

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

TEORÍA, DISEÑO Y CÁLCULO
DE UN
ESPESADOR DE SUSPENSIONES

184

Tesis que para obtener el Título de
INGENIERO QUÍMICO
presenta

Mario Arturo Jiménez Romero.

México, D.F.

1 9 7 5



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

CLAS. Tesis
ADQ. 1975
FECHA
PROC. MT ~~1975~~ 176



QUIMICA

PROFESORES:

X PRESIDENTE: Carlos Doormann Montero
VOCAL: Roberto Andrade Cruz
SECRETARIO: Arturo López Torres
1er. SUPLENTE: Jorge Martínez Montes
2o. SUPLENTE: Cutberto Ramírez Castillo

Jurado asignado originalmente según el Tema:

Sitio donde se desarrolló el Tema:

Biblioteca de la Facultad de Química

Laboratorios de la Facultad de Química

Cobre de México, S.A.

Biblioteca del Instituto Mexicano del Petróleo

SUSTENTANTE:

MARIO ARTURO JIMÉNEZ ROMERO



ASESOR DEL TEMA:

I. Q. ROBERTO ANDRADE CRUZ



A mis padres, que tras haberme
dado la vida, han sabido
encausarme con su ejemplo,
comprensión y apoyo.

A mis hermanos, por la
felicidad compartida en el
seno de la familia.

A Susana Elena, con amor.

A mi hijo Ricardo Arturo,
por haber despertado en mí
un incontenible sentimiento de
superación.

A Mario F. Márquez Meyer,
por su entusiasta y des-
interesada colaboración.

Con agradecimiento a la
U. N. A. M.

Í N D I C E

INTRODUCCIÓN	1
C A P Í T U L O I. GENERALIDADES.	
I.1. Filosofía de la Selección de los Sistemas de Separación de Sólidos de Líquidos.	4
I.2. Propiedades del Sistema Sólido-Líquido.	8
I.3. Determinación de las Necesidades del Proceso.	9
I.4. Selección Preliminar de la Técnica de Separación.	10
I.5. Importancia del Pretratamiento de la Suspensión.	13
C A P Í T U L O II. TEORÍA DEL MOVIMIENTO DE PARTÍCULAS A TRAVÉS DE UN LÍQUIDO. SEDIMENTACIÓN. CLARIFICACIÓN Y ESPESAMIENTO.	
II.1. Introducción.	22
II.2. Flujo no Viscoso a Través de un Cuerpo Cilíndrico.	30
II.3. La Capa Fronteriza.	31
II.4. Flujo Viscoso a Través de un Cuerpo Cilíndrico.	34
II.5. Fuerza de Arrastre Ejercida por el Fluido sobre una Partícula.	39
II.5.1. La Fuerza de Arrastre en una Partícula Esférica.	45
II.6. Mecánica del Movimiento de las Partículas que se desplazan libremente a través de un fluido.	57
II.6.1. Caso de Partículas Esféricas.	64
II.6.2. Caso de Partículas No Esféricas.	70
II.6.3. Dimensionamiento Elemental de un Clarificador continuo de suspensiones diluidas.	80

II.7.	Sedimentación y Espesamiento de Suspensiones con Alto Contenido de Sólidos.	87
II.7.1.	Predicción de la Velocidad de Asentamiento de Suspensiones Finas.	93
II.7.2.	Predicción de la Velocidad de Asentamiento de Suspensiones Gruesas.	96
II.8.	Mecanismos de Sedimentación Intermitente y continua.	102
II.8.1.	Factores que deben Considerarse en el Dimensionamiento de un Espesador Intermitente.	102
II.8.2.	Sedimentación Intermitente y Continua. Mecanismo y Factores que se presentan en el Espesador Continuo.	114
C A P Í T U L O III. APLICACIÓN DE LA TEORÍA AL DISEÑO DEL ESPESADOR CONTINUO. EL EQUIPO Y SU SELECCIÓN.		
III.1.	Determinación del Área de la Sección Transversal del Espesador.	127
III.1.1.	Método de Coe y Clevenger.	128
III.1.2.	Método Modificado de Kynch o Método Analítico-Experimental.	131
III.2.	Determinación de la Profundidad del Espesador.	143
III.2.1.	Método de Roberts.	145
III.3.	Espesadores Intermitentes. Equipo.	153
III.4.	Espesadores Continuos. Espesadores de un Solo Piso.	156
III.4.1.	Espesador Rectangular Continuo.	157
III.4.2.	Espesadores Circulares Continuos.	157

126

III.4.3.	Tipos de Rastrillos y Mecanismos Es- peciales usados comunmente en Espe- sadores de un solo piso.	165
III.5.	Espesadores Continuos de Varios Platos.	174
III.6.	Equipo Auxiliar de los Espesadores.	179
III.6.1.	El Accionador.	179
III.6.2.	Equipo y Arreglo de los Sistemas de Drenado.	181
	Disposición Típica del Pozo de Ali- mentación.	187
III.6.3.	Instrumentación y Control del Espe- sador.	190
III.7.	Selección del Espesador.	192
C A P Í T U L O	IV. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO. RESULTADOS EXPERIMENTALES.	198
IV.1.	Proyecto de Recuperación de Níquel. Descripción del Proceso.	199
IV.2.	Resultados del Análisis Químico Cualitativo y Cuantitativo Practicado a las Soluciones Dilui- das, Proporcionadas por la Compañía Cobre de - México, S.A.	208
IV.3.	La Evaporación en el Laboratorio.	212
IV.4.	Resultados del Análisis de la Fase Líquida de las Suspensiones Preparadas en el Laboratorio.	217
IV.5.	Datos Adicionales de Diseño, Obtenidos en el Laboratorio.	217
C A P Í T U L O	V. CÁLCULO DE UN ESPESADOR DE SUS - PENSIONES.	236
V.1.	Preparación de la Curva que Muestra la Rela -- ción entre la Velocidad de Sedimentación y la	

Concentración de Sólidos en la suspensión.	237
V.2. Determinación del Área de la Sección Transver <u>s</u> al del Espesador.	244
V.3. Cálculo de la Profundidad del Espesador.	251
CONCLUSIONES.	257
BIBLIOGRAFÍA.	261

I N T R O D U C C I Ó N.

La idea de solucionar el problema de concentración de sulfatos que se hallan en un medio fuertemente ácido, fue el motivo del trabajo.

El problema en sí, consiste en lograr que la fase cristalina y líquida se mantengan en íntimo contacto, a fin de favorecer el crecimiento de los cristales (y por lo mismo, una recuperación máxima de soluto); consecuentemente, fue seleccionada la sedimentación como técnica de espesamiento, - pues con ella se obtiene dicho contacto durante el mayor lapso posible y al mismo tiempo la separación parcial de las fases. La separación definitiva, que sabemos puede realizarse por filtración o por centrifugación, queda fuera del tema.

Aun cuando las palabras del párrafo anterior significan el planteamiento de la idea de solucionar un problema muy concreto, resulta que la teoría, los criterios de diseño y la secuencia de cálculo desarrollados, van más allá del -- simple hecho de alcanzar esta meta, puesto que es factible -- aplicarlos a cualquier problema de separación parcial, por -- espesamiento, sin más limitaciones que las mencionadas explícitamente a lo largo del escrito.

El trabajo consta de cinco capítulos; de los cuales, tres se refieren a los fundamentos teóricos de dicha --

técnica de separación, y el resto, a presentar los resultados de las corridas de laboratorio y al dimensionamiento del equipo.

Es conveniente aclarar, que pretendimos exponer la teoría con mayor profundidad de la que en realidad se requería, para con ello lograr claridad de conceptos y fundamentos, pero el temor de una extensión demasiada, limitó un análisis exhaustivo de la información contenida en la bibliografía que apuntamos al término del trabajo.

El primer capítulo plantea la filosofía moderna de la selección de los sistemas de separación, basados en la mecánica de flúidos, indicándose cuáles son los requisitos que un sistema sólido-flúido debe reunir para lograr su separación por este medio.

Las técnicas más comunes de laboratorio se mencionan en este capítulo, y queda señalada la importancia que el proceso y el pretratamiento de la suspensión, tienen como medio para incrementar la eficiencia de la separación.

El segundo capítulo comprende: el estudio del flujo viscoso y no viscoso en torno a un cuerpo cilíndrico; las características del movimiento libre de partículas a través de un líquido y su aplicación al diseño de un clarificador de suspensiones diluídas; la definición de la capa fronteri-

riza y la fuerza debida al arrastre del fluido, y, al tratar el comportamiento de las suspensiones concentradas, se describen tanto el movimiento obstaculizado, los factores que deben considerarse en el dimensionamiento de un espesador intermitente, como el comportamiento de un espesador continuo.

El capítulo tercero trata de las técnicas más conocidas para determinar el área y la profundidad requeridos por el espesador; del equipo; de los accesorios utilizados por el mismo; y del criterio fundamental con el que se elige el tipo de espesador.

El cuarto capítulo describe, en principio, el proceso para formar la solución que se desea espesar, y resume, en tablas, la información del análisis y las propiedades recabadas en el laboratorio, incluyéndose también descriptivamente, la forma que es utilizada en el laboratorio para efectuar la evaporación.

En el capítulo quinto se presentan las tablas propuestas en el capítulo tercero para el dimensionamiento, conteniendo la información real resumida en el cuarto capítulo. Finalmente, se calculan el área y la profundidad requeridas por el espesador.

Al término del trabajo se enlistan libros y artículos consultados, y mencionamos el título de los mismos, a --

efecto de que si alguien se interesa del tema, le sea viable referirse a ellos.

Se pretende que éste resulte de utilidad a los industriales de la compañía "Cobre de México", S.A.

CAPÍTULO I.

GENERALIDADES.

I.1. FILOSOFÍA DE LA SELECCIÓN DE LOS SISTEMAS DE SEPARACIÓN DE SÓLIDOS DE LÍQUIDOS.

El resolver un problema de separar sólidos de líquidos no se reduce tan sólo a seleccionar un equipo específico; por el contrario, una solución eficiente del problema requiere del conocimiento de los sistemas de separación de sólidos de líquidos existentes.

El sistema puede consistir de una o varias de las siguientes etapas:

1. Pretratamiento de la suspensión para incrementar el tamaño de las partículas;

2. Concentración de la suspensión en clarificadores y espesadores;

3. Separación de los sólidos en filtros y centrifugas;

4. Post-tratamiento para eliminar el material soluble y reducir el contenido de la mezcla.

La figura 1. muestra la relación entre esos pasos e indica las pruebas típicas a escala de laboratorio o planta piloto que suelen realizarse en cada operación.

Hoy día los siguientes hechos gobiernan la filosofía del diseño, control y modificación de los sistemas de se

paración de sólidos de líquidos:

1. Muchas combinaciones son posibles en lo que se refiere a tipos de equipo que son capaces de hacer un cierto trabajo. El número de alternativas satisfactorias de selección de floculantes, ayuda filtros, medios filtrantes, filtros y centrífugas, etc., es tan grande, que no resulta práctico esforzarse por encontrar la mejor solución.

2. La teoría no es utilizada con depurado refinamiento, debido a que los fenómenos implicados en la selección del sistema de separación, con mucha frecuencia hacen inadecuado cualquier análisis matemático. Por esta razón, las pruebas de laboratorio y la experiencia juegan un papel predominante en el diseño.

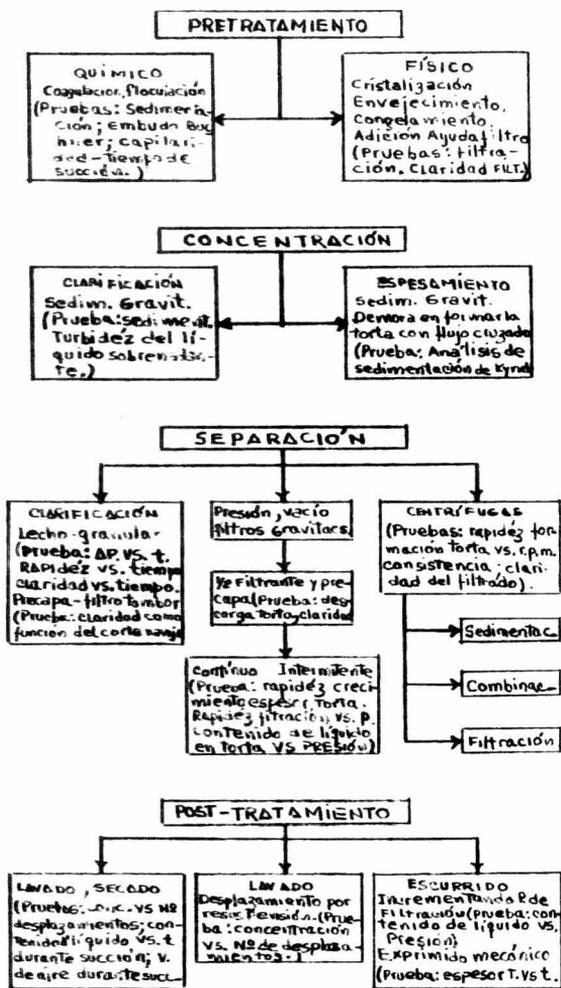
3. Las suspensiones son notoriamente "volubles", por que casi todos los sistemas sólido-líquido cambian con el tiempo sus propiedades y, por lo mismo, el tipo de tratamiento. Los parámetros, tales como rapidez de asentamiento, permeabilidad y porosidad, no son de tipo termodinámico; ellas dependen de la historia del lodo. Por consiguiente, resulta importante un muestreo continuo de la suspensión involucrada.

4. En general, los conocimientos y la experiencia están más concentrados en la manos de los fabricantes, que en la de los usuarios. Además, debido a que los proveedores mane

jan una limitada línea de equipos, es aconsejable consultar - diferentes fuentes de productos y servicios.

5. Para propósitos de amplificación de escala, se - corren algunas pruebas fáciles de realizar en el laboratorio; citaremos, entre otras, rapidez de asentamiento para evalua - ción de flocculantes, o diseño del espesador; experimentos de - hoja filtrante bajo condiciones de vacío o presión para determinar la rapidez de crecimiento del espesor de la torta, etc.

Por último, el uso de equipo piloto es frecuente al proyectarse unidades a escala de producción.



ETAPAS Y METODOS DE SEPARACIÓN DEL SISTEMA SÓLIDO-LÍQUIDO

FIGURA 1

I.2. PROPIEDADES DEL SISTEMA SÓLIDO-LÍQUIDO.

Antes de introducirse al trabajo de laboratorio o de selección del equipo, es de capital importancia el procurarse toda la información respecto a las propiedades del sólido, del líquido y de los lodos o suspensión.

Características de los sólidos.- Forma en que se forman los sólidos: cristalización, polimerización, precipitación, productos de reacción o algún otro mecanismo.

Rangos de tamaños de partículas formadas en la etapa anterior.- Debido a que la distribución de tamaños de partícula es con frecuencia la variable dominante del proceso, la precisión que se tenga sobre el control del equipo en que se forman, afectará el rendimiento del equipo separador.

Propiedades de la fase sólida, tales como: gravedad específica, punto de fusión, solubilidad en la fase líquida, etc. Y mediante un examen microscópico: forma, hábito, aglomeración o formación discreta de cristales.

Características del líquido.- Composición y gravedad específica del licor, número de fases, viscosidad y presión de vapor.

Características de la suspensión.- La corriente de alimentación al equipo de separación, en ocasiones exhibe alguna característica especial; debe investigarse si es el caso.

Ha de conocerse la relación que exista entre concentración de sólidos y volumen asentado. Es indispensable también, medir la viscosidad para determinar los requerimientos de bombeo. Igualmente, observarse las características de asentamiento de los sólidos, así como la facilidad de resuspensión; y tratar de formular un control potencial de la densidad del lodo. Por lo general, a medida que la concentración de los sólidos es mayor, la separación será más fácil. Sin embargo, los lodos demasiado densos acentúan los problemas de bombeo.

Temperatura.- La temperatura de operación afecta la viscosidad del líquido, la presión de vapor y la gravedad específica, pudiendo afectar también la solubilidad y la composición. Desde un principio es necesario definir las limitaciones de temperatura en la corriente de alimentación.

I.3. DETERMINACIÓN DE LAS NECESIDADES DEL PROCESO.

Es importante conocer todos los requerimientos del proceso. Debe prepararse un diagrama de flujo de proceso esquematizado, que incluya los principales requerimientos del proceso; un balance de materiales que muestre los gastos de sólidos y líquidos; la composición y la temperatura de cada corriente, y, finalmente, el origen y destino de cada una de ellas.

Gasto alimentado.- Establecer el rango de los gas -

tos de alimentación y su concentración para cada valor.

Clarificación.- Debe definirse hasta qué grado ha de ser clarificado el líquido, si el efluente representa pérdida de producto o si es recirculado a un punto determinado del proceso. Asimismo, si la claridad del líquido es la función principal del equipo, o si es una consideración secundaria. Normalmente se toleran algunas pérdidas de sólidos en el efluente, por lo que resulta útil una comparación del costo estimado de una recuperación altamente eficiente por parte del equipo, contra el costo estimado del producto perdido.

Ecurrido de los lodos.- Definir si los sólidos van a ser alimentados a un secador, resuspendidos, fundidos, etc.

Lavado.- Si el lavado de los sólidos es necesario, entonces debe de investigarse la naturaleza del líquido utilizado para ello; si es o no compatible con el líquido madre; si será o no requerido un reprocesamiento posterior al lavado, y la cantidad de líquido para el mismo.

Operación.- Debe conocerse con anticipación la forma en que será operado el proceso: operación intermitente, continua, semi-intermitente, etc. El equipo localizado corriente arriba y corriente abajo, definirá con frecuencia este punto.

I.4. SELECCIÓN PRELIMINAR DE LA TÉCNICA DE SEPARACIÓN.

Experiencia previa.- Es aconsejable familiarizarse con las técnicas usadas corrientemente para la separación del sistema sólido-líquido en cuestión. Si un departamento de investigación y desarrollo está produciendo el material, debe consultársele, pues seguramente separan y purifican el sólido para sus fines particulares.

Si el material está en producción, debe investigarse cuáles son las técnicas usuales para la separación. Es posible que el problema pueda ser resuelto únicamente agrandando la escala del equipo existente, o bien, efectuando modificaciones pequeñas al equipo o al proceso. Si el producto no es nuevo ni es secreto, puede investigarse con los fabricantes de equipo cómo procesar el material.

Conducción de pruebas a nivel de laboratorio. Al efectuar pruebas sencillas de laboratorio, puede establecerse si una técnica de separación es o no factible:

Sedimentación.- El hacer pruebas intermitentes de asentamiento en cilindros graduados, puede indicar si esta técnica es o no factible. Si el material no se asienta, o sólo se asienta parcialmente, o no da un líquido sobrenadante claro, entonces el equipo de sedimentación puede ser cuestionable. Igualmente resulta cuestionable si el sedimento se re-suspende fácilmente a la menor agitación.

Filtración.- Las pruebas de filtración a través de un medio poroso, guían también la selección del equipo. El ensayo puede llevarse a cabo aplicando con aire una presión sobre la suspensión, o bien un vacío en el lado opuesto a la -- suspensión por filtrar. Si la torta de lodos se forma fácil -- mente, no se rompe o se contrae, y se escurre y seca satis -- factoriamente; entonces la filtración es, posiblemente, la -- respuesta. Cuando la prueba de lavado de la torta es necesa -- ria, se realiza en el mismo aparato para determinar si el desplazamiento del líquido del lavado tiene la eficiencia necesa -- ria. La aparición de canales en la torta durante el lavado, indicará que éste es deficiente, lo cual obliga a recurrir a -- otra técnica.

Centrifugación.- Si una centrífuga no está disponi -- ble en el laboratorio, puede recurrirse al vendedor de ellas. Los vendedores tienen procedimientos para conducir pruebas en recipientes rotatorios y escalar después directamente, basán -- dose en el volúmen de sólidos asentados, tiempo requerido pa -- ra el asentamiento y la fuerza centrífuga usada.

La suspensión de que se trata, debe ser colocada en un tubo o en una botella especial y girar a una velocidad --- tal, que produzca una aceleración centrífuga varias veces ma -- yor a la de la gravedad, por varios minutos. En esta prueba --

debe observarse: si los sólidos se asientan o flotan, o si sólo parte de ellos lo hace; si el líquido sobrenadante está o no claro; y la naturaleza de la torta, es decir, si es fácil de penetrar, si se escurre fácilmente, si es blanda o limosa, etc.

Si alguna irregularidad se presenta en la sedimentación centrífuga, la filtración es tal vez la solución. Las pruebas de filtración centrífuga a nivel de laboratorio, se realizan en una centrífuga de mesa. Hay que observar qué tan bien se escurre y lava el material, y los beneficios o desventajas que sobre la torta traen las fuerzas altamente comprensibles de la centrifugación.

Selección del equipo de separación.- Después de obtener la información preliminar de laboratorio y de establecer los requerimientos del proceso, puede visualizarse el tipo de equipo de separación a escala de producción que llenará los requisitos. Esta es la etapa en que se deben estudiar las posibilidades de un pretratamiento a la suspensión que va a ser manejada por el equipo, con objeto de incrementar su eficiencia al aumentar el tamaño de la partícula.

I.5. IMPORTANCIA DEL PRETRATAMIENTO DE LA SUSPENSIÓN.

El pretratamiento por medios físicos y químicos hace la separación más fácil, porque incrementa el tamaño de --

las partículas. El pretratamiento químico implica envejecimiento, así como coagulación y/o adición de extensores. El pretratamiento físico consiste de cristalización, ajuste de la temperatura, envejecimiento, congelamiento y la incorporación de materiales para modificar las propiedades de la suspensión.

Pretratamiento químico.- El incrementar el tamaño de partícula mejora la sedimentación y produce tortas con menor resistencia a la filtración. Partículas pequeñas en el rango de las micras, no se asientan fácilmente porque tienden a formar suspensiones estables debido a cargas superficiales (causada por imperfecciones en la estructura cristalina, ligera ionización, adsorción, etc). Los agentes químicos desestabilizan la suspensión al neutralizar las cargas, permitiendo así que las partículas se aglomeren.

Electrolitos, tales como alumbre, cal y sales ferrosas y férricas -las cuales decrecen el potencial efectivo debido a la acción iónica de las cargas superficiales- son conocidos como coagulantes. La coagulación produce partículas con tamaños hasta de un milímetro.

La floculación implica la unión o entrampamiento de partículas coloidales o de pequeños flóculos coagulados, para producir flóculos más grandes hasta de un centímetro. Los flo

culantes son productos naturales o polielectrolitos de alto peso molecular, como, por ejemplo, almidón, ácidos, bases, sales de ácidos fuertes y bases débiles; arcillas, carbón activado, sílice activada y los polielectrolitos de pesos moleculares que van de 500,000 a 5 millones, como poliestireno, polietilenamina y poliacrilamida.

La selección del floculante es, a menudo, limitada por incompatibilidad con el proceso, y en muchos sistemas químicos no es posible añadir cualquier tipo de impureza. Sin embargo, cuando éste puede usarse, el tipo y la cantidad no pueden determinarse solamente a partir del conocimiento de las propiedades del material que va a ser tratado; ello se determina experimentalmente. Para esto, la rapidez de asentamiento o la medida de la turbidez son usadas en pruebas de sedimentación. Si la interfase es claramente visible, la rapidez de asentamiento es un método efectivo para medir la dosis de floculante. En la ausencia de una interfase -como ocurre en suspensiones altamente diluidas- la medida de la turbidez resulta de mayor utilidad.

El floculante es mezclado con la suspensión en un cilindro graduado de 1/2 a 1 litro, el cual es invertido un cierto número de veces (1-10). Entonces se mide la rapidez con que desciende la interfase partículas-fluido. La opera --

ción se repite con diferentes concentraciones de floculante y de ahí se determina la dosis óptima. La figura 2a. muestra la altura de la interfase como una función del tiempo. La figura 2b. muestra la rapidez de asentamiento como una función de la concentración del floculante.

En ausencia de una interfase, la suspensión se - - asienta durante un cierto tiempo y a continuación se determina la turbidez residual. Entonces, para determina la dosis óptima se construye una gráfica, como la de la figura 3. A medida que la dosificación es incrementada, solamente se nota una mejoría gradual hasta que abruptamente se observa un punto de marcada acción. Un exceso de dosificación muestra un decremento en efectividad.

Finalmente, al hacer uso de acondicionadores químicos deben investigarse los efectos o modificaciones que para el proceso pueda traer consigo: una mejor filtración, imper--meabilidad, cambio de propiedades, impurificación, etc.

Pretratamiento físico.- Este incluye lo siguiente:

Temperatura.- El incrementar la temperatura puede - disminuir substancialmente la viscosidad y densidad del líquido, mejorando con ello la rapidez de asentamientoo la filtrabilidad. En otras ocasiones es recomendable disminuir la solubilidad de las partículas sólidas, pero también incrementa la -

viscosidad y disminuye la capacidad del espesador o filtro.

Cambio de líquido.- En los problemas que implican - asentamiento, puede ser deseable cambiar las densidades relativas de sólido y líquido o alterar otras propiedades físicas -- del líquido. Algunas veces esto se puede conseguir cambiando - la temperatura. El líquido puede cambiarse también adicionando sustancias químicas que, al disolverse, cambien sus propiedades. Líquidos miscibles pueden disminuir la gravedad específica. Todas estas sustancias tienen como limitación el que sean compatibles con el proceso.

Cristalización.- En la mayoría de los problemas de - separación encontrados en la industria de proceso, las partículas son producidas por cristalización, aunque algunas veces se le conozca como precipitación, reacción, etc. En estos casos, - es de capital importancia controlar la nucleación y el creci - miento de los cristales, pues de ello depende que una técnica - de separación sea o no eficiente.

Para que una partícula se forme a partir de una solución, ésta debe de estar sobresaturada con respecto al soluto. La cristalización consiste de dos pasos: nucleación y creci -- miento. Nucleación, es la generación espontánea de una fase sólida más estable, capaz de crecer dentro de la solución. La -- fuerza motriz que genera la nucleación, es la sobresaturación.

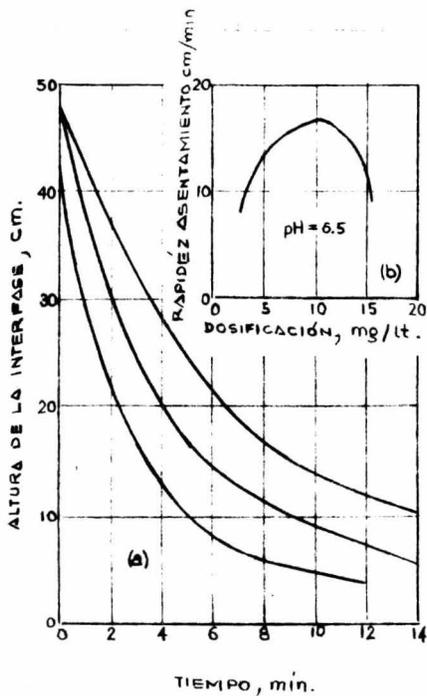


FIG. 2. a y b PRUEBAS DE SEDIMENTACION PARA DETERMINAR LA DOSIS DE FLOCULANTE.

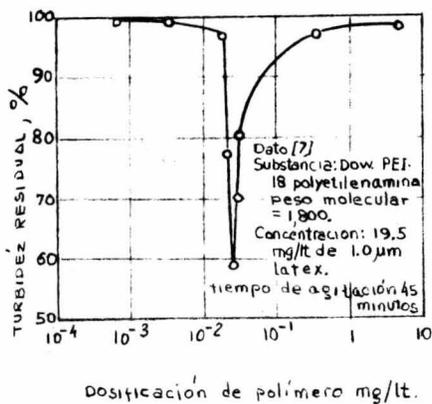


FIG. 3. LA PRESENTACION DEL PICO DE OPTIMA FLOCULACION OCURRE ADECUADAMENTE.

La rapidez de nucleación es una función exponencial del nivel de sobresaturación.

Una vez que el cristal es nucleado, comienza el crecimiento. El crecimiento es generado también por la sobresaturación, con la diferencia de que la velocidad de crecimiento es una función lineal de la sobresaturación. En los sistemas de separación de sólidos de líquidos el objetivo a alcanzar, es el tener grandes partículas, por lo que es necesario minimizar la nucleación y maximizar el crecimiento. La figura 4. ilustra las curvas de rapidez de nucleación y rapidez de crecimiento contra grado de sobresaturación.

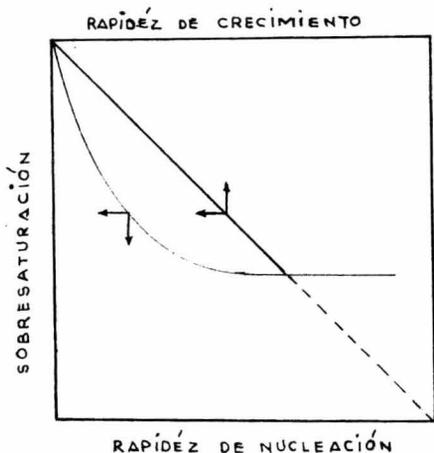


Fig. 4. Gráfica típica de rapidez de nucleación y crecimiento contra grado de sobresaturación.

Controlar un nivel promedio de sobresaturación en el volúmen total del cristizador, por lo general no presenta --

problema. El principal problema es evitar altos niveles de sobresaturación en partes del equipo bien definidas, lo cual puede producir demasiados núcleos que no crecerán hasta un tamaño adecuado que facilite la separación. Por ejemplo: cuando una solución concentrada y caliente es mezclada con una suspensión relativamente fría en un cristalizador que opera por enfriamiento, la nucleación se producirá porque la solubilidad es una función logarítmica de la temperatura. Esto es, sin importar la proporción de líquido saturado frío a líquido caliente, la rapidez de decremento de la solubilidad con la temperatura del líquido caliente, es siempre más grande que la rapidez de crecimiento de la solubilidad del líquido frío.

Otro ejemplo de nucleación localizada, aparece en cristalizadores que operan por evaporación cuando la corriente que entra al equipo se evapora instantáneamente. Esto puede ser controlado en la mayoría de los casos mediante una cabeza hidrostática adecuada sobre el punto de alimentación.

Cuando a pesar del cuidadoso diseño y control de la operación se producen demasiados núcleos, debe considerarse la destrucción deliberada de una parte de ellos antes de que crezcan. Ello se logra, por ejemplo, mediante un clasificador que separe los núcleos más pequeños; simplemente aumentando la temperatura o efectuando una disolución controlada.

Destrucción de cristales.- El problema del rompimiento de los cristales en los equipos de proceso, no debe de ser menospreciado, porque puede dificultar la operación de separación. El principal destructor de cristales es la bomba centrífuga común, la cual viene a resultar un excelente equipo de reducción de tamaño. Por ello, debe de evitarse cualquier arreglo que requiera de bombeo de suspensiones contra grandes cabezas. Cuando la bomba centrífuga no puede ser usada, otros tipos pueden ser considerados. Para circulación de grandes flujos, la mejor solución es la bomba de flujo axial con impulsor tipo hélice, y para el transporte de suspensiones espesas, lo es la bomba de diafragma.

Los agitadores en los tanques de balance pueden ser también pulverizadores de cristales. Para esos equipos, debe preferirse agitadores de grandes paletas y lento movimiento,-- que desarrollan esfuerzos cortantes sumamente pequeños que, por el contrario, benefician el crecimiento de los cristales. El crecimiento se ve beneficiado porque las partículas muy finas, que son menos estables que las partículas más grandes, gradualmente pasan a la solución y se redepositan en los cristales estables de mayor tamaño. El fenómeno es acelerado si existen pequeñas diferencias de temperatura a través del recipiente.

CAPÍTULO II.

"TEORÍA DEL MOVIMIENTO DE PARTÍCULAS A TRAVÉS DE UN LÍQUIDO. SEDIMENTACIÓN. CLARIFICACIÓN Y ESPESAMIENTO".

II.1. Introducción.

En el presente trabajo, es de interés el efecto que tiene el fluido sobre partículas sólidas. Dicho fluido puede estar en descanso y el sólido moviéndose a través de él, o viceversa, el sólido puede estar en reposo y el fluido estarse moviendo a través de él.

En general, es inmaterial hablar de que la fase sólida o fluido está en reposo; lo que interesa en realidad, es la velocidad relativa entre las dos fases. La única excepción a esto, son aquellas situaciones en que la corriente del fluido ha sido previamente influenciada por superficies o paredes sólidas, provocándole un régimen turbulento al flujo. La magnitud e intensidad de la turbulencia, podrían ser importantes parámetros en el proceso en cuestión.

En el desarrollo del presente capítulo, se ha planteado la necesidad de describir los conceptos fundamentales -- del movimiento de partículas en el seno de un fluido, en base a formas geométricas sencillas tales como el cilindro y la esfera. Sin embargo, este hecho no involucra dificultad insuperable alguna al tratar con partículas sólidas de formas regula -

res o irregulares diferentes.

Las dimensiones y las formas de los cuerpos sólidos pueden ser casi infinitas, por lo que se aconseja establecer una semejanza de forma entre la partícula y un cuerpo geométrico sencillo, pudiendo ser éste la esfera, en el mejor de los casos, dado que de esta manera se facilitaría el uso de las ecuaciones deducidas para el movimiento de esferas en el seno de un fluido.

Existe la posibilidad de poder realizar un estudio completo, teórico y experimental, de la partícula en cuestión, al moverse en el seno del fluido, pero ello hace necesario el invertir innecesariamente en personal preparado, equipo especial, tiempo y dinero, etc. Por el contrario, el establecer una semejanza de tipo geométrico, facilita el establecimiento de una semejanza de tipo dinámico y, por ello, el uso de las ecuaciones desarrolladas para cuerpos geométricos sencillos, siendo el más sencillo de ellos la esfera.

Se dice que dos sistemas circulantes, (el de las partículas y el de la esfera) poseen semejanza dinámica, cuando las líneas de flujo del uno y del otro son superponibles sin que exista más diferencia que la de magnitud.

La distribución de flujo del fluido no puede ser dinámicamente semejante en los puntos adyacentes a las superfi-

cies de las partículas sólidas, que no son geoméricamente semejantes, y por lo tanto, la semejanza geométrica es el primer requisito para la semejanza dinámica. Cuando existe semejanza dinámica entre dos sistemas, los radios de curvatura de las líneas de flujo y las trayectorias en los puntos correspondientes de los dos sistemas, guardan entre sí una relación fija, independientemente de cuál sea la trayectoria o punto elegido. Lo más importante es que en estos puntos correspondientes, la relación entre las velocidades es constante, cualquiera que sea el punto particular elegido; asimismo, la relación entre las aceleraciones en puntos correspondientes, es fija e independiente de la posición de los puntos elegidos. La dirección de la velocidad y de la aceleración en puntos correspondientes de los sistemas dinámicamente semejantes, son, respectivamente, las mismas.

La utilidad de las expresiones deducidas para un sistema, es que éstas pueden ser aplicadas a otro sistema dinámicamente semejante. En este momento cabe establecer el criterio en base al cual se puede saber cuándo dos sistemas (el de la partícula y el de la esfera, por ejemplo) son dinámicamente semejantes.

Para establecer dicho criterio, se considera el movimiento o flujo de fluido a través de dos sistemas geométrica -

mente semejantes -en general, el criterio es válido para cualquier forma geométrica, regular o irregular-. La trayectoria de los flúidos en los dos sistemas, es semejante, y existirá una semejanza dinámica, si entre los dos sistemas la relación tiempo-velocidad media es constante. Las fuerzas que actúan sobre pequeños elementos del flúido en puntos correspondientes de cada uno de los sistemas semejantes, pueden expresarse por medio de dos fuerzas, una normal a la dirección del movimiento, (F_n) , y la otra tangencial al mismo, (F_t) . Véase la figura 5.

Para que este criterio sea de utilidad, se debe considerar al flúido como un medio continuo, y considerar que las fuerzas de gravitación y elasticidad son despreciables en comparación con las debidas a la inercia y a la viscosidad. Experimentalmente se ha demostrado que ésto es cierto para velocidades -del flúido o la partícula- inferiores a la del sonido.

En el caso más general, los parámetros que interesan para establecer el criterio de semejanza dinámica, son:

	Sistema 1	Sistema 2	
Cualquier dimensión lineal que caracterice el tamaño del sistema.	L_1	L_2	L
Una dimensión lineal del pequeño elemento	δL_1	δL_2	L

	Sistema 1	Sistema 2	
Masa del pequeño elemento. . .	δm_1	δm_2	M
Radio de la trayectoria - del pequeño elemento.	r_1	r_2	L
Velocidad del pequeño ele mento.	v_1	v_2	LT^{-1}
Volumen del pequeño ele - mento.	$(\delta L_1)^3$	$(\delta L_2)^3$	L^3
Área representativa del - elemento.	$(\delta L_1)^2$	$(\delta L_2)^2$	L^2
Fuerza normal actuante so bre el elemento	$(Fn)_1$	$(Fn)_2$	MLT^{-2}
Fuerza tangencial actuan te sobre el elemento.	$(F_t)_1$	$(F_t)_2$	MLT^{-2}
Ángulo de la fuerza resul tante sobre el elemento . . .	θ_1	θ_2	-
Densidad del flúido en el sistema.	ρ_1	ρ_2	ML^{-3}
Viscosidad del flúido en- el sistema.	μ_1	μ_2	$ML^{-1}T^{-1}$

Como consecuencia de la semejanza geométrica entre -

los dos sistemas, resulta:

$$\begin{aligned} \frac{r_1}{L_1} &= \frac{r_2}{L_2} = a & \therefore & r = aL \\ L_1 &= bL_2 & y & v_1 = cv_2 \\ dL_1 &= \frac{L_1}{L_2} dL_2 & & dv_1 = \frac{v_1}{v_2} dv_2 \end{aligned} \quad (1)$$

$$\delta L_1 = b \delta L_2$$

$$\delta L_1 = \frac{L_1}{L_2} \delta L_2$$

La fuerza normal que actúa sobre un elemento es, ---
 $F_n = \delta m v^2 / r$. Reemplazando en esta igualdad a - - - - -
 $\frac{aL}{r}$ por \underline{r} , y $\rho(\delta L)^3$ por δm :

$$F_n = \frac{\rho(\delta L)^3 v^2}{aL} \quad \text{-----} \quad (2)$$

La fuerza tangencial que actúa sobre el elemento se-
 debe a esfuerzos de tipo viscoso, así:

$$F_t = \mu A \frac{dv}{dL} = \mu(\delta L)^2 \frac{dv}{dL} \quad (3)$$

en donde d indica la derivada de una función.

cont. pag. 29.

