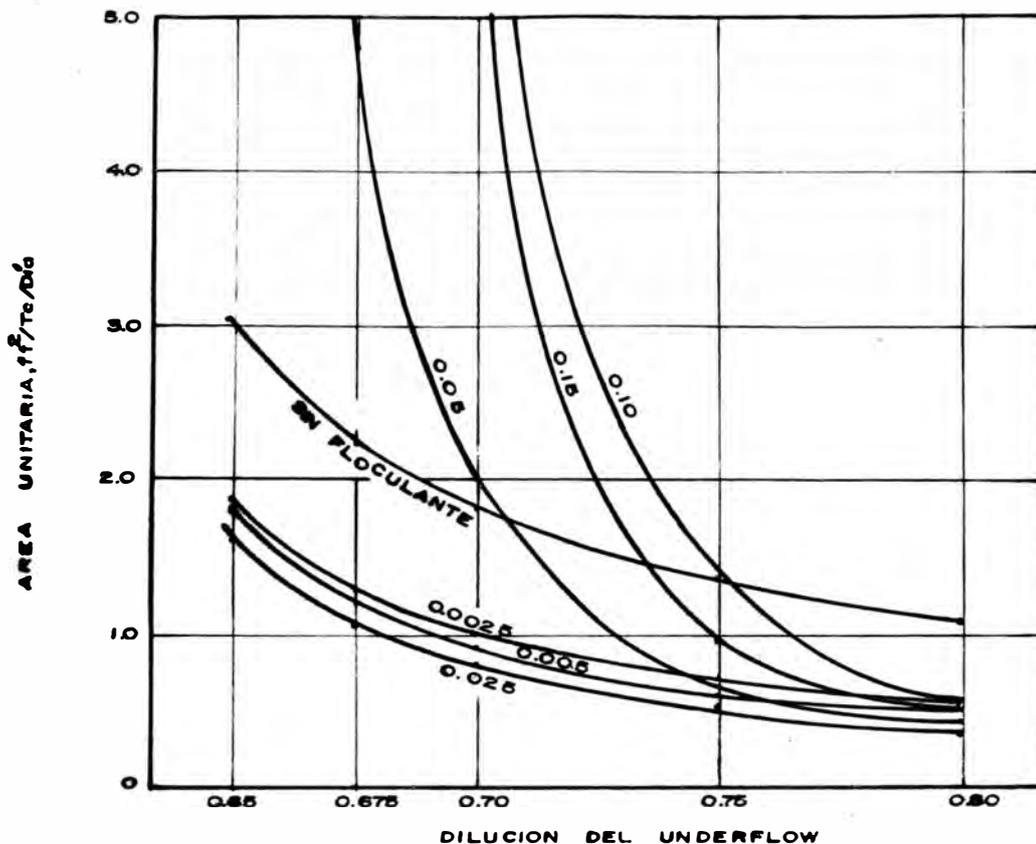
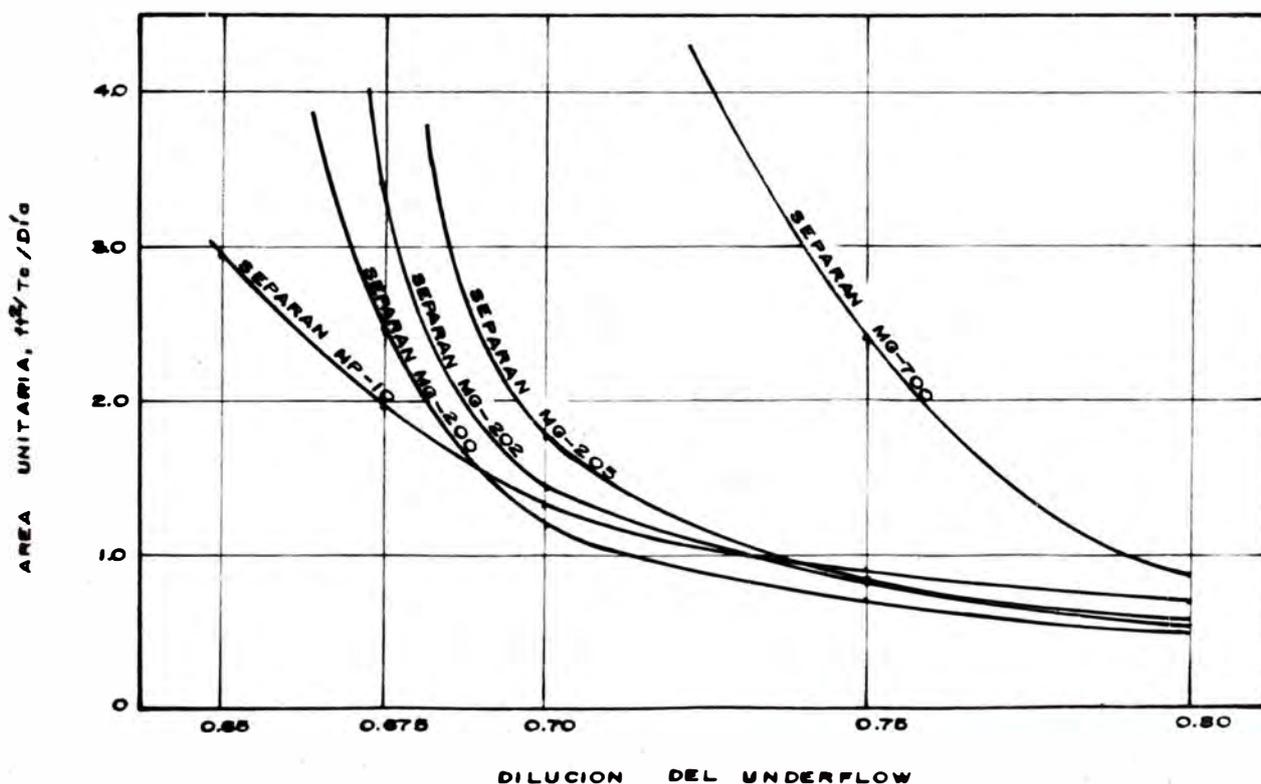


Fig. 4.19 EFECTOS DE VARIOS FLOCULANTES SEPARAN SOBRE EL AREA UNITARIA PARA DIFERENTES DILUCIONES DEL UNDERFLOW 20% SOLIDOS - 0.025 Lb/Tc DE FLOCULANTE



es de 0.025 lb/TC porque el área unitaria es mínima para esta dosificación, (de la figura N° 4.18).

Se ha considerado estudiar el efecto de tres series floculantes diferentes, el MAGNAFLOC producido por la Allied Colloids, SEPARAN producido por la Dow Chemical Company y el SUPERFLOC producida por la American Cyanamid Co.

4.2.5.1. **ELECCION DEL FLOCULANTE SEPARAN.-** Entre los floculantes SEPARAN, existe una serie que es aplicable a la industria minera y metalúrgica, entre ellos tenemos:

Separan MG-200	Ligeramente aniónico
Separan MG-202	Ligeramente aniónico
Separan MG-205	Ligeramente aniónico
Separan MG-700	Aniónico
Separan NP-10	Ligeramente aniónico, es un floculante general.

Realizamos las pruebas con todos estos floculantes añadiendo 2.88 cc al 0.1%, obtenemos:

Tabla N° 4.24 Area unitaria con floculantes SEPARAN para diferentes diluciones en el Underflow.

dilución en el underflow	floculantes de la serie SEPARAN				
	MG-200	MG-202	MG-205	MG-700	NP-10
0.8	0.534	0.539	0.583	0.853	0.690
0.75	0.740	0.841	0.861	2.410	0.916
0.70	1.180	1.431	1.770	no se logra	1.324
0.675	2.549	3.390	no se logra	no se logra	1.958
0.650	muy grande	muy grande	no se logra	no se logra	2.963

En la figura N° 4.19 aparentemente el Separan NP-10 daría las menores áreas para diluciones bajas - en el underflow, pero estas mismas áreas se podrían lograr con MG-200, pero con menores dosificaciones como se demuestra en la figura N° 4.22.

El floculante MG-700 da como resultado áreas muy grandes debido a que forma flóculos también grandes, además es un floculante más apropiado para carbones, tratamiento de agua y purificación.

Definitivamente el floculante MG-200 es el que da mejores resultados y en orden del más eficiente al menos, tenemos: MG-200, MG-202, MG-205, MG-700, el floculante separan NP-10 no está considerado entre los floculantes específicamente para la industria minera sino como un floculante general.

4.2.5.2. ELECCION DEL FLOCULANTE MAGNAFLOC.-Entre los floculantes sintéticos MAGNAFLOC, producidos por la Allied Colloids, tenemos:

Magnafloc	351	no-iónico
Magnafloc	139	aniónico
Magnafloc	155	aniónico
Magnafloc	156	aniónico

Las pruebas fueron realizadas en las mismas condiciones que para la serie SEPARAN, obteniéndose los siguientes resultados.

Tabla N° 4.25 Area Unitaria con Floculantes Magnafloc para diferentes diluciones en el underflow.

dilución en el underflow	Floculantes de la serie MAGNAFLOC			
	139	155	156	351
0.8	0.690	0.904	0.979	0.452
0.75	1.042	5.424	8.965	0.858
0.70	1.695	no se logra	no se logra	1.406
0.675	muy grande	no se logra	no se logra	5.424
0.650	no se logra	no se logra	no se logra	no se logra

De la figura N° 4.20 podemos notar que definitivamente las áreas unitarias mínimas para cada dilu -

Fig. 4.20 EFECTO DE VARIOS FLOCULANTES MAGNAFLOC SOBRE EL AREA UNITARIA PARA DIFERENTES DILUCIONES DEL UNDERFLOW.

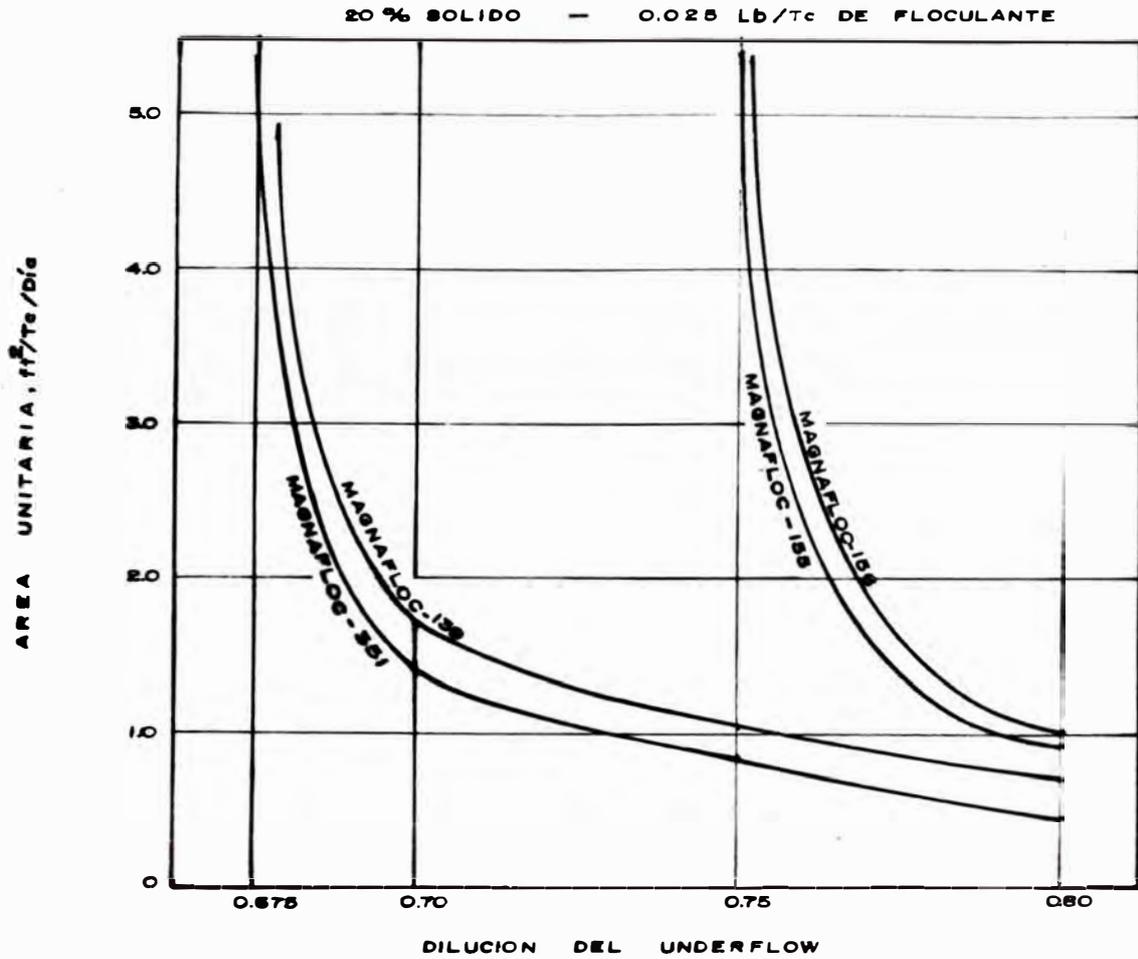
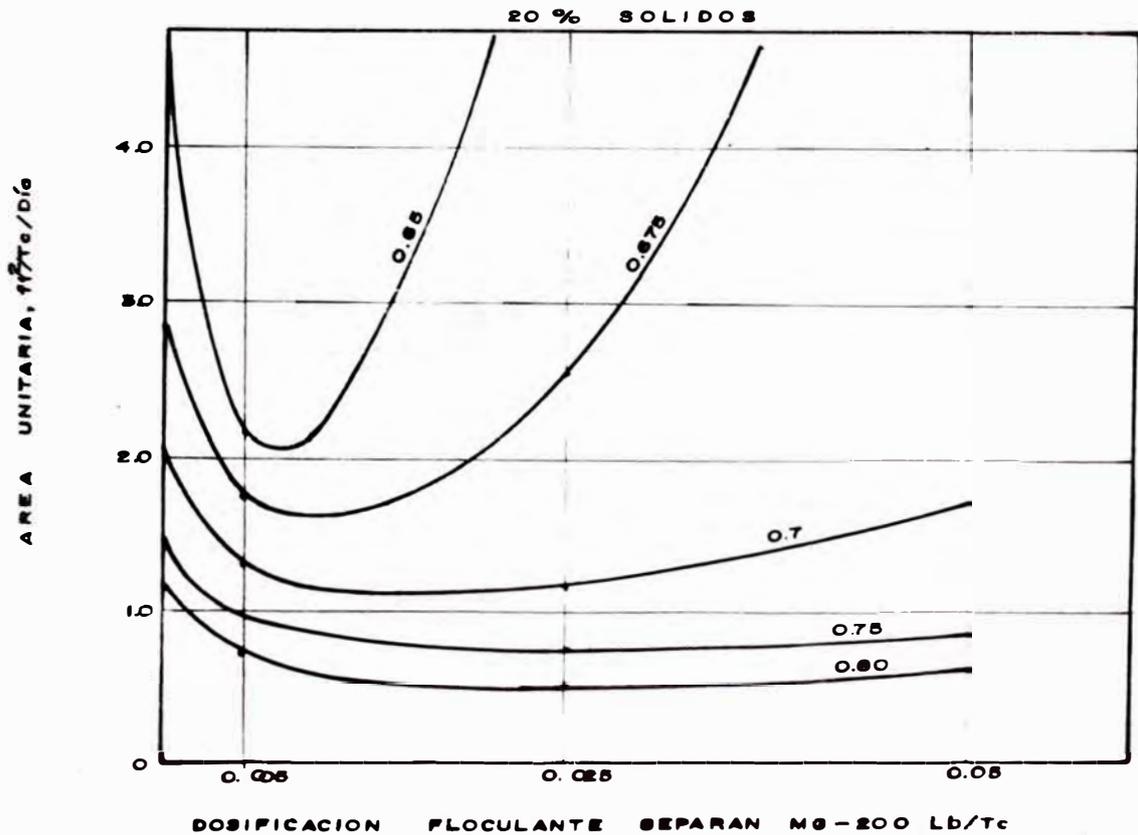