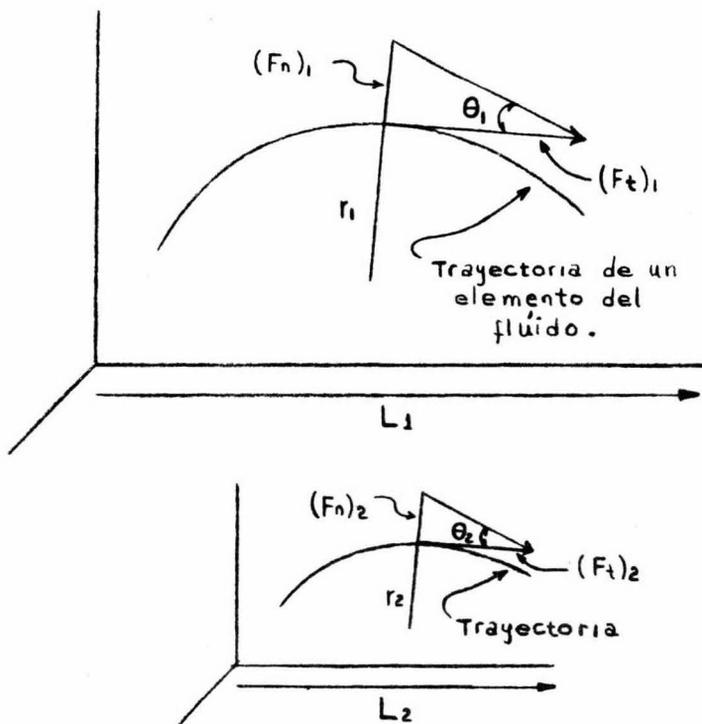


FIG. 5 Semejanza dinámica del movimiento de un fluido, dentro de los límites de la semejanza geométrica.

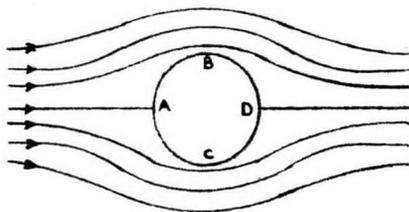


FIG. 6 Flujo en torno a un cilindro.

El ángulo θ de la fuerza resultante puede expresarse en términos de la tangente del ángulo, que es el mismo para los dos sistemas semejantes,

$$\operatorname{tg} \theta = \frac{F_n}{F_t} = \frac{\rho_1 (\delta L_1)^3 v_1^2}{\alpha L_1 \mu_1 (\delta L_1)^2 \frac{dv_1}{dL_1}} = \frac{\rho_2 (\delta L_2)^3 v_2^2}{\alpha L_2 \mu_2 (\delta L_2)^2 \frac{dv_2}{dL_2}} \quad (4)$$

Al reemplazar $(v_1/v_2)dv_2$ por dv_1 , $(L_1/L_2)dL_2$ por dL_1 , $(L_1/L_2)\delta L_2$ por δL_1 , y simplificando, se obtiene,

$$\frac{L_1 \rho_1 v_1}{\mu_1} = \frac{L_2 \rho_2 v_2}{\mu_2} \quad (5)$$

La expresión (5) indica que cuando en dos sistemas existe semejanza dinámica, el producto de cualquier dimensión lineal característica, cualquier velocidad, la densidad y el valor recíproco de la viscosidad tienen igual valor para ambos sistemas, siempre que estas variables se elijan en lugares correspondientes de ambos sistemas. Por lo tanto, las variables (L, v, ρ, μ) determinan por sí mismas cuál es el patrón de distribución de flujo en los sistemas geoméricamente semejantes.

En la expresión (5) el cociente $L v \rho / \mu$ es la relación dimensional conocida como número de Reynolds. La deducción anterior resulta absolutamente general para todos los sistemas que implican movimiento relativo entre flúidos y sólidos, con excepción de los casos en que existen apreciables

efectos de gravitación o elásticos.

II.2. Flujo no Viscoso a través de un Cuerpo Cilíndrico.- A continuación se considera el caso más sencillo del paso de un fluido ideal no viscoso a través de un cuerpo cilíndrico, fluyendo el fluido en una dirección perpendicular al eje del cilindro. El estudio se ve simplificado, porque este sistema implica solamente un flujo bidireccional; es decir, el flujo paralelo al eje del cilindro no existe o es despreciable. Para el flujo de un fluido no viscoso a través de un cilindro, como el de la figura 6, la velocidad y dirección del flujo variará alrededor de la circunferencia. Así, en A y en D el fluido es inducido al reposo, y en B y en C la velocidad es un máximo. Como el fluido es no viscoso, no existirán fenómenos como el de fricción o arrastre; por lo que existirá un gradiente infinito de velocidad en la superficie del cilindro. Si el fluido es incompresible y el cilindro es pequeño, la suma de las energías cinética y de presión es constante en todos los puntos de la superficie. La energía cinética es un máximo en B y en C y cero en A y en D, así que la presión disminuye de A a B y de A a C y aumenta otra vez de B a D y de C a D, siendo la presión en A y en D la misma. Por eso no habrá fuerza neta ejercida por el fluido sobre el cilindro. Se ha podido observar que en la cara frontal, las variaciones de pre -

sión predichas para un fluido no viscoso concuerdan con los resultados experimentales obtenidos con un fluido viscoso; sin embargo, en la cara posterior se han observado diferencias con siderables.

Actualmente se sabe que esas diferencias se deben a cambios de velocidad y de presión en las proximidades de la -- llamada capa fronteriza del cuerpo, la cual juega un importante papel en el desplazamiento de cuerpos a través de fluidos -- viscosos, puesto que da lugar a fenómenos de fricción y arrastre. Desde luego sólo tiene sentido hablar de la capa fronteri za, cuando se estudia el desplazamiento de cuerpos a través de fluidos reales o viscosos; de ahí la importancia de tratarla, -- al menos brevemente, desde un punto de vista cualitativo.

II.3. La Capa Fronteriza.- Cuando un fluido fluye so bre una superficie sólida, se establece un gradiente de velocici dad en ángulo recto a la dirección del flujo, debido a las -- fuerzas viscosas que actúan sobre el fluido. El fluido que está en contacto con la superficie, necesariamente está en reposo, porque de lo contrario, el gradiente de velocidad y el esfuerzo cortante en la superficie deberían de ser infinitos. La fuerza de arrastre (por el momento entiéndase por arrastre, la fuerza en la dirección del flujo ejercida por el fluido sobreel sólido), que resulta de la desaceleración del fluido en la

superficie, se transmite a través de todo el fluido, y por eso el gradiente de velocidad también se extiende a través de todo el fluido. A distancias de la superficie progresivamente más grandes, el efecto del arrastre viene a ser más pequeño, y para propósitos prácticos, puede considerarse como que está limitado a una región muy próxima a la superficie, conocida como capa fronteriza. Esta capa es aquella región en la cual la velocidad del fluido es menor del 99% de la velocidad de la corriente libre del fluido. Así que el gradiente de velocidad se considera como que se encuentra en su totalidad en la capa fronteriza, y fuera de ella, se considera que la velocidad permanece constante.

El espesor de la capa fronteriza será una función de la distancia medida a partir del borde de la superficie. Ver figura 7. Como al arrastre viscoso del fluido puede ser transferido solamente a una velocidad finita, el espesor de la capa fronteriza será cero en el borde y aumentará gradualmente con el aumento de la distancia al borde de la superficie. Sin embargo, en cualquier plano en ángulo recto con respecto a la dirección del flujo, la velocidad en la capa fronteriza variará de cero en la superficie a u_f , en el borde exterior de la capa fronteriza. u_f es la velocidad del fluido no perturbado. El sitio donde el espesor de la capa fronteriza es pequeño, el

flujo es laminar y la velocidad a cualquier distancia de la su
perficie, dentro de la capa fronteriza, es una función senci -
lla de dicha distancia. Sin embargo, a un cierto espesor críti -
co y a una cierta distancia del borde de la superficie del --
cuerpo, el flujo cambia de laminar a turbulento con excepción-
de una capa mucho muy delgada cercana a la superficie donde --
permanece laminar. Esta capa muy delgada es conocida como la -
subcapa laminar. Entre la subcapa laminar y la porción turbu -
lenta de la capa fronteriza, existe una región en la cual el -
flujo ni es laminar ni es totalmente turbulento; ésta es cono -
cida como "capa esponjosa", "acolchada" o de transición.

Ya se ha mencionado que el cambio de flujo laminar a
turbulento en la capa fronteriza, ocurre a una cierta distan -
cia crítica del borde de la superficie. Esta distancia depende
de la forma del borde y de la rugosidad de la superficie, y --
también de la velocidad y las propiedades del flúido. Así, con
una superficie rugosa o un borde obtuso, esta distancia es --
apreciablemente corta. Para una superficie dada, la transición
toma lugar a algún valor crítico del número de Reynolds, deter -
minado en función de una distancia x medida a partir del bor -
de. En algunos casos la capa fronteriza puede ser enteramente
laminar, pero en la mayoría de los casos, es parte laminar y --
parte turbulenta.

II. 4. Flujo Viscoso a través de un Cuerpo Cilíndrico.- Se ha visto que cuando un flúido viscoso fluye sobre una superficie, el flúido es retardado en la capa fronteriza que se forma cerca de la superficie, y que dicha capa fronteriza aumenta su espesor al incrementarse la distancia con respecto al borde; será fácil ahora comprender el mecanismo del movimiento relativo de un cuerpo y un flúido viscoso.

Considérese nuevamente un cuerpo cilíndrico con un flúido viscoso circulando tangencialmente a su eje. El flúido que se acerca al centro de la cara frontal, golpeará al cuerpo y se separará en dos porciones; cada una de ellas rodeará la mitad del cuerpo. En el centro exacto del cuerpo, llamado punto de estancamiento, el flúido tendrá una velocidad cero. El desarrollo de la capa fronteriza empieza en este punto de estancamiento y, dependiendo de las condiciones de flujo, se continúa por toda la superficie del sólido. Después del borde posterior, las capas fronterizas se pierden en la corriente libre.

Si la presión está disminuyendo en la dirección del flujo, la retardación del flúido será menor porque se estará acelerando y, como en el caso del flujo no viscoso, la capa fronteriza será más delgada. Por el contrario, si la presión está aumentando, la retardación del flúido será mayor porque el flúido se está desacelerando, y el espesor de la capa fron-

teriza aumentará más rápidamente. La fuerza, actuando sobre el flúido en algún punto de la capa fronteriza, puede ser suficiente para provocar que el flúido se pare o aún se mueva en dirección contraria, dando origen a corrientes de reflujo llamados remolinos; es decir, existe una región de flujo reversible cercana a la superficie en que se separó la capa fronteriza. Ver fig. 8.

La velocidad aumenta de cero en la superficie del cuerpo a un valor negativo máximo y disminuye nuevamente a cero; entonces aumenta en la dirección positiva hasta que alcanza la velocidad de la corriente principal no perturbada en la orilla de la capa fronteriza, como se ve en la figura. En PQ la velocidad en la dirección X es cero y la dirección del flujo de los remolinos debe de ser en la dirección Y.

En el caso de flujo de un flúido viscoso a través de un cilindro, la presión disminuye de A a B y de A a C, así que la capa fronteriza es delgada y el flujo es similar al obtenido con un flúido no viscoso ideal. De B a D y de C a D la presión aumenta y por eso la capa fronteriza se engruesa rápidamente con el resultado de que tiende a separarse de la superficie. Si ocurre la separación, se forman remolinos en la estela dejada por el cilindro, disipándose energía y originándose una fuerza conocida como "arrastre debido a la forma".

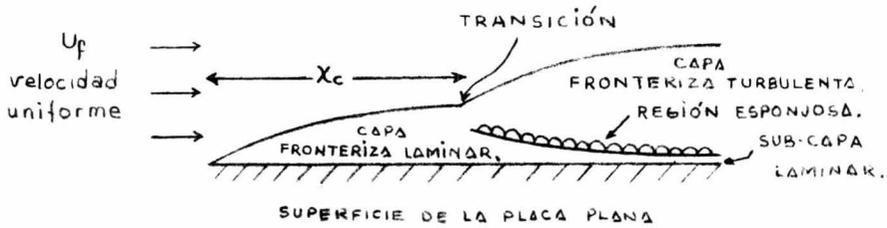


FIG. 7. Formación de la capa frontera en una placa plana. (La escala vertical está exagerada).

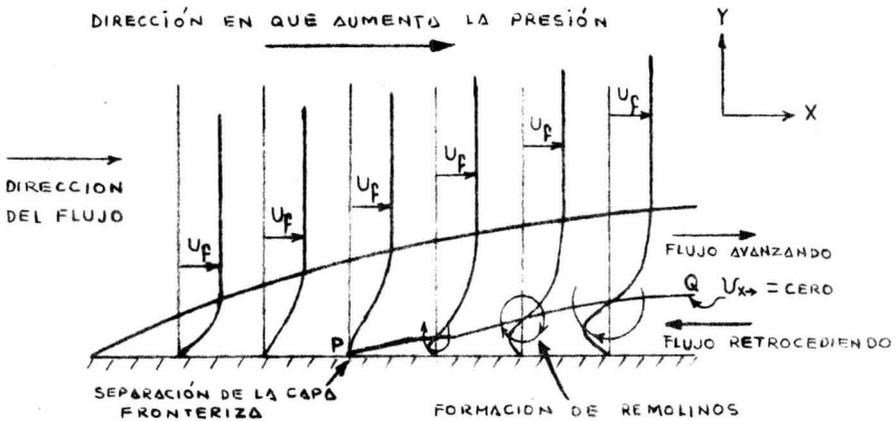


FIG. 8. Flujo de un fluido sobre una superficie vs. gradiente de presión.

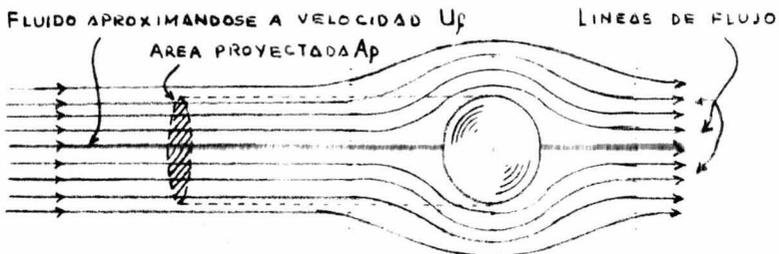


FIG. 9. Flujo sobre una esfera sumergida.

En resumen, la fuerza total sobre un cuerpo sumergido en un flúido en movimiento, está formada de dos componentes: el llamado "arrastre de la superficie" o "fricción superficial", y el arrastre debido a la forma". La transferencia de cantidad de movimiento tiene como resultado, una fuerza -- tangencial o arrastre sobre una superficie lisa orientada paralelamente a la dirección del flujo; en cualquier superficie que se ponga en contacto con un flúido y exista un movimiento relativo entre ellos, se desarrollará una fricción de superficie entre el sólido y el flúido. Además de la fricción de superficie, se presentan considerables pérdidas de fricción, debido a la aceleración y desaceleración del flúido. Los efectos acelerantes se presentan cuando el flúido cambia de trayectoria o rodea un cuerpo sólido colocado en la trayectoria del flúido; éste es el arrastre debido a la forma. De lo anterior, es evidente que la geometría de un sistema es el factor determinante en la magnitud de la fuerza que actúa en el cuerpo.

Se ha mencionado que dependiendo de las condiciones de flujo, la capa fronteriza puede continuarse por toda la superficie o separarse de ella. A bajas velocidades de flujo, no se presenta una separación de la capa fronteriza; así que todo el arrastre resultante, se debe a la fricción super-

ficial. Cuando la velocidad se incrementa, se presenta la separación de la capa fronteriza y la fricción superficial pasa a constituir una proporción gradualmente decreciente del --- arrastre total. Sin embargo, si la velocidad del flúido es -- muy alta, o si artificialmente se induce la turbulencia, el -- flujo en la capa fronteriza cambiará de laminar a turbulento-- antes de que la separación se lleve a cabo. Debido a que la - rapidez de transferencia de momento a través de un flúido en régimen turbulento, es mucho más grande que aquella que se -- presenta en un flúido fluyendo bajo condiciones laminares, es menos probable que ocurra la separación, porque el rápido movimiento del flúido exterior a la capa fronteriza, es capaz - de mantener el flúido de la capa fronteriza moviéndose en la dirección de avance. Si la separación ocurre, ésta tomará lugar más próxima al punto D de la fig. 6; los remolinos resultantes serán más pequeños y el arrastre total será reducido. La tendencia a la separación y, por ende, la magnitud del --- arrastre debido a la forma, son también dependientes de la -- forma del cuerpo.

El mecanismo de flujo en el caso de una partícula esférica es similar al del cilindro, con la diferencia de que el patrón de flujo es tridireccional. El caso particular de - la esfera, se trata en función del número de Reynolds. La ra-

zón es que este número por sí solo describe el régimen de flujo.

La resistencia de la forma o arrastre, es decir, la fuerza que actúa sobre el sólido debida al líquido, es una combinación de la resistencia de la capa fronteriza y de la resistencia de la forma y puede ser expresada en términos de un coeficiente de resistencia, que es el punto tratado a continuación.

II. 5. Fuerza de Arrastre ejercida por el fluido sobre una partícula.- El primer paso será establecer la ecuación que representa la fuerza de arrastre ejercida por el fluido sobre un cuerpo, o por la tercera ley de Newton, la fuerza ejercida por el sólido sobre el fluido. Para ello, consideremos el paso en régimen permanente de un fluido a lo largo de la superficie de un cuerpo sólido.

Si se considera que el sólido está en movimiento y el fluido situado ante él se halla en reposo -caso de la sedimentación-, el problema que se presenta es el de la determinación de la fuerza necesaria para mantener el sólido en movimiento a velocidad constante a través del fluido.-Por la tercera ley de Newton del movimiento, una fuerza neta igual y opuesta es ejercida por el fluido sobre el cuerpo. El influjo del sólido sobre el fluido será el de acelerarlo o produ-

cir un impulso o cantidad de movimiento en el mismo. Con arreglo a dicha ley, esta fuerza es igual a la variación del impulso con el tiempo, y aplicándola al fluido, resulta:

$$F' = \frac{d(mv)}{dt} = m \frac{dv}{dt} + v \frac{dm}{dt} \quad \text{----- (6)}$$

siendo:

$$F' = \text{fuerza que actúa sobre el fluido} \quad \text{MLT}^{-2}$$

$$m = \text{masa del fluido perturbado} \quad M$$

$$v = \text{velocidad media a la cual el fluido es impulsado por el sólido en movimiento} \quad \text{LT}^{-1}$$

Si el sólido está en movimiento a la velocidad constante u_s , se deduce que la velocidad del fluido, debida a la acción del sólido, es una constante independiente del tiempo y la ecuación (6) puede resumirse como:

$$F' = v \frac{dm}{dt} \quad \text{----- (7)}$$

No obstante, dm/dt es la masa del fluido sobre la que el sólido actúa en la unidad de tiempo, valor que es proporcional al área proyectada, A_p , representativa de la superficie del sólido y a la distancia que éste recorre en la unidad de tiempo, es decir, a la velocidad del sólido. Se define el área proyectada del cuerpo sólido, como el área obtenida al proyectar el cuerpo sobre un plano perpendicular a la dirección del flujo. Por ejemplo, para una esfera -ver fig.9.- el -

área proyectada es la de un círculo, o $(\pi/4) D_p^2$, donde D_p es el diámetro de la esfera. Con ésto, si ρ_f es la densidad del flúido, $F' \sim \rho_f A_p v u_s$.

La velocidad u_s del sólido y la velocidad media v a la cual el flúido resulta acelerado, están relacionadas por un coeficiente conocido como coeficiente de arrastre o frotamiento, que sólo depende de la distribución del flujo para los sistemas geoméricamente semejantes. Esto conduce a la ecuación:

$$F' = \phi_1(Re') \rho_f A_p u_s^2 \quad \text{-----} (8)$$

en la que el factor $\phi_1(Re')$ es una función solamente del número de Reynolds, para todos los sistemas que son geoméricamente semejantes. La ecuación de la resistencia (8) resulta general para todos los sistemas flúido-sólido, en movimiento-permanente (suponiendo continuidad de propiedades y efectos de gravitación y elásticos despreciables).

Cuando se habla de la fuerza total ejercida por el flúido sobre la partícula (representada por F') debe entenderse por la tercera Ley de Newton, que es la misma fuerza F' sólo que en sentido contrario.

La ecuación de resistencia o de arrastre suele expresarse también como:

$$F' = \frac{\phi_1(Re') \rho_f A_p u_s^2}{2} \quad \text{-----} (9)$$

cuando se tiene en cuenta un flujo unidireccional. Se presenta esta forma de la ecuación, cuando en una deducción en la que intervenga la energía cinética se conduce al término $u^2/2$. Esto no causa dificultad alguna, ya que el factor 2 puede incluirse en el término $\phi_1'(Re')$, obteniéndose la expresión (8).

El coeficiente de arrastre $\phi_1'(Re')$ es una función del número de Reynolds, y conviene demostrarlo porque es práctica común determinar dicho coeficiente en términos de dicho número. Para ello, suele utilizarse el análisis dimensional. Este análisis permite establecer la forma de la ecuación que relaciona las diversas variables que intervienen en un fenómeno. Para ello, pueden seguirse dos técnicas, distintas en cuanto a detalles: la ideada por Lord Rayleigh, que no se usará aquí, y la propuesta por Buckingham.

La técnica de Buckingham opera con grupos llama dos π , uno de los cuales es el número de Reynolds. El teorema de Buckingham, o teorema de π , establece que el número de factores π necesarios, es igual al número de variables, menos el de magnitudes fundamentales que constituyen la base del sistema de medida utilizado.

En este caso, supóngase un sólido de forma cualquiera. El estudio hecho anteriormente, señala que las cir --

condiciones del desplazamiento del sólido en el seno de los fluidos, es función de:

Volumen del sólido,	V_s	L^3
Densidad del fluido,	ρ_f	ML^{-3}
Velocidad del sólido,	u_s	LT^{-1}
Viscosidad del fluido,	μ	$ML^{-1}T^{-1}$

Sumando a estas cuatro variables la fuerza de rozamiento, F' , tendremos en total cinco variables. Se utilizará un sistema de medida del tipo M, L, T, que tiene tres unidades fundamentales (masa, longitud y tiempo).

De acuerdo con el teorema de π , habremos de establecer $5 - 3 = 2$ ecuaciones independientes, con las que obtendremos otros tantos grupos adimensionales.

Estas ecuaciones pueden ser:

$$1a. \quad F' = C_1 V_s^{\alpha} u_s^{\beta} \rho_f^{\gamma}; \quad \text{de donde:}$$

$$C_1 = \frac{F'}{V_s^{\alpha} u_s^{\beta} \rho_f^{\gamma}} \quad \text{1er grupo adimensional}$$

$$2a. \quad \mu = C_2 V_s^{\alpha'} u_s^{\beta'} \rho_f^{\gamma'} \quad \text{de donde:}$$

$$C_2 = \frac{\mu}{V_s^{\alpha'} u_s^{\beta'} \rho_f^{\gamma'}} \quad \text{2o grupo adimensional}$$

Las ecuaciones en dimensiones de las magnitudes -

que intervienen en cada grupo, son:

1er. grupo

$$\left. \begin{aligned} [F'] &= MLT^{-2} \\ [V_s^\alpha] &= L^{3\alpha} \\ [u_s^\beta] &= L^\beta T^{-\beta} \\ [\rho_f^\gamma] &= M^\gamma L^{-3\gamma} \end{aligned} \right\} \text{de donde} \begin{aligned} & \left[\begin{array}{l} [M], \quad 1 = \gamma \\ [L], \quad 1 = 3\alpha + \beta - 3\gamma \\ [T], \quad -2 = -\beta \end{array} \right] \text{ o sea } \left[\begin{array}{l} \gamma = 1 \\ \beta = 2 \\ \alpha = \frac{2}{3} \end{array} \right. \end{aligned}$$

2o. grupo

$$\left. \begin{aligned} [\mathcal{H}] &= ML^{-1}T^{-1} \\ [V_s^{\alpha'}] &= L^{3\alpha'} \\ [u_s^{\beta'}] &= L^{\beta'} T^{-\beta'} \\ [\rho_f^{\gamma'}] &= M^{\gamma'} L^{-3\gamma'} \end{aligned} \right\} \text{de donde} \begin{aligned} & \left[\begin{array}{l} [M], \quad 1 = \gamma' \\ [L], \quad -1 = 3\alpha' + \beta' - 3\gamma' \\ [T], \quad -1 = -\beta' \end{array} \right] \text{ o sea } \left[\begin{array}{l} \gamma' = 1 \\ \beta' = 1 \\ \alpha' = \frac{1}{3} \end{array} \right. \end{aligned}$$

* Hay que tener presente, que las ecuaciones dimensionales del numerador y denominador de los grupos, han de -- ser iguales.

Luego la función que liga a las variables será del tipo:

$$\varphi_1 \left(\frac{F'}{V_s^{2/3} u_s^2 \rho_f} \cdot \frac{\mathcal{H}}{V_s^{1/3} u_s \rho_f} \right) = 1 \quad (10)$$

y teniendo en cuenta que $V_s^{1/3}$ es una longitud característica del cuerpo y $V_s^{2/3}$ es una superficie (A_p), substituyendo y --

despejando F' de la ecuación anterior, se llega finalmente a --
la ecuación:

$$F' = A_p u_s^2 \rho_f \phi_1(Re') \tag{8}$$

haciendo notar que $\frac{\mu}{V_s^{1/3} u_s \rho_f} = \frac{1}{Re}$ y que la expresión $\phi_1(Re')$ indica que F' es función del número de Reynolds. Para conocer esta función hay que acudir a su determinación experimental.

II.5.1

La Fuerza de Arrastre en una Partícula Esférica.-

El único caso práctico para el cual ha sido calculado el arrastre sobre un cuerpo sumergido a partir de consideraciones puramente teóricas, es el de una esfera moviéndose a baja velocidad en un fluido continuo de extensión infinita.

En 1851, Stokes obtuvo la fórmula:

$$F' = 3 \pi \mu u_s D_p \tag{11}$$

- donde F' es la fuerza de arrastre - - - - - MLT^{-2}
- μ es la viscosidad del fluido- - - - - $ML^{-1}T^{-1}$
- D_p es el diámetro de la esfera- - - - - L
- u_s es la velocidad de la partícula con respecto a la del fluido- - - - - LT^{-1}

De una manera similar a la usada en el flujo por tuberías, los datos experimentales para la fuerza de arrastre ejer-

cida sobre una partícula esférica por un fluido en movimiento, son convenientemente expresados sobre un amplio rango de velocidades mediante el graficado del grupo adimensional $\frac{R'}{\rho_f u_s^2} = \phi_1(Re')$ contra un número de Reynolds modificado Re' , en el cual la dimensión lineal es el diámetro de la partícula (en este caso, el diámetro de la esfera), y la velocidad es la relativa entre el fluido y la partícula. El Re' es igual entonces a $u_s D_p \rho_f / \mu$, donde ρ_f es la densidad del fluido. A partir de la ecuación (8), puede verse que $R' = F'/A_p$ es la fuerza de arrastre ejercida por unidad de área proyectada por la partícula sobre un plano en ángulo recto a su dirección de movimiento. Esta área es igual a la de un círculo de diámetro igual al de la esfera.

El log. $R' / \rho_f u_s^2$ graficado contra log. Re' se presenta en las figuras 10 y 11, y en la figura 12 la gráfica de log. de Re' contra log. $(R' / \rho_f u_s^2) Re'^{-1}$ y log. $(R' / \rho_f u_s^2) Re'^2$.

La curva puede ser dividida en cuatro regiones como sigue:

Región (a) ($10^{-4} < Re' < 0.2$). Al substituir la ecuación (11) en la ecuación (8), se obtiene la ecuación de la curva que se aproxima a:

$$\frac{R'}{\rho_f u_s^2} = \frac{12}{Re'} \quad (12)$$

es decir, que en una escala logarítmica la ecuación representará una línea recta de pendiente -1. Se ha reportado que la ecuación posee un error de aproximadamente el 4% a un valor de Ré de 0.2.

Cuando se usa la ecuación (9) como definición del grupo adimensional $(R' / \rho_f u_s^2)$ entonces la ecuación equivalente a la ecuación (12) es:

$$\frac{R'}{\rho_f u_s^2} = \frac{24}{Re'} \text{ - - - - - (12')}$$

Región (b) $(0.2 < Re' < 500-1000)$. Se han efectuado varios intentos para derivar ecuaciones teóricas, las cuales -- puedan ser usadas a valores altos del Re' . Por ejemplo: Goldstein ha dado una serie infinita para la fuerza de arrastre en una partícula esférica. Esta serie puede ser usada para valores de Re' cercanos o iguales a 2, pero a valores superiores, la serie diverge o converge muy lentamente. Su relación es:

$$\frac{R'}{\rho_f u_s^2} = \frac{12}{Re'} \left[1 + \frac{3}{16} Re' - \frac{19}{1280} Re'^2 + \frac{71}{20480} Re'^3 - \frac{30179}{34406400} Re'^4 + \frac{122519}{560742400} Re'^5 \dots \right] \text{ (13)}$$

La pendiente de la curva cambia gradualmente de -1 a 0 cuando el Re' cambia de 0.2 a 500 o 1000. Schiller y Naumann dan la siguiente ecuación empírica para cubrir este rango

$$\frac{R'}{\rho_f u_s^2} = \frac{12}{Re'} \left[1 + 0.15 Re'^{0.687} \right] \text{ ---- (14)}$$

La ecuación (14) es confiable para valores de Re' de hasta 800. Muchas otras fórmulas aproximadas han sido dadas -- para la fuerza de arrastre en esta región.

Cuando se usa la ecuación (9) como definición del gru o adimensional ($R' / \rho_f u_s^2$), entonces la ecuación equivalente la ecuación (14) es:

$$\frac{R'}{\rho_f u_s^2} = \frac{18.5}{Re'^{0.6}} \text{ ----- (14')}$$

cont. pag. 50

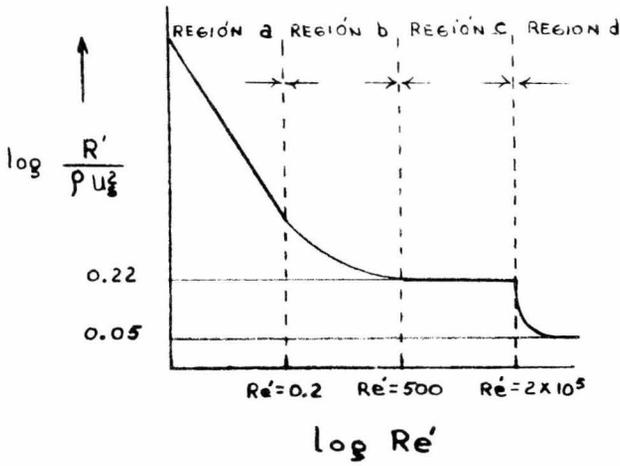


FIG. 10. Relación entre $\frac{R'}{\rho u_s^2}$ y Re' para una esfera.

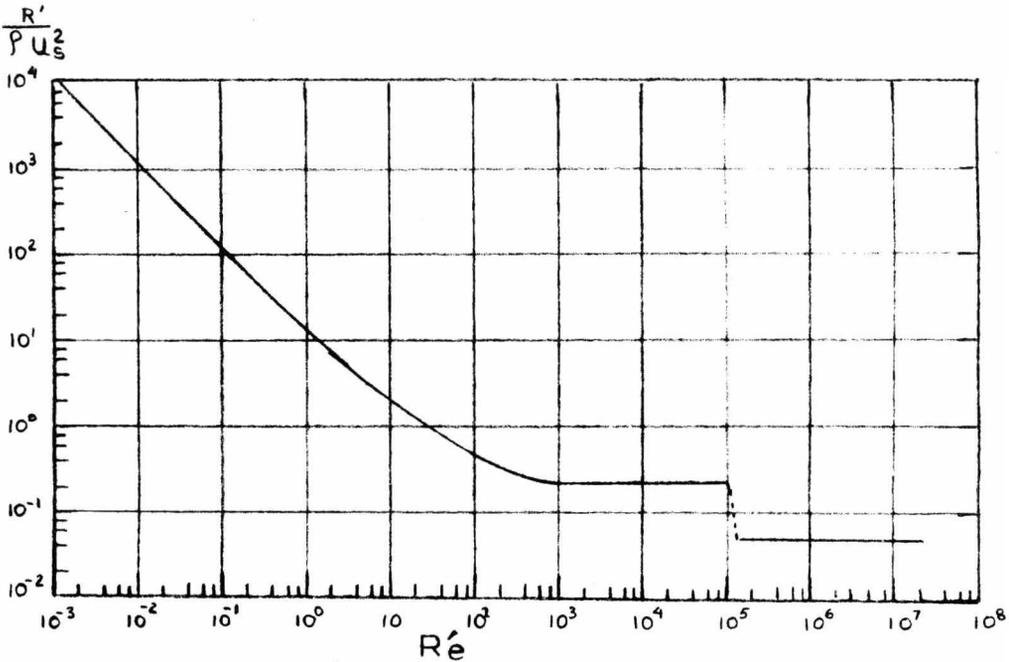


FIG. 11. $\frac{R'}{\rho u_s^2}$ contra Re' para partículas esféricas.

Región (c). El valor de $R' / \int_{\text{f}} u_s^2$ permanece prácticamente igual a 0.22 para valores de Re' entre aproximadamente - 500 - 1000 y 2×10^5 .

Los datos pueden ser representados por la ecuación:

$$\frac{R'}{\int_{\text{f}} u_s^2} = 0.22 \text{ - - - - - (15)}$$

y si se usa la ecuación (9):

$$\frac{R'}{\int_{\text{f}} u_s^2} = 0.44 \text{ - - - - - (15')}$$

Región (d). Cuando el Re' excede de 2×10^5 , el flujo en la capa fronteriza cambia de laminar a turbulento y la separación de esta capa se presenta más cerca de la parte posterior de la esfera; la fuerza de arrastre se ve disminuida notablemente. Se ha logrado estimar:

$$\frac{R'}{\int_{\text{f}} u_s^2} = 0.05 \text{ - - - - - (16)}$$

La curva mostrada en las figuras 10 y 11, es, en realidad, continua, y su división en cuatro regiones es meramente un método conveniente para poderle asignar una serie de ecuaciones. En la región (a), se asume que la fricción superficial (o arrastre de la superficie) es la única responsable del arrastre, y en las regiones (c) y (d), solamente es responsable el arrastre debido a la forma. Sobre el rango total de números de Reynolds tanto el arrastre de la superficie como

el arrastre debido a la forma, están presentes en algún grado, pero solamente en la región (b) son comparables en magnitud. La división exacta entre las regiones (a) y (b), y entre las regiones (b) y (c), depende de los límites en los cuales se asuma que el arrastre de la superficie y el arrastre debido a la forma, vienen respectivamente a ser significantes. El límite superior de la ecuación (12) se estableció en base a la precisión deseada. Esta sencilla ecuación suele aplicarse aún para números de Reynolds aproximadamente iguales a 2, pero los valores calculados de $R' / \rho_f u_s^2$ son menos precisos en este rango más amplio.

Aunque $R' / \rho_f u_s^2$ aparece con el valor constante de 0.22 en la región (c), existen reportes de que el valor aumenta gradualmente con el aumento del número de Reynolds. Sin embargo, la precisión con que las relaciones pueden aplicarse, evita efectuar un refinamiento de este género.

A bajas velocidades, y por ello a pequeños Re' , en la zona en que la ley de Stokes es válida -región (a)-, la esfera se mueve a través del fluido deformándolo. Esta es la región en la que la capa fronteriza es laminar, y los efectos acelerantes son suficientemente pequeños y pueden despreciarse. En el rango de $0.1 < Re' < 10^5$ contribuyen diversos mecanismos a la transferencia de cantidad de movimiento. Las fuer-

zas acelerantes se vuelven lo suficientemente significantes para afectar la forma de la curva; y además, la capa fronteriza se hace turbulenta.

Cuando el número de Reynolds aumenta más allá del rango de la ley de Stokes, la separación de la capa fronteriza -- ocurre en un punto justamente adelante del plano ecuatorial, como se muestra en la figura 13a, formándose una estela que cubre en su totalidad el hemisferio posterior. La estela se caracteriza por grandes pérdidas por fricción. También se desarrolla un gran arrastre debido a la forma, el cual, como ya se vio, es una consecuencia de la formación de la estela. En la estela, la velocidad angular de los remolinos, y por lo mismo su energía cinética de rotación es grande. La presión en la estela es, por el principio de la conservación de la energía mecánica de Bernoulli, menor que la presión de la capa fronteriza que se ha separado; una succión se desarrolla en la estela, y la componente del vector de presión actúa en la dirección -- del flujo. Por eso, la presión de arrastre y el arrastre total son grandes. A esto se debe el elevado coeficiente de --- arrastre a bajos números de Reynolds, como se puede observar en la figura 11.

A números de Reynolds más grandes, se forma una verdadera capa fronteriza, originándose en el punto de estancamien-

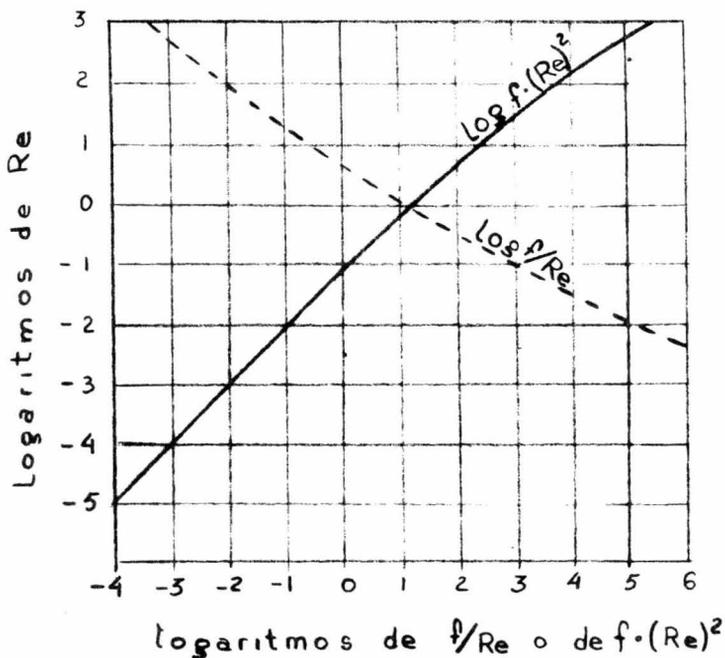


FIG. 12. Gráfica en coordenadas log-log de Re vs. f/Re y $f \cdot (Re)^2$, respectivamente.

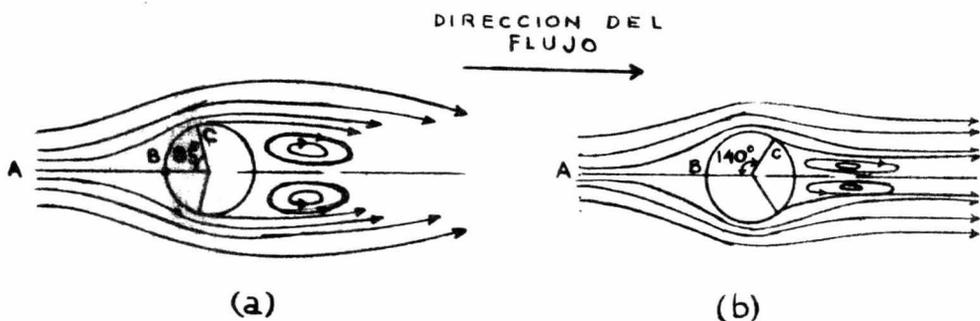


FIG. 13. Flujo a través de una sola esfera, mostrando la formación y separación de la estela: (a) flujo laminar en la capa fronteriza. (b) flujo turbulento en la capa fronteriza. B, punto de estancamiento. C, punto de separación.

to de la esfera -punto B de la figura 13. La capa fronteriza - crece y se separa, fluyendo libremente alrededor de la estela - una vez que lo ha hecho. En un principio, antes y después de - la separación, la capa fronteriza se encuentra en régimen laminar. Cuando el Re' crece aún más, toma lugar una transición a - flujo turbulento, primero en la capa fronteriza libre y después en la capa fronteriza unida todavía al hemisferio frontal de - la esfera. Cuando la turbulencia ocurre en la segunda, el punto de separación se mueve hacia la parte posterior del cuerpo - y la estela se angosta, como se muestra en la figura 13b. Tanto la fricción en la superficie como el arrastre debido a la - forma disminuyen, y la notable disminución del coeficiente de arrastre (de 0.22 a 0.05 a un número de Re' aproximado de -- 250000), es un resultado del cambio de posición del punto de - separación cuando la capa fronteriza unida a la esfera se torna turbulenta. En este número de Reynolds, la estela formada - se desplaza junto con la esfera constituyendo un conjunto aerodinámico. A Re' arriba de 300 000 el coeficiente de arrastre - es prácticamente constante para todas las formas geométricas.

La curva de coeficiente de arrastre $R' / \rho_f u_s^2$ muestraa en la figura 11, se aplica bajo condiciones restringidas. La partícula debe de ser una esfera sólida; debe de estar libre - para moverse sin ser influenciada por otras partículas o por -

las paredes y fondo del recipiente, se debe de estar moviendo a velocidad constante, no debe de ser tan pequeña para evitar que exista el movimiento Browniano, y el fluido a través del cual se mueve debe de estar estático.

Una vez que el coeficiente de arrastre ha quedado establecido como una función del Reynolds, la fuerza total de arrastre para cada región de la figura 10, será:

En la región (a). De la ecuación (12):

$$R' = 12 \rho_f u_s^2 \frac{\mu}{u_s D_p \rho_f} = \frac{12 u_s \mu}{D_p} \quad (17)$$

el área proyectada por la partícula es igual a $\pi D_p^2 / 4$, así que la fuerza total de arrastre sobre la partícula es dada por:

$$F' = \frac{12 u_s \mu}{D_p} \frac{1}{4} \pi D_p^2 = 3 \pi \mu D_p u_s \quad (11)$$

expresión conocida como ley de Stokes. La ecuación es de especial valor para calcular la resistencia de pequeñas partículas como polvo, moviéndose a través de gases y líquidos de baja viscosidad, o para el movimiento de grandes partículas a través de líquidos altamente viscosos. Se obtiene la misma expresión si se usan las siguientes ecuaciones (9) y (12').

En la región (b). De la ecuación (14) se tiene la relación aproximada: $R' = \frac{12 u_s \mu}{D_p} (1 + 0.15 Re^{0.687})$ --- (18)

y por eso

$$F' = 3 \pi \mu u_s D_p (1 + 0.15 Re^{0.687}) \quad (19)$$

que es la ecuación propuesta por Schiller y Naumann en este rango.

Si se usan las ecuaciones (14') y (9), la correspondiente ecuación para la fuerza total de arrastre será:

$$F' = 2.31 \pi (u_s D_p)^{1.4} M^{0.6} \rho_f^{0.4} \quad \text{--- (19')}$$

En la región (c). De la ecuación (15):

$$R' = 0.22 \rho_f u_s^2 \quad \text{--- (20)}$$

y

$$F' = \frac{0.22}{4} \rho_f u_s^2 (\pi D_p^2) = 0.055 \pi D_p^2 \rho_f u_s^2 \quad (21)$$

que es la misma expresión que se obtiene si se usan las ecuaciones (9) y (15'). Esta relación es conocida como ley de Newton.

En la región (d). De la ecuación (16)

$$R' = 0.05 \rho_f u_s^2 \quad \text{--- (22)}$$

$$F' = 0.0125 \pi D_p^2 \rho_f u_s^2 \quad \text{--- (23)}$$

Si la velocidad constante con que se mueve la partícula en el fluido es tal, que el valor correspondiente del Re' es menor de 0.2, la fuerza de arrastre ejercida sobre la partícula, será dada por la ecuación (11). Si el valor correspondiente de Re' se encuentra entre 0.2 y 500, la fuerza de arrastre será dada aproximadamente por la ecuación de Schiller y Naumann (19). Sin embargo, si la partícula ha empezado del repo-

so, la fuerza de arrastre será dada por la ecuación (11) hasta que el Re' exceda de 0.2. Cuando la velocidad de la partícula es tal, que el valor correspondiente del Re' es mayor de 500, el arrastre de la partícula será dado por la ecuación (21). Con las pequeñas partículas encontradas en la industria química, raramente se tienen velocidades suficientemente altas para que el Re' se aproxime a 10^5 .

El párrafo anterior introduce la idea de que la partícula puede desplazarse con velocidad constante a través del fluido en algún momento. Esto sólo es posible cuando todas las fuerzas que actúan sobre la partícula se encuentran en equilibrio. Sin embargo, la partícula no en todo momento se mueve con velocidad constante, sino que en un principio su movimiento es uniformemente retardado. El estudio del movimiento retardado y equilibrio que se establece entre las fuerzas que actúan sobre la partícula son el objetivo del siguiente punto.

II.6. Mecánica del Movimiento de las Partículas que se desplazan libremente a través de un fluido.

Para que exista el movimiento de una partícula a través de un fluido, se necesita que exista una diferencia de densidades entre la partícula y el fluido. Si las densidades de la partícula y el fluido son iguales, la fuerza de flotación -

debida a la enmersión de la partícula en el flúido, contraba - lanceará una fuerza externa, aún grande, y la partícula no se moverá a través del flúido. Mientras más grande sea la diferencia de densidades, más asentuatedo será el fenómeno.

Tres fuerzas actúan en una partícula que se mueve a - través del flúido: (1) la fuerza externa, gravitacional o centrífuga; (2) la fuerza de flotación, la cual actúa paralela a la fuerza externa, pero en la dirección opuesta; y (3) la fuerza de arrastre, la cual aparece cuando hay un movimiento relativo entre la partícula y el flúido. La fuerza de arrastre actúa opuesta al movimiento y paralela a la dirección del mismo.

En el caso general, la dirección del movimiento de la partícula respecto al flúido, puede no ser paralela a la dirección de las fuerzas externas y de flotación, entonces la fuerza de arrastre forma un ángulo con las otras dos. Este caso es el llamado movimiento bidimensional; el arrastre debe de resolverse en componentes y esto complica el estudio de la mecánica del movimiento de las partículas. En el trabajo sólo se considera el caso monodimensional, donde las líneas de acción de todas las fuerzas que actúan sobre la partícula, son colineales. El movimiento bidimensional se considera importante cuando el flúido se encuentra también en movimiento, pero no cuando está estático. Existen ecuaciones para este caso bidimensional que-

pueden ser encontradas en las referencias citadas en la bibliografía.

El movimiento de un cuerpo de cualquier forma y dimensión es descrito por la expresión:

$$F = m \frac{du}{d\theta} \quad \text{--- (24)}$$

donde F es la fuerza resultante que actúa sobre cualquier cuerpo; $du/d\theta$ describe la aceleración del cuerpo y m es la masa -- del mismo. En nuestro caso, u es la velocidad de la partícula con respecto al fluido (u_s)

En la figura 14 se observan las fuerzas que actúan sobre un cuerpo que se sumerge: la fuerza externa (F_e), un empuje hacia arriba (F_b) debido al fenómeno de flotación, y la -- fuerza de resistencia (F') debida a la fricción del fluido. En tonces, la ecuación (24) queda como:

$$F_e - F' - F_b = m_s \frac{du_s}{d\theta} \quad \text{--- (25)}$$

La fuerza externa (F_e) puede ser expresada por la ley de Newton como

$$F_e = m_s a_e \quad \text{--- (26)}$$

donde a_e es la aceleración de la partícula, resultante de la fuerza externa. La fuerza de resistencia de arrastre se obtiene a partir de la ecuación (8):

$$F' = \int_f A_p u_s^2 \phi_1 (Re') \quad \text{--- (8) ---}$$

donde ϕ_1 (Re') es el coeficiente de arrastre.

La fuerza de flotación es, por el principio de Arquímedes, el producto de la masa del fluido desplazado por la partícula y la aceleración de la fuerza externa. El volumen de la partícula es m_s / ρ_s , donde ρ_s es la densidad de la partícula. La partícula desplaza este mismo volumen de fluido. La masa -- del fluido desplazado es $(m_s / \rho_s) \cdot \rho_f$.

La fuerza de flotación es entonces:

$$F_b = \left(\frac{m_s}{\rho_s} \right) \rho_f a_e \quad (27)$$

cont. pag. 62.

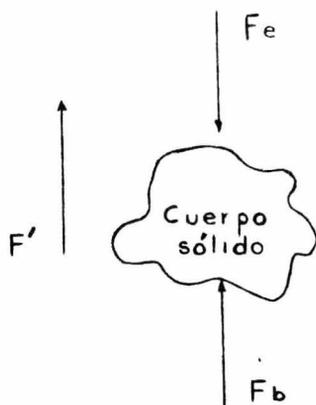


FIG. 14. Fuerzas que actúan sobre un cuerpo sumergido en un fluido.

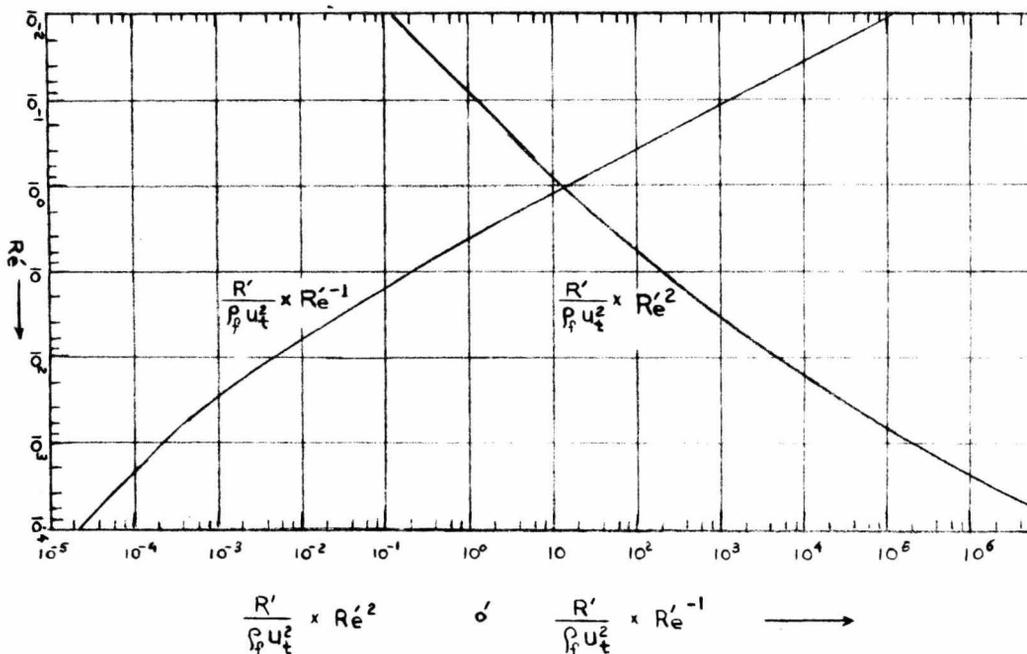


FIG. 15. $(R'/\rho_f u_t^2) Re^2$ y $(R'/\rho_f u_t^2) Re^{-1}$ contra Re para partículas esféricas.

Substituyendo las ecuaciones (26), (8) y (27) en la ecuación (25) y dividiendo ambos miembros por m_s , tenemos:

$$\frac{du_s}{d\theta} = a_e - \frac{\rho_f a_e}{\rho_s} - \frac{\rho_f A_p u_s^2 \phi_1(Re')}{m_s} \quad \text{--- (28)}$$

La ecuación (28) es una ecuación general para la fuerza total que actúa sobre un cuerpo en cualquier campo de fuerzas. Su solución necesita de un conocimiento de la naturaleza de la fuerza externa y el coeficiente de resistencia. Si la fuerza externa es la debida a la gravedad, a_e es igual a la aceleración de la misma (g), y la ecuación (28) se convierte en:

$$\frac{du_s}{d\theta} = g \left(1 - \frac{\rho_f}{\rho_s} \right) - \frac{\rho_f A_p u_s^2 \phi_1(Re')}{m_s} \quad \text{--- (29)}$$

Si la fuerza externa se refiere al campo de la fuerza centrífuga, $a_e = rw^2$, donde r es el radio de la trayectoria y w es la velocidad angular en radianes / seg. La ecuación (28) se convierte en este caso a:

$$\frac{du_s}{d\theta} = rw^2 \left(1 - \frac{\rho_f}{\rho_s} \right) - \frac{\rho_f A_p u_s^2 \phi_1(Re')}{m_s} \quad \text{----- (30)}$$

En este caso, la dirección de u_s es tal, que se aleja radicalmente del centro de una circunferencia.

El caso más común del movimiento de partículas a través de un fluido, es la caída o asentamiento de las mismas en-

el campo gravitatorio de la tierra, en que g es constante. A partir de las expresiones planteadas, puede observarse que la fuerza externa que causa el descenso es constante a lo largo del tiempo, y que de los dos sumandos que componen la fuerza total ascendente, la de flotación es constante también, pero la debida al frotamiento crece con el cuadrado de la velocidad. Es evidente, entonces, que la caída de la partícula se ve frenada de manera progresiva; por lo que llegará un momento en que la aceleración sufrida por la partícula se puede considerar nula (en la práctica después de un período de corta duración), sedimentándose entonces con una velocidad constante, u_t , conocida como velocidad terminal o límite. La ecuación para la velocidad terminal se encuentra, para el asentamiento gravitacional, haciendo $du_g/d\theta = 0$. De la ecuación (29)

$$u_t = \sqrt{\frac{g(\rho_s - \rho_f) m_s}{A_p \rho_s \rho_f \phi_1 (Re')}} \quad (31)$$

En el movimiento bajo una fuerza centrífuga, la velocidad depende del radio, y la aceleración no es constante si la partícula está en movimiento con respecto al fluido. Sin embargo, en muchos usos prácticos de la fuerza centrífuga, $du_g/d\theta$ es pequeña en comparación con los otros dos términos de la ecuación (30), y si $du_g/d\theta$ es despreciable, puede definirse una "velocidad terminal" en cualquier radio dado, por la ecuación

ción:

$$u_t = w \sqrt{\frac{r(\rho_s - \rho_f) m_s}{A_p \rho_s \rho_f \phi_1(Re')}} \quad \text{--- (32)}$$

II.6.1. Caso de Partículas Esféricas.

Para el caso particular de partículas esféricas, el área proyectada normal al flujo y masa de las mismas es:

$$A_p = \frac{\pi D_p^2}{4} \qquad m_s = \frac{\pi D_p^3 \rho_s}{6}$$

Usando la ecuación (29) para el caso del campo gravitacional y substituyendo A_p y m_s , obtenemos:

$$\frac{du}{d\theta} = g \left(1 - \frac{\rho_f}{\rho_s} \right) - \frac{6}{4} \frac{u_s^2 \rho_f}{D_p \rho_s} \phi_1(Re') \quad \text{--- (33)}$$

en la velocidad terminal $du_s/d\theta = 0$, por lo que

$$\frac{6}{4} \frac{u_t^2 \rho_f}{D_p \rho_s} \phi_1(Re') = g \left(1 - \frac{\rho_f}{\rho_s} \right) \quad \text{--- (34)}$$

Resolviendo la ecuación (34) para la velocidad terminal (u_t) se obtiene:

$$u_t = \sqrt{\frac{4 D_p (\rho_s - \rho_f) g}{6 \rho_f} \frac{1}{\phi_1(Re')}} \quad \text{--- (35)}$$

Para poder operar con esta ecuación, se necesitan conocer los valores de la función del número de Reynolds cuando $U_s = U_t$. Esta función $\phi_1(Re') = R' / \int u_s^2$ ya fue estudiada anteriormente, así que puede utilizarse la ecuación (35) para calcular la velocidad terminal en flujo laminar, de transi --

sición o turbulento. Estudiaremos los tres casos, que corresponden a las tres primeras regiones en que fue dividida la curva de las figuras 10 y 11.

(a) Caída de Partículas Esféricas a Pequeños Valores del Re' . (Régimen Laminar). Región (a)

$$(10^{-4} < Re' < 0.2) \quad \phi_1(Re') = \frac{.12}{Re'} = \frac{12 \mu}{D_p u_t \rho_f} \quad \text{--- (12)}$$

substituyendo la ecuación (12) en la (35) y simplificando:

$$u_t = \frac{g}{18} \frac{(\rho_s - \rho_f)}{\mu} D_p^2 \quad \text{--- (36)}$$

Esta ecuación es la forma en que suele representarse la Ley de Stokes para flujo laminar, y mediante la cual se puede calcular la velocidad límite conocidas las características de la partícula y del medio; o viceversa, conocida la velocidad límite, determinar el diámetro de la partícula. Esta ecuación suele usarse para calcular la viscosidad. Para ello, una esfera de diámetro conocido se hace descender a través de un líquido de viscosidad desconocida dentro de un tubo. El tiempo de caída entre dos marcas se mide, y por medio de la ecuación (36) podemos determinar la viscosidad. Interesa recalcar que esta fórmula sólo es válida para esferas exactas y para números de Reynolds menores o iguales a 1, es decir, que únicamente es aplicable a partículas de diámetro pequeño que caen en

el seno de flúidos viscosos.

(b) Caída de partículas esféricas a Valores Intermedios del Re' . Región (b).

($0.2 < Re' < 500 - 1000$). Cuando el Re' tiene un valor de 1000 o 2000 como máximo, se puede llevar la ecuación (14) a la ecuación (35), pero se obtiene una fórmula final de masiado complicada. Resulta más sencillo regresar a la ecuación (34) y operar por el método de cálculo que a continuación se presenta, el cual es distinto según se pretenda obtener el valor del diámetro (conocida la velocidad terminal) o, el de la velocidad terminal (conocido el diámetro). Dicho método puede ser usado en cualquier rango de Re' , aun en las regiones (a) y (c) de la curva de la figura 10.

La importancia de este hecho no es patente cuando el valor de Re' es conocido aproximadamente y es posible seleccionar la expresión correcta. Sin embargo, en el caso más general, el Re' es una incógnita porque es una función de la desconocida velocidad terminal, lo que hace necesario efectuar diferentes aproximaciones. Es en este caso donde el método se hace importante:

Para determinar la velocidad terminal, conocido el diámetro, Arreglando la ecuación (34) se obtiene:

$$\varphi_1 (Re') = \frac{R'}{\rho_f u_t^2} = \frac{2D_p g}{3\rho_f u_t^2} (\rho_s - \rho_f) \quad (34a)$$

La curva de $R' / \rho_f u_t^2$ no puede ser utilizada para calcular u_t , porque Re' y $R' / \rho_f u_t^2$ son ambas función de u_t ; sin embargo, el grupo adimensional $(R' / \rho_f u_t^2) Re'^2$ no implica a u_t :

$$\begin{aligned} \frac{R'}{\rho_f u_t^2} \frac{u_t^2 D_p^2 \rho_f^2}{\mathcal{M}^2} &= \frac{2 D_p g (\rho_s - \rho_f)}{3 \rho_f u_t^2} \frac{u_t^2 D_p^2 \rho_f^2}{\mathcal{M}^2} = \\ &= \frac{2 D_p^3 \rho_f g (\rho_s - \rho_f)}{3 \mathcal{M}^2} \quad \text{--- (37)} \end{aligned}$$

Así, $(R' / \rho_f u_t^2) Re'^2$ puede ser evaluado si se conocen las propiedades del fluido y de la partícula. Los valores del log. Re' como una función del log. $[(R' / \rho_f u_t^2) \cdot Re'^2]$, son representados en forma gráfica en la figura 15. Para determinar la velocidad terminal (u_t) de caída de la partícula, se evalúa primero $(R' / \rho_f u_t^2) Re'^2$; este valor se lleva a la figura 15 y se lee su Re' correspondiente. Despejando u_s de la expresión $Re' = D_p u_t \rho_f / \mu$ se obtiene el valor buscado.

Para determinar el diámetro, conocida la velocidad terminal. Una dificultad similar se presenta en el cálculo del tamaño de la esfera que posee una velocidad terminal conocida, porque tanto Re' como $R' / \rho_f u_t^2$ son ambas funciones del diámetro

tro de la partícula D_p . Este cálculo es facilitado por el uso del grupo adimensional $(R'/\rho_f u_t^2) Re'^{-1}$, el cual es independiente del diámetro:

$$\frac{R'}{\rho_f u_t^2} Re'^{-1} = \frac{2Mg}{3\rho_f^2 u_t^3} (\rho_s - \rho_f) \quad \text{----- (38)}$$

El log. Re' como una función del log. $\left[(R'/\rho_f u_t^2) \cdot Re'^{-1} \right]$ está graficado en la figura 15. El diámetro de una esfera de velocidad terminal conocida, puede ser calculada evaluando $(R'/\rho_f u_t^2) \cdot Re'^{-1}$ y encontrando después el correspondiente valor del Re' con auxilio de la figura 15. A partir del Re' , el diámetro de la partícula D_p puede ser calculado.

(c) Caída de partículas esféricas a valores altos del Re' . Región (c).

$(500 - 1000 < Re' < 2 \times 10^5)$. En este caso, la función $\phi_1 (Re')$ viene representada por:

$$\phi_1 (Re') = 0.22 \quad \text{--- (15)}$$

substituyendo la ecuación (15) en la ecuación (35), resulta:

$$u_t = \sqrt{3g \frac{(\rho_s - \rho_f) D_p}{\rho_f}} \quad \text{----- (39)}$$

que es la ecuación llamada fórmula de Newton.

Se debe hacer notar que las ecuaciones (36) y (39), así como la velocidad terminal y diámetro de la partícula obtenidas por el método del fragmento (b) anterior, serán los mis-

mos aun cuando su deducción se realice a partir del coeficiente de arrastre definido por la ecuación (9).

Cuando se trabaj en un campo centrífugo, se emplea la ecuación (32), obteniéndose ecuaciones similares a la (36) y (39), pero en las que g se ha substituido por rw^2 .

En las separaciones realizadas con fines químico-técnicos, es muy raro que se sobrepasen números de Reynolds de -- 100 000; por lo que la región d de la figura 10 apenas si -- tiene interés en dicho campo.

En las expresiones anteriores, dadas para la fuerza-- de arrastre y la velocidad terminal, se ha supuesto que:

a). El asentamiento no es afectado por la presencia de otras partículas presentes en el flúido. Esta condición es conocida como "asentamiento libre". Cuando la interferencia de otras partículas es apreciable, el proceso es conocido como -- "sedimentación impedida u obstaculizada"--.

b). Las paredes del recipiente no ejercen un efecto-- retardante apreciable; y

c). El flúido puede ser considerado como un medio con tínuo; es decir, que la partícula es grande comparada con la-- senda libre media de las moléculas del flúido, de lo contrario, las partículas pueden ocasionalmente resbalar entre las moléculas y así obtener una velocidad más alta de lo calculado.

Algunas correcciones pueden aplicarse para tomar en cuenta el efecto de las paredes. Si el fluido está contenido en un cilindro, o en tal forma que no pueda considerarse como extensión infinita, el área proyectada de la partícula que sedimenta hace disminuir el área de la sección transversal del recipiente, obligando a que el fluido se desplace con una velocidad mayor que la que tendría si el recipiente fuera infinitamente extenso. De esta forma resulta, como consecuencia, un aumento de la resistencia que hace disminuir la velocidad máxima, u_t . Para los recipientes cilíndricos, los siguientes coeficientes empíricos permiten "corregir" la velocidad máxima u_t , tomando en cuenta el llamado efecto de pared:

Para el flujo laminar o viscoso:

$$\left(1 - \frac{D_p}{D_t} \right)^{2.25}$$

Para el flujo turbulento:

$$\left(1 - \frac{D_p}{D_t} \right)^{1.5}$$

siendo D_p = diámetro de la partícula esférica. ---L

D_t = diámetro del recipiente o depósito. ---L

II.6.2. Caso de Partículas No Esféricas.

En la práctica, hay varias causas que impiden que las fórmulas y métodos de cálculo expuestos resulten exactos.

Una de ellas es que las partículas difícilmente pueden considerarse como esferas. La otra causa tiene como origen la presencia de muchas partículas que se influyen mutuamente. A continuación se analizan ambas causas con objeto de poder adaptar los cálculos teóricos a la realidad.

Existen básicamente dos métodos para determinar la velocidad de partículas no esféricas; el primero de ellos se basa en la ecuación (35) y el concepto de esfericidad; el segundo, en los grupos adimensionales ya estudiados, como son $(R'/\rho_f u_t^2)Re'^2$ y $(R'/\rho_f u_t^2)Re'^{-1}$, permitiendo además calcular el diámetro promedio si es conocida la velocidad terminal.

Método primero.- En principio, se pueden emplear las mismas fórmulas y métodos descritos anteriormente, y determinar así el diámetro o la velocidad terminal de una partícula, como si se tratara de una esfera cuyo volumen fuera el mismo que el que realmente tiene la partícula. Sin embargo, se comprende que este volumen equivalente ha de ser distinto para las partículas de igual tamaño (estimado por tamizado, por ejemplo) pero de distinta forma. Por lo tanto, si se calculan las velocidades de caída empleando en las fórmulas anteriores el diámetro equivalente D_e (diámetro de una esfera de igual volumen que la partícula), habrá que corregir el valor obtenido de acuerdo con la forma que tenga la partícula.

Conocida la forma de la partícula mediante un análisis microscópico, es un sencillo problema de geometría determinar el diámetro equivalente, D_e . En la figura 16 puede verse el valor D_e para distintas formas de partículas, en función de alguna dimensión característica de las mismas.

El que la forma de la partícula sea una u otra dará lugar a distintos valores del cociente V/A y del coeficiente de frotamiento, $\phi_1 (Re')$, lo que influirá en u .

La ecuación (35), de la que derivan las demás, puede escribirse de una forma general como sigue

$$u = \sqrt{\left(\frac{V}{A}\right) \left(\frac{1}{\phi_1(Re')}\right) \cdot g \cdot \left(\frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f}\right)} \quad - - - (40)$$

y para un sistema sólido-líquido determinado, se transformará en:

$$u = C \cdot \sqrt{\left(\frac{V}{A}\right) \left(\frac{1}{\phi_1(Re')}\right)} \quad - - - (41)$$

que expresa la indicada dependencia de u con V/A y con $\phi_1(Re')$.

La comparación de partículas de distintas formas geométricas en el aspecto que nos ocupa, se ha logrado mediante el parámetro llamado coeficiente de forma o esfericidad, que suele representarse con Σ ó ϕ , y que se define como el cociente del área superficial de una esfera de volumen igual al de la partícula, a el área superficial de la partícula:

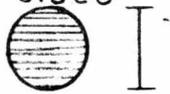
forma de la partícula	dimension característica	diámetro equivalente D_e	esfericidad	\sqrt{A} máx. (con relación al cubo)
cilindro 	$L = 4d$	$1.81d$	0.74	0.53
	$L = 2d$	$1.44d$	0.85	0.65
cubo 	—	$1.24L$	0.806	1.00
placa cuadrada  espesor = H	$H = 0.2L$	$0.78L$	0.58	0.33
	$H = 0.02L$	$0.34L$	0.18	0.073
	$H = 0.01L$	$0.25L$	0.12	0.05
disco  espesor = H	$H = 0.2d$	$0.67d$	0.72	0.36
	$H = 0.02d$	$0.31d$	0.19	0.075
	$H = 0.01d$	$0.25d$	0.115	0.045
esfera 	—	d	1.0	0.83

Fig. 16. Valores del diámetro equivalente, D_e ; de la esfericidad, y del cociente \sqrt{A} para diversas formas de partículas.

$\phi = \frac{\text{superficie de la esfera de volumen igual al de la partícula}}{\text{superficie de la partícula}}$

$$\phi = \frac{A_e}{A_s} = \frac{\pi D_e^2}{A_s} = \frac{\pi \left(\frac{6V_s}{\pi} \right)^{2/3}}{A_s} = 4.87 \frac{V_s^{2/3}}{A_s}$$

donde: A_e, A_s = área superficial de la esfera equivalente y de la partícula, respectivamente. - - - - - L^2

D_e = diámetro de la esfera equivalente - - - - - L

V_s = volumen de la partícula (esfera equivalente) -- L^3

Es evidente que para las partículas de forma exactamente esférica, $\phi = 1$, y que cuanto más se aleje una partícula de la forma esférica, tanto menor será ϕ . En la figura 16, en la columna 4, se pueden leer los valores de ϕ para las diversas formas regulares allí representadas.

Si la forma de la partícula no es regular, la esfericidad y el valor corregido de D_e pueden hallarse aproximadamente mediante la interpolación entre la forma regular básica del cristal y la esfera.

En general, las formas reales de las partículas que toman parte en las operaciones industriales, pueden determinarse mediante observaciones microscópicas.

Experimentalmente se ha visto que a todo valor del Reynolds, $\phi_1(Re')$ es función de la esfericidad, y que esta función es la presentada en la figura 17. El $(Re')_e$ que figura en las abscisas es el número de Reynolds que resulta al cal

cular este parámetro con D_e (no con D_s , que en este caso no tiene sentido porque la partícula no es esférica y tendría que tomarse en su lugar una dimensión lineal cualquiera).

El valor (V/A) máximo, puede determinarse por cálculo geométrico si antes se ha identificado la forma de la partícula. En la columna 5 de la figura 16, se exponen los valores de (V/A) máximo para las formas de partícula allí incluidas (con relación a la partícula cúbica del mismo volumen).

Conocidas V/A y $\phi_1(Re')$ de acuerdo con la fórmula (40), se puede escribir para la velocidad terminal de la esfera equivalente (u_e) y para la velocidad terminal de la partícula

$$\left. \begin{aligned} u_e &= \sqrt{\left(\frac{V}{A}\right)_e \cdot \left(\frac{1}{\phi(Re')_e}\right) g \left(\frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f}\right)} \\ u_s &= \sqrt{\left(\frac{V}{A}\right)_s \cdot \left(\frac{1}{\phi(Re')_s}\right) g \left(\frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f}\right)} \end{aligned} \right\} (42)$$

dividiendo miembro a miembro y despejando u_s , resulta:

$$u_s = u_e \sqrt{\left(\frac{V}{A}\right)_s \left(\frac{A}{V}\right)_e \left(\frac{\phi(Re')_e}{\phi(Re')_s}\right)} \quad (43)$$

Método Segundo. Heywood ha desarrollado un método -- aproximado para calcular la velocidad terminal de caída de una partícula no esférica, o para calcular su tamaño a partir de su velocidad terminal de caída. El método es una adaptación de

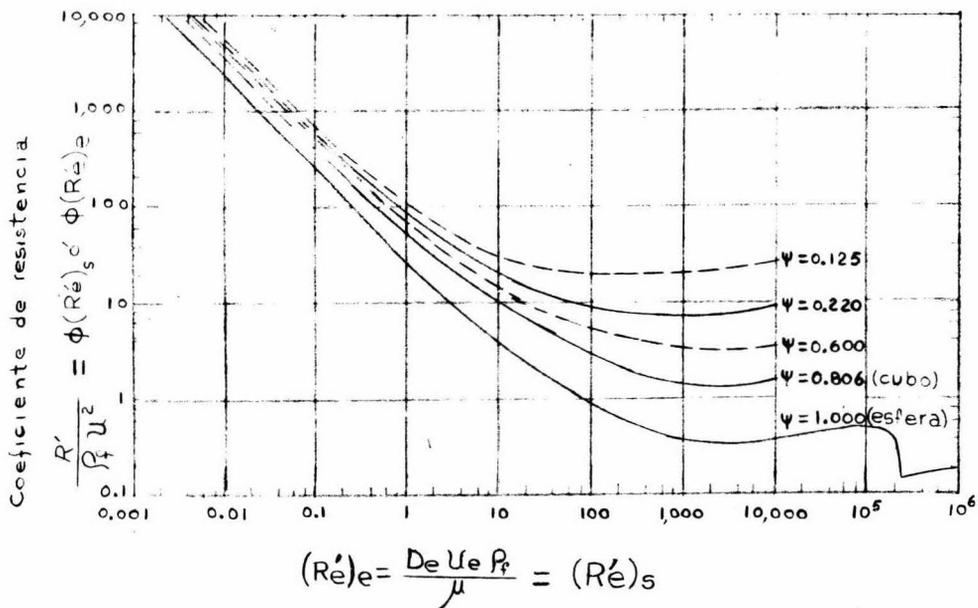


Fig. 17. Coeficiente de resistencia como función del número de Reynolds.

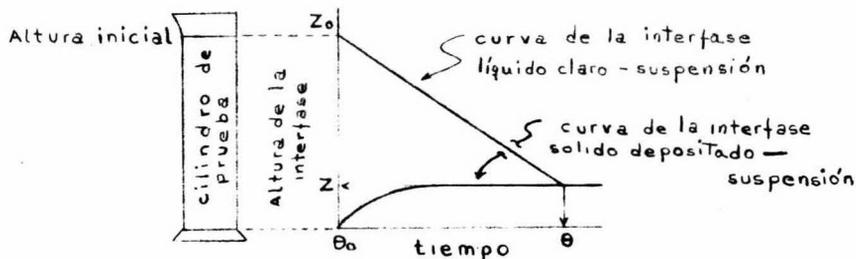


Fig. 18. Curva de una prueba discontinua de asentamiento de una suspensión diluida.

su método para esferas.

Primero define el diámetro medio proyectado de la partícula d_p , como el diámetro de un círculo que tiene la misma superficie que la partícula cuando es vista desde arriba y se encuentra en su posición más estable. Heywood seleccionó esta dimensión particular porque es fácil medirla mediante un análisis microscópico.

Si d_p es el diámetro medio proyectado, el área media-proyectada es $\pi d_p^2/4$ y el volumen de $k'd_p^3$, donde k' es una constante cuyo valor depende de la forma de la partícula. Para una partícula esférica, k' es igual a $\pi/6$. Para partículas isométricas (es decir, partículas en las cuales su dimensión lineal característica en los tres planos, es aproximadamente la misma) k' es aproximadamente 0.5, y para partículas angulares, k' es aproximadamente 0.4. Para la mayoría de los minerales, k' se encuentra entre 0.2 y 0.5.

El método para calcular la velocidad terminal de caída, consiste en evaluar $(R'/\rho_f u_s^2) Re'^2$, usando d_p como la dimensión lineal característica de la partícula, y $\pi d_p^2/4$ como el área proyectada en un plano perpendicular a la dirección del movimiento. El correspondiente valor del Re' , es encontrado a partir de la fig. 15, la cual se refiere a partículas esféricas, aplicándose entonces una corrección al valor del $\log.Re'$.

para tomar en cuenta la desviación de la forma esférica. En la Tabla I se dan valores de este factor de corrección, el cual es función de k' y de $(R'/\rho_f u_s^2) Re'^2$. Un procedimiento similar se sigue al calcular el tamaño de una partícula que posee una velocidad terminal dada (véase la Tabla II).

El método es solamente aproximado porque supone que k' define completamente la forma de la partícula; sin embargo, existen muchas formas de partículas para las cuales el valor de k' es el mismo. Además, asume que el diámetro d_p es igual al diámetro medio proyectado d' por la partícula cuando se encuentra orientada en cualquier dirección. Esto es muy aproximado en las regiones (b) y (c), pero en la región (a) la partícula tiende a asentarse de tal forma, que la cara más grande se encuentra paralela a la dirección del movimiento, lo cual puede introducir algún error en los cálculos.