Fig. 4.21 EFECTO DE LA ADICION DE FLOCULANTE SEPARAN MG-200 SOBRE EL AREA UNITARIA



ción en el underflow se obtiene con el floculante Magnafloc-351, además era de esperar ya que es un floculante no-iónico adaptable para fines generales y de especial interés en la industria minera y metalúrgica.

4.2.5.3. ELECCION DEL FLOCULANTE SUPERFLOC.- De los floculantes producidos por la American Cyanamid Co. sólo se ha considerado el Superfloc-127, porque es el más empleado de esta serie en la industria minera-metalúrgica.

4.2.6. DOSIFICACION OPTIMA DEL FLOCULANTE.- Para la elección de la dosificación óptima de cada floculante tenemos que considerar como criterio válido la evaluación del área unitaria, no podemos considerar la velocidad de sedimentación ya que este aumenta cada vez que se incrementa la dosis de floculante pero no siempre disminuye el área unitaria por lo contrario para dosificaciones altas aumenta el área disminuyendo la capacidad del espesador.

Los floculantes de cada serie que mejores resultados dan son los siguientes:

Separan	MG-200
Magnafloc	351
Superfloc	127

El cálculo de la dosificación óptima para cada floculante es el siguiente paso a seguir.

4.2.6.1. DOSIFICACION OPTIMA DEL FLOCULANTE SEPARAN MG-200.- El floculante Separan MG-200 es el que mejor resultado da, pero es necesario calcular la dosificación óptima, para el cual el área unitaria debe ser el mínimo.

Realizamos pruebas con diferentes dosificaciones -

Fig. 4.22 VARIACION DEL AREA UNITARIA CON LA DILUCION DEL UNDERFLOW PARA DIFERENTES DOSIS. SEPARAN MG-200 20 % DE SOLIDOS

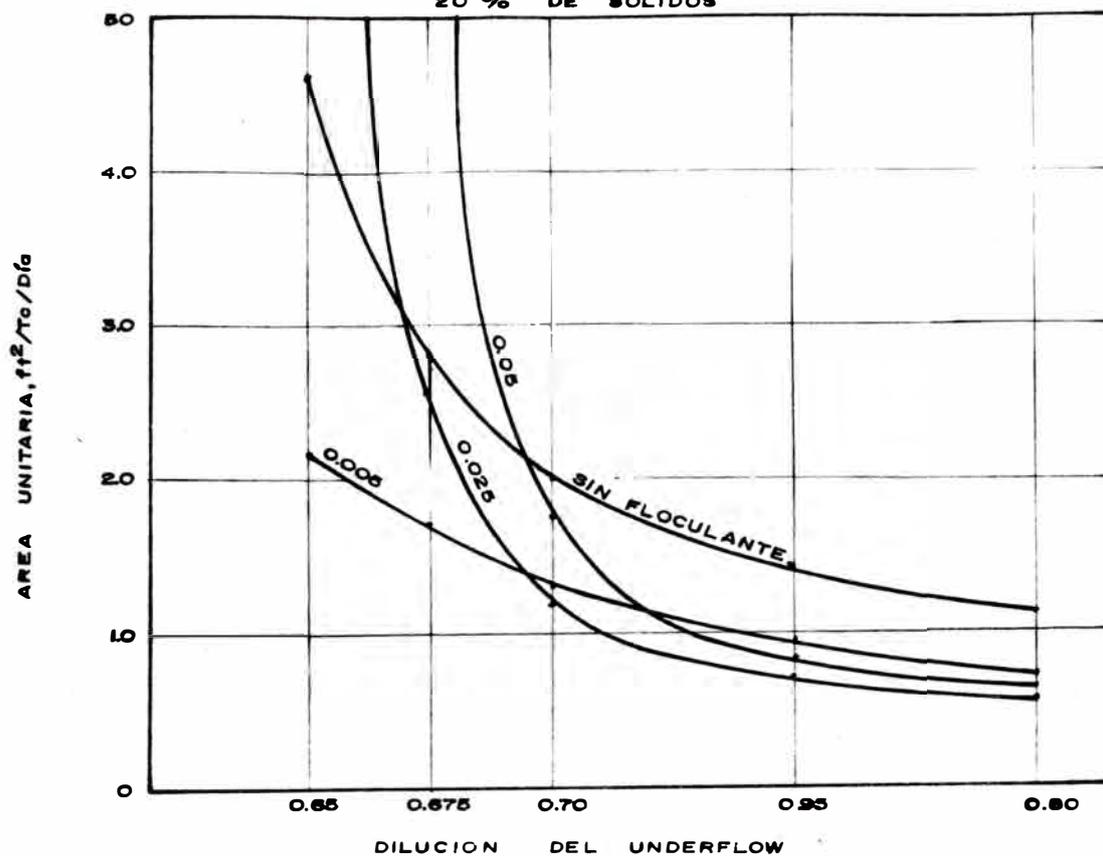
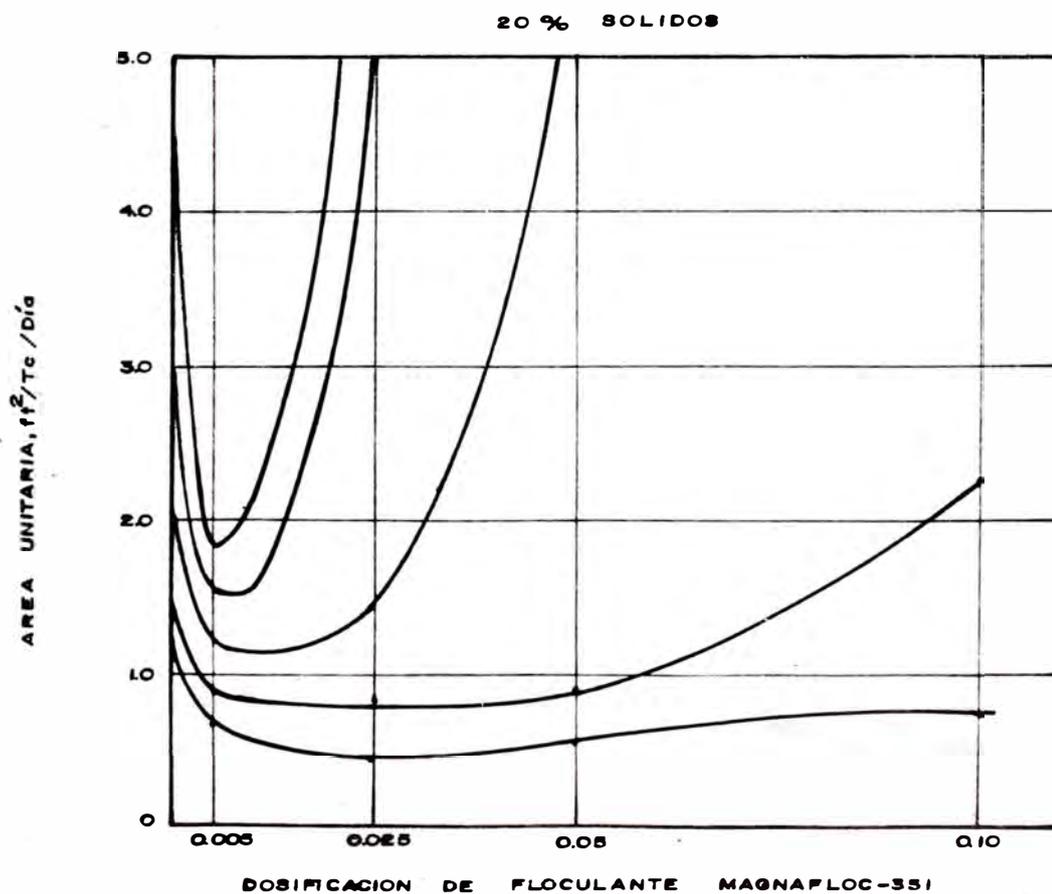


Fig. 4.23 EFECTO DE LA ADICION DE FLOCULANTE MAGNAFLOC-351 SOBRE EL AREA UNITARIA 20 % SOLIDOS



pero no se considera la dosificación de 0.1 lb/TC por considerarlo muy elevado y produce áreas muy grandes, como se muestra en la figura N° 4.18.

Realizadas las pruebas obtenemos los siguientes resultados.

Tabla N° 4.26 Area Unitaria con Separan MG-200 a Diferentes dosificaciones y para varias diluciones en el Underflow.

dilución en el underflow	dosificación de floculante SEPARAN MG-200			
	sin floculante	0.005	0.025	0.05
0.80	1.130	0.728	0.534	0.590
0.75	1.401	0.961	0.740	0.841
0.70	2.034	1.312	1.180	1.732
0.675	2.825	1.732	2.549	muy grande
0.65	4.633	2.159	muy grande	muy grande

La dosificación óptima se encuentre entre 0.005 0.025 lb/TC, para diluciones bajas en el underflow menores de 0.7 la dosificación óptima es 0.005 lb/TC y para diluciones altas es de 0.025 lb/TC.

Las dosificaciones óptimas de floculante son bastante bajas, y es explicable ya que la velocidad de sedimentación aumenta rápidamente con pequeñas adiciones de floculante para luego hacerse casi constante con mayores adiciones, la adición en exceso de floculante es perjudicial a la capacidad del espesador y un costo adicional por floculante no necesario.

4.2.6.2. DOSIFICACION OPTIMA DEL FLOCULANTE MAGNA FLOC 351.- Realizamos las pruebas en las condiciones y métodos anteriormente señalados, obtenemos los siguientes resultados.

Fig. 4.24 VARIACION DEL AREA UNITARIA CON LA DILUCION DEL UNDERFLOW PARA DIFERENTES DOSIFICACIONES DE MAGNAFLOC -381

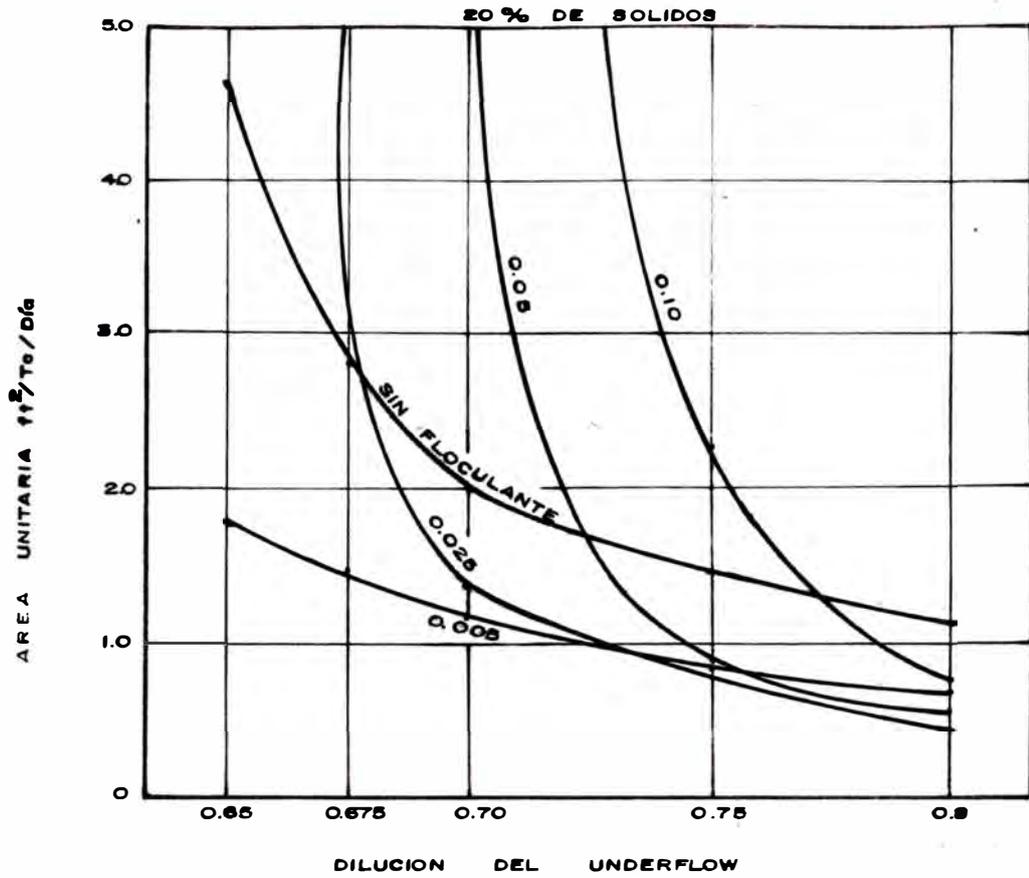


Fig. 4.25 EFECTO DE LA ADICION DE FLOCULANTE SUPERFLOC - 127 SOBRE EL AREA UNITARIA

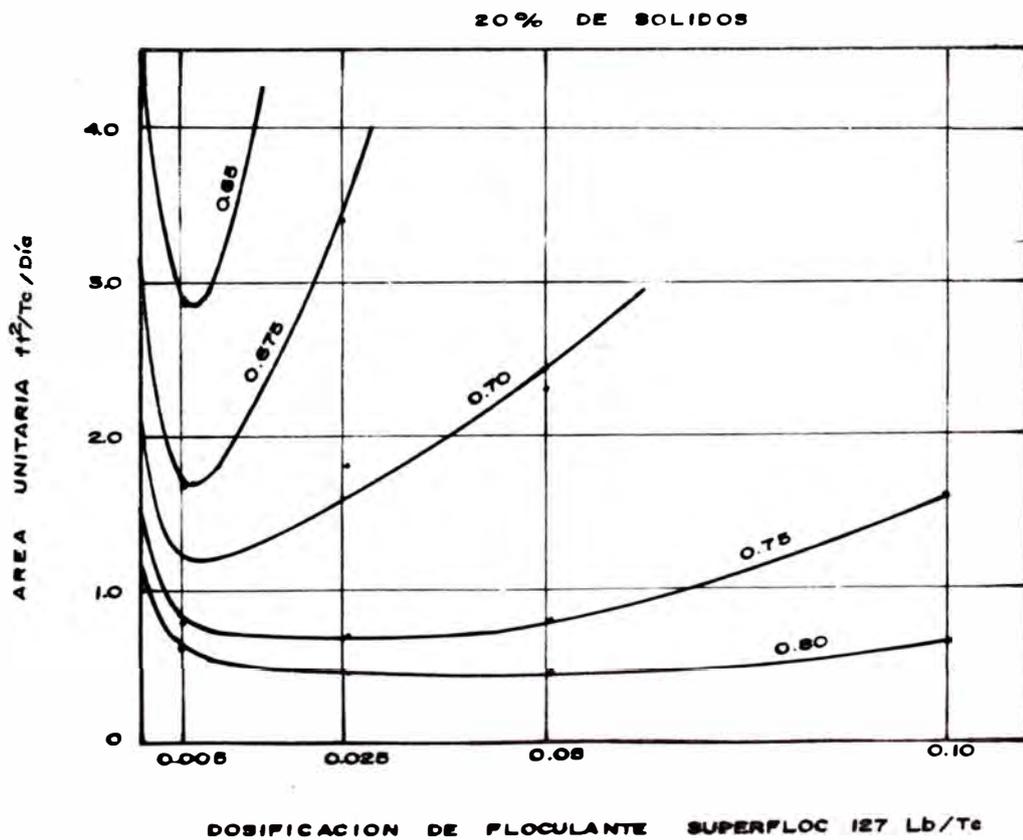


Tabla Nº 4.27 Area Unitaria con Magnafloc 351 a diferentes dosificaciones y para varias diluciones en el underflow

dilución en el underflow	dosificación de floculante Magnafloc 351, lb/TC				
	sin floculante	0.005	0.025	0.05	0.1
0.80	1.130	0.678	0.452	0.553	0.753
0.75	1.401	0.847	0.858	0.892	2.260
0.70	2.034	1.192	1.406	6.027	no se logra
0.675	2.825	1.506	5.424	no se logra	no se logra
0.650	4.633	1.783	muy grande	no se logra	no se logra

De las figuras Nº 4.23, Nº 4.24 podemos notar que la dosificación óptima se encuentra en el rango de 0.005 - 0.025 lb/TC, siguiendo la misma tendencia que las anteriores, de aumentar el área unitaria cuando se aumenta la dosificación, más de la óptima.

4.2.6.3. DOSIFICACION OPTIMA DEL FLOCULANTE SUPER FLOC-127.- Se procede igual que para las anteriores pruebas, obteniéndose los siguientes resultados.

Tabla Nº 4.28 Area Unitaria con Superfloc-127 a diferentes dosificaciones y para varias diluciones en el underflow

dilución en el underflow	dosificación del floculante Superfloc-127, lb/TC				
	sin floculante	0.005	0.025	0.05	0.1
0.80	1.130	0.601	0.485	0.452	0.655
0.75	1.401	0.791	0.700	0.791	1.582
0.70	2.034	1.162	1.808	2.260	no se logra
0.675	2.825	1.657	3.390	no se logra	no se logra
0.65	4.633	2.825	muy grande	no se logra	no se logra

También de las figuras Nº 4.25 y Nº 4.26 podemos notar que la dosificación óptima se encuentra en -

Fig. 4.26 VARIACION DEL AREA UNITARIA CON LA DILUCION DEL UNDERFLOW PARA DIFERENTES DOSIFICACIONES DE SUPERFLOC-127

20% DE SOLIDOS

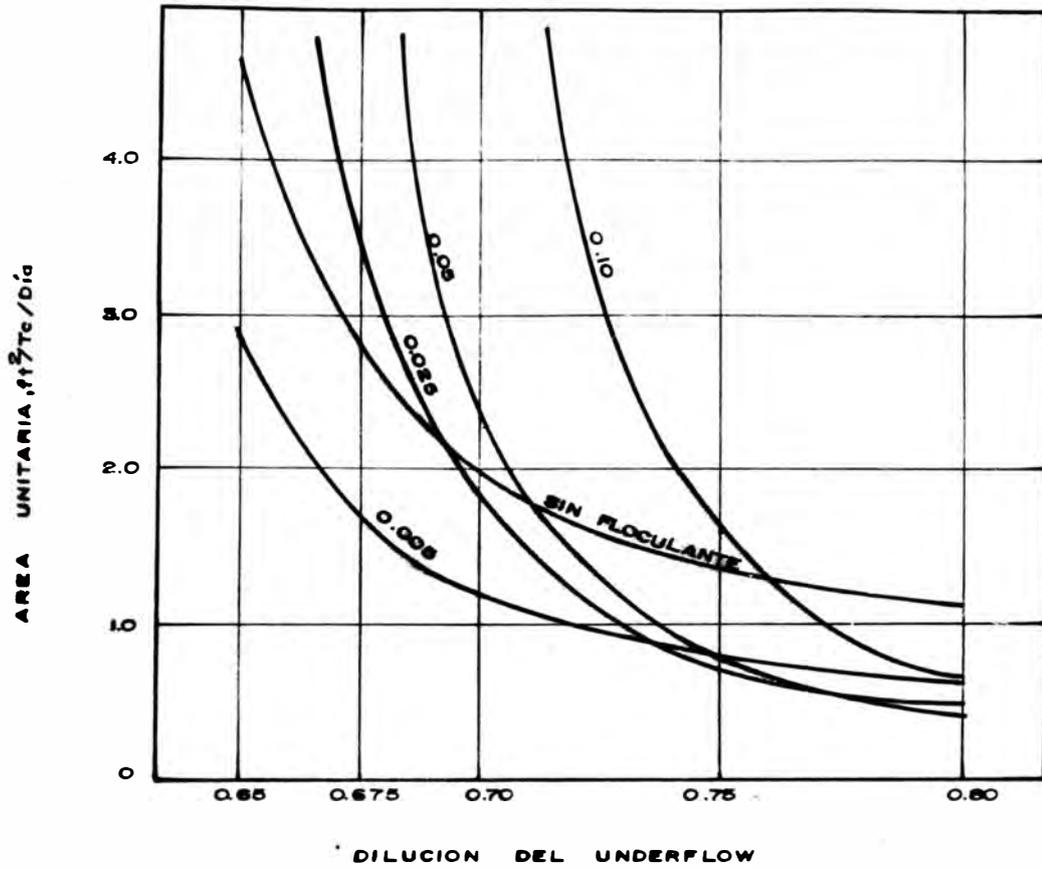
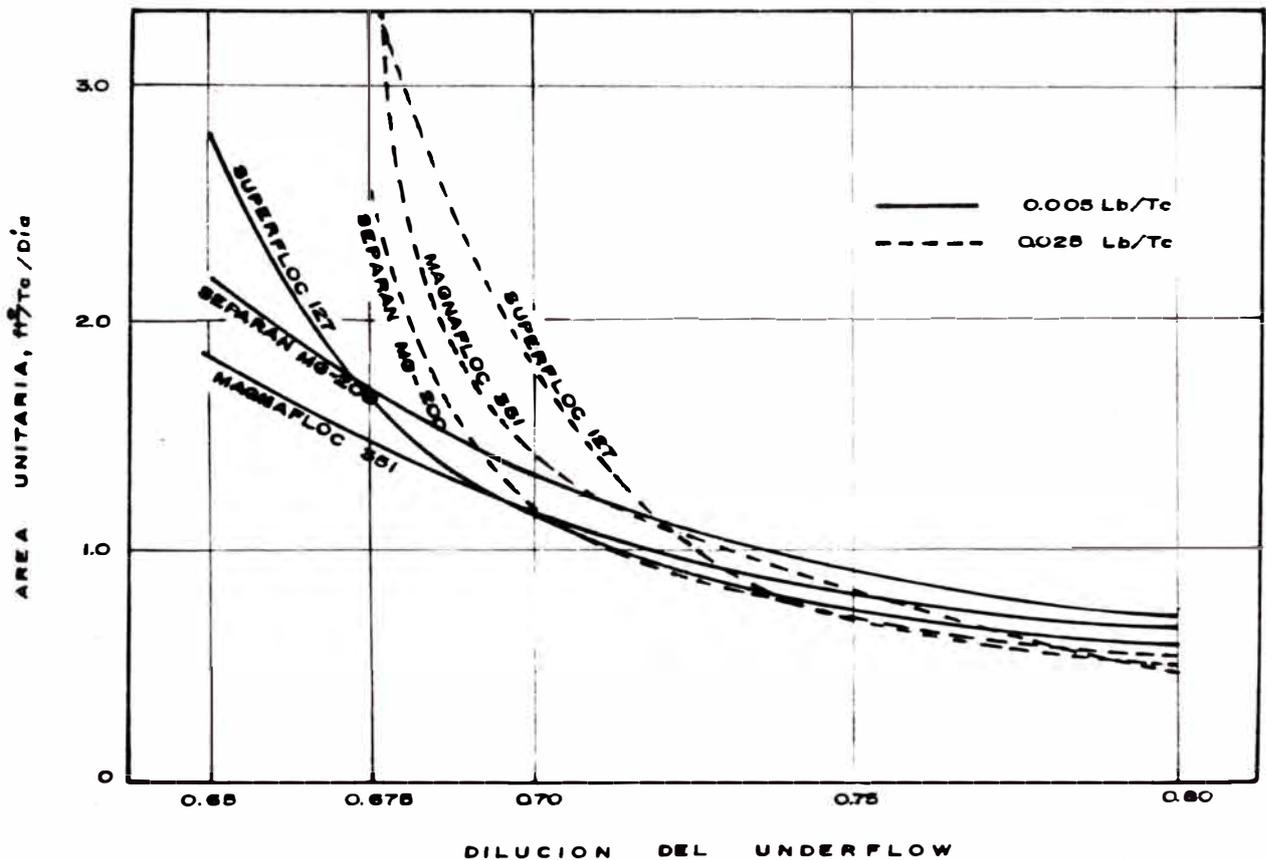


Fig. 4.27 DETERMINACION DEL FLOCULANTE ADECUADO Y DOSIFICACION OPTIMA



el rango de 0.005 - 0.025 lb/TC.

Se puede ver que con dosificaciones mayores de - 0.025 lb/TC, ya no se logra las diluciones bajas - en el underflow y si se lograra habría que diseñar espesadores con áreas demasiado grande.