Para la partícula no esférica:

$$\text{Fuerza Total de arrastre} = R' \frac{1}{4} \pi d_p^2 = (\rho_s - \rho_f) g k' d_p^3$$

así,
$$\frac{R'}{\rho_f u_s^2} = \frac{4k' d_p g (\rho_s - \rho_f)}{\pi \rho_f u_s^2} \quad \text{--- (44)}$$

$$\frac{R'}{\rho_f u_s^2} Re'^2 = \frac{4k' \rho_f d_p^3 g (\rho_s - \rho_f)}{M^2 \pi} \quad \text{--- (45)}$$

y
$$\frac{R'}{\rho_f u_s^2} Re'^{-1} = \frac{4k' M g (\rho_s - \rho_f)}{\pi \rho_f^2 u_s^3} \quad \text{--- (46)}$$

Si k' es conocido, el grupo adimensional puede ser -

T A B L A I

Correcciones logarítmicas para $\log R\acute{e}$ como una función de $\log \left[(R'/\rho_f u_s^2) R\acute{e}^2 \right]$ para partículas no esféricas.

$\log \left[(R'/\rho_f u_s^2) R\acute{e}^2 \right]$	$K'=0.4$	$K'=0.3$	$K'=0.2$	$K'=0.1$
-2	-0.022	-0.032	+0.032	+0.131
-1	-0.023	-0.003	+0.030	+0.131
0	-0.025	-0.005	+0.026	+0.129
1	-0.027	-0.010	+0.021	+0.122
2	-0.031	-0.016	+0.012	+0.111
2.5	-0.033	-0.020	0.000	+0.080
3.0	-0.038	-0.032	-0.022	+0.025
3.5	-0.051	-0.052	-0.056	-0.040
4.0	-0.068	-0.074	-0.089	-0.098
4.5	-0.083	-0.093	-0.114	-0.146
5.0	-0.097	-0.110	-0.135	-0.186
5.5	-0.109	-0.125	-0.154	-0.224
6.0	-0.120	-0.134	-0.172	-0.255

T A B L A II

Correcciones logarítmicas para $\log R\acute{e}$ como una función de $\log \left[(R'/\rho_f u_s^2) R\acute{e}^{-1} \right]$ para partículas no esféricas.

$\log \left[(R'/\rho_f u_s^2) R\acute{e}^{-1} \right]$	$K'=0.4$	$K'=0.3$	$K'=0.2$	$K'=0.1$
4	+0.185	+0.217	+0.289	
4.5	+0.149	+0.175	+0.231	
3	+0.114	+0.133	+0.173	+0.282
3.5	+0.082	+0.095	+0.119	+0.170
2.0	+0.056	+0.061	+0.072	+0.062
2.5	+0.038	+0.034	+0.033	-0.018
1.0	+0.028	+0.018	+0.007	-0.053
1.5	+0.024	+0.013	-0.003	-0.061
0	+0.022	+0.011	-0.007	-0.062
1	+0.019	+0.009	-0.008	-0.063
2	+0.017	+0.007	-0.010	-0.064
3	+0.015	+0.005	-0.012	-0.065
4	+0.013	+0.003	-0.013	-0.066
5	+0.012	+0.002	-0.014	-0.066



evaluado, permitiendo calcular la velocidad terminal de caída o el diámetro.

II.6.3. Dimensionamiento elemental de un clarificador continuo de suspensiones diluidas.

En la industria, la clarificación de suspensiones es un proceso continuo que se realiza en los llamados clarificadores, los cuales son grandes depósitos a los cuales llega por el centro o por un lado, la suspensión diluida, y que permite el rebose del líquido que sobrenada separándolo del lodo espeso que sale por el fondo del aparato.

Existen varios métodos para obtener datos que permitan el diseño para clasificadores de suspensiones diluidas. El más sencillo de ellos (cuando es posible utilizarlo), consiste en efectuar pruebas discontinuas de sedimentación de la suspensión diluida en cilindros graduados, obteniendo datos de la altura de la interfase líquido claro-suspensión como función del tiempo. Los datos obtenidos de este ensayo discontinuo, pueden presentarse en una curva como la de la fig. 18. En esta prueba discontinua, la interfase sólido-fluido crece desde el fondo del cilindro aunada a un incremento gradual de la claridad.

En el tiempo t , puede suponerse que todas las partículas de un tamaño mayor al caracterizado por la velocidad de asentamiento $(Z_0 - Z) / (\theta - \theta_0)$ se habrán ya asentado. Si la

turbidez del líquido sobrenadante es satisfactoria en este momento, o si se sabe que la suspensión con sólidos que se alimentará al clarificador contiene una cantidad despreciable de finos más pequeños que el tamaño de caracterización; entonces los datos de sedimentación discontinua pueden ser usados para el diseño del clarificador.

La velocidad de sedimentación $(Z_0 - Z) / (\theta - \theta_0)$ es convertida a m/hr y substituida en la siguiente ecuación:

$$A \frac{\text{gasto de rebosamiento}}{\text{velocidad de asentamiento}} \text{ --- (47)}$$

donde el gasto de rebosamiento es igual al gasto alimentado me nos el gasto de drenado, y es expresado en m^3/hr . La velocidad de sedimentación puede calcularse también a partir de las ecuaciones deducidas anteriormente al estudiar la mecánica del movimiento de partículas a través de un flúido. En otras palabras, el clarificador que opera con pulpas diluidas está funcionando como un clasificador hidráulico, en el que todas las partículas más grandes que un tamaño límite se encuentran en la corriente de fondos.

La mayoría de los procedimientos teóricos de diseño de clarificadores y espesadores, presupone que la unidad en la planta trabajará en régimen permanente. En la práctica, casi ningún equipo opera de este modo. Tanto el gasto como la con -

sistencia de la suspensión alimentada, varían de una hora a otra. Sin embargo, se ha reconocido en la práctica industrial que el clarificador o espesador debe tener la capacidad de absorber sobrealimentaciones (variaciones del contenido de sólidos), de corta duración, y aun variaciones en el flujo. También suelen ocurrir variaciones de otro tipo como, por ejemplo, de carácter térmico o mecánico, las cuales pueden evitar que se obtenga un flujo uniforme. Debido a ello, el equipo es generalmente diseñado en base al flujo promedio, o bien en base a las toneladas de sólidos que van a ser manejadas por día; se incluyen, además, factores de seguridad que aumentan considerablemente el área calculada bajo condiciones ideales.

Cuando se trabaja con suspensiones diluidas, el uso de agentes colectores y floculantes permite asegurar rebosamientos limpios, así como reducir el área de sedimentación necesaria o aumentar la capacidad del clarificador. En general, si la suspensión ha sido bien tratada, los flóculos podrán ser vistos a simple vista.

Los flóculos son de estructura complicada. Los agregados son flojos, la unión entre las partículas es débil, y retienen en su estructura una considerable cantidad de fluido, la cual es arrastrada cuando la partícula se sedimenta.

Cuando el flóculo se forma, se altera el diámetro y

la forma de las unidades iniciales, por lo que la velocidad -- terminal de asentamiento u_t se altera también, haciéndose mayor. Aunque los flóculos se sedimentan inicialmente sin obstáculo de sus vecinas, y después (en el fondo del clarificador) -- en forma obstaculizada, las ecuaciones usuales pueden aplicarse en principio; sin embargo, no es práctico usar las leyes de sedimentación cuantitativamente, porque el diámetro y la forma del flóculo no son fácilmente definibles. Este hecho fortalece la idea de usar ensayos de laboratorio como auxiliar en la determinación de la velocidad de asentamiento.

La ecuación (47) sugiere que el área requerida por un equipo que trabaja con una suspensión diluida, es el factor -- principal para lograr producir un rebose claro. En la práctica, se ha encontrado que la profundidad del líquido es también de considerable importancia, porque al incrementarse se mejora la claridad del líquido que rebosa; se minimizan los efectos -- de alimentación irregular y aumenta el tiempo de retención. En esta forma se mejora el flujo y aumenta la probabilidad de floculación de pequeñas partículas, las cuales normalmente deberían estar presentes en el rebose.

La profundidad del clarificador puede encontrarse aún cuando no puedan ser aplicadas las ecuaciones usuales deduci -- das al describir la mecánica del movimiento de partículas li --

bres a través de un flúido, como es el caso de una suspensión-floculada.

El método del tubo largo que se bosqueja a continuación, está diseñado básicamente para determinar el área unitaria de un clarificador, pero también permite hacer una estimación aproximada de la profundidad del clarificador en la zona de asentamiento libre (no obstaculizado). Para la zona de compresión, puede ser usado el método descrito al tratar las pulpas concentradas.

La técnica del tubo largo es bastante más refinada -- que la descrita anteriormente. El aparato consiste de un tubo de plástico con un diámetro interior de 8 cm. (3 plg.) aproximadamente, y 250 cm. de largo. El tubo está provisto de pequeñas llaves a cada 30 cm. aproximadamente, con el fin de extraer muestras de la suspensión, las cuales posteriormente serán sometidas a un análisis de contenido de sólidos.

Para efectuar el ensayo estático del tubo largo, se llena éste con una muestra de la suspensión que se desea clarificar y después, a intervalos regulares de tiempo, se extraen muestras de 200 cm³. (las cuales, dependiendo del intervalo de tiempo, tendrán una claridad mayor, igual o ligeramente inferior de la deseada en el rebose del clarificador que se va a diseñar), empezando con la llave más alta y terminando con la

más baja. Las muestras son extraídas hasta que todos los sólidos remanentes están en el fondo del tubo, en la zona de comprensión.

El método del tubo largo permite determinar el contenido de sólidos suspendidos en el derrame, como una función de la velocidad de derrame y tiempo de retención, a partir de un análisis de contenido de sólidos suspendidos efectuado en -- muestras tomadas a diferentes alturas y tiempos. Los datos registrados en estos ensayos estadísticos, son: posición, tiempo y concentración de sólidos. A partir de esos datos, puede calcularse el tiempo de retención y la velocidad de rebosamiento en cm/hr o $\text{cm}^3/\text{min} \cdot \text{cm}^2$. El tiempo de retención es el tiempo t_{total} transcurrido desde que la alimentación fue introducida al tubo largo hasta que las muestras fueron extraídas. La velocidad de rebosamiento es la profundidad corregida a la que se encuentra la llave, dividida por el tiempo de retención. La profundidad de la llave debe de ser corregida por disminución del contenido de suspensión en el tubo largo, debido a la extracción de las muestras.

Con los datos del contenido de sólidos en el rebose -- en función de la velocidad de rebosamiento, se construye una gráfica en la que el tiempo de retención aparece como un parámetro. De esta gráfica es posible seleccionar la combinación --

apropiada de tiempo de retención en la zona de clarificación y velocidad de rebosamiento, las cuales darán la claridad deseada en el rebose.

Los resultados del ensayo estático con el tubo largo pueden ser verificados dinámicamente mediante una inyección periódica de muestras en el tubo largo y analizando por contenido de sólidos, el líquido que es desplazado como rebose. La velocidad y posición a la cual debe introducirse la alimentación en el tubo largo, están basadas en la velocidad de rebosamiento y tiempo de retención seleccionados. El sitio en que ha de alimentarse, debe ser seleccionado de tal forma, que el rebose extraído esté retenido el intervalo de tiempo apropiado antes de ser removido.

La profundidad de la llave por la cual se va a alimentar la muestra, es igual a la velocidad de rebosamiento en m/hr. multiplicado por el tiempo de retención apropiado. Por ejemplo: si la velocidad de rebose es de 90 cm/hr y el tiempo de retención deseado es de 2 hr, un volumen de muestra por alimentarse igual a 30 cm de altura de tubo largo, deberá ser alimentada por una llave que se encuentre a 180 cm por debajo de la superficie del líquido, cada 20 min. Antes de la inyección de cualquier muestra, el volumen del líquido equivalente a 30-cm de tubo largo se extrae por la llave más alta posible y se

le analiza su contenido de sólidos.

En un clarificador o espesador se presentan las siguientes zonas en la suspensión: zona de asentamiento libre o de solución clara, zona de alimentación, zona de transición y zona de comprensión.

Ahora bien, de los métodos señalados en la Tabla III,* para determinar el área unitaria, solamente el método del tubo largo da una estimación de la profundidad del clarificador, y ésta es sólo parcial. El tiempo de retención y la velocidad de rebosamiento encontrados por el método del tubo largo, son usados para determinar la altura necesaria en las zonas de asentamiento libre (o de solución clara) y la de alimentación. La altura correspondiente a la zona de transición se establece empíricamente. Para determinar el espesor de la zona de comprensión, puede ser usado el método descrito al tratar las pulpas concentradas.

II. 7. Sedimentación y espesamiento de suspensiones con alto contenido de sólidos.

Cuando la concentración de una suspensión es baja, la distancia entre las partículas adyacentes es grande comparada con el tamaño de las partículas y el efecto de interferencia mutua puede despreciarse. Sin embargo, existen numerosos casos en los cuales (incluidas las partes profundas de un clarifica-

* vease las páginas 90 91 y 92.

dor), se encuentra presente gran número de partículas, y las partículas contiguas interfieren en el movimiento de otras partículas individuales. A altas concentraciones, las condiciones en la suspensión se modifican considerablemente, particularmente el que la velocidad ascendente del fluido desplazado por las partículas que se asientan, es mucho más grande; por lo que el patrón de flujo estudiado anteriormente, se ve apreciablemente alterado. En este flujo retardado, la velocidad de sedimentación es considerablemente menor que la que podría calcularse a partir de las ecuaciones (36) o (43). El mecanismo de caída difiere en el hecho de que la partícula se sedimenta a través de una suspensión de partículas en un fluido, más bien que a través del fluido mismo. Este proceso se conoce como sedimentación "retardada" u "obstaculizada", y es común encontrarla en la concentración de suspensiones por sedimentación en un espesador.

Las principales razones para que se modifique la velocidad de asentamiento de las partículas en una suspensión concentrada, son:

a). Las partículas grandes se sedimentan con respecto a una solución de pequeñas partículas, así que la viscosidad y la densidad del fluido se ven aumentadas.

b). La velocidad con que asciende el fluido desplaza-

do durante el asentamiento, es apreciable en una solución concentrada, y la velocidad esperada de sedimentación es menor que la velocidad real con respecto al fluido.

c). Los gradientes de velocidad en el fluido próximo a las partículas, es aumentado como un resultado del cambio en el área y forma de los espacios por donde se mueve el fluido.

d). Las partículas más pequeñas suelen ser arrastradas hacia el fondo por las partículas más grandes, y por eso se ven aceleradas.

e). Debido a que las partículas se encuentran muy cerca unas de las otras en una suspensión concentrada, la floculación es más marcada en un solvente ionizado, por lo que el tamaño efectivo de las partículas se hace más grande.

T A B L A I I I

CLASIFICACIÓN DE LAS SUSPENSIONES Y TÉCNICA DE PRUEBA.

DILUIDA. CLASE 1; asentamiento libre de las partículas.

Comportamiento de la suspensión al iniciarse el asentamiento: las partículas o los flóculos se sedimentan independientemente unos de otros. No existe una interfase definida de inmersión. Asentamiento no obstaculizado. La velocidad de asentamiento depende principalmente del tamaño de la partícula o del flóculo.

Ejemplo: Agua turbia y desagües industriales.

Método para determinar el área unitaria: técnica del tubo largo.

Métodos para determinar la altura de la zona de compresión: técnica de Coe y Clevenger. Técnica de Roberts.

INTERMEDIA. CLASE 2; inmersión con interfase.

Comportamiento de la suspensión al iniciarse el asentamiento: la zona superior se caracteriza por un asentamiento libre de las partículas mientras que la inferior por un asentamiento colectivo. La línea de demarcación aparece poco definida.

Ejemplo: Suspensiones químicas y metalúrgicas. Agua -

Tabla III. (Continuación).

de albañal.

Métodos para determinar el área unitaria: Técnica del tubo largo. Técnica de Coe y Clevenger. Técnica de Kynch (Talmage y Fitch).

Métodos para determinar la altura de la zona de compresión: Técnica de Coe y Clevenger. Técnica de Roberts.

CONCENTRADA. CLASE 3; asentamiento colectivo.

Comportamiento de la suspensión al iniciarse el asentamiento: la línea de demarcación aparece bien definida. La velocidad de asentamiento disminuye al incrementarse la concen--tración de los sólidos. La velocidad de asentamiento se ve disminuida por la interferencia mutua de las partículas o flócu--los.

Ejemplo: Suspensiones químicas y metalúrgicas. Lodos-activados.

Métodos para determinar el área unitaria: Técnica de Coe y Clevenger. Técnica de Kynch (Talmage y Fitch).

Métodos para determinar la altura de la zona de com--presión: Técnica de Coe y Clevenger. Técnica de Roberts.

COMPACTA. CLASE 4; asentamiento compacto.

Comportamiento de la suspensión al iniciarse el asen-tamiento: los flóculos o las partículas se asientan en íntimo-

contacto debido a la compresión.

Ejemplo: Todas las suspensiones por sedimentación pasan a esta clase.

Método para determinar el área unitaria: Técnica de Coe y Clevenger.

Métodos para determinar la altura de la zona de compresión: Técnica de Coe y Clevenger. Técnica de Roberts.

Se ha podido observar que si el rango de tamaños de partículas no es mayor de aproximadamente 6:1, una suspensión concentrada se sedimenta con una interfase líquido claro-suspensión bien marcada y todas las partículas caen a la misma velocidad. Este hecho hace contraste con el comportamiento de las suspensiones diluidas, para las que las velocidades de asentamiento de sus diferentes partículas pueden ser calculadas mediante los métodos dados anteriormente. El efecto total que se presenta en las suspensiones concentradas, es que las partículas grandes se ven retardadas y las chicas aceleradas.

II. 7.1. Predicción de la Velocidad de Asentamiento de Suspensiones Finas.

Se han efectuado numerosos intentos para predecir la velocidad aparente de sedimentación de una suspensión concentrada. Clark S. Robinson sugiere una modificación de la ley de Stokes. La densidad de la fase flúida se convierte práctica -- mente en la densidad a granel de la suspensión (ρ_c), la cual es el cociente de la masa total del líquido y el sólido, dividida entre el volumen total. La viscosidad de la suspensión (μ_c), es considerablemente mayor que la del flúido, debido a la interferencia de las partículas y porque es función de la -- magnitud del esfuerzo cortante de los desarrollos anteriores -- que hayan afectado la aglomeración de partículas y de la forma

y rugosidad de las mismas, puesto que éstos contribuyen a formar una capa más gruesa.

De lo anterior, se puede concluir que resulta imposible hacer predicciones exactas de la viscosidad de una suspensión, haciéndose necesarias las determinaciones experimentales. La extrapolación de cualquier variable debe llevarse a cabo con mucho cuidado. Por estas razones, Robinson propone determinar la viscosidad de la suspensión (μ_c) experimentalmente.

Substituyendo ρ_c y μ_c en la ecuación de Stokes, la velocidad terminal de asentamiento de la suspensión, será, de la ecuación (36):

$$u_c = \frac{k'' D_p^2 (\rho_s - \rho_c) g}{\mu_c} \quad \text{--- (48)}$$

donde K'' es una constante.

La fuerza efectiva de flotación es calculada como:

$$\rho_s - \rho_c = \rho_s - [\rho_s (1-e) + \rho_f e] = e(\rho_s - \rho_f) \quad \text{--- (49)}$$

donde e es la fracción en volumen de líquido en la suspensión, y es igual a volumen de líquido / (vol. líquido + vol. sólidos).

Sin embargo, no han faltado los intentos por representar matemáticamente a μ_c , la cual puede ser determinada aproximadamente con la siguiente fórmula empírica de Einstein:

$$\mu_c = \mu (1 + k'' C) \quad \text{--- (50)}$$

donde

k'' es una constante para una forma dada de partículas

(5/2 para esferas);

C es la concentración volumétrica de las partículas =

$\frac{\text{volumen de sólidos}}{\text{volumen de sólidos} + \text{volumen de líquido}}$

μ es la viscosidad del fluido $ML^{-1}T^{-1}$

Esta ecuación es correcta para valerse de C hasta de

0.02. Para suspensiones más concentradas, Vandel da la ecuación:

$$\mu_c = \mu \exp\left(\frac{k''C}{1-qC}\right) \quad - - - (51)$$

en la cual q es una segunda constante, igual a 39/64 para esferas.

Steinour, que estudió la sedimentación de pequeñas -- partículas uniformes, derivó una expresión similar a la (48) -- usando la viscosidad del fluido, la densidad de la suspensión -- y una función de la fracción de volumen de líquido en la sus-- pensión, para tomar en cuenta las características de los espa-- cios de flujo entre las partículas. La ecuación que él obtuvo -- es una expresión que da la velocidad de la partícula con res -- pecto al fluido (velocidad terminal de la partícula bajo condi -- ciones de sedimentación obstaculizada), u_p , como sigue:

$$u_p = \frac{D_p^2 (\rho_s - \rho_c) g \cdot f(e)}{18 \mu} \quad - - - (52)$$

Dado que la fracción del área disponible para el flujo del fluido desplazado es e , su velocidad de ascenso es $u_c \frac{1-e}{e}$

así que:

$$u_p = u_c + u_c \frac{1-e}{e} = \frac{u_c}{e} \quad \text{--- (53)}$$

De sus experimentos de la sedimentación de tapioca --- (harina fina) en aceite, Steinour encontró que:

$$f(e) = 10^{-1.82(1-e)} \quad \text{--- (54)}$$

Substituyendo las ecuaciones (49), (53), y (54) en --- la (52):

$$u_c = \frac{e^2 D_p^2 (\rho_s - \rho_f) g}{18 \mu} 10^{-1.82(1-e)} \quad \text{--- (55)}$$

Hawksley reporta para U_p :

$$u_p = \frac{u_c}{e} = \frac{D_p^2 (\rho_s - \rho_c) g}{18 \mu_c} \quad \text{--- (56)}$$

La velocidad de asentamiento de suspensiones de pequeñas partículas es difícil de predecir, debido al gran número de factores implicados, entre los que se encuentran, además de los ya mencionados, el grado de floculación y agitación de la sus pensión, antigüedad de la misma, etc.

II.7.2. Predicción de la Velocidad de asentamiento de suspensiones gruesas.

Se ha estudiado la sedimentación de partículas unifor-

mes (> 100 micras), suficientemente grandes para que puedan -
despreciarse los efectos anormales de viscosidad y floculación.
Del trabajo experimental reportado al respecto, Coulson y Zaki
resumen las siguientes conclusiones:

Para partículas esféricas (que fue el modelo básicamente estudiado):

$$\frac{u_p}{u_t} = f(\text{Re}'_t, e, D_p/D_t) \quad \text{--- (57)}$$

donde u_p es la velocidad de la partícula con respecto al fluido bajo condiciones de sedimentación obstaculizada; --- LT^{-1}

u_t es la velocidad terminal de la partícula esférica bajo condiciones de sedimentación libre; --- LT^{-1}

e es la fracción en volumen de líquido en la suspensión (de 0 a 1);

D_p diámetro de la partícula (esférica); --- L

D_t diámetro del recipiente; y --- L

$\frac{u_t D_p \rho_f}{\mu} = \text{Re}'_t$ número de Reynolds para esferas bajo sedimentación libre.

De la ecuación (53) la velocidad de sedimentación de la suspensión U_c , es dada en términos de u_p , la velocidad de las partículas con respecto al fluido, por:

$$u_c = e u_p$$

Así, $\frac{u_c}{u_t} = f(\text{Re}'_t, e, D_p/D_t) \quad \text{--- (58)}$

A bajas velocidades ($Re'_t < 0.2$) donde la fuerza de --
 arrastre es atribuible enteramente a la fricción debida a la --
 superficie, por la ecuación (11)

$$R'_t \frac{\pi}{4} D_p^2 = 3 \pi \mu D_p u_t \quad - - - - (59)$$

donde R'_t es la fuerza de arrastre por unidad de área proyecta
 da por una partícula esférica, sedimentándose a su velocidad --
 terminal u_t e independiente de la densidad del flúido. Cuando--
 el número de Reynolds Re'_t excede de 500, la fricción debida a--
 la superficie es despreciable y:

$$R'_t \propto \rho_f u_t^2 \quad - - - - (60)$$

y R'_t es independiente entonces de μ y D_p .

Ni R'_t , μ y D_p ni R'_t y ρ_f pueden arreglarse en forma
 de grupo adimensional, así que la relación u_c/u_t es indepen --
 diente de Re'_t cuando Re'_t es menor de 0.2 o mayor de 500, es--
 decir:

$$\frac{u_c}{u_t} = f(e, D_p/D_t) \quad 500 < Re'_t < 0.2 \quad - - (61)$$

Los resultados de la sedimentación de esferas unifor--
 mes se graficaron como $\log. u_c$ contra $\log. e$, para cada suspen--
 sión, obteniéndose en cada caso, una recta representada por: -

$$\log. u_c = n \log. e + \log. u_i \quad - - - - (62)$$

donde u_i es la ordenada al origen a dilución infinita ($e=1$).

n es la pendiente de la recta.

Así:
$$\frac{u_c}{u_i} = e^n \quad \text{--- (63)}$$

u_i es la velocidad de asentamiento de la suspensión en un tubo de diámetro D_t a dilución infinita; n es independiente de e , por lo que:

$$n = f(\text{Re}'_t, D_p/D_t) \quad \text{--- (64)}$$

Para $\text{Re}'_t < 0.2$, y para $\text{Re}'_t > 500$, de la ecuación (61):

$$n = f\left(\frac{D_p}{D_t}\right) \text{ solamente} \quad \text{--- (65)}$$

Los valores experimentales de n han sido graficados contra D_p/D_t en la figura 19, siendo correlacionados por una familia de líneas rectas. Por supuesto, una sola curva representa los datos para todos los valores del Re'_t menores de 0.2 y otra para todos los valores de Re'_t mayores de 500. A valores intermedios, n es una función del Re'_t . De un análisis de las curvas se pudieron derivar las siguientes ecuaciones, las cuales dan los valores de n :

Para $0 < \text{Re}'_t < 0.2$
$$n = 4.6 + 20 \frac{D_p}{D_t} \quad (66)$$

$0.2 < \text{Re}'_t < 1$
$$n = \left(4.4 + 18 \frac{D_p}{D_t}\right) \text{Re}'_t^{-0.03} \quad (67)$$

$1 < \text{Re}'_t < 200$
$$n = \left(4.4 + 18 \frac{D_p}{D_t}\right) \text{Re}'_t^{-0.1} \quad (68)$$

$200 < \text{Re}'_t < 500$
$$n = 4.4 \text{Re}'_t^{-0.1} \quad (69)$$

$\text{Re}'_t > 500$
$$n = 2.4 \quad (70)$$

También se encontró que u_t y u_i se podían correlacionar por:

$$\log u_t = \log u_i + D_p/D_t \quad - - - - - (71)$$

Para calcular la velocidad de sedimentación en términos de la velocidad de caída libre, se obtiene primero el valor del índice n substituyendo los valores de D_p/D_t y Re'_t en la ecuación apropiada (ec.66 a 70), y se resuelve la ecuación (71) para u_i . Finalmente, la velocidad de asentamiento de la suspensión u_c se obtiene de la ecuación (63). Para partículas que no sean esféricas, el índice n , como se calculó anteriormente, debe de ser multiplicado por el factor $1.1k'^{0.165}$, donde k' es el factor de forma ya mencionado anteriormente en la sección II.6.2; éste ha sido determinado solamente para valores de Re'_t mayores de 500.

Otro par de ecuaciones que se han reportado para determinar u_c y u_t a alta concentración, son:

$$u_c = \frac{e^3}{3.36(1-e)} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_f)g}{S^2\mu} \quad \text{para } Re_{,1} > 1 \quad (72)$$

donde $Re_{,1}$ = Num. de Reynolds modificado = $\frac{u_c \rho_f}{S\mu(1-e)}$

S = superficie de las partículas por unidad de volumen de fluido. - - - - $-L^{-1}$

En la región de la ley de Stokes, de la ecuación (36)

$$u_t = \frac{D_p^2 g}{18\mu} (\rho_s - \rho_f) = \frac{2g}{S^2\mu} (\rho_s - \rho_f) \quad (73)$$

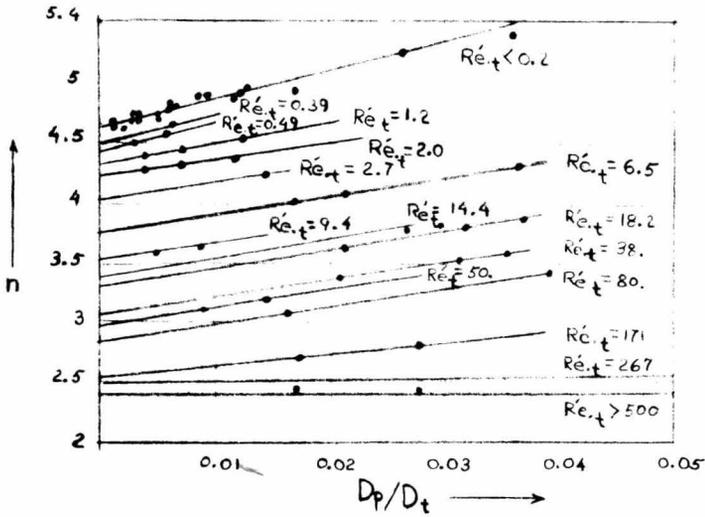


FIG. 19. n para varios valores de Re_t y D_p/D_t

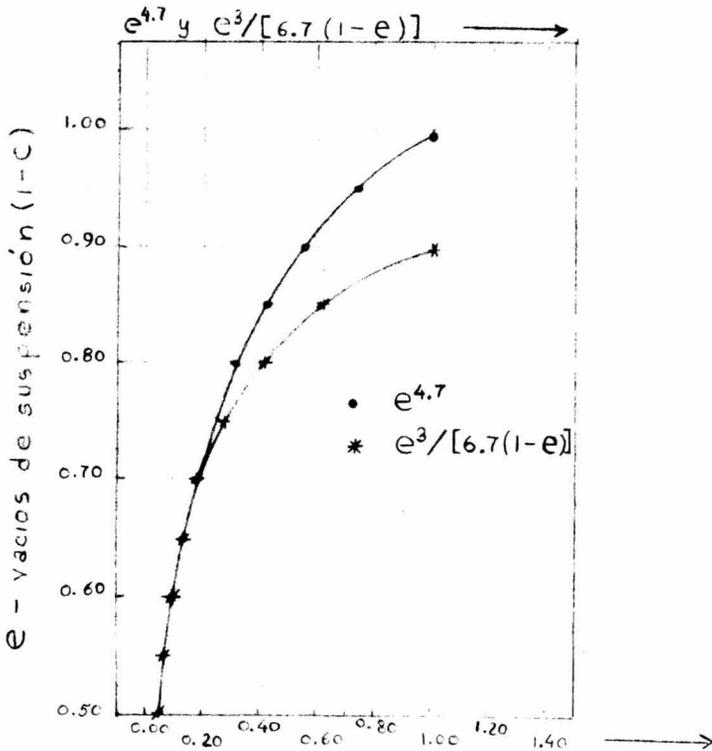


FIG. 20. Comparación de dos funciones de e como factores de correlación para velocidades de sedimentación.

Estas dos últimas expresiones no son de uso común, - salvo en el caso de que las partículas de la suspensión permitan evaluar S fácilmente, por lo que desde este punto de vista su uso se ve limitado. Además, la ec. (72) sólo da valores confiables a concentraciones elevadas, a diferencia de la ecuación (63). Esto puede observarse fácilmente obteniendo el cociente u_c/u_t , a partir de las ecuaciones (72) y (73) y de las (63) y (66).

$$\text{De (72) y (73)} \quad \frac{u_c}{u_t} = \frac{e^3}{6.7(1-e)} \quad \text{--- (74)}$$

$$\text{De (63) y (66)} \quad \frac{u_c}{u_t} = e^{4.7} \quad (\text{para } Re_{.1} < 0.2) \quad \text{--- (75)}$$

Las funciones $\frac{e^3}{6.7(1-e)}$ y $e^{4.7}$ son graficadas como

una función de e en las figura 20 y de la cual se puede ver - que dan los mismos valores para e menor de 0.75, pero a valores mayores de 0.80, las ecuaciones se desvían notablemente.

II.8. Mecanismos de Sedimentación Intermitente y continua.

II.8.1. Factores que deben considerarse en el Dimensionamiento de un Espesador Intermitente.

Aun cuando las ecuaciones planteadas anteriormente para la velocidad de sedimentación, son el resultado de numero -

sas pruebas llevadas a cabo en el laboratorio, existen ciertos comportamientos de las suspensiones que no pueden ser deducidos a partir de ellas, pero que sí se pueden observar directamente en los equipos industriales y en los ensayos discontinuos de laboratorio realizados en cilindros; además, el hecho mismo de que se presenten en el equipo de proceso (espesadores) hace importante el que se les deba tener presentes al dimensionarles. Esos factores que afectan el proceso son, principalmente, la altura de la suspensión, el diámetro del recipiente en el que se lleva a cabo el fenómeno, y la concentración volumétrica. Estos motivos hacen obligada la descripción de la sedimentación discontinua.

El asentamiento de suspensiones metalúrgicas conocidas con el nombre de lodos, ha sido estudiada por Coe y Clevenger, quienes concluyeron que una suspensión concentrada puede sedimentarse en cualquiera de dos formas, las cuales suelen estudiarse en probetas a pequeña escala y manteniendo una temperatura uniforme en la suspensión para evitar movimientos del fluido, o corrientes de convección causadas por la diferencia de densidad.

Para la primera forma de asentamiento, la figura 21a. muestra una suspensión recientemente preparada, con una concentración uniforme de partículas a lo largo de la probeta. Tan -

pronto como se inicia el proceso, todas las partículas empiezan a sedimentarse, aproximándose rápidamente a sus velocidades terminales bajo condiciones de sedimentación obstaculizada, estableciéndose varias zonas de diferente concentración, como se ve en la fig. 21.b.

La zona D de partículas sedimentadas, incluye las más pesadas con mayor velocidad de sedimentación. En una zona de transición poco definida sobre el material sedimentado, existen canales a través de los cuales asciende el fluido, el cual es forzado a salir de la zona D al comprimirse.

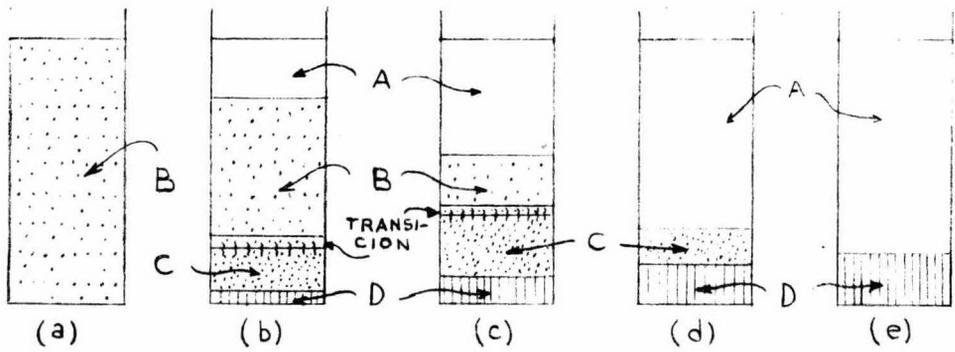
Esta zona C es una región de distribución variable, de tamaños y concentración no uniforme.

La zona B es una región de concentración uniforme con aproximadamente la misma concentración y distribución iniciales.

En la parte superior de la región B existe una zona fronteriza, arriba de la cual está el líquido claro de la región A. Si la parte original de la suspensión (región B) está poco distribuida en lo que respecta a los sólidos, la línea entre A y B es marcada; pero si la suspensión contiene partículas de tamaños diferentes, incluso algunas muy finas, entonces las mayores se depositarán más rápidamente, y la línea de separación no resultará tan clara como en el caso anterior; por lo

que el líquido que sobrenada aparecerá turbio o lechoso. En este último caso no se presenta la zona B, solamente aparecerán la A, la C y la D, siendo ésto lo que caracteriza al segundo mecanismo de sedimentación, el cual sólo se presenta ocasionalmente. Véase la figura 23. En cualquier caso, la velocidad decreciente de la altura de la superficie que separa el líquido claro A que sobrenada, de la capa que contiene el sólido en suspensión B (o C si se trata del segundo mecanismo), se denomina "velocidad de sedimentación", u_c . Las alturas observadas en la citada superficie de separación, pueden representarse gráficamente en función del tiempo, como en la figura 22.

Conforme continúa la sedimentación en la modalidad del primer mecanismo, las alturas de cada zona varían como se muestra en los dibujos (a) al (e) de la fig. 21. Nótese que tanto A como D se hacen mayores a expensas de B. Posteriormente se alcanza un punto donde B y C desaparecen y todos los sólidos se concentran en D, y el cual recibe el nombre de "punto crítico de sedimentación", o sea el punto en el cual se forma una interfase precisa entre el líquido claro A y el sedimento D. El proceso de sedimentación a partir de este punto, consiste en una compresión lenta de los sólidos, lo que origina que el líquido sea forzado a fluir hacia arriba, a través de los sólidos, a la zona clara. Las velocidades de sedimentación son



- A Líquido claro.
 B Concentración uniforme.
 C Zona de concentración y tamaños variables.
 D Sólidos gruesos o zona de alta concentración.

FIG. 21. Sedimentación intermitente.

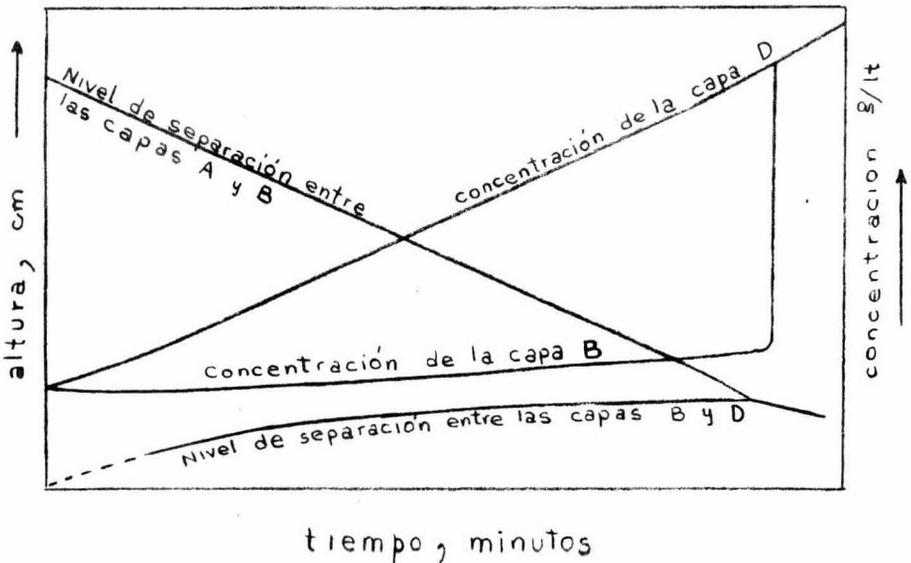


FIG. 22. Nivel de las superficies de separación y concentraciones de las diversas capas, durante una sedimentación intermitente.

sumamente bajas en esta suspensión densa. La fase final es un caso extremo de sedimentación obstaculizada. Finalmente se llega a una altura mínima de la suspensión, que representa la máxima compactación del sólido cuando está rodeado por el fluido.

En el primer mecanismo, la zona B es de composición constante, así que la velocidad de sedimentación es constante hasta que la interfase entre A y B se une a la zona C. En esta zona C la densidad y la viscosidad de la suspensión que rodea a cada partícula aumenta poco a poco, haciendo disminuir la velocidad de sedimentación paulatinamente hasta que esta zona se funde a su vez con la zona D. En el segundo mecanismo, la velocidad de sedimentación decrece progresivamente a través de toda la realización del proceso, porque no hay zona de composición constante y la zona C se extiende desde la interfase superior hasta la capa de sedimento.

Cuando se interpretan correctamente las ecuaciones (35), (36), o (55) utilizando la densidad y viscosidad aparente que intervienen en la sedimentación retardada, pueden servir para expresar la velocidad de asentamiento de las partículas y suspensión, pero con frecuencia tienen influencia otras variables ya mencionadas, que pueden ser suficientes para impedir determinarle en esta forma.

A continuación, se procede a esquematizar los factores que deben tenerse en cuenta en el dimensionamiento de un espesador:

Altura de la suspensión.- La altura de la suspensión en general no afecta ni la velocidad de sedimentación ni la consistencia del sedimento obtenido al final de la operación. Además, si la posición de la línea de la interfase A/B se grafica en función del tiempo para dos alturas iniciales diferentes de la suspensión, se obtendrán curvas de la forma mostrada en la figura 24, en las cuales el cociente $OA' : OA''$ es siempre constante. Así, si la curva se obtiene para alguna altura inicial, las curvas pueden dibujarse para cualquier otra altura.

Diámetro del recipiente.- Si el cociente del diámetro del recipiente (D_t) al diámetro de la partícula (D) es mayor de aproximadamente 100, las paredes del recipiente no tienen efecto en la velocidad de sedimentación. Para valores más pequeños, la velocidad de sedimentación puede ser reducida debido a la influencia retardante de las paredes.

Concentración de la suspensión.- Como ya se ha indicado, mientras más alta es la concentración menor es la velocidad de caída de la línea de la suspensión (interfase AB o AC) debido a que cada vez es mayor la velocidad de ascenso del

fluido desplazado y menores los gradientes de velocidad fluido-partícula. En las figuras 25 y 26 se muestran respectivamente curvas típicas para la sedimentación de una suspensión de carbonato de calcio precipitado en agua, y la velocidad másica de sedimentación ($ML^{-2} T^{-1}$) graficada contra la concentración. Esta curva muestra un máximo correspondiente a una concentración volumétrica de aproximadamente 2%. Varios investigadores han dado expresiones empíricas para la velocidad de sedimentación en las diferentes etapas, pero en general, sólo son aplicables en un rango estrecho de condiciones y además, implican constantes que deben evaluarse experimentalmente para cada suspensión.

La consolidación final del sedimento es la parte más lenta del proceso, debido a que el fluido desplazado tiene que fluir a través de los pequeños espacios entre las partículas. Cuando la consolidación se lleva a cabo, la velocidad se abate debido a que la resistencia a fluir del líquido aumenta progresivamente. La porosidad del sedimento es más pequeña en el fondo porque la fuerza compresiva originada por el peso de las partículas es más grande y porque la porción más baja fue formada durante las primeras etapas en el proceso de sedimentación. La velocidad de sedimentación durante este período es dada aproximadamente por la expresión:

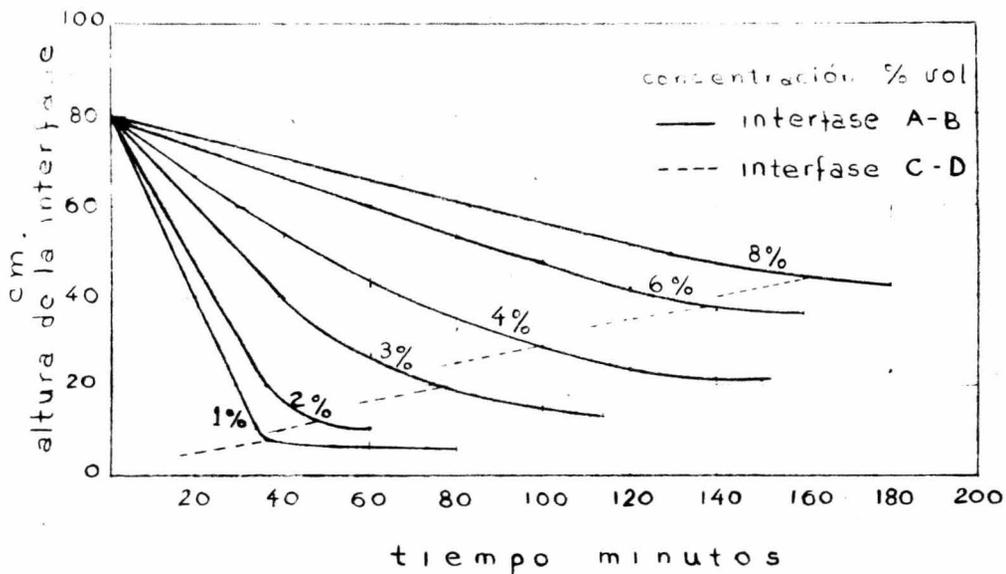


FIG. 25. Efecto de la concentración en la sedimentación de suspensiones de carbonato de calcio.

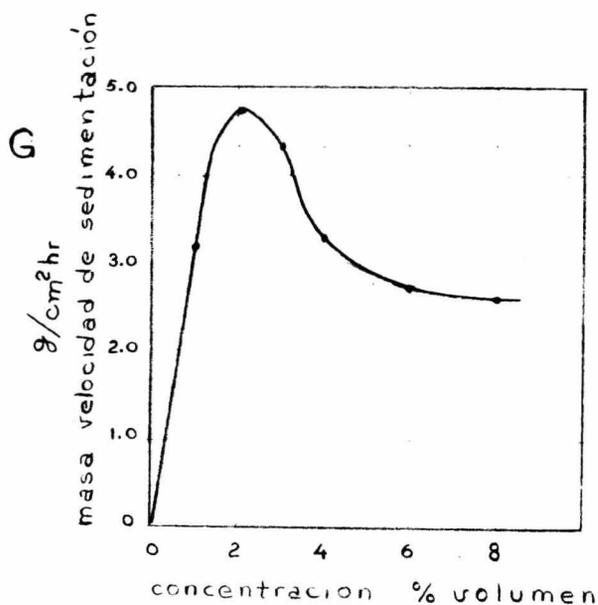


FIG. 26. Efecto de la concentración en la masa velocidad de sedimentación del carbonato de calcio.

$$-\frac{dZ}{d\theta} = k(Z - Z_{\infty}) \quad \text{--- (76)}$$

donde Z es la altura de la zona de compresión (interfase AD) -
 en el tiempo θ --- L

Z_{∞} es la altura final del sedimento (cuando $\theta \rightarrow \infty$)
 de la zona de compresión.

k es constante para cada suspensión en particular.

El tiempo necesario para que la línea de la suspen --
 sión "caiga" desde la altura Z_c , correspondiente al punto crí --
 tico de asentamiento (en el cual θ se toma como cero), has --
 ta una altura Z es dada por:

$$-k\theta = \ln(Z - Z_{\infty}) - \ln(Z_c - Z_{\infty}) \quad \text{--- (76')}$$

Si se grafica $\ln(Z - Z_{\infty})$ contra θ , se obtiene --
 una línea recta de pendiente -k.

Forma del recipiente.- Si las paredes del recipiente --
 son verticales y el área de la sección transversal no varía --
 con la profundidad, la forma del recipiente tiene poco efecto --
 en la velocidad de sedimentación. Sin embargo, si algunas par --
 tes de las paredes del recipiente presentan sus caras (en con --
 tacto con la suspensión) inclinadas hacia abajo (como en un tu --
 bo inclinado), o si parte de la sección transversal está obs --
 truida en algún tramo de altura, el efecto en el proceso de se --
 dimentación puede ser considerable.

El efecto de la superficie inclinada hacia dentro puede entenderse considerando un tubo inclinado, como se muestra en la figura 27. Si se parte de una suspensión que alcanza el nivel AA, poco tiempo después la línea de la suspensión (interfase AB) disminuye hasta un nuevo nivel BB, y el material tenderá a sedimentar en el espacio que no está sombreado en la figura. Esta configuración no es estable y el sistema tiende a ajustarse de tal forma, que la línea de la suspensión toma un nuevo nivel XX, donde el área AAXX es igual al área sombreada. Aplicando este principio varias veces, se ve que es posible -- acelerar la velocidad de asentamiento en un tanque inclinado -- insertando una serie de platos inclinados.

El efecto de la sección transversal no uniforme puede entenderse estudiando el efecto del área reducida en parte del recipiente (al sumergir un cuerpo sólido), como se muestra en la figura 28. Supongamos que el área de la sección transversal, velocidad de sedimentación y concentración de la suspensión (masa sólidos/(Volúmen sólidos + Volúmen líquido)), es C, U_c y A abajo de la obstrucción, y C' U_c' y A' en el nivel horizontal de la obstrucción. Entonces, si G y G' son las correspondientes velocidades de depositación de sólidos por unidad de área, tenemos:

$$A \cdot G = A' \cdot C' \cdot U_c' \quad - - - - - (77)$$

$$y \quad A' \cdot G' = A' \cdot C' \cdot U_C \quad - - - - - (78)$$

Por continuidad, en el fondo de la obstrucción se tiene que: -

$$G' = \frac{A}{A'} G \quad - - - - - (79)$$

En la figura 29, si la concentración C es apreciablemente más grande que el valor C_m en el cual G es un máximo, C' será menor que C y el sistema será estable. Por el contrario, si C es menor que C_m, C' será mayor que C y entonces habrá mezclado -- ocasionado por la mayor densidad de la porción superior de la suspensión. El rango de valores de C para el cual se satisface en la práctica la Ec (79), y para las cuales están ausentes -- las corrientes de mezclado, puede ser muy pequeño.

II.8.2. Sedimentación intermitente y continua. Mecanismo y factores que se presentan en el espesador continuo.

El espesador puede operar como una unidad intermitente o continua. En ambos casos, consiste de un tanque del cual el líquido claro se extrae por la parte superior y el lodo espeso por el fondo.

cont. pag. 116 .

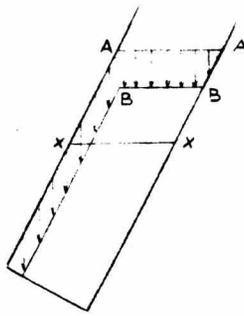


FIG. 27. Sedimentación en un tubo inclinado

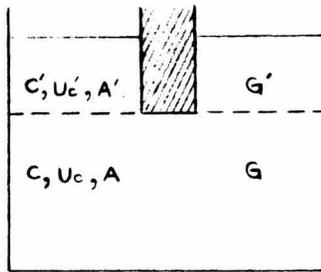


FIG. 28. Sedimentación en un recipiente parcialmente obstruido.

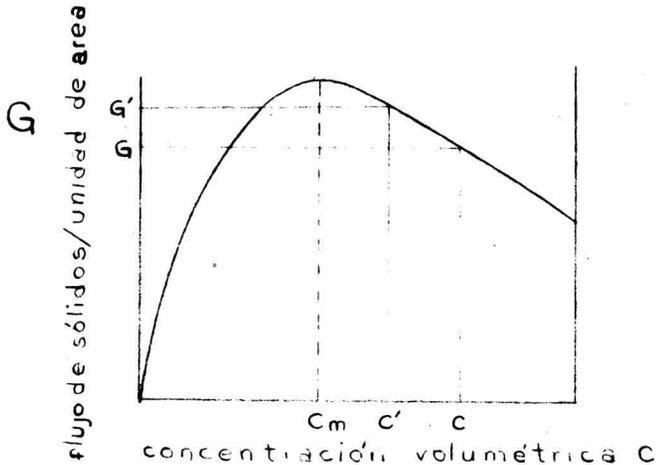


FIG. 29. Flujo de sólidos por unidad de área como función de la concentración de la suspensión

El espesador intermitente consiste de un tanque cilíndrico con fondo cónico. Una vez lleno el depósito, se deja reposar el lodo durante el tiempo necesario. El material espesado se descarga por el fondo del depósito mediante una válvula, o la solución clarificada se decanta, bien sea bajando el extremo de un sifón flexible, o por orificios de salida situados en las paredes, comenzando por el más elevado. Cuando la solución decantada comienza a mostrar señales de lodos, turbidez, o aparece el nivel de los mismos, se detiene la decantación. Las condiciones que prevalecen en el espesador discontinuo, son similares a las de una sedimentación discontinua de laboratorio, llevada a cabo en una probeta graduada. Por esta razón, el cálculo del sedimentador intermitente puede realizarse exclusivamente a partir de los factores estudiados en los párrafos anteriores.

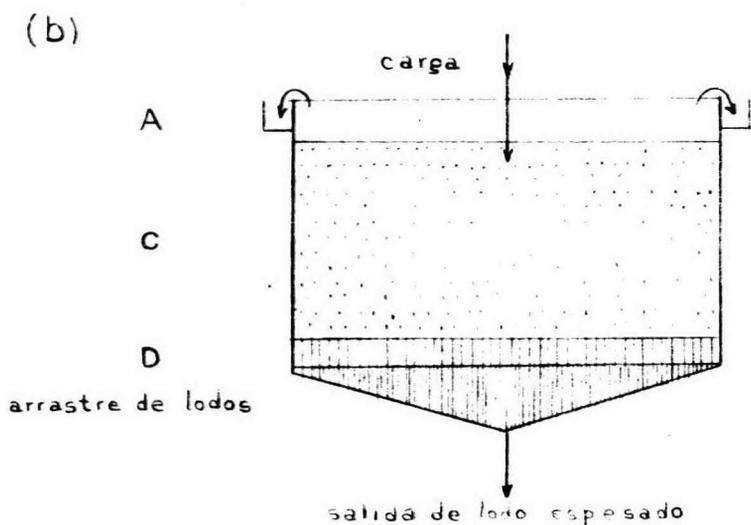
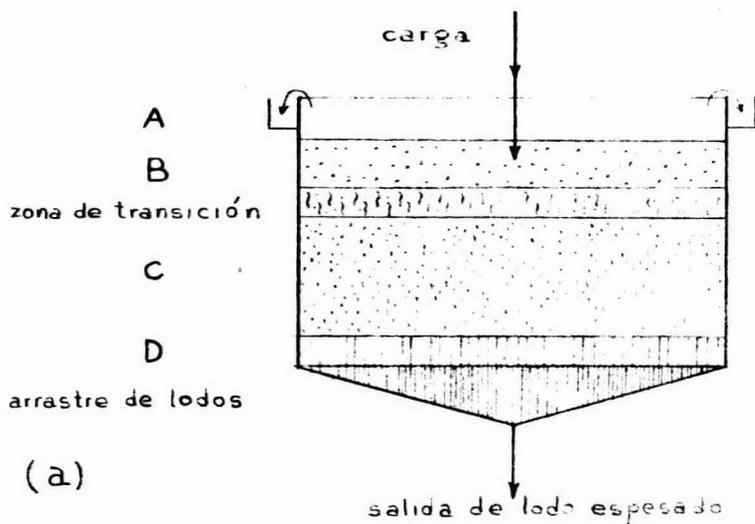
El espesador continuo consiste de un tanque de mayor diámetro, poca profundidad, con fondo plano o ligeramente cónico. El producto que se va a espesar llega al centro del tanque por un canal de alimentación situado en la parte superior. La alimentación se efectúa a una profundidad de uno a tres pies por debajo de la superficie del líquido, tratando de evitar al máximo cualquier perturbación. Los lodos espesados se eliminan continuamente por una salida central, localizada en el fondo -

del tanque. Los sólidos que se depositan en el fondo se llevan directamente a la salida por medio de rastrillos que giran lentamente. El movimiento de estos rastrillos "agita" suavemente la capa de sedimento, ayudando a eliminar el líquido del mismo; por lo que el grado de espesamiento es mayor en este tipo de espesador que en el intermitente.

Las características de sedimentación discontinua estudiadas anteriormente, no pueden extrapolarse fácilmente para utilizarlas en el dimensionamiento del espesador continuo. Este hecho es obvio; en una operación intermitente de sedimentación como la mencionada, las alturas de las diferentes zonas varían con el tiempo, mientras que en un equipo de operación continua, se presentarán las mismas zonas, pero una vez que se haya alcanzado el estado estable (donde la alimentación de suspensión por unidad de tiempo al espesador, es igual a la cantidad de lodo y licor claro removidos), las alturas de cada zona serán constantes. En la figura 30 se muestra un diagrama de estas zonas para una sedimentación continua.

En el proceso de sedimentación continua, se presentan comportamientos que son de particular importancia en el diseño del espesador, y la habilidad que se tenga para interpretarlas se reflejará en la eficiencia del equipo.

Estos comportamientos ya fueron estudiados por E.W. -



- A Líquido claro
- B Concentración uniforme
- C Zona de concentración y tamaños variables.
- D Sólidos gruesos o zona de alta concentración.

Fig. 30. Zonas de sedimentación en espesadores continuos. (a) asentamiento tipo 1. (b) asentamiento tipo 2.

Coming, y de él son las siguientes observaciones: Efecto de la variación de la rapidez de alimentación.- En la figura 31, ensayo I, se presenta la concentración de un carbonato de cal --cio, en función de la altura, en un espesador continuo que producía un líquido de rebose bien clarificado. La amplia región de clarificación proporcionaba suficiente altura para permitir un asentamiento libre, lo que dejó obtener un rebose superior-bien transparente.

Cuando se aumentó moderadamente el ritmo de la alimentación (para igual composición de la suspensión), manteniendo-aproximadamente constante la velocidad de descarga inferior --(extracción de lodo), resultó un ligero aumento de la altura -de la zona de compresión o espesamiento, sin que el rebose dejara de ser transparente.

Cuando la velocidad de alimentación se aumentó hasta ser 1.42 veces la del ensayo I, la línea o superficie de separación definida, índice de un brusco aumento de concentración, se elevó lentamente desde el nivel de la zona de compresión --hacia el rebose superior. Al cabo de tres días, esta superficie de separación alcanzó, aproximadamente, el nivel de rebose superior, cuyo líquido se enturbió, siendo la distribución de concentraciones la indicada por el ensayo II en la figura 31.

Es fácil explicar este fenómeno y la influencia que -

tiene en el diseño del equipo. Si la velocidad de caída de la partícula es mayor que la ascensional del fluido, la partícula sedimentará; si la velocidad de caída es menor que la ascensional del fluido, las partículas serán arrastradas hacia el rebose y la clarificación resultará imperfecta; pero si la velocidad de asentamiento es igual a la ascensional del fluido, las partículas no ascienden ni descienden y la concentración de sólidos en la zona de clarificación tiende a aumentar, por lo que se reduce la velocidad de precipitación hasta que las partículas son arrastradas hacia el rebose.

El mismo efecto de la sobrealimentación tiene origen también en la existencia de un flujo ascendente en las zonas profundas del espesador. Cuando una partícula se sedimenta, lo hace acompañada de una cantidad de líquido que constituye su capa fronteriza. Cuando la partícula alcanza la zona de sedimentación obstaculizada y posteriormente la zona de compactación, el constituyente líquido de las capas fronterizas se reduce en cantidad por interferencia y acumulación de las capas fronterizas de todas las partículas. Conforme el líquido es progresivamente expelido de las capas fronterizas, se ve forzado a fluir hacia arriba, de donde resulta una disminución en la velocidad de sedimentación neta de las partículas. Este flujo ascendente puede considerarse cero en el fondo del espesa-

va
dor y aumentando hasta un máximo, en el nivel donde las capas-
fronterizas comienzan a interferirse unas a otras.

En la parte superior del espesador, la suspensión está diluida y la sedimentación es bastante rápida. En el fondo, la densidad y la concentración de los sólidos son extraordinariamente altas; y aun cuando la velocidad de sedimentación de cada partícula sea pequeña, la capacidad para los sólidos totales por unidad de área, es mayor que en cierto punto intermedio del espesador. La velocidad de las partículas ha venido -- disminuyendo con el aumento de la concentración de sólidos. La disminución de la velocidad es más rápida que el aumento de -- concentración de sólidos en los niveles intermedios. Es decir, que el flux de masa disminuye y después aumenta conforme se -- sedimentan los sólidos. El resultado es que existe un "nivel-intermedio" (o "zona de velocidad crítica de paso de masa") en el espesador, a través del cual la rapidez de paso de las partículas (y por ello de masa de sólidos), tiene un valor mínimo. Por esta razón, si la carga del espesador excede la capacidad en este punto, los sólidos se acumularán en dicho punto y la zona limítrofe entre suspensión y líquido claro, se desplazará hacia arriba a través del espesador.

La conclusión obvia con respecto al diseño del espesador, es que: como una condición necesaria para el funcionamiento

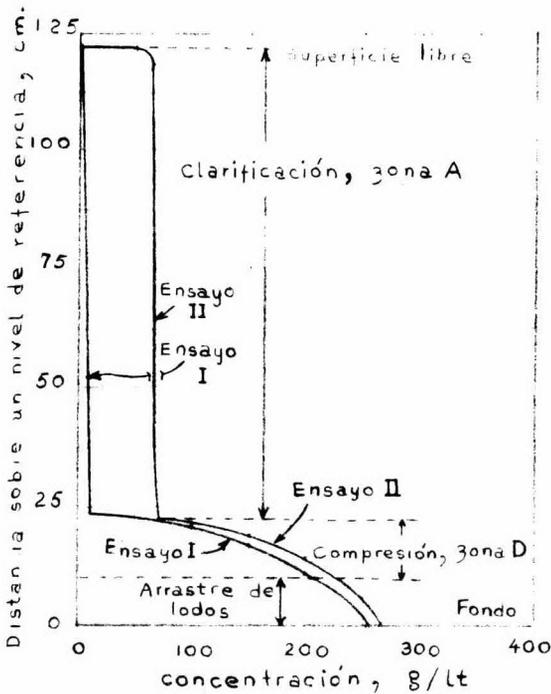


Fig. 31. Concentración en función de la altura, en una sedimentación continua, mostrando la influencia de la velocidad de alimentación. El ensayo II fue realizado con una velocidad de alimentación 1.42 veces mayor que la del ensayo I.

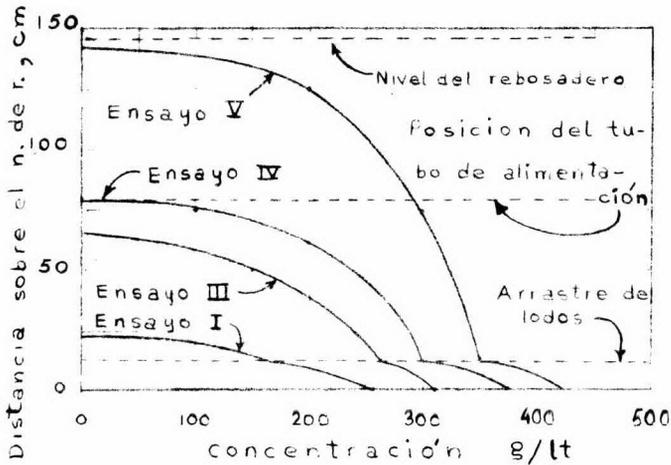


Fig. 32. Concentración en función de la altura, en una sedimentación continua, señalando la influencia del flujo de desagüe (inferior) de los lodos. Esta velocidad disminuye del ensayo I al V.

to de un espesador continuo, la velocidad de sedimentación de los sólidos a través de cada zona, debe ser cuando menos lo su ficientemente rápida para acomodar el sólido que se está depositando hasta ese nivel.

Paro repentino de la alimentación.- Después del funcionamiento continuo, sin cambios posteriores en la distribución de las concentraciones, el espesador estudiado por E.W. Coming fue detenido y estudiada la velocidad de sedimentación-discontinua de la misma suspensión en el propio aparato. La ve locidad de sedimentación fue constante, pero algo inferior a la observada en la sedimentación discontinua de laboratorio de la suspensión alimentada. Este resultado era de esperar, ya -- que la concentración promedio de la suspensión era superior en el espesador que en la suspensión original.

Por el contrario, la velocidad de la sedimentación -- discontinua de la suspensión original resultó siempre menor que la de sedimentación libre en la zona clarificación cuando el -- espesador continuo funcionó produciendo un rebose claro. (ensayo I).

De este hecho, se concluye fácilmente que debe tenerse cautela al utilizar los datos obtenidos experimentalmente, -- con el propósito de determinar el tamaño de los espesadores. -- Las determinaciones experimentales son ensayos discontinuos --

realizados en cilindros graduados y las medidas efectuadas introducen la complicación consisten en trasladar los datos de corridas intermitentes a la operación continua.

Variación del ritmo de descarga inferior.- Coming, en su serie de pruebas en un espesador continuo, también determinó el efecto de la velocidad de derrame inferior en la capacidad del espesador. El rebose superior era prácticamente transparente en todos los ensayos. El grosor o altura de la zona de espesamiento o compresión, aumentaba cuando disminuía la velocidad de descarga inferior, y la concentración de esta descarga aumentaba con la altura de la zona de espesamiento, por lo menos para una velocidad de alimentación constante.

Las curvas que representan la concentración en función de la altura de la zona de compresión en la figura 32, son -- desplazamientos verticales las unas de las otras y de desarrollo similar a las de sedimentación discontinua.

La concentración del lodo descargado por la parte inferior de un espesador continuo, depende de la altura de la zona de espesamiento o compresión y del tiempo que los sólidos permanecen en dicha zona. La altura total o profundidad del espesador, depende, en gran parte, de la altura necesaria y del tiempo requerido en la zona de compresión. Sin embargo, Coming pudo concluir que la profundidad de la zona de espesamiento pa

ra suspensiones incompresibles, es menos importante que el -
tiempo de retención de las partículas dentro del espesador y -
en particular en esta zona.

CAPÍTULO III.

APLICACIÓN DE LA TEORÍA AL DISEÑO DEL ESPESADOR CONTINUO. EL EQUIPO Y SU SELECCIÓN.

La capacidad del espesador continuo depende de su aptitud para realizar dos funciones: la de clarificar el líquido rebosante por eliminación de las partículas en suspensión, y la de espesar el lodo o descarga inferior por eliminación de su contenido líquido. La superficie de los aparatos de sedimentación, fija el tiempo disponible para la precipitación de las partículas sólidas, para una velocidad dada en la alimentación de la suspensión, y tiene importancia en la determinación de su capacidad de clarificación. La profundidad del espesador fija el tiempo indispensable para el espesamiento del lodo, para una velocidad dada de alimentación del sólido, y posee importancia en la determinación de la capacidad de espesado.

El área del espesador se predice con dependencia del nivel intermedio (o "zona de velocidad crítica de paso de masa") descrito anteriormente. El volumen de la zona de compresión se determina para obtener el tiempo de retención necesario. Ambas, área del espesador y tiempo de retención (altura necesaria de la zona de compresión), pueden ser estimadas a partir de pruebas de asentamiento intermitente realizadas en el laboratorio.

III.I. Determinación del área de la Sección Transversal del espesador.- En el diseño de un espesador que manejará una cantidad específica de suspensión, el área de la sección transversal mínima necesaria que permitirá el paso de los sólidos, se encuentra a la concentración del "nivel intermedio" (o "zona de velocidad crítica de paso de masa"). Es absolutamente necesario que el área de la sección transversal en el nivel intermedio, sea lo suficientemente grande para que los sólidos pasen a través de ella con una rapidez igual o mayor que la correspondiente de alimentación. Esta velocidad puede calcularse a partir de la de descenso de la superficie superior de separación (interfase AB) en varios ensayos de sedimentación discontinua, o por un método analítico a partir de datos de una sola prueba de sedimentación discontinua.

En un balance de materia, la cantidad total de fluido más sólidos en la alimentación, es igual a la cantidad de líquido que sale por el rebasadero más la cantidad de fluido y sólidos totales que se descargan por el fondo. Si el área no es lo suficientemente grande, el balance de material en el "nivel intermedio" se satisface solamente por la acumulación de sólidos, resultando en un desplazamiento de dicho nivel hacia arriba del espesador.

Al efectuar los cálculos para un proyecto de espesa -

miento, es necesario, por tanto, tener en cuenta la velocidad de sedimentación a diferentes concentraciones, así como las correspondientes velocidades verticales del fluido, para asegurar así que el área de la sección transversal del espesador es adecuada para lograr una clarificación satisfactoria.

Existen básicamente dos métodos sencillos de estimar el área mínima de sección transversal requerida por un espesador: el método desarrollado por Coe y Clevenger y el método modificado de Kynch.

Mientras el primero es un método básicamente experimental, el segundo lo es analítico-experimental basado en un modelo del mecanismo de sedimentación.

III.I.I. Método de Coe y Clevenger. En un espesador continuo, el gasto volumétrico de líquido que fluye hacia el rebosadero a través de la zona de clarificación, es igual a la diferencia entre la rapidez de alimentación de líquido en el lodo diluido y la rapidez de eliminación de líquido en el lodo concentrado que sale por la descarga. La concentración de sólidos que se desea en la descarga, así como la existente en cualquier punto del espesador, determinan las condiciones de la zona de clarificación.

Si F es el cociente de la masa de líquido a la de sólido en cualquier punto del espesador (en la alimentación, por-

ejemplo);

D es el cociente de la masa de líquido a la de sólido que se desea en la descarga inferior;

Q es la masa de sólidos tratados en la unidad de tiempo: Kg/hr.

β_f es la densidad del líquido: Kg/m³

U_c es la velocidad de sedimentación del lodo cuya consistencia es F: m/hr.

A es el área necesaria para espesar el lodo descargado hasta la consistencia de D: m²;

entonces, el gasto en masa del fluido que asciende hacia el rebosadero por unidad de masa de sólido alimentado, es F-D; y la velocidad del líquido que asciende, en este punto en la zona de clarificación es igual a $\frac{(F-D) Q}{A \cdot \beta_f}$. Esta velocidad no debe exceder la velocidad de sedimentación del lodo U_c , porque sería arrastrado; por lo que el área requerida vendrá dada por

$$A = \frac{(F - D) Q}{U_c \beta_f} \quad \text{--- (80).}$$

U_c es función de F para suspensiones en las que no se presenta la floculación, o en las que existe un rango demasiado amplio de formas o tamaños de partícula, pero no lo es en aquellos casos en que el rango es estrecho o existe la floculación porque la velocidad tiende a ser constante. A partir de -

un grupo de valores de U_c y F puede encontrarse el área necesaria para un gasto de alimentación dado, registrando la velocidad inicial de sedimentación del material y la concentración correspondiente, en el rango de concentraciones que va desde la de alimentación a la de descarga. La dilución correspondiente al valor máximo de A representa la capacidad mínima de manejo de sólidos y es la concentración crítica, es decir, la que se presenta en el "nivel intermedio".

Al usar este método, la velocidad inicial constante de sedimentación se determina mediante ensayos en cilindros -- graduados, usando diluciones en el rango de la dilución de alimentación a la de descarga. Las muestras de varias diluciones se obtienen decantando líquido claro y mezclando nuevamente la suspensión remanente; de esta manera se obtiene la primera columna de la tabla IV que a continuación se presenta con el fin de facilitar el cálculo y la presentación de resultados.

$\frac{\text{masa líquido}}{\text{masa sólidos}} = F$ (corresponde a la suspensión del ensayo)	veloc. inic. cte. de sedimentación U_c m/hr	líquido ascendente al rebozadero $F - D$	area mínima calculada, necesaria para un reboce transparente. (valor máximo) $\frac{(F-D)Q}{U_c \rho_f}, m^2$
F_1	U_{c1}	$F_1 - D$	$\frac{(F_1-D)Q}{U_{c1}\rho_f} = A_1$
F_2	U_{c2}	$F_2 - D$	$\frac{(F_2-D)Q}{U_{c2}\rho_f} = A_2$
-	-	-	-
-	-	-	-
-	-	-	-
F_n	U_{cn}	$F_n - D$	$\frac{(F_n - D)Q}{U_{cn}\rho_f} = A_n$

TABLA IV

Nótese que D no cambia porque lo fijan las condiciones que se desean en la descarga. $F_n + 1$ correspondería ya a una suspensión de consistencia D .

El área mínima necesaria para que el espesador opere eficientemente se encontrará entre A_1 y A_n y corresponderá al valor máximo que se presente.

III.1.2. Método modificado de Kynch o Método Analítico - Experimental.

El método de Kynch también está diseñado para determinar la capacidad de manejo de sólidos bajo las condiciones críticas del nivel intermedio. El método de Coe y Clevenger implica mediciones separadas de la velocidad inicial de sedimentación a varios grados de dilución. El método de Kynch, por el contrario, estipula que las concentraciones de sólidos, en el rango de la concentración inicial de la suspensión a la final de descarga, existen momentáneamente en la interfase de una suspensión en proceso de sedimentación intermitente, y que la pendiente de una tangente a la curva de asentamiento representa la velocidad de asentamiento U_c , de una suspensión cuya concentración es la que existe, en ese instante, en la interfase.

El método de Kynch fue desarrollado, en principio, para partículas de tamaños y formas semejantes; sin embargo, las suspensiones floculadas, el tamaño y la forma de los aglomera

dos es prácticamente uniforme, por lo que el método suele utilizarse también en estos casos o en el de cristales regulares que poseen rangos no muy amplios de tamaño y forma.

La determinación analítica del área mínima necesaria en la sección transversal del espesador, requiere sucesivamente:

1o. La identificación de la concentración a la cual se presenta la "velocidad crítica del paso de masa" en el nivel intermedio;

2o. La determinación de la velocidad de sedimentación a esta concentración; y

3o. El cálculo de la cantidad de líquido rechazado de la suspensión entre esta concentración y la del producto, es decir, la cantidad de líquido que fluye hacia arriba atravesando el "nivel intermedio".

El primer paso se lleva a cabo por cálculo matemático de las velocidades de sedimentación, y con la interpretación apropiada de las pendientes de una curva de sedimentación intermitente. El segundo paso se lleva a cabo por la reinterpretación de los mismos datos, en una curva de velocidad de sedimentación contra concentración. El tercer paso se basa en cálculos sucesivos de la velocidad con que asciende el fluido a varias concentraciones.

Kynch demostró que la velocidad con que asciende el nivel intermedio, es constante si se excede la capacidad de alimentación, y que la velocidad es una función de la concentración de los sólidos. Efectuando un balance de materia para un área y una concentración constantes en esta zona (lo cual es cierto una vez que se establece el régimen permanente), obtenemos:

$$\bar{U}_L = c' \frac{dU_L}{dc'} - U_L \quad \text{--- (81)}$$

donde \bar{U}_L es la velocidad con que asciende la capa que limita la capacidad ("nivel intermedio").

U_L , velocidad de sedimentación de las partículas en esta capa.

c' , concentración de sólidos, masa de sólidos por unidad de volúmen de suspensión.

Sin embargo, como mencionado anteriormente, este modelo establece que la velocidad es función única de la concentración; esto es, $U_L = f(c')$, así que:

$$\frac{d U_L}{d c'} = f'(c')$$

y la ecuación (81) se convierte en:

$$\bar{U}_L = c' f'(c') - f(c') \quad \text{--- (82)}$$

Puesto que C' es constante en esta capa, $f'(c')$ y $f(c')$ son constantes y \bar{U}_L es, por consiguiente, constante también. La constancia de \bar{U}_L en la zona que limita la capacidad, puede usarse para determinar la concentración de sólidos en la zona fronteriza superior de la capa, por medio de una prueba sencilla de sedimentación intermitente. Sean C'_0 y Z_0 la concentración y altura iniciales de los sólidos suspendidos, en una prueba de sedimentación intermitente. La masa total de los sólidos en la suspensión es $C'_0 Z_0 A$, donde A es el área de la sección transversal del cilindro, en el cual se lleva a cabo la prueba. El "nivel intermedio" se forma en el fondo del cilindro y se mueve hacia arriba, a la interfase con el líquido claro. Si la concentración en el "nivel intermedio" es C'_L y el tiempo para alcanzar la interfase es θ_L , la cantidad de sólidos que pasan a través de este "nivel", es $C'_L A \theta_L (\bar{U}_L + U_L)$.