4.2.7. ELECCION DEL FLOCULANTE ADECUADO Y SU DOSIFICACION

OPTIMA.- Para esta última sección se ha considerado un floculante de cada serie, que previamente fue elegido entre todos los de su serie, tenemos los siguientes.

Magnafloc - 351

Separan MG-200

Superfloc - 127

La dosificación óptima para cada uno de ellos encontramos que son iguales y varían entre 0.005 - 0.025 lb/TC.

Los resultados podemos resumir en la siguiente tabla.

Tabla Nº 4.29 Area Unitaria con Diferentes Floculantes para varias diluciones en el Underflow.

dilución en el underflow	Magnafloc 351		Superfloc-127		Separan MG-200	
	0.005	0.025	0.005	0.025	0.005	0.025
0.8	0.678	0.452	0.601	0.485	0.728	0.534
0.75	0.847	0.858	0.791	0.700	0.961	0.740
0.70	1.192	1.406	1.162	1.808	1.312	0.740
0.675	1.506	5.424	1.657	3.390	1.732	2.549
0.650	1.783	muy grande	2.825	muy grande	2.159	muy grande

De la figura Nº 4.27 obtenemos que el floculante más apropiado es el Magnafloc 351 con una dosificación entre 0.005 - 0.025 lb/TC. Con superfloc-127 se obtiene resultados similares, pero con Separan MG-200 se acentúa la diferencia.

Para la elección correcta habría que considerar el costo de cada floculante para ver cual es el más favorable económicamente.

Teniendo en cuenta que el precio no varía mucho entre es -

tos, concluimos que el floculante óptimo es el MAGNAFLOC - 351 a una dosificación entre 0.005 - 0.025 lb/TC.

CAPITULO V

DISEÑO DE ESPESADORES Y COSTO DE FABRICACION

En el diseño de espesadores para la industria minera metalúrgica se tiene que partir de pruebas a nivel de laboratorio, pruebas - en planta piloto continuo o pruebas semi-continuas, estas últimas requieren de gran cantidad de muestras y equipos adecuados - para tal fin, también es necesario un tiempo bastante prolongado. Según (41) esta etapa generalmente no es necesaria, mientras que las pruebas discontinuas en el laboratorio son sencillas y pueden realizarse en cualquier laboratorio químico o metalúrgico, este método es el más usado para hallar los parámetros de diseño de los espesadores a nivel industrial.

La variable más importante en el diseño de las operaciones, además del flujo es la velocidad de sedimentación, y el más importante para determinar las dimensiones es el volumen y el tiempo de residencia.

La eficacia en el diseño mediante pruebas discontinuas se sustenta en los grandes factores de seguridad que se tiene que considerar.

5.1. DISEÑO DE ESPESADORES

5.1.1. DIMENSIONES DEL ESPESADOR.- Al especificar un espesador las dimensiones a considerar son el diámetro la profundidad del tanque y el tipo de mecanismo (7,8).

- Para determinar las dimensiones del tanque, se considera:
- Capacidad de sólidos, área unitaria ($\text{ft}^2/\text{TC}/\text{día}$ de sólidos en la alimentación).
 - Caudal de rebose (overflow) ($\text{ft}^3/\text{día}$ de líquido por ft^2 de superficie).
 - Tiempo de resistencia (días).

Area.- El área de un espesador debe proporcionar suficiente tiempo de retención para que permita la sedimentación retardada de partículas y lograr el fondo del espesador, el tamaño del espesador es frecuentemente expresado en área por unidad de peso de sólidos seco por día.

Caudal de rebose.- La velocidad del overflow debe ser lo suficientemente baja como para que la excesiva turbulencia no evite la separación sólido-líquido, y no más grande que la velocidad de sedimentación para así obtener un líquido claro en el overflow.

Tiempo de retención.- En adición al suficiente tiempo de retención proporcionado para permitir la separación sólido líquido, se debe considerar un tiempo adecuado para que la pulpa retenida en la zona de compresión logre la dilución final deseada.

Para determinar las características mecánicas de la máquina se debe considerar:

- Gravedad específica de los sólidos.
- Distribución granulométrica.
- Concentración de la pulpa (% de sólido en peso).
- Temperatura.
- Profundidad de la zona de compresión.
- Localización geográfica, etc.

5.1.1.1. DIAMETRO DEL ESPESADOR.- Habiendo realizado las pruebas a nivel de laboratorio para calcular el área unitaria, estamos en condiciones de hallar el área del espesador, considerando el flujo de sólidos a ser alimentado (en TC/día) por lo tanto hallar su diámetro.

En este trabajo, para el diseño de los espesadores se han considerado que se trata de una operación continua, que no hay interrupción en el alimento ni en la descarga y que con una pulpa a su dilución

original se logra la concentración deseada en el underflow. Esto no siempre ocurre, algunas veces es necesario recircular al alimento parte de la pulpa del underflow debido a que con una alimentación a la dilución original no se logra la dilución deseada en el underflow, o se diseña tal que el filtrado debe ser intermitente y el flujo del underflow recircular a la alimentación o simplemente dejar de bombear la pulpa del underflow. Teniendo en cuenta estos, las posibles ampliaciones de planta y las interrupciones en las bombas o filtros tenemos que aplicar al diámetro, un factor de seguridad grande.

Se ha considerado calcular las áreas unitarias para cuando las pruebas se realizan sin floculante y con los floculantes que mejores resultados han dado, a su dosificación óptima, este cálculo se realiza por el método de A.G. Moncrieff.

Con los datos de la tabla N° 5.1 trazamos las curvas dilución superficial/velocidad de sedimentación y a partir de éste calculamos las áreas unitarias para cada prueba.

Apartir de estos resultados calculamos el diámetro del espesador, para varias capacidades, considerando un factor de seguridad de 100%.

$$A = A_u \times C$$

Donde:

$$A_u = \text{área unitaria, pie}^2/\text{TC}/\text{día.}$$

$$C = \text{capacidad, TC}/\text{día.}$$

$$A = \text{área del espesador, pies}^2.$$

Entonces el diámetro del espesador es:

$$D = \sqrt{\frac{A \times 4}{\pi}}, \text{ pies}$$

Tabla N^o 5.1 Velocidad de sedimentación, ft/hora

dilución superficial	altura (cms.)	sin floculante	Separan MG-200		Magnafloc-351		Superfloc-127	
			0.005	0.025	0.005	0.025	0.005	0.025
4.00	36	6.947	29.527	47.244	24.865	118.11	47.244	78.740
3.00	27	4.218	14.763	25.309	15.405	59.05	25.300	39.370
2.33	20.9	2.448	7.248	12.467	8.3114	22.85	11.428	21.098
1.50	13.5	0.942	2.060	3.1630	2.4269	3.85	4.120	3.851
1.22	10.99	0.437	0.721	1.0156	0.8288	1.244	0.930	1.163
1.00	9.00	0.241	0.376	0.5135	0.4288	0.590	0.4762	0.562
0.8181	7.36	0.0737	0.116	0.1377	0.1362	0.1463	0.1296	0.169

Tabla N^o 5.2 Area Unitaria para diferentes diluciones en el underflow.

dilución del underflow	sin floculante	Separan MG-200		Magnafloc-351		Superfloc-127	
		0.005	0.025	0.005	0.025	0.005	0.025
0.80	1.2257	0.8769	0.5968	0.7309	0.4650	0.6248	0.5094
0.75	1.4508	1.0837	0.8161	0.9193	0.6398	0.7998	0.6502
0.70	1.7481	1.3068	1.0387	1.0993	0.9088	1.0735	0.8464
0.675	1.9389	1.4977	1.2695	1.2257	1.1108	1.3559	1.2304
0.65	2.2220	1.7420	-	1.3671	1.6322	1.7475	-

Calculamos los diámetros para las pruebas sin floculante y para cuando se agrega 0.025 lb/TC de floculante Magnafloc-351 que es considerado el mejor floculante a su dosificación óptima.

Tabla Nº 5.3 Diámetro del espesador (pies), prueba de floculante.

dilución del underflow	capacidad del espesador, TC/día					
	50	100	200	500	800	1000
0.80	18.0	25.0	35.0	56.0	71.0	79.0
0.75	20.0	27.0	39.0	61.0	77.0	86.0
0.70	21.0	30.0	42.0	67.0	85.0	95.0
0.675	23.0	32.0	45.0	71.0	89.0	100.0
0.65	24.0	34.0	48.0	75.0	95.0	107.0

Tabla Nº 5.4 Diámetro del espesador (pies), prueba con 0.025 lb/TC de Floculante Magnafloc-351.

dilución del underflow	capacidad del espesador, TC/día					
	50	100	200	500	800	1000
0.80	11.0	16.0	22.0	35.0	44.0	49.0
0.75	13.0	18.0	26.0	41.0	51.0	57.0
0.70	16.0	22.0	31.0	48.0	61.0	68.0
0.675	17.0	24.0	34.0	53.0	67.0	72.0
0.650	21.0	29.0	41.0	65.0	82.0	92.0

Además del diámetro del espesador éste se especifica también por su altura.

5.1.1.2. DETERMINACION DE LA ALTURA DEL ESPESADOR

La altura total de un espesador está en función de la altura de la zona de compresión que es el factor principal.

Para determinar la profundidad total del espesador, a la altura calculada para la zona de compresión - se suman los siguientes valores:

H_1 = por capacidad de almacenado necesario para hacer frente a interrupciones o irregularidades de la descarga.....1.5 - 2 ft.

Tabla Nº 5.6 Altura de la Zona de Compresión en pies

dilución del underflow	sin floculante	Separan MG-200		Magnafloc-351		Superfloc-127	
		0.005	0.025	0.005	0.025	0.005	0.025
0.80	3.366	4.606	4.665	4.724	4.429	5.137	4.133
0.75	3.897	4.370	4.901	4.901	3.602	4.842	3.720
0.70	4.192	3.720	4.370	4.842	-	4.429	-
0.675	3.602	3.395	-	4.960	-	-	-

Tabla Nº 5.7 Altura del Espesador en Pies

dilución del underflow	sin floculante	Separan MG-200		Magnafloc-351		Superfloc-127	
		0.005	0.025	0.005	0.025	0.005	0.025
0.80	9.36	10.40	10.66	10.72	10.42	11.13	10.13
0.75	9.89	10.37	10.90	10.90	9.60	10.84	9.720
0.70	10.19	9.72	10.37	10.84	-	10.37	10.42
0.675	9.60	9.39	-	10.96	-	-	-

H_2 = por sumersión de la alimentación (feedwell).
..... 1.5 - 2 ft.
 H_3 = por inclinado del fondo..... 2 - 2.5 ft.

Por lo tanto, la profundidad total del espesador - debe ser casi 5 - 6 pies mayor que la zona total - de compresión (3,5).

La altura total también depende de la claridad del rebose en el overflow, si este no está libre de sólidos al inicio de la prueba, es necesario agregar una altura que corresponde a la zona de clarificación, si el rebose está libre de sólidos al principio de la prueba sólo es importante determinar la zona de compresión.

La altura de la zona de compresión se calcula por el método de A.G. Moncrieff para todas las pruebas antes consideradas.

La profundidad de la zona de compresión es de gran importancia para la selección del equipo, pues afecta al funcionamiento del mecanismo, en la mayoría de los casos, la zona de compresión no debe ser excesivamente profunda, pues se sobrecargaría la máquina sin conseguir mayor concentración de la pulpa en el underflow. La descarga debe controlarse de forma que se extraiga una pulpa con densidad máxima y el nivel de pulpa en el espesador sea mínimo (7).

La altura de la zona de compresión aumenta cuando se agrega floculante a la pulpa y cuando la dilución deseada en el underflow es cada vez menor.

La zona de compresión debe tener aproximadamente un metro, si este fuera mayor, se debe aumentar el área y/o reducir la concentración en el underflow. Entonces la altura total del espesador estará dado por:

$$H_{\text{total}} = H_{\text{zona de compresión}} + H_1 + H_2 + H_3 + H_{\text{clarificación}}$$

En este caso no es necesario considerar la altura debido a clarificación.

La altura del espesador en todos los casos es aproximadamente 10 pies, en algunos casos se puede aplicar un factor de seguridad a la altura del espesador hasta de 25%.

La altura del espesador no depende de la cantidad de material a espesarse sino de las características de la pulpa y de las condiciones de este en el underflow.

Por lo general, al determinar la profundidad total del espesador hay que establecer un balance económico para atender a consideraciones de costo de la instalación, del interés del capital representado por los materiales retenidos en el espesador y de la deseada concentración de pulpa obtenida.

5.1.2. ELEMENTOS DE UN ESPESADOR CONTINUO Y SUS FUNCIONES

Los elementos que constituyen un espesador continuo se pueden resumir en los siguientes (6,8,13), así como se muestra en la figura N° 5.1.