Esta cantidad es igual al total de sólidos presentes, puesto que la capa que tiene esta concentración límite C'_L inicia su formación en el fondo y se mueve hacia arriba hasta la interfase suspensión - líquido clarificado. Por lo tanto:

$$C'_L A \theta_L (\bar{U}_L + U_L) = C'_0 Z_0 A \quad \text{--- (83)}$$

Si Z_L es la altura de la interfase con el líquido claro a un tiempo θ_L , siendo constante \bar{U}_L , de acuerdo con la ecuación (82), entonces:

$$\bar{U}_L = \frac{Z_L}{\theta_L} \quad \text{--- --- --- --- --- (84)}$$

Substituyendo el valor de \bar{U}_L de la ecuación (84) en la ecuación (83) y simplificando, tenemos:

$$C'_L = \frac{C'_o Z_o}{Z_L + U_L \theta_L} \quad \text{--- --- --- --- --- (85)}$$

Los datos de la prueba de laboratorio pueden ser graficados trazando la altura de la interfase como función del tiempo, como se muestra en la figura 33. En esta gráfica, el valor de U_L es la pendiente de la curva en $\theta = \theta_L$ la cual se representa matemáticamente por la ecuación (86).

$$\frac{Z_i - Z_L}{\theta_L} = U_L \quad \text{--- --- --- --- --- (86)}$$

o bien: $Z_i = Z_L + \theta_L U_L \quad \text{--- --- --- --- --- (87)}$

Combinando las ecuaciones (87).y (85), obtenemos:

$$C'_L Z_i = C'_o Z_o \quad \text{--- --- --- --- --- (88)}$$

De aquí se concluye que Z_i es la altura que ocuparía la suspensión, si todos los sólidos presentes estuvieran a una concentración C'_L . En términos del modelo postulado anteriormente, C'_L es la concentración mínima a la cual se interfieren las capas fronterizas de las partículas.

La velocidad de sedimentación como función de la con-

centración también puede determinarse por medio de una prueba de sedimentación sencilla. El procedimiento es el siguiente:

1o. A partir de una prueba intermitente de laboratorio, se obtienen datos de θ y Z , con los cuales se construye una curva de Z contra θ como la de la fig. 33.

2o. Para varios valores arbitrarios de θ , la pendiente de la tangente (U_L) y su intersección en $\theta = 0$, (Z_i), se determinan a partir de la gráfica de Z como función de θ .

3o. El valor de la intersección Z_i se usa en la ecuación (88) para obtener la concentración correspondiente C'_L .

Para facilitar el cálculo y la presentación de los resultados puede construirse la siguiente tabla:

altura de la interfase AB ó AC cm	tiempo transcurrido para alcanzar esa altura. θ_L hr	ordenada al origen Z_i cm	ecuación (86) $U_L = \frac{Z_i - Z_L}{\theta_L}$ cm/hr	ecuación (88) $C'_L = \frac{C'_0 Z_0}{Z_i}$ g/lit.
Z_{L_1}	θ_{L_1}	Z_{i_1}	$U_{L_1} = \frac{(Z_i - Z_L)_1}{\theta_{L_1}}$	$C'_{L_1} = \frac{C'_0 Z_0}{Z_{i_1}}$
Z_{L_2}	θ_{L_2}	Z_{i_2}	$U_{L_2} = \frac{(Z_i - Z_L)_2}{\theta_{L_2}}$	$C'_{L_2} = \frac{C'_0 Z_0}{Z_{i_2}}$
-	-	-	-	-
-	-	-	-	-
Z_{L_n}	θ_{L_n}	Z_{i_n}	$U_{L_n} = \frac{(Z_i - Z_L)_n}{\theta_{L_n}}$	$C'_{L_n} = \frac{C'_0 Z_0}{Z_{i_n}}$

TABLA V

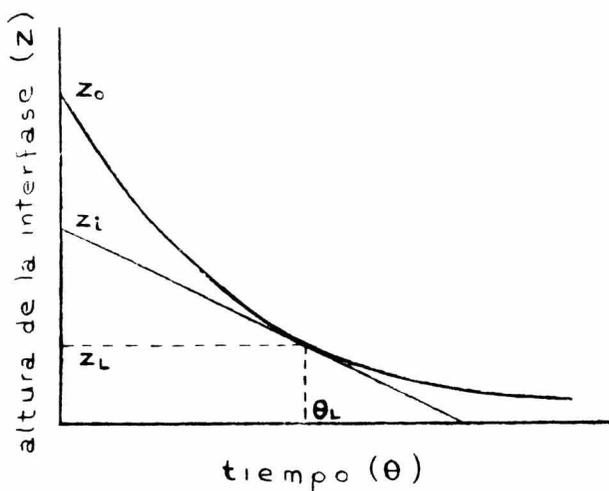


FIG. 33. Resultados obtenidos en una sedimentación intermitente.

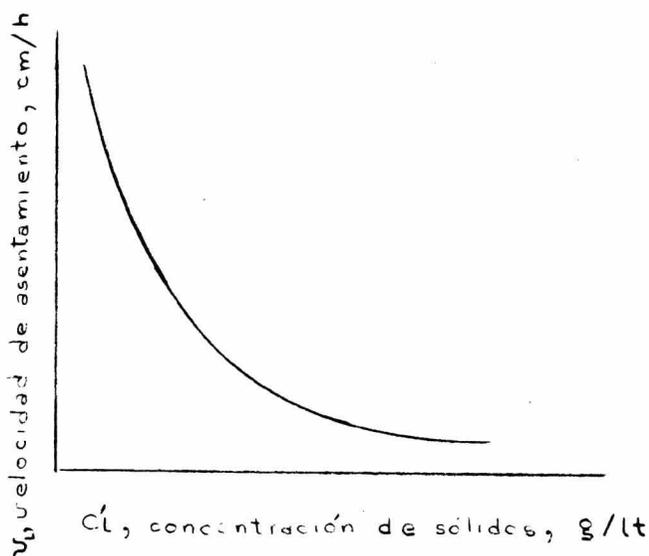


FIG. 34. Relación entre velocidad de sedimentación u_0 y concentración C'_L .

Con los datos de las columnas U_L y C'_L se puede obtener una gráfica que representa la dependencia entre estas variables. Una curva típica se ha representado en la Fig. 34.

Finalmente falta determinar el área necesaria del espesador, la cual se fija de acuerdo con la concentración de la capa que requiere el área máxima, para el paso de una cantidad unitaria de sólidos. Para el espesador mostrado en la figura 35, el balance de materia para sólidos es:

$$L_o C'o = L_u C'u \quad - - - - - (89)$$

$$L_u = \frac{L_o C'o}{C'u} \quad - - - - - (89a)$$

cuyos símbolos se identifican en la mencionada figura. Por medio de un balance total de líquidos, obtenemos:

cont. pag. 140.

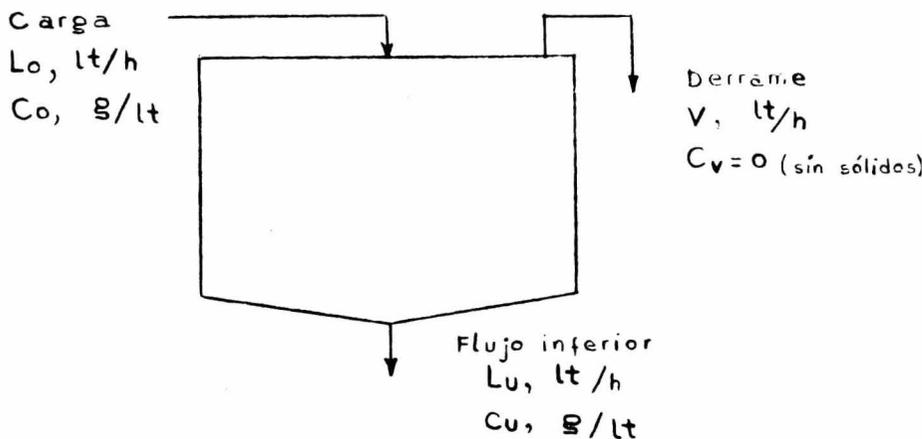


FIG. 35. Diagrama esquemático de un espesador.

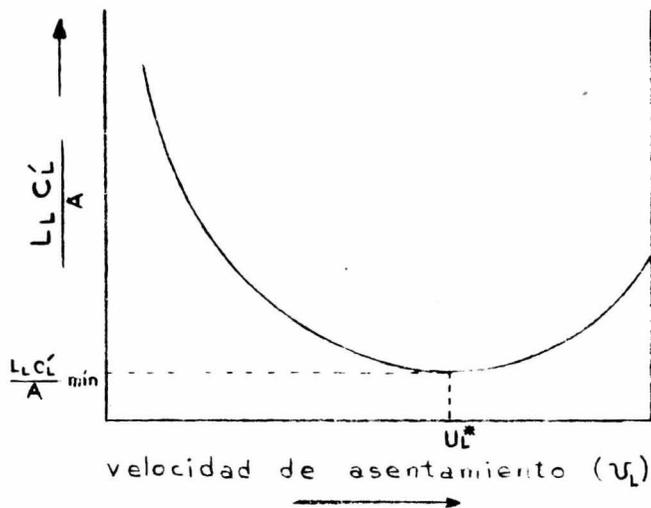


FIG. 36. Determinación de $\frac{L_u C_u}{A}$ mínima en función de la velocidad de asentamiento, (u_l).

$$L_o (\rho_o - c'o) = v \rho_f + L_u (\rho_u - c'u) \quad (90)$$

donde L_o , carga de suspensión, litros de suspensión/ hr;

$c'o$, concentración de sólidos en la alimentación, g.-sólidos/Lt suspensión;

ρ_o , densidad de la suspensión alimentada, (g. líquido + g.sólido)/ Lt suspensión;

v , Líquido clarificado derramado por el rebosadero, Lt líq.clar./hr.

$c'v$, concentración de sólidos en el rebosadero, = 0 - prácticamente;

ρ_f , densidad del líquido, g. líquido/Lt líquido.

L_u , descarga de lodos, Lt lodos/hr

$c'ú$, concentración de sólidos en la descarga, g.sólidos/Lt lodo.

ρ_u , densidad de los lodos descargados, (g.líquido + g. sólido)/Lt lodo.

Eliminando L_u en la ecuación (90) por substitución -- de la ecuación (89a), obtenemos:

$$L_o (\rho_o - c'o) = v \rho_f + L_o \frac{c'o}{c'u} (\rho_u - c'u) \quad (91)$$

Rearreglando la ecuación (91) se convierte en:

$$v = L_o c'o \left(\frac{\rho_o}{c'o} - \frac{\rho_u}{c'u} \right) \frac{1}{\rho_f} \quad (92)$$

Dividiendo ambos lados de la ecuación (92) por el área de la --

sección transversal de espesor (A) y usando la densidad promedio ρ_{av} para la suspensión, tenemos:

$$\frac{V}{A} = \frac{L_o C'_o}{A} \left(\frac{1}{C'_o} - \frac{1}{C'_u} \right) \frac{\rho_{av}}{\rho_f} \quad \text{--- (93)}$$

El término V/A es la velocidad lineal ascendente del líquido clarificado. Anteriormente, se ha mencionado que con objeto de impedir que los sólidos sean arrastrados al derrame la velocidad ascendente del líquido deberá ser igual o menor que su velocidad de sedimentación; por consiguiente, V/A puede ser reemplazado por U_L . Podemos escribir la ecuación (93) en términos del "nivel intermedio" (que limita la capacidad), aun cuando no se haya establecido que un valor particular de C'_L y el correspondiente flujo descendente (L_L) representan el límite verdadero; por consiguiente:

$$L_o \cdot C'_o = L_L \cdot C'_L \quad \text{--- (94)}$$

y

$$\frac{L_L C'_L}{A} = \frac{U_L}{\left(\frac{1}{C'_L} - \frac{1}{C'_u} \right) \frac{\rho_{av}}{\rho_f}} \quad \text{--- (95)}$$

La ecuación (95) se usa como una relación $U_L = f(C')$

Para varios valores correspondientes de U_L y C'_L la ecuación (95) permite calcular $L_L C'_L / A$; el valor más pequeño determina el área mínima necesaria del espesador.

Esta fase del cálculo se presenta en la siguiente Tabla VI:

U_L cm/hr de la tabla V	C'_L g/lt de la tabla V	$\frac{1}{C'_L}$ lt/g	$\frac{1}{C'_L} - \frac{1}{C'_u}$ lt/g	$\frac{L_L C'_L}{A}$ cm/hr lt/g (ec. 95)
U_{L_1}	C'_{L_1}	$\frac{1}{C'_{L_1}}$	$\frac{1}{C'_{L_1}} - \frac{1}{C'_u}$	$\frac{L_L C'_{L_1}}{A}$ 1
U_{L_2}	C'_{L_2}	$\frac{1}{C'_{L_2}}$	$\frac{1}{C'_{L_2}} - \frac{1}{C'_u}$	$\frac{L_L C'_{L_2}}{A}$ 2
-	-	-	-	-
- *	-	-	-	- mín.
-	-	-	-	-
U_{L_n}	C'_{L_n}	$\frac{1}{C'_{L_n}}$	$\frac{1}{C'_{L_n}} - \frac{1}{C'_u}$	$\frac{L_L C'_{L_n}}{A}$ n

TABLA VI

Para $U_{L_n + 1}$ correspondería ya $C'_{L_n} = C'_u$.

Para determinar el valor mínimo de $\frac{L_L C'_L}{A}$, se grafican las columnas primera y quinta, es decir, $\frac{L_L C'_L}{A}$ contra U_L como en la figura 36.

Esta gráfica nos da el valor $(\frac{L_L C'_L}{A})$ mínimo correspondiente a una U^*_L y, de la figura 34, se obtiene su C^*_L co -

rrespondiente. Puesto que no hay sólidos en el derrame, un balance de material sólido, ecuación (94), nos da $L_L C'_L = g.$ sólidos secos alimentados /hr. Finalmente:

$A = (L_L C_L^*) (L_L C'_L / A)$ min. = Área mínima de sección-transversal requerida por el espesador para un trabajo eficiente.

III.2. Determinación de la profundidad del espesador.

La profundidad necesaria en la zona de compresión --- puede calcularse a partir de los datos obtenidos de la sedimentación discontinua. La profundidad de esta zona de compresión-se determina dividiendo el volúmen de la misma entre el área - de sedimentación. El volúmen de la zona de compresión se calcula a partir del tiempo de retención de los sólidos en la zona de compresión, el cual es el intervalo de tiempo transcurrido-entre el momento en que los sólidos entran a dicha zona de compresión y el momento en que salen de la zona como lodos espesados. (Si se conoce el volúmen promedio de lodo por unidad de peso de sólido seco en la zona de compresión, entonces el volúmen de esta zona se determina multiplicando ese valor promedio por el peso total de sólidos en la zona).

En la mayoría de los casos, el tiempo de compresión - del sedimento será más grande que el tiempo tomado para que -- cualquier porción del lodo alcance las condiciones de sedimen-

tación crítica (ver descripción del mecanismo de sedimentación discontinua). El tiempo necesario para concentrar el sedimento después de que ha alcanzado la condición crítica, puede ser de terminado básicamente por dos métodos; uno de ellos experimental y el otro analítico-experimental conocido como método de Roberts. El primero, que es sumamente sencillo y menos preciso, se describe brevemente; el segundo, que es más elegante y refinado, en detalle.

En el método experimental, se deja sedimentar en un cilindro graduado, una suspensión diluida con objeto de determinar las condiciones críticas de sedimentación.

A continuación, en otro ensayo, se deja sedimentar -- una suspensión que parte de esa concentración crítica previamente determinada (concentración a la cual la suspensión en la zona de espesamiento empieza a comprimirse), midiéndose el -- tiempo tomado para que la interfase entre el sedimento y el líquido claro baje hasta el nivel en que se presenta la concentración que se desea en los lodos que se drenarán del espesador. El uso de los datos obtenidos de esta manera, supone que la concentración promedio en el sedimento de la prueba de laboratorio, es la misma que debe obtenerse en el espesador después del mismo tiempo. En la práctica, ésto no es cierto, porque en el espesador las varias partes del sedimento han estado

bajo compresión durante diferentes tiempos. Además, el método supone que el tiempo tomado para que el sedimento aumente su concentración en una determinada proporción, es independiente de la distancia recorrida, lo cual, como ya se mencionó en el fragmento II.8.2. no es del todo cierto.

III.2.1. Método de Roberts.- Este es otro método que permite estimar la profundidad de la zona de compresión. Tuvo su origen en una modificación del método de Coe y Clevenger, y es aplicable a todos los tipos de suspensiones. La porción de la zona de compresión de una curva de sedimentación generalmente representa una función logarítmica; el método de Roberts, integra gráficamente esta función usando una gráfica semilogarítmica. El volúmen promedio de la zona de compresión se determina a partir del área situada debajo de una línea recta graficada en un papel semilogarítmico, a diferencia del método de Coe y Clevenger, que emplea el área situada debajo de una línea -- curva graficada en un papel aritmético. Si se usan apropiadamente, ambos métodos indican el mismo espesor de la zona de -- compresión. Sin embargo, en el método de Roberts, las lecturas en el ensayo de laboratorio deben hacerse hasta que se alcanza la mínima altura posible en el sedimento (Zoo). La descripción detallada del método se presenta a continuación:

El tiempo de retención puede hallarse mediante un sen

cillo ensayo discontinuo de sedimentación independientemente - de lo espesa que sea la suspensión, observando solamente la al tura de la zona de compresión en función del tiempo. La forma de la correspondiente curva de compresión, indica una disminu- ción gradual de la velocidad de sedimentación al aumentar el - tiempo transcurrido, pudiendo representarse mediante la ecua - ción (76)

$$- \frac{dz}{d\theta} = k (Z - Z_{\infty}) \quad - - - - - (76)$$

donde:

Z = altura de la zona de compresión (interfase AD) en el tiempo θ .

Z_{∞} = altura de la zona de compresión en un tiempo in finito.

k = constante para el sistema de sedimentación estu - diado. El tiempo necesario para que la interfase de la sus - pensión descienda desde la altura Z_c , correspondiente al punto crítico de asentamiento, hasta una altura Z, se obtiene inte - grandando la ecuación (76):

$$- k\theta = \ln(Z - Z_{\infty}) - \ln(Z_c - Z_{\infty}) = \ln \frac{(Z - Z_{\infty})}{(Z_c - Z_{\infty})} \quad (76')$$

La forma gráfica de la ecuación (76') se presenta en - la figura 37. Z_{∞} puede hallarse experimentalmente o por tan - teo matemático. El tanteo matemático se efectúa seleccionando - arbitrariamente un valor para Z_{∞} y con él graficando la ecua

ción (76'). Si la línea resultante no es recta, se supone otro valor para Z_{00} y se vuelve a tratar hasta que se obtiene un resultado lineal. La pendiente de la línea final es igual a k .

La figura 38 muestra la curva completa característica de sedimentación. En este caso, los resultados del ensayo discontinuo han sido obtenidos a partir del asentamiento de un lodo de concentración inicial inferior a la crítica. 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 interfases A-C y C-D coinciden) la concentración media de la zona de compresión será mayor que la concentración crítica, ya que estará formada por capas que han sido comprimidas desde el inicio del proceso.

Para averiguar el tiempo crítico, es decir, el tiempo en el cual todos los sólidos de la suspensión de ensayo entran en compresión, la curva de compresión (b) en la figura 37, se extrapola desde el punto crítico hacia atrás, hasta el eje de tiempo cero, determinando Z_0' ; a continuación, se obtiene el valor promedio aritmético de Z_0 y Z_0' , representado por Z_c en la curva. Con este valor Z_c y con auxilio de la figura, se determina θ_c .

Experimentalmente se ha demostrado que, en efecto, θ_c representa el momento en el cual todos los sólidos que se encontraban a la dilución crítica, pasan al período de compresión.

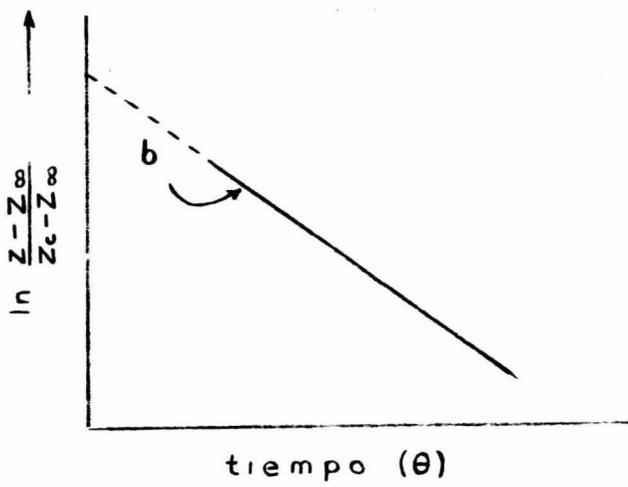


FIG. 37. Variación de la zona de compresión con el tiempo.

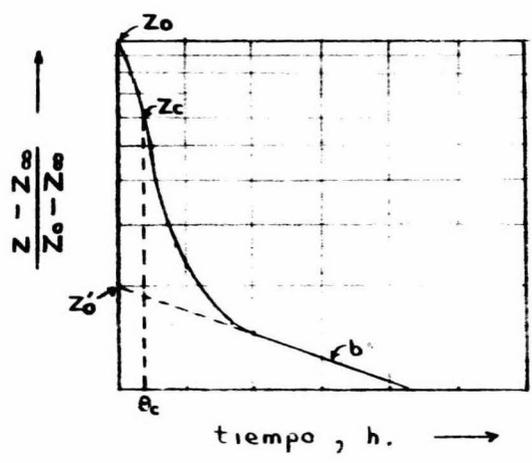


FIG. 38. Características de sedimentación de una suspensión.

En realidad, parte de los sólidos han entrado bajo --
 compresión antes y parte de ellos no se ven comprimidos ni aun--
 después. Por consiguiente, el tiempo de retención (θ_r) de los--
 sólidos en la zona de compresión, es la diferencia entre el --
 tiempo necesario para llegar a la concentración deseada en la--
 descarga y el tiempo crítico; es decir, ($\theta - \theta_c$). La extrapola--
 ción mencionada anteriormente, debe realizarse sobre un gráfi--
 co de coordenadas logarítmico-aritméticas, ya que así la línea
 es prácticamente recta.

Si se considera la zona de compresión como una enti --
 dad, estará desplazándose en el espesador con una velocidad --
 promedio $V'/A\theta_r$, donde V' es el volúmen de la zona de compre --
 sión, θ_r es el tiempo de retención y A es el área de la sec --
 ción transversal. Esta velocidad está compuesta por dos compo--
 nentes: la primera, es una velocidad de sedimentación promedio
 y la otra, la velocidad a la cual el lodo concentrado está --
 siendo removido del espesador.

El volúmen V' requerido para la zona de compresión en
 el espesador continuo, es igual a la suma del volúmen ocupado--
 por los sólidos más el volúmen ocupado por los líquidos asocia--
 dos:

$$V' = \frac{L_o C_o'}{\rho_s} (\theta - \theta_c) + \int_{\theta_c}^{\theta} \frac{L_o C_o'}{\rho_f} \frac{W_L}{W_s} d\theta ; \quad \frac{L_o C_o'}{\rho_f} = \text{cte.} \quad (96)$$

donde V' = volúmen de la zona de compresión, cm^3

$L_0 C'_0$ = masa de sólidos alimentados por unidad de tiempo al espesador, g/hr.

W_L = masa de líquido en la zona de compresión, g.

W_s = masa de sólidos en la zona de compresión, g.

$(\theta - \theta_c)$ = tiempo de retención en la zona de compresión, hr.

ρ_s = densidad de la fase sólida seca, g/cm^3 .

ρ_f = densidad de la fase líquida, g/cm^3 .

La ecuación (96) está de acuerdo con la conclusión de Comings, sobre el hecho de que el tiempo de retención dentro de la zona de compresión, es más importante que la profundidad de la zona. El término W_L/W_s es un término referente a la concentración del líquido. Puede ser calculado como función del tiempo a partir del método dado anteriormente por el cálculo de C'_L .

Cuando es posible estimar un valor medio para W_L/W_s , de modo que la ecuación (96) puede integrarse, resultará la siguiente relación:

$$V' = L_0 C'_0 (\theta - \theta_c) \left(\frac{1}{\rho_s} + \frac{1}{\rho_f} \left(\frac{W_L}{W_s} \right)_{\text{med}} \right) \quad (97)$$

donde $\left(\frac{W_L}{W_s} \right)_{\text{med}}$ = relación media de pesos de fluido y sólido entre los límites superior e inferior de la zona de espesamiento.

Mejor que aplicar la ecuación (97) a la zona total de sedimentación, se pueden conseguir resultados más exactos calculando gráficamente la integral de la ecuación (96). Dicho cálculo se resume en la Tabla VII.

Después de haber calculado el volúmen de la zona de compresión, la profundidad puede calcularse dividiendo el volúmen por el área del espesador calculada por la ecuación (95). La profundidad total del espesador puede estimarse sumando a la -- profundidad de la zona de compresión, las siguientes profundidades:

Para la zona de transición- - - 30 _ 60 cm.

Para la zona de alimentación- - - 30 _ 60 cm.

Para la zona de clarificación - - 30 _180 cm.

Nota: Para factores de seguridad, refiérase al Capítulo V.- - -

θ horas	$Z - Z_{\infty}$ cm	$\frac{Z - Z_{\infty}}{Z_0 - Z_{\infty}}$	W_s $\frac{g_{sol.}}{ltsusp.}$	W_L $\frac{g_{liq.}}{ltsusp.}$	$\frac{W_L}{W_s}$	CALCULO DE LA INTEGRAL		
						$\left(\frac{W_L}{W_s}\right)_{prom.}$	$\Delta\theta$ horas	$\Delta\theta \left(\frac{W_L}{W_s}\right)_{prom.}$ horas
θ_1	$Z_1 - Z_{\infty}$	$\frac{Z_1 - Z_{\infty}}{Z_0 - Z_{\infty}}$	W_{s1}	W_{L1}	$\frac{W_{L1}}{W_{s1}}$	$\left. \begin{array}{l} \frac{1}{2} \left(\frac{W_{L1}}{W_{s1}} + \frac{W_{L2}}{W_{s2}} \right) \\ \frac{1}{2} \left(\frac{W_{L2}}{W_{s2}} + \frac{W_{L3}}{W_{s3}} \right) \\ \vdots \end{array} \right\}$	$\theta_2 - \theta_1$	$\Delta\theta \left(\frac{W_L}{W_s}\right)_p$
θ_2	$Z_2 - Z_{\infty}$	$\frac{Z_2 - Z_{\infty}}{Z_0 - Z_{\infty}}$	W_{s2}	W_{L2}	$\frac{W_{L2}}{W_{s2}}$		$\theta_3 - \theta_2$	$\Delta\theta \left(\frac{W_L}{W_s}\right)_p$
θ_3	$Z_3 - Z_{\infty}$	$\frac{Z_3 - Z_{\infty}}{Z_0 - Z_{\infty}}$	W_{s3}	W_{L3}	$\frac{W_{L3}}{W_{s3}}$			
-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-
θ_{∞}	0	—	—	—	—	—	—	—

$$\sum \Delta\theta = \theta - \theta_c$$

$$\sum \Delta\theta \left(\frac{W_L}{W_s}\right)_{prom.} = \int_{\theta_c}^{\theta} \frac{W_L}{W_s} d\theta$$

TABLA VII

III. 3. Espesadores Intermitentes. Equipo.

Tanques de asentamiento intermitente.- Éstos son los más simples y viejos que se conocen. La figura 39 representa -- una de estas unidades. Primeramente, el tanque es llenado con -- la suspensión que va a ser espesada. Después de un cierto tiempo, el cual es función de las características de asentamiento -- de la suspensión, se drena el líquido sobrenadante a través de un sifón sumergible, o bien a través de una serie de válvulas -- dispuestas a diferentes alturas en la pared del tanque. Una vez que la cantidad deseada de líquido clarificado es decantada, el lodo espesado es descargado a través de una compuerta localizada en el fondo del tanque.

Estos tanques pueden construirse en la planta con el tamaño y la forma convenientes, aun cuando la forma preferida -- es la cilíndrica. Pueden construirse una serie de tanques para alternar las etapas de llenado, asentamiento y drenado.

Conos de asentamiento.- Éstos son tanque cónicos con su vértice en ángulo de 45 a 60 grados. Estos conos intermitentes pueden hacerse semicontinuos localizando en el vértice una válvula de descarga controlada por un mecanismo que detecta la densidad del lodo espeso.

El cono Allen. Este tanque puede verse en la figura -- 40. La suspensión que va a espesarse entra a través de un ali--

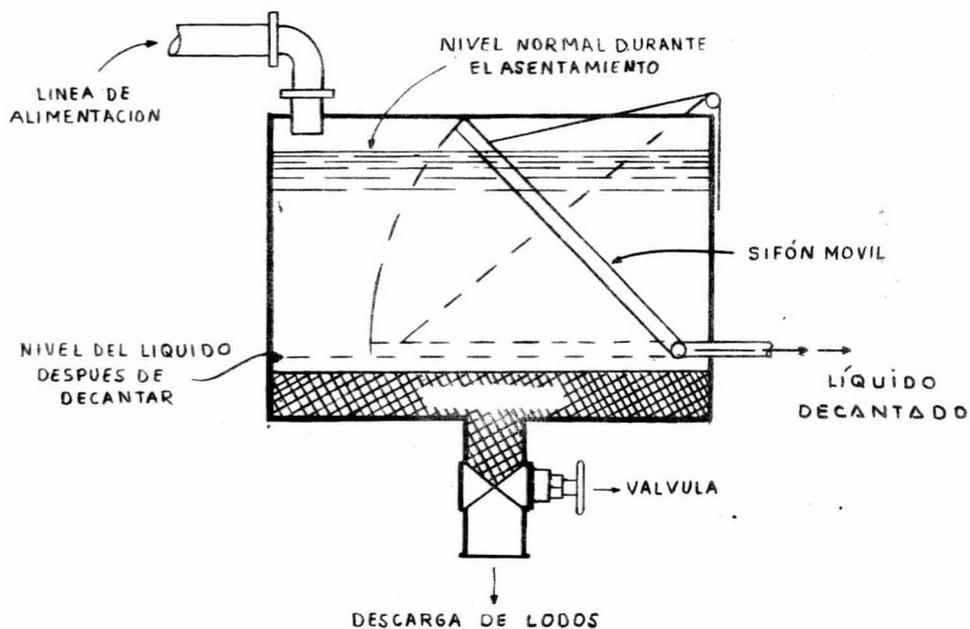


FIG.39. TANQUE DE ASENTAMIENTO INTERMITENTE.

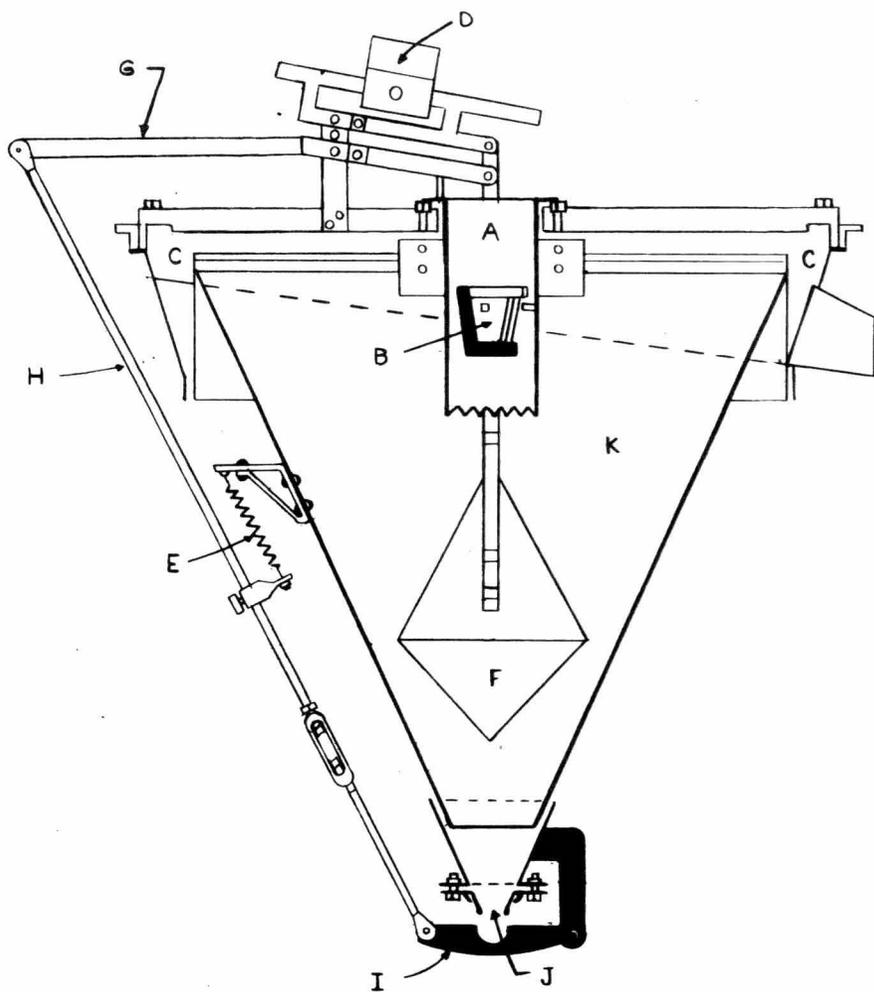


FIG. 40. CONO DE ASENTAMIENTO "ALLEN".

mentador central. La solución clarificada A rebosa a una canal-localizada en la periferia C. Los sólidos se asientan en la zona K, y una placa de desviación (bafle)B, evita perturbaciones en el lecho de lodos. Cuando la densidad de los lodos se incrementa, el actuador F comienza a subir y transmite esta información a la válvula J por medio de las partes G, H e I. Esta válvula, al abrirse, permite el drenado de los lodos. El ajuste en este equipo se hace por medio del contrapeso D y su posición.

III.4. Espesadores continuos.- Espesadores de un solo piso.- El espesador intermitente es generalmente demasiado caro debido a que requiere elevada mano de obra y /o a su limitada capacidad. Por estas razones el espesador continuo suele ser -- preferido.

El espesador continuo de un solo piso, suele ser rectangular (o cuadrado) o circular. El diseño rectangular en general presenta relativamente altos costos de mantenimiento y no suministra una claridad aceptable en el efluente cuando se manejan altas concentraciones en el drenado de lodos. Además, por regla general, los tanques circulares son más baratos, siendo la parte principal del costo total (costo del equipo + costo de operación y mantenimiento), la debida a la construcción del tanque. Por estas razones, el tipo circular continuo es en general el empleado para espesamiento.

III.4.1. Espesador rectangular continuo.- El tanque - puede ser: o cuadrado o rectangular, cuando el espacio es limitado, o bien, cuando son necesarios una cantidad enorme de -- área de asentamiento, combinada con un volumen elevado de flujo relativamente diluido. Esta condición existe normalmente en el tratamiento de agua y algunos tipos de aguas de albañal. En un tanque rectangular suelen usarse rastrillos recíprocos - en lugar de los rotatorios. En estos tipos de espesador, los - rastrillos deben ser soportados por medio de una viga puente o estructura atirantada; ésta llega de un extremo al otro del ancho del tanque y descansa en sus extremos sobre carretillas -- que corren sobre un riel localizado a todo lo largo del tanque. La viga puente se desliza gracias a accionadores localizados - en cada extremo de ella o más comunmente tirado por medio de - cadenas y un solo accionador. La alimentación se efectúa en alguno de los extremos del tanque.

III.4.2. Espesadores circulares continuos. **Existen** - tres variaciones básicas de los espesadores circulares continuos de un solo piso, los que difieren esencialmente en la forma en que su mecanismo es soportado y accionado. Ellos son: -- (1) el tipo con mecanismo soportado en un puente o superestructura, conocido como espesador tipo "B"; (2) el tipo con mecanismo soportado en una columna central, teniendo su accionador

sobre la columna, conocido como **espesador tipo "C"**; (3) el tipo con mecanismo soportado en una columna central con un solo brazo accionado en la periferia del tanque; este es conocido como el **espesador a tracción o tipo "T"**. Estos diseños son -- ilustrados en las figuras 41, 42 y 43. Las características -- principales de cada uno de ellos, son las siguientes:

(1). **Espesador con mecanismo soportado en un puente o espesador tipo "B"**.- Estas unidades se construyen normalmente en diámetros que van de los 6 pies a los 100 pies, pero se conocen algunas que han alcanzado los 120 y 150 pies. En ellas, - el mecanismo accionador, la canal o tubo de alimentación y el pasillo de acceso al centro del tanque, son soportados por una viga de acero o concreto armado, o bien por una estructura atirantada que va de un lado al otro del tanque.

El mecanismo de impulsión, consiste de una transmisión de tornillo sinfín o de un engranaje de ruedas dentadas, que van montadas, por lo general, en un cojinete de bolas de gran tamaño, y accionadas por un motor dentado o por motor y juego de ruedas dentadas, de diversos tamaños, que actúan como reductores de velocidad. La flecha motriz vertical es calzada en el centro del engrane principal. A esta flecha central se unen dos o más "brazos" o rastrillos por medio de una estructura de acero atirantada. Estos brazos rozan la periferia del tanque y

tienen suficientes hojas para barrer el fondo dos veces por revolución, pero es posible anexar dos brazos más cortos y barrer las zonas más cercanas al centro cuatro veces por revolución, lo que permite retirar mayores cantidades de lodos que se hayan depositado ahí. Hojas de forma triangular se fijan en el extremo inferior de la flecha central para barrer el cono de descarga inferior y evitar taponamientos.

En estas unidades, los brazos pueden ser dotados de un mecanismo que les eleva del suelo del tanque para aliviarles de cargas excesivas. Este mecanismo es descrito más adelante al tratar los mecanismos especiales para rastrillos.

(2). Espesador con mecanismo soportado en una columna central o espesador tipo "C".- Estas unidades son construidas, por lo general, en diámetros que van de los 100 pies a los 375 pies, pero algunos diseños especiales han sido construidos en diámetros, tales como 50, 60 y 400 pies.

Para neutralizar los costos de una estructura como la anterior, que para estos diámetros resultaría demasiado costosa, el mecanismo es soportado por una columna o "muelle" central estacionario, construido de concreto o de acero. Los brazos o rastrillos están unidos a una jaula de acero, la cual gira en torno a la columna central. Esta jaula está asegurada al engrane principal, que va montado a un cojinete de bolas de

gran tamaño, localizado en la parte superior y central de la columna. Para las unidades más grandes, que requieren de capacidades de torque de hasta 1 800 000 lb-ft, se puede usar un conjunto de engranes de reducción utilizando dos piñones principales en un arreglo balanceado. Para estos espesadores existen también mecanismos que elevan los rastrillos para evitar sobrecargas en el accionador. Los rastrillos mueven los sólidos asentados hasta una zanja o trinchera cónica localizada debajo de la jaula y alrededor de la columna central. Hojas triangulares fijadas a la parte inferior de la jaula, empujan los lodos hacia la boca de la descarga de la trinchera.

Estas unidades poseen una estructura que va de la periferia hasta la columna central del tanque para permitir el acceso al accionador central y soportar la canal o tubo de alimentación, cuando ésta no entra en forma subterránea hasta la columna central.

(3). Espesador a tracción o tipo "T". Estas unidades exceden los 200 pies de diámetro. Mientras que las dos unidades descritas anteriormente, tienen sus accionadores localizados en el centro del tanque, el espesador a tracción utiliza un carrito motorizado que corre sobre la pared circular del tanque. Una estructura atirantada, móvil, se extiende desde la jaula en la columna central estacionaria hasta el carrito, don

de se apoya. Esta estructura es el brazo más largo o rastrillo principal, pudiendo tener uno o varios rastrillos más cortos - para barrer el área central con mayor frecuencia. Las hojas de los rastrillos barren los sólidos hacia la trinchera de forma-anular, localizada alrededor de la columna central donde serán descargados los lodos.

La energía eléctrica es suministrada al carrito en movimiento desde la columna central, por medio de anillos deslizables y concéntricos, uno fijo y otro en movimiento, que hacen contacto por medio de escobillas. Cuando ocurre una sobrecarga de lodos, el carrito pierde velocidad y suena una alarma. El espesador a tracción es, particularmente, adaptable a grandes tanques que generan descargas elevadas de lodos.

Con estas unidades debe tenerse cuidado en asegurarse que las condiciones del suelo sean adecuadas para la pesada pared de concreto que soporta al carrito accionador; de lo contrario, los costos pueden ser considerablemente mayores que los de un diseño "C" equivalente. Además, la operación puede hacerse difícil en climas fríos o desérticos, donde la nieve y la arena pueden hacer que las ruedas del carrito patinen. Para este diseño no existe sistema práctico que eleve el rastrillo principal y alivie la sobrecarga de sólidos de torque.

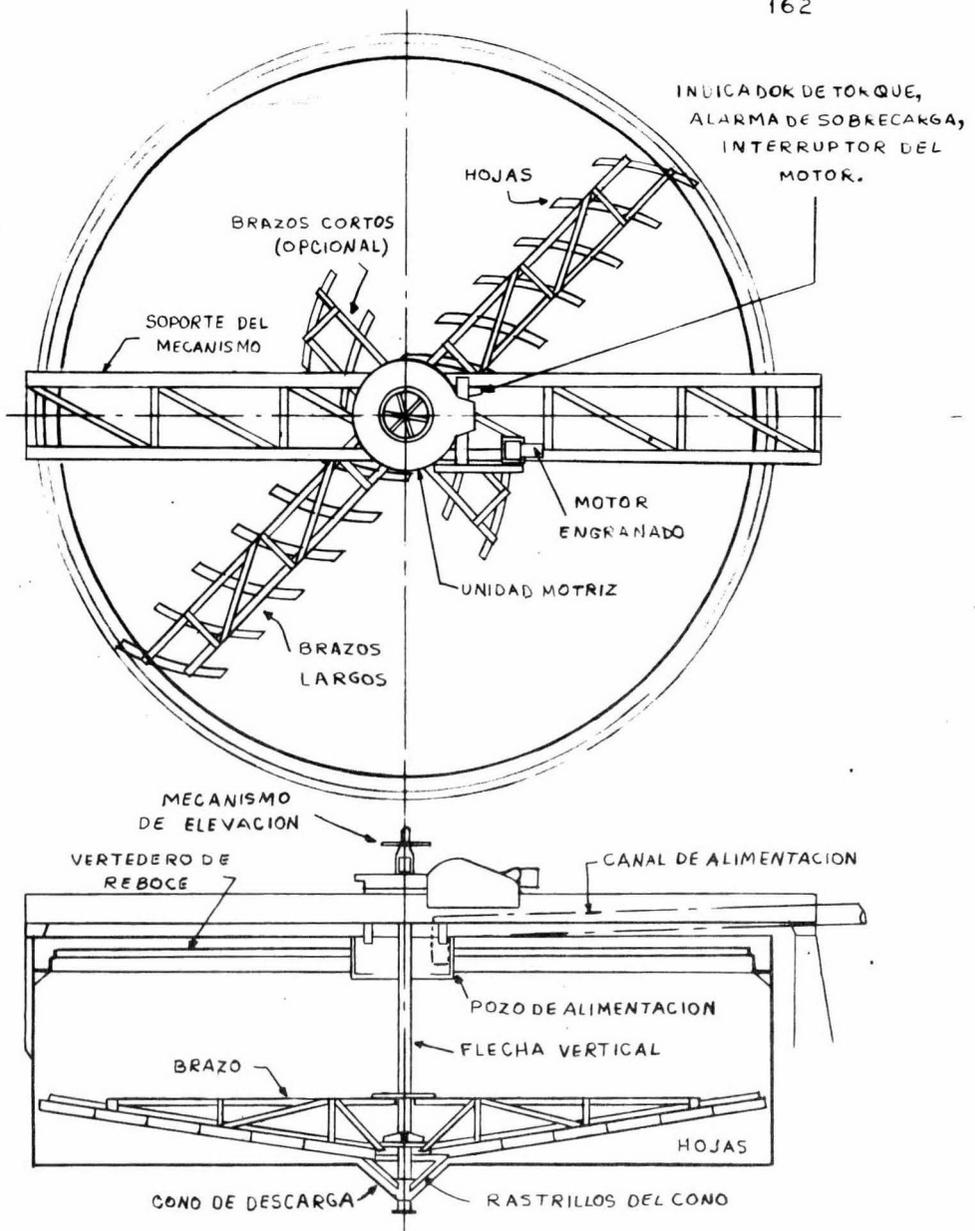


FIG. 41. ESPESADOR CON MECANISMO SOPORTADO EN UNA SUPERESTRUCTURA.

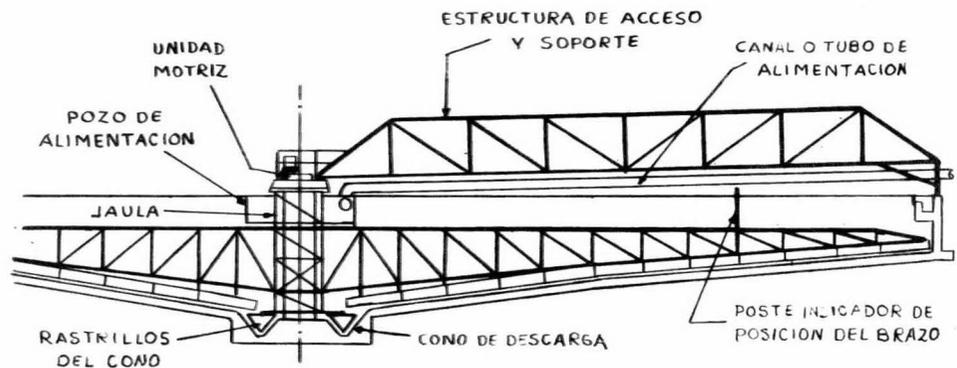
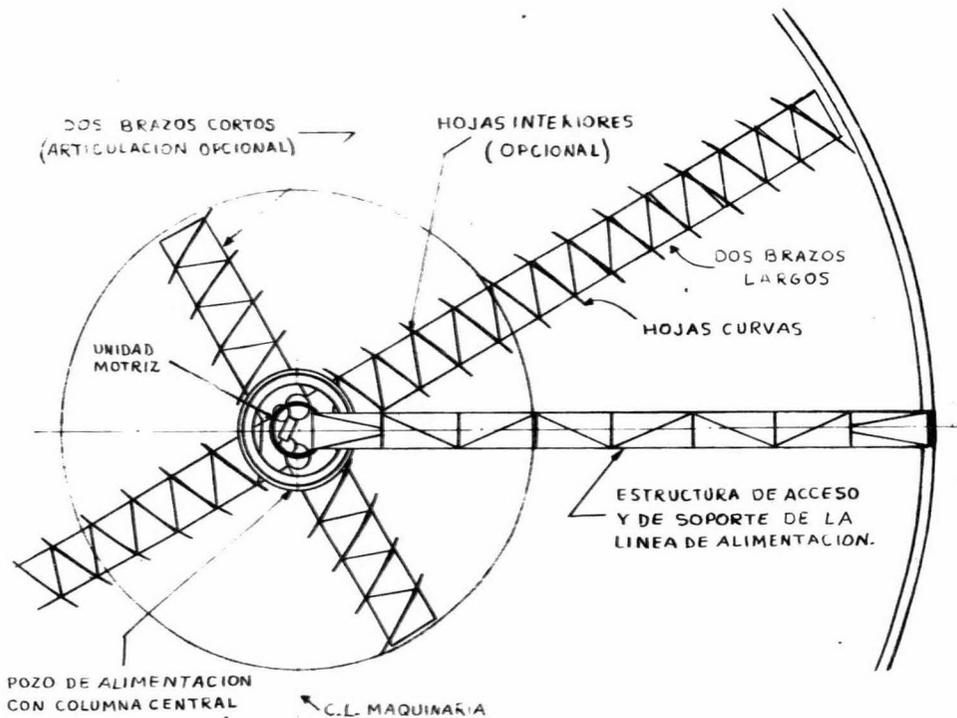


FIG. 42. ESPESADOR CON MECANISMO SOPORTADO EN UNA COLUMNA CENTRAL.

- 1 C.L. MAQUINARIA
- 2 NIVEL DE LA SOLUCION
- 3 PAÑO SUPERIOR DEL RIEL
- 4 POZO DE ALIMENTACION
- 5 COLUMNA CENTRAL
- 6 CABLES DE ENERGIA ELECTRICA
- 7 ESTRIBO DE LA ESTRUCTURA DE ACCESO
- 8 RASTRILLO CENTRAL
- 9 TUBERIA DE DESCARGA INFERIOR

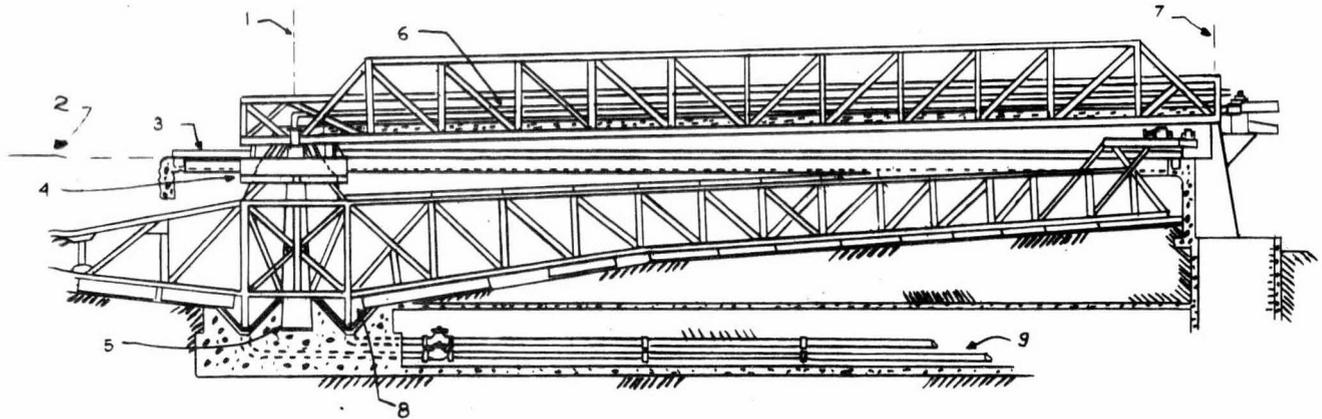


FIG. 43. MECANISMO DE TRACCION.

III.4.3. Tipos de rastrillos y mecanismos especiales- usados comunmente en espesadores de un solo piso.- Existen varios tipos de rastrillos que suelen utilizarse en las unidades anteriormente descritas. Éstos, accionados en algunas ocasiones por mecanismos especiales, permiten mover los sólidos con mayor eficiencia, incrementar la densidad de los lodos drenados y minimizar las sobrecargas de torque en el accionador.

Debido a que el diseño de los rastrillos es un factor importante para asegurar el buen funcionamiento del espesador, debe incluirse en el cálculo de la resistencia de la estructura de todo el mecanismo, un factor de seguridad por posibles sobrecargas de lodos. Este factor de seguridad se determina a partir de un estudio de proceso que refleje el tiempo máximo más probable que durará la sobrecarga.

El diseño de los rastrillos varía con el tipo de espesador y la aplicación. Los modelos "B" y "C" emplean dos brazos largos con opción a dos brazos más cortos, los cuales se instalan cuando es necesario barrer el área más cercana a la descarga central con mayor frecuencia. El modelo "T" tiene un brazo largo y tres más cortos. Para espesadores de gran diámetro, el fondo del tanque posee doble pendiente, lo que requiere que el rastrillo sea diseñado también con doble pendiente para poder barrer toda la superficie del fondo. En modelos más

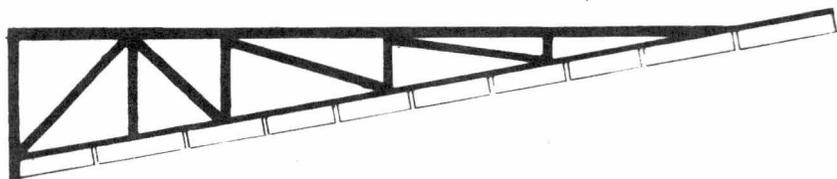
pequeños, los rastrillos son triangulares pues barren el fondo del tanque, que posee una pendiente continua, de la periferia hacia el centro. Existe otro diseño utilizado en tanques con fondo plano y descarga periférica; estas unidades deben ser lo suficientemente robustas para evitar deflexiones en la estructura, que desbalancearían el mecanismo de impulsión. Estos diseños pueden observarse en la figura 44.

Rastrillos tipo zanco.- Un adelanto significativo en el diseño de rastrillos, ha sido la construcción de este arreglo, que puede ser usado por cualquiera de los tipos de espesadores presentados anteriormente.

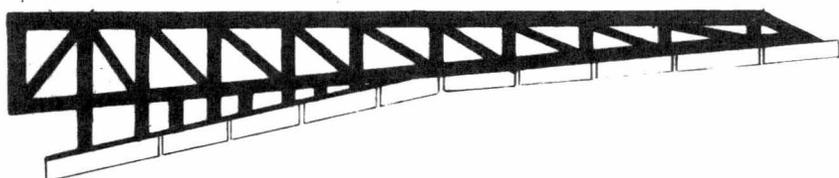
En este diseño, las hojas de los rastrillos están unidas a los brazos por medio de tubos de seis a ocho pies de longitud. Esto decrece en los brazos de la estructura, que pueden estar sobre la superficie de lodos asentados, la fricción debida al arrastre.

Los zancos también producen canales a través de los cuales escapa el líquido.

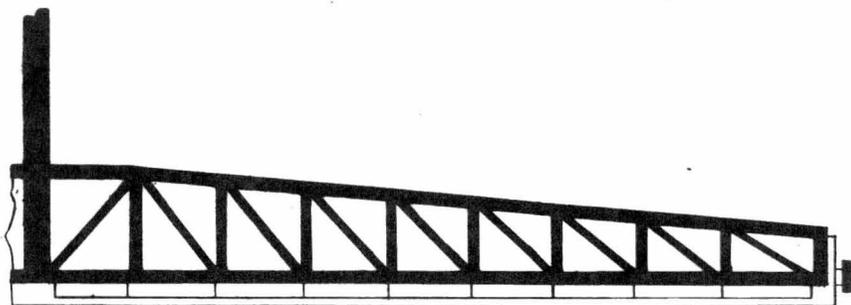
La figura 45 muestra esta construcción. Nótese que -- los postes verticales están anidos a la armadura atirantada y las hojas lo están al extremo inferior de los postes en la zona de lodos. La mínima cantidad de acero estructural, se mueve a través del lodo espeso; se minimiza la acumulación de incrus



DISEÑO CONVENCIONAL, BARRIDO HACIA ADETRÁS.



DISEÑO PARA GRANDES TANQUES CON FONDOS DE DOBLE PENDIENTE.
BRAZOS TIPO "THIXO" EN EL AREA INTERIOR.



DISEÑO PARA TANQUES DE FONDO PLANO CON DESCARGA PERIFERICA.

FIG. 44. DIVERSOS TIPOS DE BRAZOS (RASTRILLOS).

- 1 MECANISMO DE ELEVACION AUTOMATICA
- 2 UNIDAD MOTRIZ
- 3 SUPERESTRUCTURA
- 4 POZO DE ALIMENTACION
- 5 FLECHA MOTRIZ
- 6 JAULA
- 7 BRAZO "THIXO"
- 8 HOJAS
- 9 CONO DE DESCARGA
- 10 RASTRILLOS DEL CONO

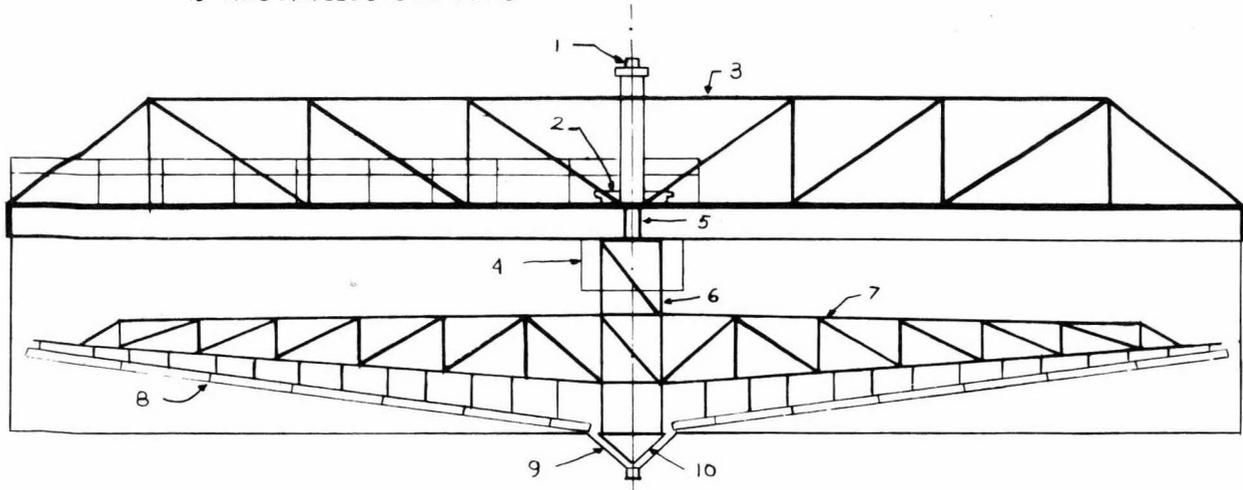


FIG. 45. CONSTRUCCION DE LOS BRAZOS "THIXO"

taciones en el mecanismo y la fricción debida al arrastre. Las incrustaciones eventualmente producen una carga excesiva de -- torque y hacen necesario parar la producción para limpiar el - tanque. Desde la introducción de este tipo de rastrillos, el - aluminio se ha utilizado en su construcción, lo que ha permitido doblar el tiempo de operación antes de parar la producción - (para limpiar el tanque) e incrementar la densidad de los lo - dos descargados. Estos rastrillos se usan con materiales que - tienen la tendencia a formar un lodo gelatinoso o donde el lodo do espesado tiene una concentración alta de sólidos. Otra al - ternativa de esta versión de rastrillos, utiliza cables para - modificar el ángulo de ataque de las hojas.

A menudo es recomendable el uso de estacas verticales en los rastrillos, porque esos miembros verticales producen lodo dos más espesos con ciertos tipos de suspensiones. Al parecer, el cercado de estacas puntiagudas pasa suavemente a través de las zonas más bajas del lodo, arreglándole y abriéndole cana - les por donde es eliminado el líquido que asciende y que de -- otra manera sería atrapado en el drenado. El resultado es que los lodos descargados, poseen una mayor concentración. Este dise ño de rastrillos, es también recomendable en aquellas situa - ciones en que económicamente no es aconsejable escavar un tú - nel demasiado profundo para las líneas de drenado, como lo es -

el caso de la existencia de mantos freáticos demasiado cerca -- nos a la superficie. En esos casos, el barrido de lodos se -- efectúa hacia la periferia, lugar donde se efectúa el drenado. El inconveniente, es que partículas gruesas pueden acumularse -- entre los rastrillos y la pared del tanque, sobrecargando el -- mecanismo y haciendo necesario detener frecuentemente el equi -- po para limpiarlo.

Rastrillo articulado.- Otro mecanismo que permite evi -- tar las sobrecargas, es el brazo articulado en una bisagra co -- mo se muestra en la figura 46. Los brazos, que son del tipo -- triangular, son articulados en el centro de tal forma, que pue -- den subir cuando se presentan condiciones de sobrecarga y re -- gresar a su posición original cuando dicha sobrecarga desapare -- ce. Los rastrillos articulados son clásicos de espesadores ti -- pos "B" y "C". Este diseño de rastrillos es más efectivo en -- unidades pequeñas de hasta 100 pies de diámetro, en las que, al -- trabajar el mecanismo, se puede evitar cualquier interferencia -- entre el extremo del brazo y el pasillo de acceso o la estruc -- tura que soporta la canal o tubo de alimentación. Con unidades -- superiores a los 100 pies de diámetro que poseen cuatro bra -- zos, es común articular solamente los más cortos y eliminar -- las hojas más cercanas al centro en los rastrillos más largos. Esto permite relevar sobrecargas de torque en el centro del es

POSICION DE LOS BRAZOS
EN OPERACION NORMAL

POSICION DE LOS BRAZOS
DURANTE UNA SOBRECARGA.

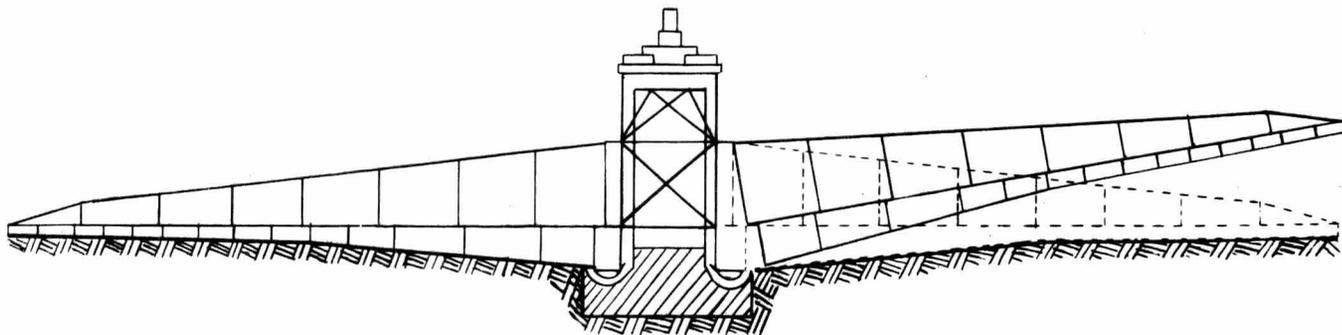


FIG. 46. POSICION DEL BRAZO ARTICULADO.

pesador, que es el sitio en donde ocurren las condiciones de mayor manejo de lodos.

Rastrillo articulado con elevación automática.- Este puede observarse en la figura 47. El mecanismo automático incluye dos tubos motrices concéntricos, el exterior enteramente sobre el nivel del líquido. Una guía en la parte superior del tubo motriz interior, tiene rodillos alargados, los cuales descansan normalmente en el fondo de dos canales inclinados y diagonalmente opuestos en el tubo motriz exterior. Cuando los rastrillos encuentran una obstrucción, la resistencia anormal origina que el cilindro se mueva en toda su extensión y suba las canales inclinadas, telescopiando los dos tubos motrices y acortando su longitud total. Cuando la sobrecarga o la resistencia disminuyen, los rastrillos regresan automáticamente por efecto de su propio peso a su posición normal de operación. Si la sobrecarga continúa e incrementa la elevación de los rastrillos hasta su máxima distancia, suena una alarma y se acciona un interruptor que detiene el motor del mecanismo motriz.

Mecanismo de elevación motorizado.- Está disponible para los diseños "B" y "C". Para el diseño "B", existen dos tipos básicos de mecanismos de elevación: uno, en el cual la flecha vertical es elevada sobre la cabeza del actuador mediante un tornillo y engranes, y otro, en el cual toda la cabeza del

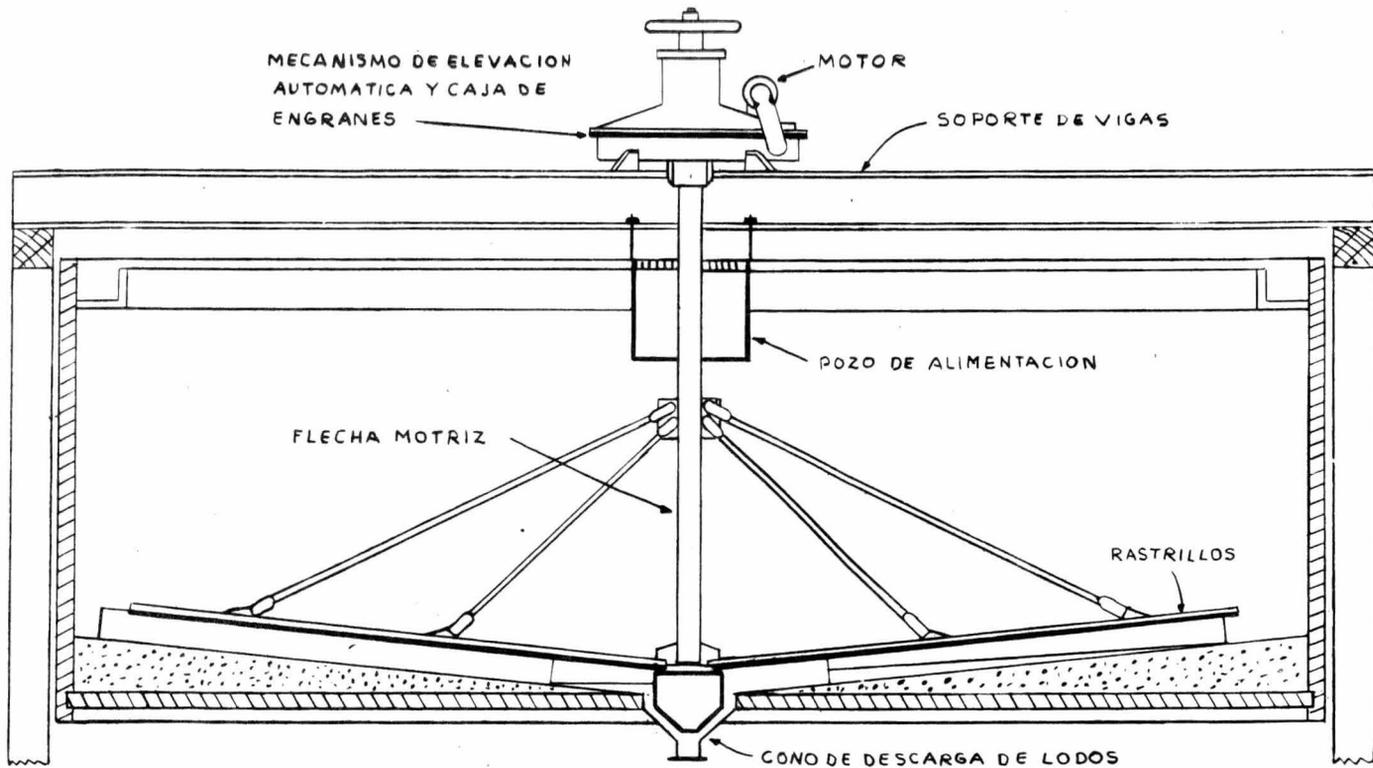


FIG. 47. ESPESADOR CON BRAZOS AUTOELEVABLES.

mecanismo accionador es elevada en una plataforma. En el primer tipo, la flecha vertical que comunica a los rastrillos la fuerza de torsión, es atornillada al engrane principal, el cual comunica el torque por medio de un anillo insertado en dicha flecha, quedando ésta libre para deslizarse a través del engrane principal. En el segundo mecanismo, el sistema accionador es montado en una plataforma suspendida de tornillos elevadores soportados en la parte superior de la superestructura. La plataforma de elevación, que es guiada por tambores, puede ser diseñada para levantarse a cualquier distancia, siendo 36 pulgadas el máximo normal. Los motores elevadores pueden ser accionados automáticamente por medición continua del torque del mecanismo. Un elevador similar utilizado en el diseño tipo "C" utiliza el mismo tipo de controles.

III.5. Espesadores continuos de varios platos. Cuando el espacio disponible para la instalación del espesador es limitado, un espesador de compartimiento múltiple puede ser considerado, aun cuando su eficiencia es inferior a la de las unidades de un solo piso. Apilando varias unidades de un solo piso, el volúmen de la planta, la capacidad de tanques, tubería, superestructura, transmisión de energía y requerimientos de cimentación, pueden ser reducidos.

Existen tres tipos básicos: el espesador de platos ba lanceados, el espesador de platos de lavado y la unidad combi nada.

Espesador de platos balanceados.- Consiste de un tanque dividido en compartimientos por platos de acerco, como se muestra en la figura 48. Cada plato posee pendiente hacia el centro del tanque y el lodo espesado es movido hacia el centro de cada compartimiento por rastrillos paralelos a los platos.- Un cilindro central de alimentación se extiende de arriba hacia abajo, de un plato al siguiente compartimiento, quedando sumergido en el interior de un cilindro algo mayor con objeto de asegurar su sello hidráulico parcial. El cilindro exterior está unido a los brazos de los rastrillos y gira con ellos. Los sólidos espesados descienden por gravedad por el cilindro central, rebosan por el cilindro exterior y caen finalmente al plato donde son arrastrados al centro para ser drenados al siguiente compartimiento.

Cada plato es soportado por una estructura radial de acero, colocada por debajo de él y apoyada en la coraza cilíndrica del espesador. La alimentación que llega al espesador en tra primero a una caja dividida o dosificador (localizado en la parte superior del tanque) el cual divide el flujo, por -- igual, en los compartimientos. El faldón de acero que rodea a-

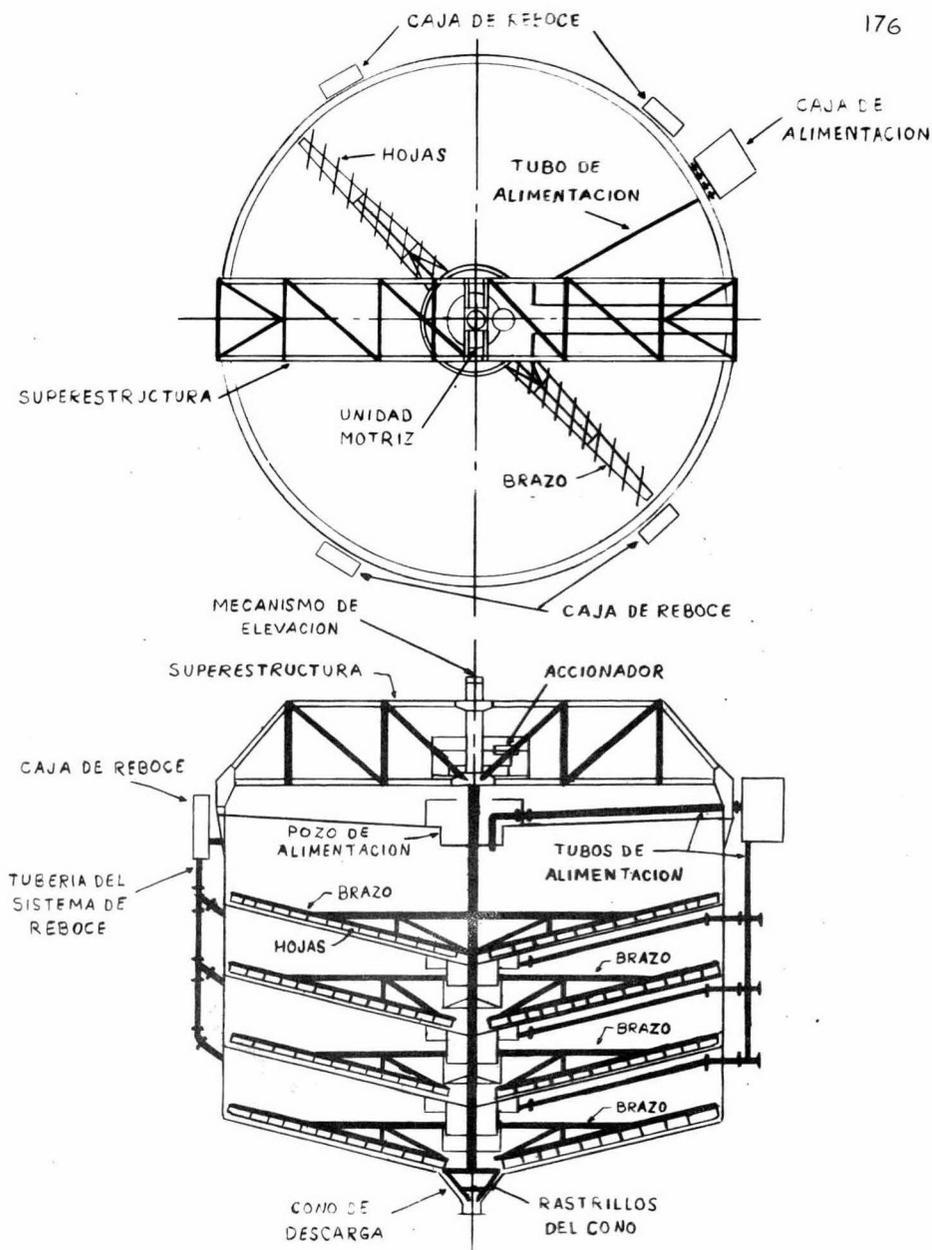


FIG. 48. ESPESADOR DE PLATOS BALANCEADOS

cada cilindro central va soldado al fondo del plato, formando un pozo de alimentación poco profundo. El líquido clarificado escapa por la parte superior de cada compartimiento a un rebo-sadero periférico de tipo convencional. El escape del líquido se realiza por una o varias salidas localizadas justamente por debajo del plato superior. Los tubos que drenan este líquido clarificado, terminan en una caja colectora localizada en la parte superior del tanque. Cada tubo lleva un manguito vertical ajustable manualmente, para permitir modificar la sobre-elevación de la caja colectora y balancear la cabeza hidráulica de la columna de lodos y líquido en cada compartimiento. La sobre-elevación es definida como la distancia del nivel del líquido del compartimiento superior, al nivel en la caja colectora.

Espeador de platos de lavado.- Se usa frecuentemente para sistemas de decantación en contracorriente. Su función es espesar y lavar los sólidos para eliminar el material soluble. La carga fresca entra al compartimiento superior a través de un pozo de alimentación del tipo convencional; el líquido rebo-sado es el licor fuerte o solución impregnada. En todos los compartimientos, excepto en el del fondo, el lodo asentado es barrido hacia el sello central lavador, donde es mezclado con flúido de lavado proveniente de la etapa anterior. El lodo re-diluido fluye entonces al compartimiento inmediato inferior pa

ra ser espesado. Líquido fresco es añadido al sello inferior - de lavado y el líquido de rebose del compartimiento del fondo- fluye al compartimiento inmediato superior, y así en los pla - tos restantes. El diseño del sello de lavado es crítico, ya -- que debe asegurar el mezclado total del líquido de lavado con- la suspensión; así mismo, debe asegurar un sello efectivo en - tre compartimientos contiguos y permitir todavía un flujo uni- forme de lodo sin taponeamiento. Bajo condiciones apropiadas, - un buen sello permitirá alcanzar una eficiencia de lavado has- ta del 95% del teórico calculado.

Espesador de platos combinados.- Consiste de una com- binación de varios compartimientos en un tanque que opera en - paralelo y en serie al mismo tiempo. Los platos son del tipo- balanceado y del tipo lavador. Los platos son del tipo balan - ceado y del tipo lavador. Son posibles varias combinaciones, pe- ro en la más común, los dos compartimientos superiores actúan- en paraleo como compartimientos balanceados y los compartimien- tos inferiores en serie como etapas de lavado.

III.6. Equipo auxiliar de los espesadores.

III.6.1. Accionador.- El espesamiento por sedimentación requiere, por lo general, de un accionador con elevado momento de torsión. El diseño del mecanismo que proporcionará el torque apropiado, así como el dimensionamiento mismo del tanque, no pueden basarse en condiciones promedio, sino que deben implicar posibles sobrecargas de sedimentos. Para evitar paros innecesarios de la unidad, el accionador debe tener el torque suficiente para barrer una determinada cantidad extra de sedimento. Por esa razón, el accionador del espesador, que es un componente clave de la unidad, debe ser siempre especificado sobre su nivel normal de operación para tener así un factor de seguridad por sobrecargas momentáneas. Como una medida de seguridad adicional, el nivel de torque suele registrarse para que el operador pueda determinar si existe una sobrecarga de sólidos desacostumbrados, indicando de esta forma una alimentación o drenado inapropiados.

Avances relativamente recientes en los mecanismos de impulsión, han permitido estimar la potencia requerida por los rastrillos, aun para las unidades más grandes utilizadas hoy en día. Por ejemplo: en un espesador con arreglo "enlatado" -- (descrito más adelante), que tiene un mecanismo que pesa 75 toneladas, el juego de accionadores hidráulicamente balanceados-

puede comunicar un torque de hasta cuatro millones de ft-lb mediante un ensamble de engranajes rotatorios.

La tabla siguiente muestra la potencia requerida por varios accionadores, así como la velocidad típica de los rastrillos en función del diámetro del espesador:

T A B L A V I I I

Potencia del motor y velocidad de los rastrillos de espesadores de un solo piso.