Tanque cilíndrico.- Todos los espesadores esencialmente están constituidos por un tanque cilíndrico sobre una porción de un cono invertido de muy poca profundidad, hay que señalar que los diámetros de estos tanques circulares son mucho más grandes comparados con su altura, el cono en el fondo (de muy poca pendiente) ayuda al movimiento de los sólidos concentrados hacia el punto de descarga, el área del tanque circular debe ser lo suficientemente grande como para que ninguna partícula sólida salga por el overflow y la altura lo suficiente como para lograr una pulpa a la concentración deseada, de todo esto podemos afirmar que la

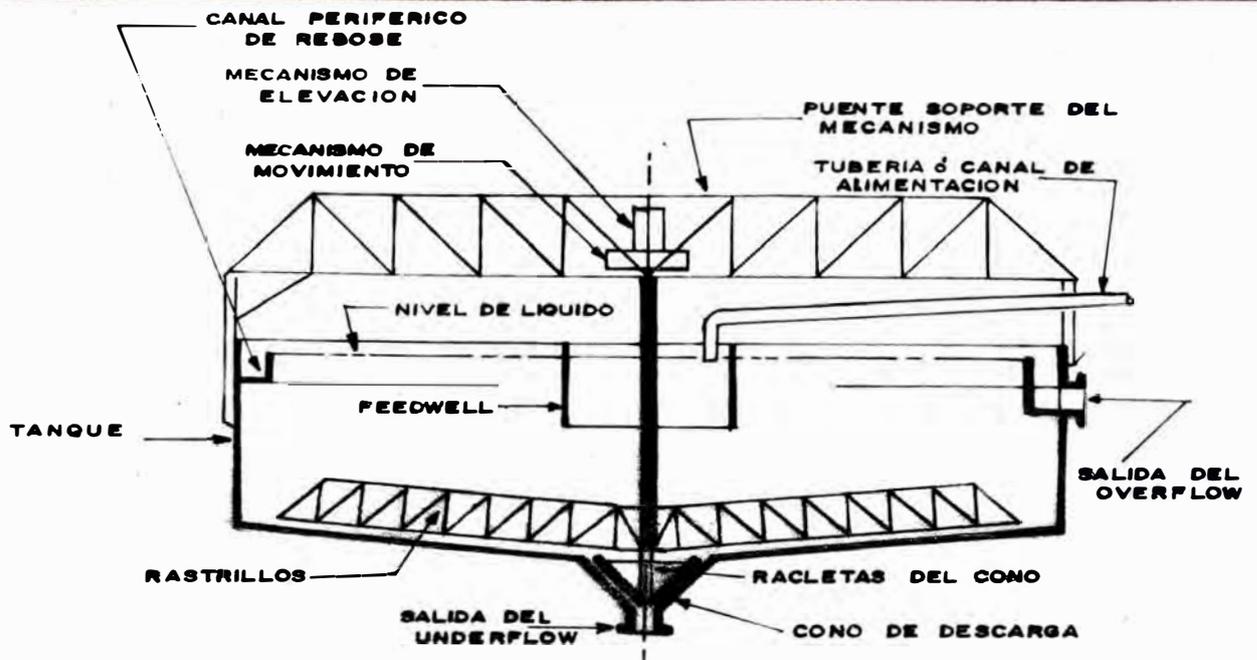


Fig. N° 5.1 ESPEADOR TIPO DE SOPORTE PUENTE

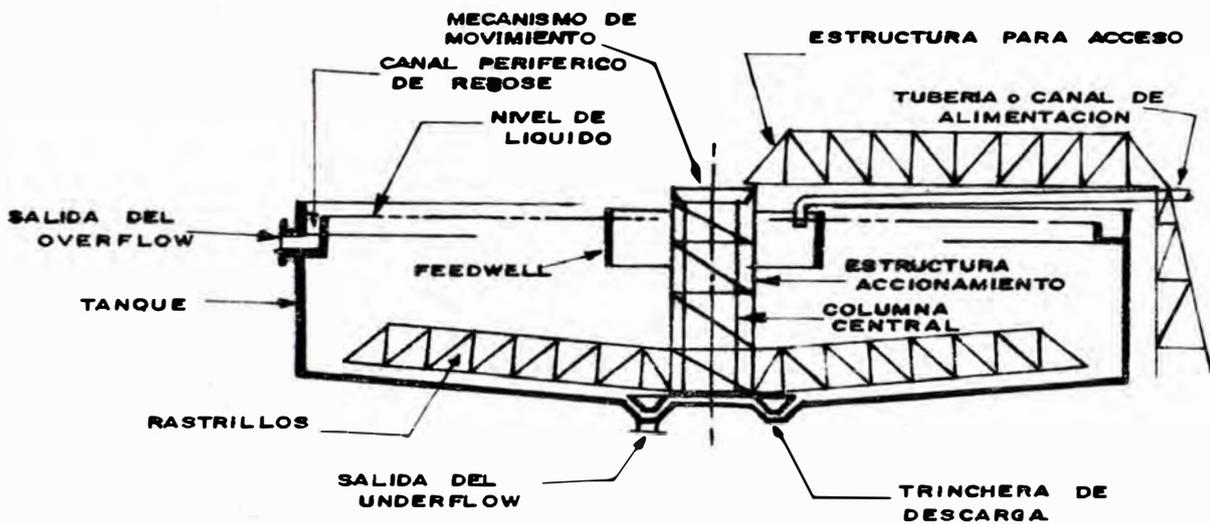


Fig. N° 5.2 ESPEADOR TIPO DE SOPORTE COLUMNA

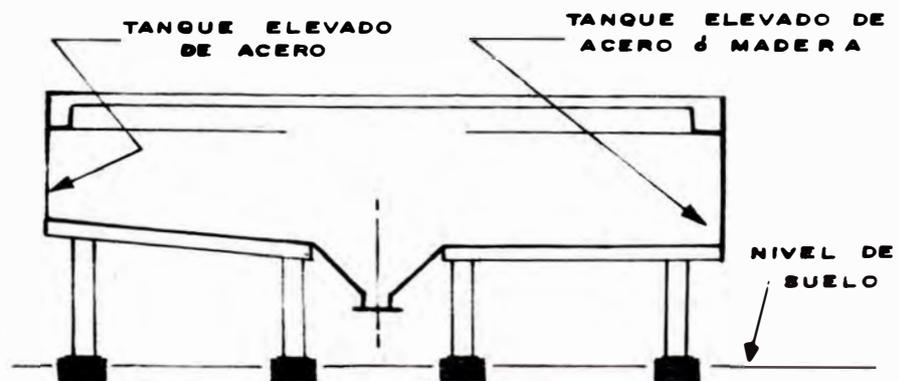


Figura N° 5.3

función principal del tanque es el de proporcionar un tiempo de permanencia para producir una pulpa a la concentración deseada y un líquido claro en el overflow.

Canal periférico al tanque.- Todo espesador convencional es equipado con un canal periférico perforado en su parte inferior, este canal está localizado interna o externamente al tanque y es equipado con un obstruidor de espumas si es necesario, su función es el de coleccionar el líquido clarificado para transportarlo a un orificio de salida, generalmente para clarificadores el mejor diseño práctico es cuando se logra una velocidad uniforme del overflow alrededor de la periferie del tanque.

Vía de acceso y soporte del canal alimentador.- Casi todos los espesadores son equipados con una vía de acceso o servicio al centro del mecanismo de accionamiento, y que en algunos casos son soporte de este mecanismo, ocasionalmente esta vía de acceso se extiende a través del diámetro completo del tanque, en muchos casos la vía de acceso sirve como soporte para el canal por donde corre la alimentación al centro de la máquina.

Feedwell, pozo alimentador.- El canal de alimentación termina en un aparato que se denomina feedwell. Su función es el de disipar la energía cinética contenida en el flujo de alimentación y el de lograr que la alimentación entre al tanque en una relativa zona de condición tranquila o de reposo, así como para proporcionar un flujo de introducción de pulpa a una apropiada altura en el espesador. Los feedwell son manufacturados en varias formas y tamaños, estudios recientes han demostrado que el método de introducción de la alimentación y la forma del feedwell tienen una profunda influencia sobre el comportamiento de la sedimentación.

Rastrillos de arrastre.- Todo espesador continuo está provisto de rastrillos en el fondo del tanque, de diferentes formas, según modelos y marcas de los equipos, y su función principal es el de mover los sólidos sedimentados hacia el

punto de descarga, como también mantener un grado de fluidez en el espesador para garantizar una remoción hidráulica, y el de incrementar la concentración en el underflow - por proporcionar canales para que escapa el agua desde los sólidos sedimentados en la zona de compresión.

Cono del tanque.- Los espesadores debajo del tanque cilíndrico están provistos de un cono invertido de poca pendiente y cumple una acción similar a los rastrillos de arrastre, para que así los sólidos del underflow puedan ser descargados.

Cono de descarga.- Los sólidos sedimentados el cual están moviéndose hacia el centro del tanque por acción de los brazos de los rastrillos son usualmente removidos en el espesado continuo a un cono o zanja pequeña y con pendiente bastante pronunciada, que está localizada en el centro del fondo del espesador.

Mecanismo de movimiento.- El mecanismo de accionamiento y los espesadores son diseñados de varios tipos dependiendo del tamaño y tipo de soporte de este mecanismo como también del tipo de espesador, su función es la de proporcionar la fuerza de accionamiento (torque) para mover los brazos de los rastrillos y paletas contra la resistencia de los sólidos sedimentados.

Mecanismo de elevación.- Estos mecanismos pueden ser manuales y/o automáticos, y proporcionan un medio para levantar los rastrillos hacia arriba del contacto de la pulpa con mayor concentración de sólidos para así reducir la fuerza de movimiento demandada por el mecanismo de movimiento, la operación de levantamiento se puede hacer mientras los rastrillos están girando.

5.1.3. TIPOS DE ESPESADORES Y SU MECANISMO DE MOVIMIENTO.

Los espesadores convencionales pueden clasificarse teniendo en cuenta el medio por el cual el mecanismo de accionamiento y los rastrillos son soportados, así podemos tener (6,9,35).

Tipo de soporte con puente.- Este tipo de aparato consiste de un armazón (puente, viga) que soporta el peso del mecanismo de accionamiento y el de los rastrillos, este puente se extiende a través de todo el diámetro del tanque y es soportado por las paredes del espesador o por armazones exteriores, la descarga de un espesador tipo puente es usualmente arrastrado hacia el apex de un cono localizado en el centro del fondo, estas máquinas son construídas en tamaños de 10 a 150 pies de diámetro, los espesadores tipo puente son probablemente los más comunes en nuestro medio y están equipados con un muy seguro y simple mecanismo de levantamiento de los rastrillos, el material de construcción depende sobre todo de la aplicación e incluye acero al carbono, acero inoxidable, madera, etc., este tipo de espesador se muestra en la figura N^o 5.1.

Las unidades de accionamiento del espesador son manufacturados en varias formas, para un espesador tipo puente el mecanismo para las unidades pequeñas (hasta 50 pies de diámetro) usualmente consiste de una sola combinación tornillo sinfin-rueda dentada, para unidades más grandes (hasta 150 pies de diámetro) especialmente los que se usan para decantación en contra corriente usualmente tienen como principal accionamiento un sistema de doble tornillo sin fin-rueda dentada, estos muchas veces son construídos con mecanismos de engranajes secundarios.

Tipo de soporte por columna.- En este tipo de aparatos el mecanismo de accionamiento y los rastrillos son soportados por una columna de concepto localizada en el centro del tanque del espesador, los sólidos sedimentados son descargados en el cono de descarga el cual está cerca del centro de la columna, máquinas con este diseño son construídas en diámetros de hasta 350 pies.

Una variación de este diseño son conocidos como espesadores "caisson", estos están provistos de columnas grandes de tal manera que dentro de ellas se instalen las bombas -

del underflow, la pulpa sedimentada es rastrillada a un canal alrededor de la columna de donde los sólidos entran succionados por las bombas, el cual descargan verticalmente abandonando la máquina a lo largo del armazón de la vía de acceso, los espesadores "caisson" son construídos en diámetros desde 300 a 600 pies.

Estos espesadores son construídos en un hoyo circular de paredes de concreto y el fondo de tierra o todo de tierra, con la columna central de concreto armado, estos tienen una pendiente suave en el fondo, y los muy grandes tienen usualmente en el fondo una pendiente suave cerca de la periferie y la pendiente es mayor hacia el centro del cono, este tipo de espesadores se ilustra en la figura N^o 5. . frecuentemente están equipados con dos rastrillos largos o en algunos casos dos largos y dos cortos.

El mecanismo de accionamiento es a través del mismo sistema tornillo sinfin-rueda dentada, que sería la primera unidad de reducción, este es usado sólo o múltiples para proporcionar el máximo torque requerido.

El mecanismo central incluye una placa giratoria cuya base está diseñada para ser montado sobre la columna central del espesador, este soporta el engranaje interno, el mecanismo del rastrillo rotatorio y la vía de acceso.

La energía producida por un sistema tornillo sinfin-rueda dentada es transmitida a estos engranajes en la placa giratoria y estos a su vez accionan el mecanismo del rastrillo.

Además de estas formas de espesadores que hemos mencionado existen otros como los espesadores a tracción, los espesadores que soportan el mecanismo de rastrillado con cables, etc.

5.1.4. MANIPULEO DE LA PULPA DEL UNDERFLOW.- El manipuleo del underflow generalmente se realiza a través de bombas de pulpas que pueden ser de diafragma o centrífugas

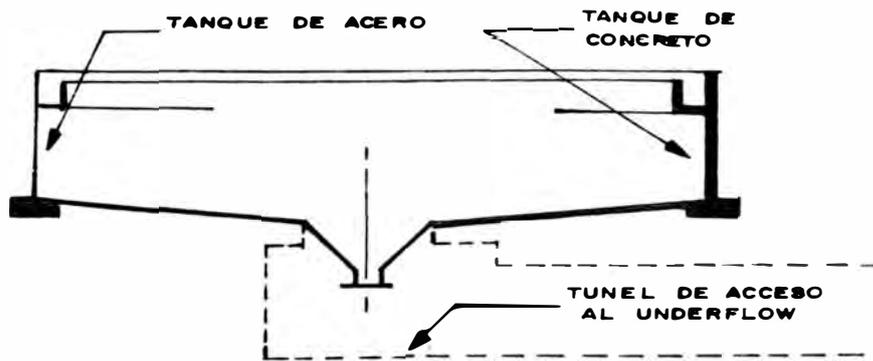


Figura Nº 5.4

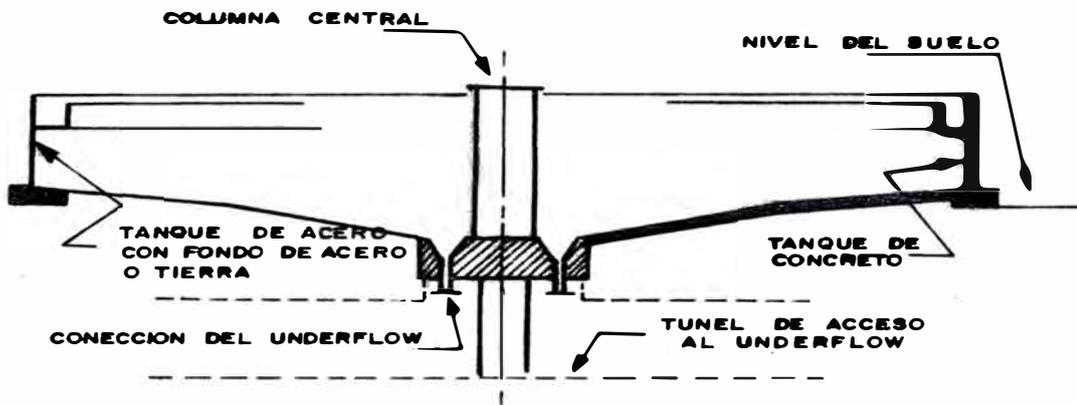


Figura Nº 5.5

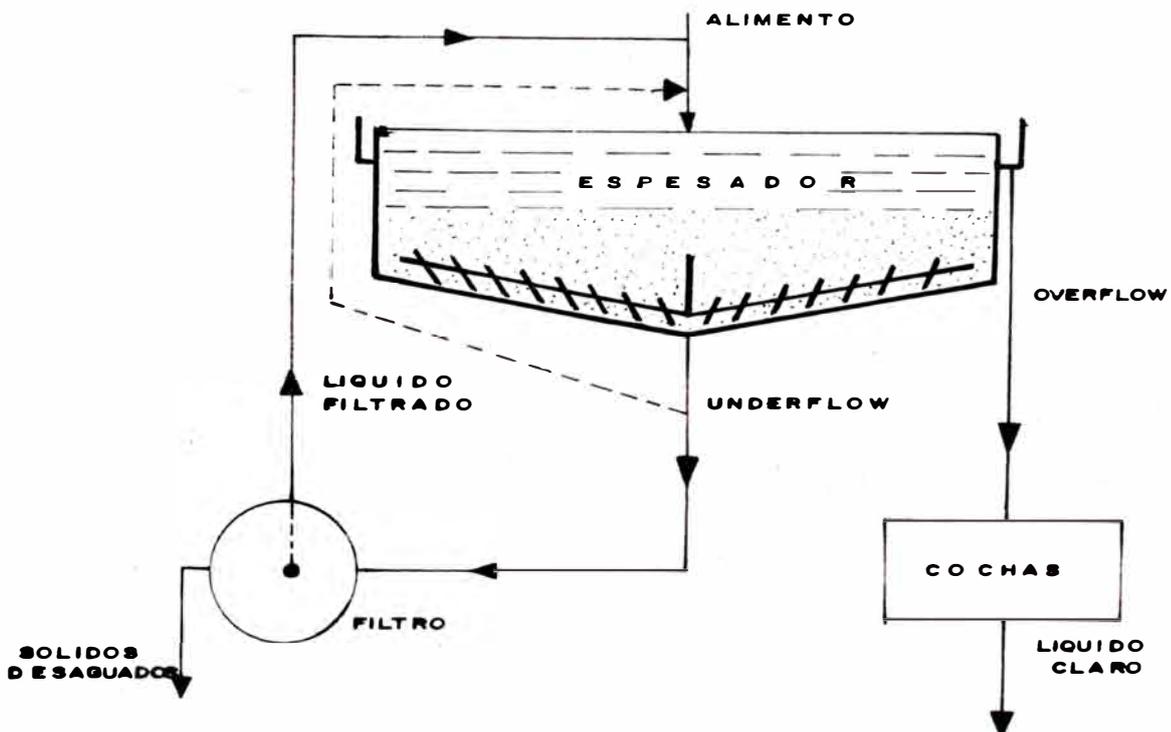


Figura Nº 5.6

siendo el más recomendado el de diafragma, estos elevan la pulpa espesada al filtro de discos o de tambor, hay diferentes formas para diseñar el sistema bomba-tubería y están en función de la pulpa a ser manipulada, del tamaño del tanque, del factor económico entre construir el tunel versus el cuarto de bombas dentro de la columna central, etc.

Algunas formas de manipuleo del underflow son consideradas - Cuando el espesador se encuentra en un nivel mas elevado que el nivel del piso, como se muestra en la figura N° 5.3 y los demás accesorios como bombas, tuberías y válvulas están a nivel del piso.

Generalmente se usa este arreglo cuando los espesadores son pequeños, estos tienen una excelente facilidad para manipular el sistema de bombeo del underflow.

Cuando el espesador se encuentra el nivel del piso, la bomba, las válvulas y tuberías se encuentran en un tunel debajo del tanque, como se muestra en la figura N° 5.4. Es el diseño más común para tanques espesadores medios y grandes, son bastante atractivo por razones de costo de instalación y hace muy fácil manipular la pulpa en el underflow.

- Cuando el espesador es del tipo de soporte por columna, el manipuleo se puede realizar de dos formas, como se muestra en la figura N° 5.5 con un tunel para el acceso y manipuleo del sistema de bombeo, otra forma es el que caracteriza a los espesadores "caisson" donde la bomba, válvulas y tuberías se encuentran dentro de la columna central, estos son recomendados para espesadores muy grandes, pero requiere de mayor costo en el mecanismo de espesamiento.

5.1.5. INSTALACIONES DE LOS ESPESADORES.- Los espesadores convencionales, se instalan de diferentes formas - en la industria minera y metalúrgica.

- En la mayoría de las plantas metalúrgicas la instalación

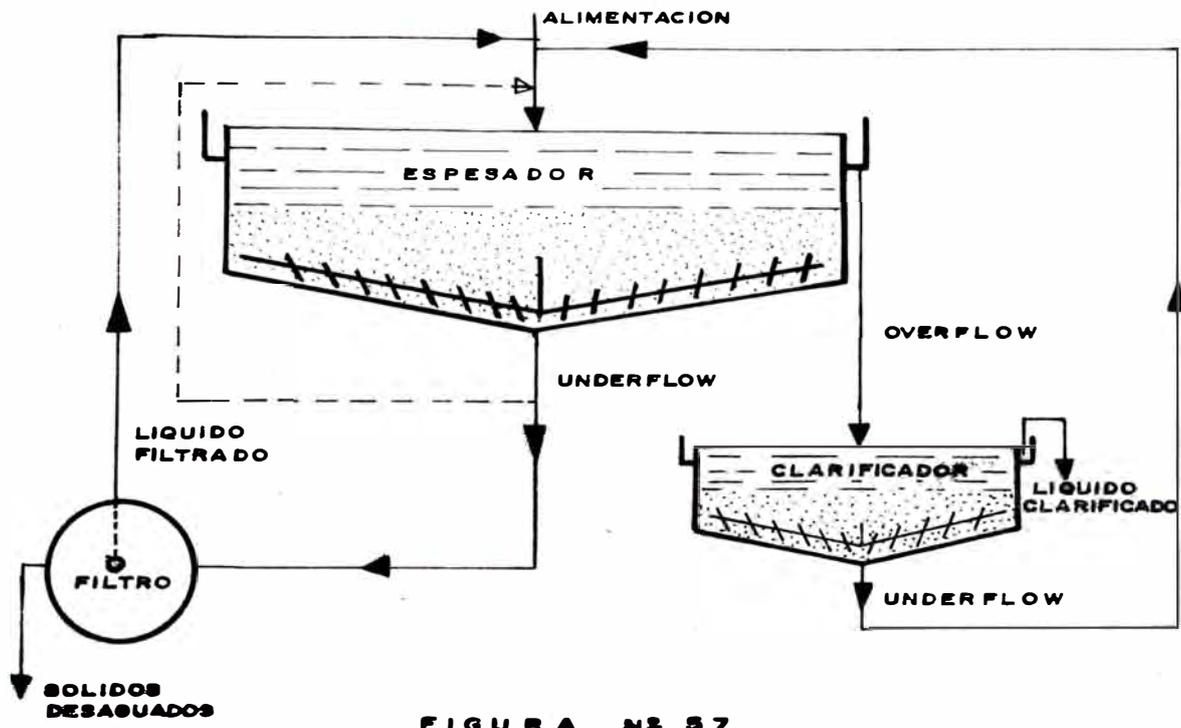


FIGURA Nº 5.7

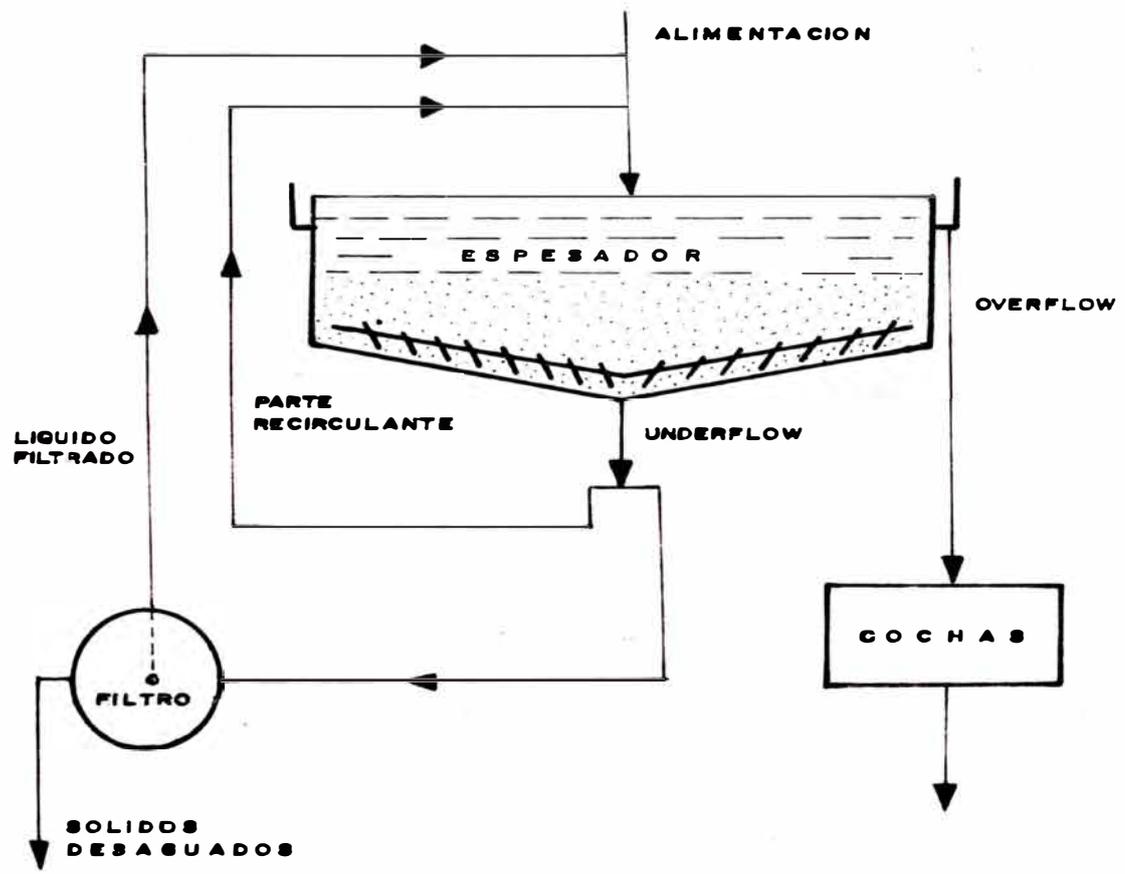


FIGURA Nº 5.8

es como se muestra en la figura N^o 5.6, el underflow es descargado hacia el filtro en forma intermitente dejando de bombear o enviando la pulpa del underflow al alimento durante la interrupción, esto se hace para obtener la dilución deseada en el underflow. El overflow siempre se debe descargar en cochas que previamente deben ser diseñadas a partir de pruebas de clarificación, no deben ser enviados a los clasificadores ni a las celdas de flotación.

El agua relativamente clara que se descarga del filtro siempre es enviada al alimento del espesador.

El filtro descarga una pulpa con aproximadamente 10% de humedad que ya es fácil de manipular.

- En otro arreglo de la etapa de desaguado además de lo antes señalado es necesario un tanque clarificador y el underflow de este debe ser recirculado al alimento del espesador, así como se muestra en la figura N^o 5.7.
- En un último arreglo se considera dos bombas en el underflow, una alimenta continuamente al filtro y la otra una parte del underflow recircula al alimento del espesador, para así lograr una pulpa con las características deseadas, esto se muestra en la figura N^o 5.8.

También se puede instalar esta etapa haciendo una combinación de los antes señalados y/o según las condiciones y características lo establezcan.

5.1.6. RECIENTES AVANCES EN EL DISEÑO DE LOS ESPESADORES.

Las anteriores descripciones y estudios son hechos para espesadores convencionales, recientemente se han introducido espesadores conocidos como "high-capacity", "high rate", estos son diseñados de tal manera que reducen el área unitaria requerida con respecto a los espesadores convencionales.

Los espesadores de lata capacidad es mecánicamente similar a los espesadores convencionales, también en el arreglo del mecanismo, rastrillos, acceso al mecanismo y canal de

alimentación, la diferencia radica exclusivamente en el feedwell.

5.1.6.1. MODIFICACIONES DEL FEEDWELL.- Existe una variedad de diseños de feedwell, cada uno de los cuales es diseñado para proveer una óptima eficiencia para una serie de aplicaciones específicas.

Uno de los diseños más eficientes es el FITCH FEED WELL, consiste de tres placas horizontales contenidas en el cilindro del feedwell, la alimentación es desdoblada en dos partes iguales, el choque de estos dos flujos provocan la floculación y el incremento de la velocidad de sedimentación..

Recientemente se ha introducido una modificación del "fitch feedwell" llamado DYNAFLOC FEEDWELL, diseñado para reducir el consumo del floculante a un mínimo. En el dynafloc feedwell la alimentación es dividida en 2 partes iguales uno a la parte superior y el otro al fondo del feedwell pero en dirección opuesta al primero, el floculante es introducido a la mitad de este equipo y directamente en la zona de turbulencia donde instantaneamente es mezclado uniformemente.

El dynafloc feedwell es diseñado para un instantaneo mezclado de la alimentación y floculante, este produce una formación uniforme de flóculos con relativamente baja dosificación de floculantes.

5.1.6.2. CONTROL DEL PROCESO.- Generalmente estos equipos vienen equipados con un sistema de control automático, que ayuda a reducir los costos de operación y asegurar la performance de los equipos.

Esencialmente estos controlan el nivel de pulpa en

la zona de sedimentación, así en el underflow se bombea sólo el volumen necesario para así mantener el nivel de pulpa entre el rango máximo y mínimo.

En espesadores con controles mucho más sofisticados se miden la velocidad de flujo de la alimentación, densidad de alimentación, velocidad de flujo del floculante, densidad del underflow y nivel de pulpa, estos valores medidos son alimentados a un microcomputador y procesadas estas medidas nos permiten ajustar la dosificación de floculante y que la velocidad de la bomba sea automáticamente ajustada para mantener el nivel de pulpa en el nivel establecido.

5.1.7. **ESPEADOR DE LAMINAS.**- Además de los espesadores convencionales se ha introducido otro aparato para la sedimentación, estos son los espesadores de láminas. Estos espesadores consisten de dos partes esenciales, un tanque de área rectangular en la parte superior y pirámides invertidas en la parte inferior, el tanque de área rectangular contiene una serie de láminas en formas paralelas, constituyendo paquetes o celdas unitarias que determinan el efecto multiplicador del área efectiva de sedimentación las pirámides invertidas sirven de depósito y por ellas se realiza la descarga del underflow, generalmente se usan vibradores suaves en esta zona.

Encuentra gran aplicación en la recuperación de agua de pulpas residuales en plantas industriales de papel, textiles, asbesto-cemento, relaves minero-metalúrgicos, etc. Entre las ventajas con respecto a los espesadores convencionales podemos citar:

- Ocupa menor espacio (diez veces menos)
- No tiene partes móviles ni motores.
- Puede tratar pulpas que contenga partículas muy finas.
- Menor costo de operación, etc.

En la actualidad son pocas las minas que utilizan estos tipos de espesadores.

5.2. ESTIMACION DE COSTOS

5.2.1. COSTO DE FABRICACION EN FUNCION DEL DIAMETRO DEL ESPESADOR.- El costo de fabricación depende del material que es fabricado y del tamaño del espesador, para espesadores relativamente pequeños el costo de fabricación está en función del diámetro (en pies) del espesador, esto corresponde al tanque más mecanismo o mecanismo sólo.

El costo de fabricación en función del diámetro se muestra en la figura N° 5.9 publicada por la Canadian Institute of Mining and Metallurgy en Mineral Processing Equipment Costs and Preliminary Capital Cost Estimations por Parkinson y Mular, de este se llega a la siguiente ecuación (42).

$$\text{Costo} = a (X)^b, \text{ en dólares}$$

Donde:

X = diámetro del tanque en pies.

a y b = constantes.

Tabla N° 5.8.

Especificaciones	rango, pies, diámetro del tanque	a	b
Tanque más mecanismo	10 - 225	147	1.38
Mecanismo sólo	48 - 280	50	1.42

Estos costos son calculados para mayo de 1970, entonces a los costos calculados por este método es necesario actualizarlos a la fecha que se desea.

5.2.2. ACTUALIZACION DE COSTOS.- Los costos se actualizan por medio de los índices de costos que es simplemente un número, válido para cierta fecha, con respecto al

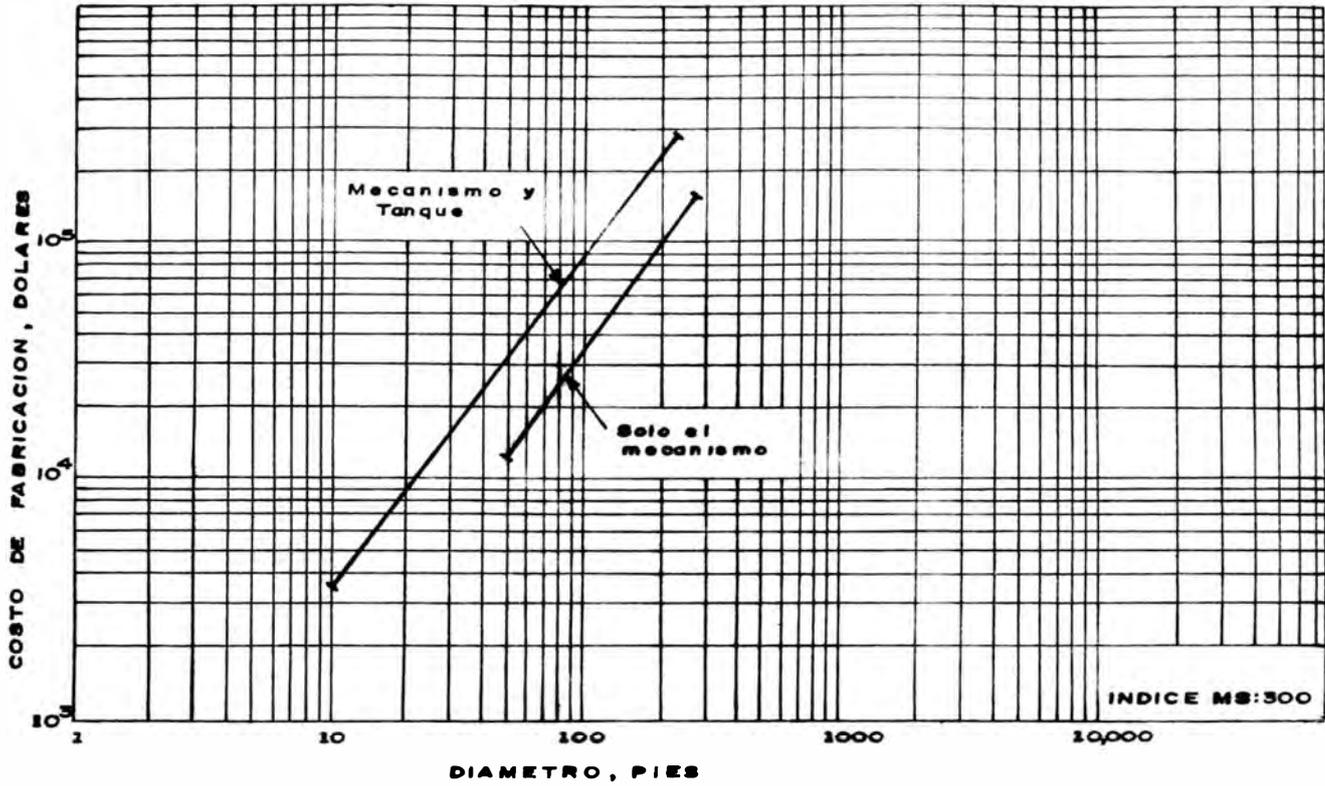


Fig. N° 59 COSTO DE FRABRICACION DEL ESPESADOR EN FUNCION DE SU DIAMETRO

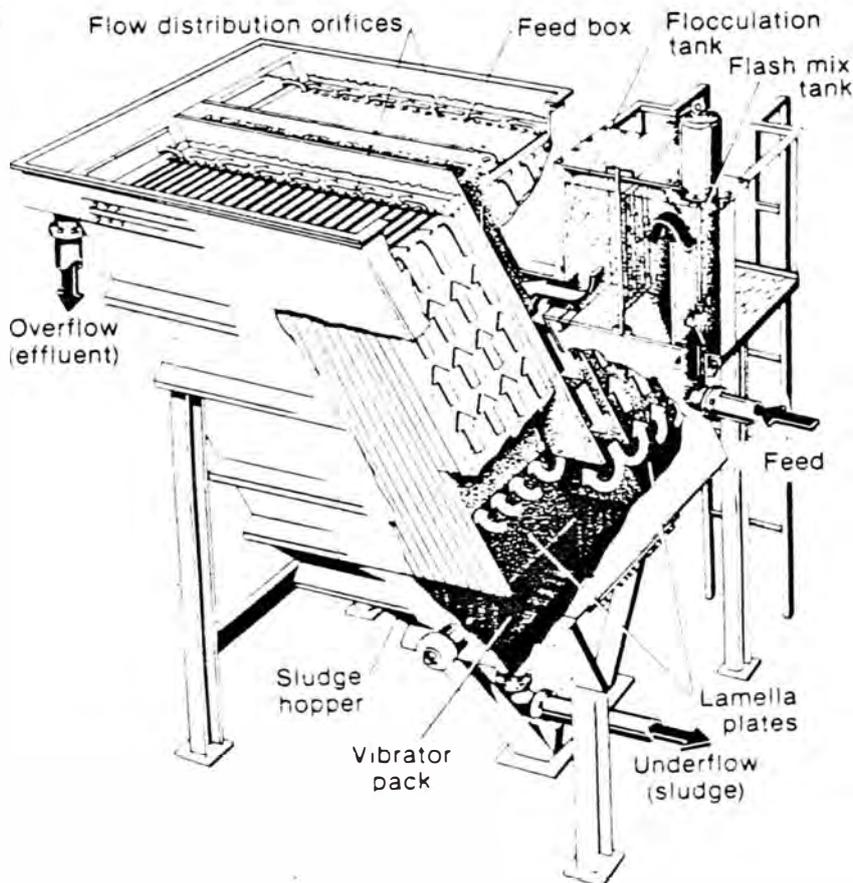


FIG. 5.10 ESPESADOR DE LAMINAS

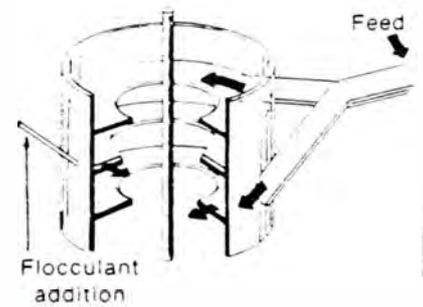


FIG. 5.11 DYNALOC FEEDWELL

costo para una cierta fecha que se toma como base. Si se conoce el costo para cierta fecha anterior, el costo equivalente actual puede determinarse multiplicando el costo original por la relación entre el índice de costo actual y el índice de costo válido para la fecha anterior.

$$\text{Costo actual} = \text{Costo original} \times \frac{\text{Valor índice actual}}{\text{valor índice en la fecha anterior en la cual el costo original fue obtenido}}$$

Los índices de costos pueden utilizarse para obtener una estimación general pero no pretenden tener en cuenta todos los factores.

Algunos de estos índices pueden utilizarse para estimar los costos de equipos, otros tienen aplicación para estimar la mano de obra, el índice de Marshall y Stevens para la industria minera metalúrgica es el más utilizado para estimar los costos de los equipos en procesamiento de minerales.

Los valores correspondientes a los índices de costos de equipos de Marshall y Stevens se publican periódicamente en la revista "Chemical Engineering".

Calculamos los costos de los espesadores para diferentes diámetros, a partir de la figura N° 5.9 teniendo en cuenta que este es para mayo de 1970, para esta fecha el índice de Marshall y Stevens es igual a 300, y actualizando para 1984 cuyo índice es igual a 850, tenemos:

Tabla N° 5.9 Estimación de costos de espesadores en dólares

diámetro del espesador(Pies)	tanque + mecanismo		mecanismo sólo	
	mayo 1970	1984	mayo 1970	1984
25	12400	35300	4830	13600
35	19800	52600	7790	22000
50	32500	92000	12900	36600
75	56800	161000	22900	65100
95	78800	223000	32100	91100
110	96400	273000	39600	112000

En la tabla N° 5.10 resumimos los resultados obtenidos para el diseño de espesadores, partiendo de la capacidad a ser espesado y de las características del mineral y de la pulpa en el alimento como en el underflow.

Tabla N° 5.10 Costos para varios tamaños de espesadores, cuando no se utiliza floculante y se quiere obtener 0.65 de dilución en el underflow, con una dilución inicial de 0.40

capacidad del espesador TC/día	diámetro del esp. (pies)	altura del espesador (pies)	costo del me canismo sólo \$	costo del tan- que + mecanis- mo, \$
50	25	10	13600	35300
100	35	10	22000	56200
200	50	10	36600	92000
500	75	10	65100	161000
800	95	10	91100	223000
1000	110	10	112000	273000

CONCLUSIONES

La sedimentación de pulpas en las operaciones de procesamiento de minerales se pueden estudiar muy bien en el laboratorio haciendo uso de probetas de vidrio y siguiendo el método clásico para sedimentación, en condiciones similares al de la planta industrial.

Cada tipo de pulpa tiene diferente comportamiento y estos a la vez difieren para cada condición diferente, lo primero que se puede evaluar es la velocidad de sedimentación que depende de la dilución de la pulpa, granulometría de los sólidos, temperatura, agitación de la pulpa, etc., así tenemos que para cuando la concentración de la pulpa se incrementa la velocidad de sedimentación disminuye, estos también afectan a la claridad de la interfase entre líquido y pulpa así para concentraciones bajas y partículas muy finas la claridad de la interfase es menor.

La dilución en el underflow también se puede predecir mediante estas pruebas y están en función de la dilución de la pulpa y del tiempo de asentamiento, así la concentración en el underflow es mayor cuando la concentración inicial también es mayor, pero en una planta en operación puede obtenerse mayores concentraciones en el underflow debido a la acción de los rastrillos, fondo del espesador, etc.

El diseño de espesadores convencionales se realiza a partir de estas pruebas discontinuas a nivel de laboratorio, específicamente para hallar las dimensiones no es necesario pruebas a nivel de planta piloto ya que lo que halla son áreas unitarias que están en función de la capacidad, pero si es necesario para determinar el tipo de mecanismo de accionamiento, puntos de adición de flocculantes, forma de alimentar, entre otros.

Para el cálculo del área unitaria y profundidad de la zona de compresión que son los parámetros críticos para cualquier diseño se ha estudiado diferentes métodos propuestos por Coe y Clevenger, Talmage y Fitch y el de Moncrieff, de estos tres el mé-

todo propuesto por A.G. Moncrieff es el más adecuado de los aquí discutidos, además nos permite el cálculo del área unitaria máxima, tanto como de la profundidad mínima de la zona de compresión y de la velocidad de descarga del underflow, aunque es necesario asumir una dilución mayor que la mínima obtenible en la prueba de sedimentación.

Para el cálculo por este método sólo es necesario asumir un valor de la dilución en el underflow y realizar los cálculos a partir de una sola prueba de sedimentación (a la dilución original) el método no considera la zona de compresión y en caso de que ella exista el efecto será favorable pues aumentaría la capacidad del espesador.

El método de Talmage y Fitch según Moncrieff es válido para el cálculo del área siempre que el punto de compresión no es considerado, este método tiende a sobredimensionar el área del espesador para diluciones bajas, entonces cuando la dilución en el underflow no tiene que ser necesariamente la mínima el método de Talmage y Fitch será el más adecuado.

El método de Coe y Clevenger tiende a minimizar el área del espesador, estos y Talmage y Fitch consideran la existencia del punto de compresión en la curva normal y sostienen que la máxima área unitaria será el calculado para una dilución equivalente a este punto pero no han indicado como se determina dicho punto de compresión.

En plantas de desaguado en operación es usual y a veces necesario utilizar flocculantes, estos reactivos tienen un efecto marcado sobre la velocidad de sedimentación de la pulpa especialmente de las partículas finas, la velocidad aumenta cuando se incrementa la dosis de flocculante, y también la dilución en el underflow aumenta debido a que un flóculo ocupa mayor volumen que las partículas flocculadas, el área unitaria disminuye con la adición de flocculante, hasta una dosificación óptima para luego incrementarse en forma rápida.

Para obtener el flocculante adecuado y su dosificación óptima te-

nemos que usar el criterio de área unitaria y no el de la velocidad de sedimentación, entonces la dosificación óptima es para cuando el área unitaria sea mínima, la dosificación óptima se encuentra en el rango de 0.005 - 0.025 lb/TC, una dosificación excesiva sería perjudicial a la capacidad del espesador y al costo de operación, generalmente el floculante debe ser diluido al 0.1% o menos, las adiciones deben ser en varias etapas y en puntos de turbulencia localizada para un adecuado mezclado.

A partir del área unitaria y considerando la capacidad se halla el área del espesador que debe proporcionar suficiente tiempo de retención para permitir la sedimentación, en las tablas 5.3, 5.4 resumimos los valores obtenidos para el diámetro considerando varias capacidades y diferentes posibles diluciones en el underflow, el diámetro del espesador tiene que ser afectado por un factor de seguridad grande, para hacer frente a cualquier interrupción, posibles ampliaciones de planta, etc.

La altura total de un espesador está en función de la altura de la zona de compresión, a este hay que añadirle 5-6 pies por altura del feedwell, almacenaje, inclinación del fondo, etc. a la altura del espesador se le puede aplicar un factor de seguridad de hasta 25%, la altura no depende de la cantidad de material a espesarse sino de las características de la pulpa y de las condiciones de este en el underflow, en la tabla 5.7 se dan los resultados de las alturas del espesador que en todos los casos es aproximadamente 10 pies.

El tipo de espesador, mecanismo de accionamiento y material de construcción depende del tamaño de dicho espesador, en nuestro medio es común el espesador tipo de soporte con puente y contruídos de planchas de acero y son relativamente pequeños debido a la poca capacidad de nuestras plantas metalúrgicas.

La gran capacidad de estos aparatos, debido al tiempo prolongado de residencia del material en las mismas, los hace recomendables para el almacenaje y regulación de carga entre diversos procesos, estos también son recomendables para cuando se manejan grandes caudales, a causa de su bajo costo y su sencillez -

de operación. Como desventajas se incluye el gran espacio que ocupan los espesadores y la lentitud de la marcha.

BIBLIOGRAFIA

- (1) Taggart Arthur, ELEMENTOS DE PREPARACION DE MINERALES, Madrid, Interciencia, 1966.
- (2) Badger Walter, Banchemo, INTRODUCCION A LA INGENIERIA QUIMICA, New York, Mc Graw-Hill, 1964.
- (3) Brown George G., OPERACIONES BASICAS DE LA INGENIERIA QUIMICA, Barcelona, M. Marin, 1955.
- (4) Heywood H., UNIFORM AND NONUNIFORM MOTION OF PARTICLES IN FLUIDS, in: Proceeding of the symposium on the interaction between fluids and particles, Institution of Chemical Engineers, London, pp. 1-8, 1962.
- (5) Currie John M., UNIT OPERATIONS IN MINERAL PROCESSING, Burnaby British Columbia, mayo 1973.
- (6) Keane Joseph M., SEDIMENTATION: THEORY, EQUIPMENT AND METHODS, World Mining, november, 1979.
- (7) Rodriguez-Avello, ESPESADO DE PULPAS, Rocas y Minerales, Octubre 1978, España.
- (8) Keane Joseph M., SEDIMENTATION: THEORY, EQUIPMENT AND METHODS, World Mining, december, 1979.
- (9) Keane Joseph M. RECENT DEVELOPMENTS IN SOLIDS/LIQUID SEPARATION, World Mining, october 1982.
- (11) Dow Chemical Co., POLIMEROS SEPARAN, folleto Nº LA-SPN01 - 81.
- (12) Concha Fernando, DISCONTINUIDAD EN LA CONCENTRACION DE UNA SUSPENSION.
- (13) Bhappu R. and Mular A. (ed), THICKENERS, Mineral Processing Plant Design, Society of Mining Engineers-AIME, New York - 1978.
- (14) Coe H.S. and Clevenger G.H., METHODS FOR DETERMINING THE CAPACITIES OF SLIME SETTLING TANKS, Trans. AIME, 1916, vol. 60, pp. 356-384.
- (15) Roberts E.J., THICKENING-ART OR SCIENCE?, Transactions AIME, 1949, vol. 184, pp. 61-64.
- (16) Anderson A.A. and Sparkman J.E., REVIEW SEDIMENTATION THEORY, Chemical Engineering, november 2, 1959.

- (17) Wilhelm J.H. and Naide Y., SIZING AND OPERATING CONTINUOUS THICKERS, Mining Engineering, december 1981.
- (18) Fitch Bryant, SEDIMENTATION PROCESS FUNDAMENTALS, Transactions AIME, vol. 223, 1962, pp. 534-539.
- (19) Moncrieff A.G., THEORY OF THICKENER DESIGN BASED ON BATCH SEDIMENTATION TESTS, Transactions Institute of Mining and Metallurgy, 1963-1964, vol. 73, pp. 729-759.
- (20) Talmage W.P. and Fitch E.B., DETERMINING THICKENER UNIT AREAS, Industrial and Engineering Chemistry, january 1955, vol. 47, Nº 1.
- (21) Camp. T.R., SEDIMENTATION AND THE DESIGN OF SETTLING TANKS, Procedures of American Society of Civil Engineers, 1945, - vol. 71, pp. 445-486.
- (22) Dudenhov, Shubov, Glazunov y otros, FUNDAMENTOS DE LA TEORIA Y LA PRACTICA DE EMPLEO DE REACTIVOS DE FLOTACION, Editorial MIR, 1980.
- (23) SNF Floerger, FLOCULANTE SINTETICOS.
- (24) Allied Colloids, MAGNAFLOC FLOCULANTES SINTETICOS.
- (25) Dow Chemical Co., FUNDAMENTOS DE LA FLOTACION DE MINERALES EU, 1979.
- (26) Hassett N.J., MECHANISM OF THICKNING AND THICKENER DESIGN, Transactions Institute of Mining and Metallurgy, 1965, vol. 74, pp. 627-656.
- (27) Villachica Leon C.A., DISEÑO DE ESPESADORES, Mejoramiento de las eficiencias de Lixiviación-Lavado y control de la contaminación ambiental en una Planta Hidrometalúrgica de Zinc, usando molienda fina y lavado por decantación en contracorriente, Tesis de Grado, UNI.
- (28) Gaudin A.M., Fuerstenau M.C., Mitchell S.R., EFFECT OF PULP DEPTH AND INITIAL PULP DENSITY IN BATCH THICKENING, Mining Engineering, june 1959.
- (29) Dorr-Oliver, DORR-OLIVER THICKENING EQUIPMENT AND SYSTEMS, Bulletin, THIC-2, 1981.
- (30) Fitch Bryant, THE DESIGN OF INTERMITTENTLY FED THICKENERS, Industrial and Engineering Chemistry, vol. 60, Nº 7, july 1968.

- (31) Kammermeyer Karl, SETTLING AND THICKENING OF AQUEOUS SUS -
PENSIONS, Industrial and Engineering Chemistry, vol. 33, -
Nº 12, december 1941.
- (32) Comings E.W., Pruiss C.E., Debord C., CONTINUOUS SETTLING
AND THICKENING, Industrial and Engineering Chemistry, vol.
46, Nº 6, june 1954.
- (33) Robinson Clark S., SOME FACTORS INFLUENCING SEDIMENTATION,
Industrial and Engineering Chemistry, vol. 18, Nº 8 august
1926.
- (34) Gery William B., THICKENERS, Chemical Engineering, june -
1955.
- (35) Roberts E.J. and Fitch E.B., PREDICTING SIZE DISTRIBUTION
IN CLASSIFIER PRODUCTS, AIME Transactions, 1956, vol. 205,
pp. 1113-1120, Mining Engineering, november, 1956.
- (36) Roberts E.J., COLLOIDAL CHEMISTRY OF PULP THICKENING,
- (37) Conway R.A. and Edwards V.H., HOW TO DESIGN SEDIMENTATION
SYSTEMS FROM LABORATORY DATA, Chemical Engineering, september
18, 1961.
- (38) Hsia E.S. and Reinmiller F.W., HOW TO DESIGN AND CONSTRUCT
EARTH BOTTOM THICKENERS, Mining ^Engineering, august 1977.
- (39) Gaudin A.M. and Fuerstenau M.C., EXPERIMENTAL AND MATHEMA-
TICAL model OF THICKENING, Transactions Society of Mining
Engineers, june 1962.
- (40) Tarrer, Lim, Koppel and Grady, A MODEL FOR CONTINUOUS THICK
ENING, Industrial and Engineering Chemistry, Procee Des.
Develop, vol. 13. Nº 4, 1974.
- (42) Parkinson E.A. y Mular A.L., MINERAL PROCESSING EQUIPMENT
COSTS AND PRELIMINARY CAPITAL COST ESTIMATIONS, The Cana -
dian Institute of Mining and Metallurgy, Special Volume 13
1972.
- (43) Concha F. and Almendra E.R., SETTLING VELOCITIES OF PARTI-
CULATE SYSTEMS, 1. SETTLING VELOCITIES OF INDIVIDUAL SPHE-
RICAL PARTICLES, International Journal of Mineral Proces -
sing, 5 (1979) 349-367.
- (44) Cyanamid, MINING CHEMICALS HANDBOOK, Mineral Dressing No -

tes Nº 26, 1976.

- (45) Olivares F.E. Zegarra W.J., BALANCE METALURGICO DE LA PLANTA CONCENTRADORA DE CASAPALCA Y ANALISIS DE SU PERFORMANCE, Oroya-Perú, junio 23, 1973.
- (46) Vilchez, Tataje, Rojas y Temple, ESPESADORES ESTATICOS (SIN PARTES MOVILES), XV Convención de Ingenieros de Minas, 14-18 octubre de 1980, Trujillo-Perú.