Diámetro del tanque, pies.	Potencia del motor, HP.	Tiempo de rotación de los rastrillos, minutos/revolución.
20	3/4	3.7
30	1 1/2	5.0
60	1 1/2	8.2
75	3	9.5
100	3	13.3
150	5	19.6
200	7 1/2	22.2
250	10	25.0
300	10	30.0
350	15	40.0
400	15	50.0

El tiempo de rotación de los rastrillos, considera el hecho de que en la periferia del espesador la velocidad de los rastrillos es máxima, y que la agitación provocada por ello no

debe generar turbidez en el líquido que rebosa ni disminuir la concentración de los lodos, que son descargados por el fondo.

La potencia indicada es típica de concentraciones en la descarga del 65% en peso para lodos no compresibles.

La tendencia hoy día, es usar accionadores localizados en el centro del espesador cuando este es circular, porque ofrecen accionamiento positivo y eliminan el patinaje de las ruedas, típico de los modelos tipo "T".

En los mecanismos de impulsión perfeccionados, los cojinetes de apoyo son capaces de soportar cargas en cualquier dirección, incluso radiales, lo que ha generado estabilidad de rotación bajo cargas excéntricas o no balanceadas en las hojas y brazos de los rastrillos. Todo ello ha redundado en una mayor eficiencia del accionador.

III.6.2. Equipo y arreglo de los sistemas de drenado de sólidos.- Otra parte del diseño del espesador implica la selección del sistema de descarga de sólidos. Por lo general, el análisis global del proceso ayuda a seleccionar el sistema más adecuado. En otras ocasiones, el contenido de sólidos a descargar y /o sus propiedades físicas y químicas, guían el criterio de selección.

La descarga de sólidos de un espesador continuo, es, en algunos casos, efectuado por gravedad a través de una válvula

la, pero más a menudo es efectuada por una bomba conectada al cono de descarga. Generalmente los sólidos son barridos hacia el centro del tanque más bien que hacia la periferia, porque, mejor que un sumidero en la periferia, es el uso de una fosa central cónica equipada con un mecanismo interior de rastros, que da una mayor capacidad de almacenamiento previo al bombeado.

Equipo de bombeo.- En cuanto al equipo de bombeo, para grandes tonelajes se suelen utilizar las bombas centrífugas de paletas que son del tipo inatascable. Estas tienen la ventaja de tener carcazas removibles que facilitan la limpieza de la unidad, una vez instalada.

Otra unidad centrífuga que puede ser utilizada, es la de tornillo de doble avance. Un requisito de estas unidades, es que los materiales de construcción deben de ser resistentes a la erosión. La cabeza de estas bombas depende de la naturaleza del lodo, pero en general, la cabeza desarrollada debe de ser limitada a los 75 a 200 pies de fluido por etapa.

Para desarrollar mayores cabezas es común poner varias bombas en serie.

Las restricciones de cabeza es la limitación más seria de las bombas centrífugas; por eso, cuando se desean altas cabezas o cuando se requiere la mayor densidad posible en los

lodos, se utilizan bombas de desplazamiento positivo del tipo-reciprocante. Las bombas de diafragma reciprocante, son adecuadas para manejar lodos de estos tanques de asentamiento. Las capacidades varían hasta los 600 galones/minuto, dependiendo del diámetro y número de diafragmas. Las bombas reciprocantes-de émbolo, con válvulas de tipo esfera, también encuentran mucho uso en el manejo de lodos. Éstas se asemejan a las bombas-de diafragma y tienen una viga oscilante, con movimiento excéntrico por banda V o por manivela. En muchas, la longitud de la carrera es ajustable. Las capacidades ascienden hasta los -- 35 m³/hr a columnas de 21 m.

Las bombas de diafragma se usan en la mayoría de los-espesadores, ya que son fáciles de adaptar a los cambios de ca-pacidad (ajustando la carrera), relativamente baratas y sim--ples de operar. Un modelo de bomba de diafragma puede verse en la figura 49. El diafragma puede ser fabricado de metal, hule-o plástico. La principal ventaja de este arreglo, es que elimi-na los empaques y sellos de la exposición con el lodo bombea--do.

La potencia teórica es calculada usando las fórmulas-convencionales. La eficiencia, sin embargo, depende del lodo y del diseño mismo de la bomba. Se aconseja que para la prepara-ción de cualquier diseño, se consulte a los diversos fabrican-

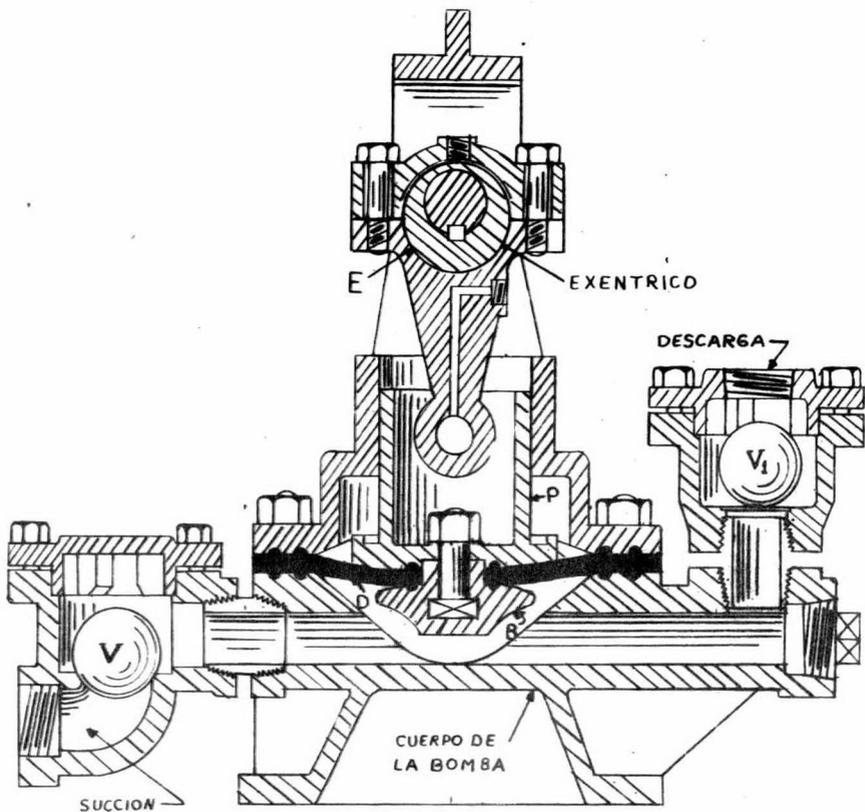


FIG. 49. BOMBA DE DIAFRAGMA TIPO DE PRESION MOVIMIENTO DE POTENCIA CON VALVULAS DE DESCARGA Y SUCCION DE BOLA DENTRO DE LA CAMARA DE BOMBEO.

tes. El diseño propuesto por el fabricante, debe llenar ciertos requisitos: todos los pasajes internos deben tener dimensiones adecuadas; deben evitarse cavidades y puntos muertos -- donde los sólidos puedan acumularse; si los sólidos son abrasivos, no es recomendable claros demasiado estrechos entre partes estacionarias y partes dinámicas; además, deberá existir la disponibilidad para lubricación enérgica con líquido limpio antes del paro de la unidad. El diseño debe permitir que el mantenimiento de la unidad sea fácil de realizar.

Localización del equipo de bombeo.- Con sólidos de gravedad específica baja, que no causan taponamientos, o con concentraciones diluidas, se pueden usar líneas (para lodos) enterradas o inaccesibles. Este sistema proporciona el costo de instalación más bajo de todos los arreglos de líneas para drenado de lodos. Con este diseño, una unidad tipo "B" es colocada en una plantilla plana, y un cono interno es conectado a la periferia por medio de una línea que corre por debajo del tanque. En espesadores tipo "C", la línea de lodos que sale de la trinchera de la descarga, es enterrada y las bombas son localizadas en una fosa de bombas en la periferia del tanque. Por lo general, se emplean varias líneas de lodos, funcionando una de esas línea como un "by-pass" de emergencia. Además, debe de --

existir la disponibilidad de agua a presión para lavar la línea en contracorriente.

La descarga de lodos por la periferia del tanque, es otro arreglo de bajo costo. Esta disposición permite que un tanque de fondo plano pueda ser colocado en arenas aceitadas y compactadas, lo cual reduce los costos de instalación. Sin embargo, este diseño requiere un mecanismo de barrido hacia la periferia, lo cual requiere incrementar el torque necesario para mover una cierta cantidad de sólidos hasta el punto de descarga; ello limita este diseño a unidades más bien pequeñas.

La técnica más común de drenado usa un túnel para permitir un acceso total al punto de descarga, válvulas y tubería asociada. Este es también el método más costoso. Sin embargo, proporciona un inundamiento positivo de la succión, por lo que es empleada en situaciones de bombeado difícil. Cuando se manejan lodos corrosivos o calientes, a menudo el túnel se extiende a todo lo largo del diámetro del tanque para incrementar la seguridad.

El bombeo a través de la flecha central o a través de la columna central, disminuye los costos de instalación. Este sistema puede ser usado en donde las condiciones del suelo hacen prohibitivo el túnel.

Variaciones de este sistema, son las siguientes: (1)-

un cuarto especial debajo del espesador con acceso a través de la columna central; (2) una bomba sumergible en una columna -- central inundada; (3) una bomba en el fondo de una columna "se ca" con la succión de la bomba conectada a un puerto de entrada en la base de la columna; (4) bombeo a través de la flecha central en unidades de tipo "B"; y (5) bomba montada en el puente con la línea de succión en la columna central.

El último arreglo es el más común, pero adolece de la desventaja de que un cebado por vacío debe de efectuarse, por lo que la cabeza hidráulica requerida se hace crítica; esto implica una selección cuidadosa de la bomba.

El cuarto especial debajo del espesador, con acceso a través de la columna central, se utiliza cuando el manejo de una descarga pesada hace difícil la operación del espesador. Un lodo puede ser imbombeable debido a una capacidad inadecuada de la bomba, insuficiente velocidad en la línea, longitud excesiva de la misma, etc. Cuando el bombeo es difícil, debe tomarse en cuenta un diseño de este tipo debido a su corta línea de succión. En estos diseños, los lodos son bombeados hacia arriba, a través de los tubos que suben por el centro de una coraza que puede medir 20 pies de diámetro por 40 pies de altura.

Esta coraza alberga en el fondo a las bombas, líneas-

de succión y descarga, y los controles y accesorios del accionador del espesador. Como la sección central está totalmente encerrada, todo el equipo queda protegido. Este diseño es muy utilizado cuando el diámetro del tanque está comprendido entre los 250 y 600 pies, porque suele resultar más económico que una unidad convencional, especialmente cuando las condiciones del suelo hacen imposible una descarga por el fondo.

Disposición típica del pozo de alimentación al espesador.-

La eficiencia de un espesador, particularmente en operaciones de clarificación, es incrementada cuando se usa un pozo cilíndrico de alimentación, ya que disipa la velocidad de la suspensión y previene contra interrupciones en la corriente de alimentación.

En un tipo de pozo alimentador, la mitad de la suspensión alimentada es introducida tangencialmente por la parte superior, y la otra mitad es introducida en la misma forma pero por la parte baja del pozo y en dirección opuesta. Las corrientes, que fluyen en direcciones opuestas, tocan una contra la otra a lo largo de toda su longitud, haciendo que su velocidad sea disipada instantáneamente como una turbulencia.

Debido a que un pozo de alimentación debe de promover la floculación, el arreglo mecánico de éste debe evitar los es

fuerzos cortantes que tienden a romper el flóculo. La alimentación tangencial, que disipa instantáneamente la velocidad, hace que las partículas se pongan en íntimo contacto, evitando la presencia de esfuerzos cortantes perjudiciales.

Un pozo de alimentación puede incrementar el tiempo de retención en forma significativa, si es prolongado hasta la parte más profunda del espesador, a la zona de compresión del sedimento. Sin embargo, para algunos tipos de lodos, el pozo de alimentación se prolonga aún hasta el interior de esta zona, de tal forma, que la alimentación debe filtrarse primero a través del sedimento compactado antes de que pueda escapar. Este diseño es particularmente útil en clarificadores que manejan desechos. Un pozo de alimentación diseñado en forma apropiada, debe, además, eliminar o reducir la cantidad requerida de agentes floculantes, lo cual disminuirá los costos de operación en forma significativa.

Variaciones en el diseño generadas por el uso de floculantes.- Otro aspecto al que debe prestársele atención, lo es el uso de floculantes cuando éstos son necesarios. El uso de reactivos suele ser la causa del alto costo de operación de un espesador. Esta es la razón por la cual debe prestársele atención al sistema de dosificación y mezclado para que sea de lo más eficiente. En general, la dosificación óptima es aque -

lla en la cual la floculación viene a ser aparentemente completa. Esta dosis se determina analizando las características de asentamiento de los lodos. En el nivel óptimo de dosificación, el área unitaria requerida se debe reducir en, aproximadamente, el 50%; si no es así, el uso de floculante puede no ser económicamente factible, a menos que exista algún otro beneficio, como sería el que se mejorara la claridad del líquido que rebosa.

En general, la solución de floculante que proviene -- del almacen, se diluye (hasta 0.025 o 0.1 % con agua o con el mismo líquido que maneja el espesador) antes de que sea añadida a la corriente de alimentación. El floculante diluido se introduce en la alimentación en varios sitios, de tal forma, que se mezcle rápidamente en los puntos de alta turbulencia, evitando así introducir la suspensión demasiado viscosa. Es importante que no se genere demasiada turbulencia o esfuerzos cortantes después que se formó el flóculo, porque ello le degradará y creará probablemente un asentamiento lento, necesitándose una dosis excesiva para rectificar la situación. Con este propósito puede emplearse un arreglo conocido con el nombre de -- clarifloculador.

En él, la floculación se logra en el interior de un -- baffle circular (localizado en el centro), donde paletas que gi

ran lentamente promueven el contacto de las partículas antes de que ocurra la clarificación y espesamiento.

Se debe tener cuidado al seleccionar las bombas de extracción de lodos, cuando se usan flocculantes. Con esta finalidad suelen usarse bombas de diafragma con descarga abierta, con lo cual se regula la densidad del lodo drenado y se minimiza la degradación del flóculo. Sin embargo, este tipo de bomba -- tiene, por lo general, bajas capacidades de cabeza hidráulica. Si el lodo va a ser transferido a alguna distancia, entonces -- suele considerarse el uso de una bomba de diafragma del tipo -- convencional, o alguna otra bomba de desplazamiento positivo.

Generalmente, los grandes volúmenes de lodos son ma--nejados de manera más eficiente con bombas centrífugas de im--pulsos abiertos de gran diámetro y baja velocidad de rota --ción. Estas bombas mantienen los esfuerzos cortantes a un ni --vel compatible con la operación.

III.6.3. Instrumentación y control del espesador.--Si el espesador va a ser operado a control remoto, es necesario -- utilizar una instrumentación apropiada que reduzca eficiente --mente la atención del operador y de un proceso más uniforme. -- Los espesadores mencionados en este trabajo, requieren de un -- indicador remoto de torque, controles para elevación automáti--ca de los rastrillos, indicadores de la elevación de los mis --

mos, alarmas por no rotación y algunas veces un registrador de amperajes, de tal forma que el accionador esté protegido contra sobrecargas severas.

Además, se aconseja que la densidad de los lodos descargados sea determinada constantemente, para regular la velocidad de las bombas de fondos y así poder entregar una alimentación uniforme, de concentración apropiada, al siguiente paso del proceso. Es necesario con este tipo de control de bombas, un contrarrestador de torque que opere en función de las lecturas de la instrumentación del accionador del espesador, para asegurarse contra retardamientos en la descarga de sólidos que pudieran incrementar demasiado la cantidad de lodos en el espesador.

Con los diseños de barrido de sólidos hacia la periferia, se pueden conseguir las máximas concentraciones en el fondo regulando el retiro de sólidos a través de una válvula instrumentada, cuya apertura coincida con el paso de los rastrillos por el puerto de la descarga. Debido a que la concentración más alta de sólidos está localizada justamente adelante de las hojas de los rastrillos, es necesario medir la densidad para regular la válvula de tal forma, que cierre inmediatamente después de que hayan pasado los rastrillos.

Finalmente, el medir y registrar la densidad, compo-

ciones y gasto de las corrientes que entran y salen del espa
dor, es de gran ayuda en regular toda la operación. Las más im
portantes son: la de alimentación, la de líquido de lavado en-
un circuito de decantación continua a contracorriente, la de -
fondos (lodos), y la de la solución que rebosa.

III.7. Selección del espesador.

Selección del tipo de espesador.- La selección del ti
po de espesador de un solo piso, depende, principalmente, de -
los costos de operación e instalación. El espesador puede cons
truirse de acuerdo a las necesidades particulares de un proce-
so, o bien, construirse en base a tamaños económicos presta--
blecidos que ofrecen los fabricantes. Al hablar de cada diseño
en particular, se ha indicado cuál es el rango de diámetro en-
que su construcción resulta más económica.

Un espesador de platos se prefiere, por lo general, -
cuando el ahorro de superficie es de capital importancia, o --
cuando la conservación máxima de calor es necesaria. Sin embar
go, normalmente se prefieren los espesadores de un solo piso,-
debido a su simplicidad de diseño, facilidad de operación y --
porque permiten obtener un mejor control en la densidad de los
lodos y en la claridad del líquido que rebosa.

Materiales de construcción.-Numerosos materiales se -

encuentran disponibles para la construcción de la mayoría de los espesadores. En general, este número se ve reducido por las condiciones locales de precio de los materiales. El acero y la madera son los materiales más comunes para las unidades más pequeñas. Los tanques de concreto son usados generalmente para espesadores que sobrepasan los 100 pies de diámetro, pero existen casos en que las condiciones del proceso o del medio, hacen necesaria la selección de otros materiales. Para grandes diámetros, en que la retención del líquido no es crítica, a menudo se utiliza una excavación en el suelo a manera de recipiente. Esto disminuye al máximo el costo del tanque. Estos diseños tienen paredes de concreto o laterales inclinadas de tierra compactada; el fondo de tierra puede ser sellado con plástico, hule, asfalto o con acondicionadores de suelo. El canal de alimentación puede ser colado en el lugar, o ensamblado con secciones de concreto precolado y/o acero.

Para los rastrillos y su mecanismo, por lo general se usa acero estructural. Cuando los materiales que maneja el espesador son corrosivos, puede hacerse necesario recubrir las partes sumergidas con elastómeros, resinas epoxy, hule o pintura, o bien recurrir al uso de metales aleados o madera, dependiendo de las propiedades químicas del medio. También es posible utilizar estructuras tubulares que disminuyen el costo del

equipo. Estas construcciones tubulares exponen al medio una menor superficie, son fáciles de pintar y proporcionan una alta resistencia estructural, facilitando, además, su desincrustación cuando ésta llega a ser necesaria.

Costos de construcción y operación del espesador.-Los costos de construcción del equipo de espesamiento, varían en un rango muy amplio, aun para unidades del mismo diámetro, debido a los muchos tipos de construcción existentes. Como una regla general, el costo total de instalación será de tres a cuatro veces el costo del mecanismo. Las figuras 50 y 51 indican los costos de instalación aproximados para unidades hasta de 400 pies de diámetro. Esos costos son presentados sólo a manera de ilustración. Se aconseja consultar los diversos fabricantes para la adquisición de información precisa.

La figura 50 presenta el costo estimado de instalación del espesador, basado en tanque de concreto con pared de 10 pies de altura, con canal de rebose y mecanismo de espesamiento de acero. No se incluyen los costos de excavación, tubería, canales de alimentación, túneles o bombas de fondos. Se asume que el sitio está libre de obstrucciones, que el suelo presenta la firmeza suficiente, y que la zapata de la pared del tanque, está localizada a 5 pies por debajo de la superficie del suelo.

La curva de la figura 51 no es realmente exacta, ya que existen algunas variaciones en el costo de los componentes de un diámetro dado, tales como mecanismos de elevación de los brazos, accionadores de torque elevado, el diferente diseño de los brazos, etc. Los costos de la figura están basados en mecanismo de acero, tanque y fondo de acero para unidades hasta de 100 pies de diámetro, y tanque de acero con fondo de concreto para unidades de más de 100 pies de diámetro. Esos valores incluyen los costos de erección y preparación del sitio, incluyendo el examen topográfico y deslinde del terreno, excavación, acero reforzado, construcción del túnel y el relleno de respaldo del dique. El costo no incluye bombas, tubería, alumbrado ni instrumentación.

Costos de operación.- El costo por la energía consumida por un espesador, es casi insignificante, debido al relativamente bajo caballaje del motor. Ello se debe a su velocidad de rotación significativamente baja. (Ver la tabla de potencia de motores y velocidad de rotación de los rastrillos). Esta baja velocidad trae como consecuencia, un bajo costo de mantenimiento. Los costos de mano de obra por operación también son bajos, debido a que se requiere muy poca atención después de que en la operación posterior al arranque se ha conseguido balancear la alimentación y la descarga. Cuando se utilizan subs

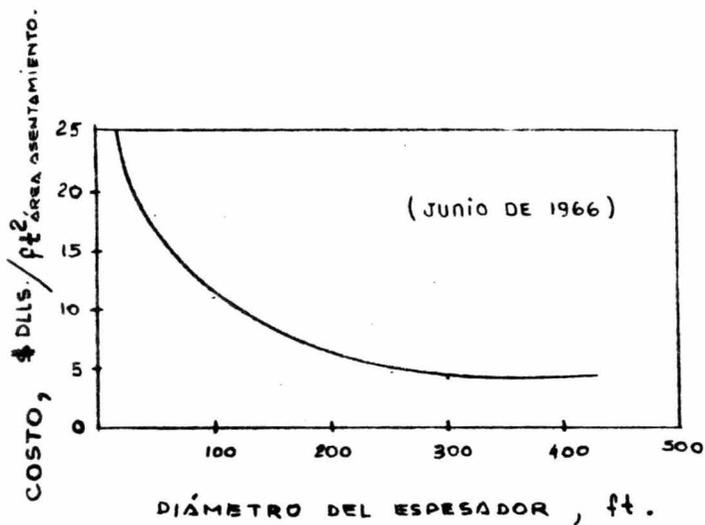


FIG. 50.

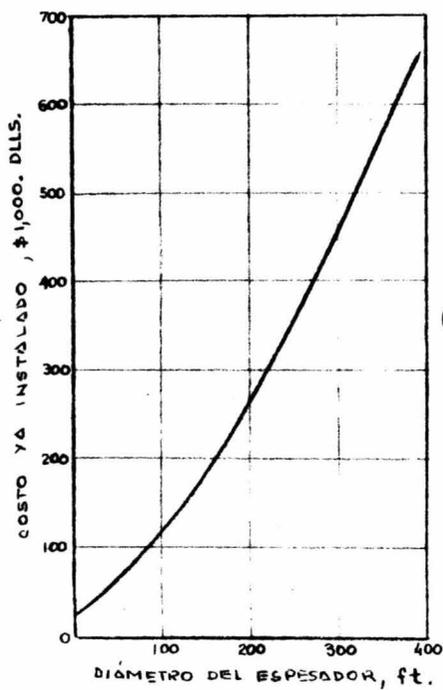


FIG. 51.

(FEBRERO DE 1971)

tancias químicas para inducir la floculación, su costo empequeñese, con frecuencia, los otros gastos de operación.

C A P Í T U L O I V.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO. RESULTADOS EXPERIMENTALES.

El presente capítulo tiene por objeto describir en forma breve, un proyecto de recuperación de níquel por la Compañía Cobre de México, S.A. Se hace mención a los procesos de refinación del "cobre blister" utilizados por dicha compañía, y se presentan los resultados obtenidos al analizar cuatro suspensiones de sulfatos, obtenidas en el laboratorio a partir de otras tantas soluciones diluidas proporcionadas por la misma compañía.

El análisis se enfoca a la determinación de todas aquellas propiedades que son requeridas para la estimación de un equipo de concentración por espesamiento. Con esta finalidad, se efectúa un análisis cualitativo y cuantitativo a la solución diluida proporcionada, así como a la suspensión obtenida de ella; se realizan corridas de asentamiento y se mide la variación de la densidad y la viscosidad con el cambio en el contenido de sólidos; finalmente, se determina la densidad promedio de los sólidos suspendidos.

El capítulo se ha ordenado de la siguiente manera:

1o.- Breve descripción del proceso de refinación y recuperación de subproductos de la compañía mencionada.

2o.- Resultado de los análisis químicos practicados a

las soluciones diluidas muestreadas.

3o.- Control de la evaporación en el laboratorio.

4o.- Resultado de los análisis químicos llevados a cabo en la fase líquida de las suspensiones preparadas en el laboratorio.

5o.- Datos de diseño obtenidos en el laboratorio.

IV.1. Proyecto de recuperación de níquel. Descripción del proceso.

El níquel metálico es relativamente blando, menos ductil y maleable que el hierro. Él o sus compuestos tienen un amplio uso en la industria: forma importantes y variadas aleaciones con el hierro, el cromo, el cobalto, el cobre, etc., siendo de ellas las más importantes los aceros; el cuproníquel para monedas; la platinita, que por tener un coeficiente de dilatación igual al del vidrio, se utiliza para alambres que deban empotrarse en el vidrio; y el hastelloy en sus diferentes va - riedades resistentes a los ácidos, aun los oxidantes. Sus soluciones se emplean para depositarle sobre otras superficies (niquelado); y en forma metálica finamente dividido, en la hidro - genación de grasas orgánicas como catalizador.

México apenas posee yacimientos de níquel en Píhuamo, Jalisco, pero actualmente no se explotan. Es por esta razón y por la necesidad de contar con este metal, que la industria na

cional se ha visto en la imperiosa necesidad de adquirirle en el mercado internacional, siendo nuestro mayor proveedor el Canadá, principal productor en el mundo de este metal (9/10 de la producción mundial).

El níquel puede presentarse en cantidad considerable en los yacimientos de minerales de cobre, acompañado por otros minerales de oro, plata, molibdeno, cadmio, arsénico, etc. Durante el proceso de beneficio del cobre, son eliminados algunos de los minerales asociados; sin embargo, al final de la operación, es decir, hasta antes de la refinación del "cobre blister", le acompañan varios metales, siendo el principal el níquel.

Cobre de México, S.A., refina todas las existencias nacionales de cobre blister, el cual es llevado hasta una pureza del 99.9%, quedando como subproductos los metales acompañantes. El oro y la plata son trabajados por otra compañía y el níquel por Cobre de México, S.A., quien lo recupera como carbonato insoluble, con una utilidad mínima.

Ante el panorama que se presenta, esta compañía desea recuperar el níquel en su forma metálica o en un compuesto más útil y atractivo para el mercado. En principio, se ha pensado en la posibilidad de recuperarlo como sulfato y ofrecerlo en esta forma.

A continuación se describe, en forma breve, el proceso de beneficio de la mena de cobre que da origen al cobre -- blister.

Cuando las menas de cobre contienen suficiente metal, son enviadas directamente a la fundición; sin embargo, la mayor parte del cobre proviene de menas en que abunda la presencia de diversos minerales, como óxidos y sulfuros que, primeramente, son sujetos a un tratamiento de beneficio o concentración con objeto de incrementar el contenido de minerales.

Los principales pasos en el proceso de concentración, son el quebrado, la molienda y la separación de los minerales valiosos del material estéril. El producto denominado concentrado, contiene la mayor parte del mineral y algo de ganga, -- mientras que en los desperdicios queda el material estéril y -- una mínima porción de minerales valiosos.

El proceso utilizado para la concentración de dichos minerales, es el de flotación. En él, el mineral finamente molido es agitado en agua en una celda de flotación. Varios aceites y productos químicos son añadidos para provocar que los minerales seleccionados se adhieran a burbujas y suban a la superficie, mientras que otros quedan retenidos en la suspensión.

Usualmente, el concentrado consiste de una mezcla de-

sulfuros de cobre, fierro, zinc, níquel y otros compuestos de calcio, sodio y potasio que constituyen la ganga.

A continuación, en la fundición, se separa la mayor cantidad de fierro, calcio, sodio y potasio. Para lograrlo, primeramente se eleva la temperatura de los sulfuros, consiguiendo eliminar al mismo tiempo las impurezas volátiles como antimonio, arsénico y bismuto.

Posteriormente, en los hornos de reverbero, el aceite, gas o carbono pulverizado, son quemados en un compartimiento separado, desde el cual, la llama y los gases calientes pasan sobre la carga. El calentamiento de la carga es alcanzado por radiación del techo y paredes, más que por el contacto directo de los gases calientes, obteniéndose una mezcla líquida de sulfuros de cobre, fierro y otros metales (conocida como mata de cobre), y escorias que contienen el exceso de fierro combinado con sílice.

Los convertidores son la etapa final del proceso de fundición. Esta es llevada a cabo por el soplado de corrientes de aire a través de la mata fundida en un convertidor refractario. En él, se agrega sílice al óxido de fierro previamente formado, con objeto de formar una escoria de silicato de fierro y dejar a los otros metales como sulfuros. A continuación, se saca la escoria de fierro y se reduce el sulfuro de cobre--

a cobre metálico.

Cuando termina el ciclo del convertidor, el cobre metálico se descarga y transporta a un horno anódico y máquinas de moldeo. Debido a la superficie rugosa, cuando se solidifica, al producto del convertidor se le conoce como cobre "blister". El cobre blister contiene la mayoría de los metales preciosos y menor cantidades de otros elementos; por lo que es necesaria su refinación antes de enviarlo al mercado. El blister es un cobre de más del 90% de pureza, y el resto lo constituyen varios metales, siendo los principales: oro, plata, platino, selenio, níquel y otros de menor importancia, como aluminio, hierro, calcio, etc.

Existen dos métodos usados en la refinación del cobre blister: uno por fuego y otro por electrólisis. Ambos son utilizados por la compañía "Cobre de México, S.A." En general, la refinación electrolítica, aunque es más cara, se usa cuando las cantidades de metales preciosos son suficientes para garantizar su recuperación.

La refinación a fuego consiste de tres pasos: oxidación, flujo y reducción, y está basada en la mayor afinidad de cobre por oxígeno en comparación con las otras impurezas. El aire comprimido se introduce a 8 o 10 libras de presión por debajo de la superficie del metal, a través de tubos de fierro,-

causando una acción de burbujeo y agitación. Esto permite exponer al cobre fundido del horno a la atmósfera y formar el óxido cuproso. El óxido de cobre reacciona con el sulfuro de cobre presente, formando bióxido de azufre que escapa de la masa fundida. El óxido de cobre también da su oxígeno para ciertas impurezas, formando óxidos metálicos que pueden combinarse con sílice añadida y formar la escoria.

El azufre, zinc, estaño y fierro y otras impurezas pueden eliminarse parcialmente por oxidación. El plomo, arsénico y antimonio pueden ser removidos en grandes cantidades por el flujo. El óxido de cobre es reducido por un cubrimiento parcial de la masa fundida con coke y agregando troncos de madera a través de la puerta del horno.

El refinado electrolítico, proceso realizado en Cobre de México, S.A., es el complementario del anterior, pues siempre se desea recuperar los metales preciosos contenidos en el cobre blister.

El cobre blister es fundido y moldeado en placas de aproximadamente 350 kg. que constituirán los ánodos (polo +). Estas placas ánodo se cuelgan dentro de la cuba electrolítica alternadamente con otras placas delgadas de cobre purísimo (99.99%) que constituirán los cátodos (polo -). Se introduce en la cuba una solución que contiene aproximadamente 180 a 200 g/lt. de H_2SO_4 libre, y 45 a 50 g/lt de cobre como sulfato de cobre en solu-

ción, y se establece entre las placas una diferencia de potencial de 0.3 voltios para una densidad de corriente de aproximadamente 200 amperior/m².

Bajo estas condiciones, el cobre del ánodo se disuelve pasando a la solución, mientras que los iones de cobre de ésta, se depositan sobre el cátodo como cobre purísimo de grado 99.99%. Las pequeñas impurezas contenidas en el cobre blister, sobre todo seleniatos y telurios de oro, plata, platino, así como otros metales como selenio, arsénico, antimonio y bismuto, no se disuelven a baja tensión y caen al fondo formando "barros anódicos". Estos barroos que contienen hasta 40% de plata se laboran en otras compañías.

Los metales níquel, fierro, aluminio, zinc, calcio, sodio y potasio, que son solubles, van quedando en solución como sulfatos, estando al final de la operación acompañados por electrolito de cobre que no fue depositado. Se evita depositar todo el cobre existente en la solución para impedir que las concentraciones de los metales diferentes al cobre alcancen el valor necesario para que, a la diferencia de potencial aplicado, se sobrepase su tensión de precipitación y se depositen sobre el cátodo, impurificando el cobre electrolítico en perjuicio de las propiedades físicas y mecánicas de éste (propiedades tales como elasticidad, maleabilidad, ductibilidad y

principalmente conductividad eléctrica y térmica).

Del mencionado electrolito residual, aproximadamente-100 m³/día se venden a la industria de la galvanoplastia y -- otros 100 m³ se decuprizan en otras cubas con el fin de recupe- rar todo el cobre posible, dejando una solución tan sólo de - 0.3 g/lit de cobre como sulfato de cobre, pero rica en varias - sales, principalmente níquel como sulfatos.

El proceso de purificación y decuprización se realiza aproximadamente a 58°C, con objeto de lograr una depositación más eficiente, pero una vez que el proceso de decuprización ha terminado, se deja enfriar la solución y de esta manera es po- sible recuperar la mayor parte del NaSO₄, el cual, a 45°C, ya ha cristalizado en un 50% (aproximadamente) y a temperatura am- biente en forma casi total. Sin embargo, el NiSO₄ (49 g/lit de- Ni) y demás sulfatos, no cristalizan.

En la actualidad, la solución se pasa a otras cubas - en donde se le agrega Na₂CO₃ para neutralizar la solución has- ta un pH de 7.2, produciéndose la precipitación de los diver- sos metales como carbonatos. Esta es una técnica que reduce las utilidades que se podrían tener, debido a que la neutraliza -- ción resulta cara, dadas las grandes cantidades de Na₂CO₃ uti- lizadas, y por la gran pérdida de H₂SO₄ . A esto debe agregarse la baja calidad del producto recuperado, puesto que se ve -

contaminado en exceso por la precipitación conjunta de varios metales existentes en la solución. Finalmente, el producto obtenido es insoluble en agua y su utilización posterior requiere disolverle previamente, lo cual involucra un gasto considerable.

Cobre de México, S.A., ha pensado recuperar el níquel en un futuro inmediato como sulfato soluble. Para ello, ha -- construido un evaporador rotatorio de contacto directo, por el que se hará pasar todo el electrolito residual, incrementando la concentración de ácido sulfúrico del 20% al 80% en peso e - induciendo en esta forma la precipitación de los varios sulfatos presentes en la solución.

Se ha pensado que la separación de sulfatos de la sus pensión proveniente del evaporador, se deberá realizar cuando la temperatura se haya disminuido considerablemente, con objeto de asegurar una cristalización casi total. La solución del evaporador será pasada a un tanque en donde será agitada constantemente por una corriente de aire frío, que al mismo tiempo que abata la temperatura, induzca la cristalización. La suspen sión aún tibia, pasará entonces a un espesador en donde deberá permanecer el tiempo necesario para enfriarse y permitir una - descarga de lodos con una concentración de aproximadamente 65% en peso. El ácido sulfúrico que rebozará por la parte superior

del espesador será enviado a un tanque, en donde será diluido y recirculado posteriormente a las cubas de refinación electrolítica.

El lodo descargado del espesador será enviado a un -- filtro intermitente, en el que será retirado el ácido sulfúrico restante para ser enviado al tanque colector de ácido. La torta será lavada con una solución alcalina para pasar posteriormente a un secador.

Este proyecto incluye una segunda etapa, en la cual -- las tortas provenientes del filtro serán disueltas en agua para formar una solución ligeramente ácida que será neutralizada con agua de cal en un segundo espesador. Mediante un control -- muy fino del pH, se precipitará como hidróxidos a los diversos metales que acompañan al níquel, mientras que éste será transportado con la solución clarificada a un tanque, en el que reaccionará con alguna base fuerte para formar hidróxido de níquel. Este hidróxido de níquel pasará posteriormente a un horno, en donde será secado y oxidado. Finalmente, en un reactor a alta-temperatura, será reducido con gas natural a níquel metálico.

IV.2. Resultados del análisis químico cualitativo y -- cuantitativo practicado a las soluciones diluidas proporcionadas por la compañía Cobre de México, S.A.

En el presente trabajo se ha llamado solución dilui--

dada a la solución proveniente de las cubas de decuprización, - suspensión a aquella proveniente de la etapa de evaporación y - solución concentrada a la fase líquida de la suspensión.

El análisis químico cualitativo se efectuó siguiendo - la conocida marcha analítica de Bunsen. Para el análisis quími - co cuantitativo, se utilizó una técnica instrumental conocida - como Espectroscopía de Absorción Atómica. Ésta se base en la - medida del grado de absorción de energía radiante por los áto - mos del elemento analizado. Fue elegida, por ser una técnica - altamente sensible, por permitir obtener datos exactos y preci - sos, por aceptar pocas interferencias y por su simplicidad ele - vada.

En las tablas IX, X y XI se presentan los resultados - de estos análisis.

TABLA IX

Resultado del análisis químico cualitativo practicado a cada una de las cuatro soluciones diluidas muestreadas.

M U E S T R A .			
1a. semana.	2a. semana.	3a. semana.	4a. semana.
Cu	Cu	Cu	Cu
Ni	Ni	Ni	Ni
Zn	Zn	Zn	Zn
Fe	Fe	Fe	Fe
Ca	Ca	Ca	Ca
Na	Na	Na	Na
K	K	K	K
Al	Al	Al	Al

T A B L A X.

Análisis Cuantitativo de la solución proporcionada por la Com - pañía "Cobre de México, S.A.", en la tercera semana.

Técnica instrumental utilizada: Espectroscopía de Absorción Atómica.

Se reportó: partes por millón del metal analizado.

Se utilizó un factor gravimétrico (masa de metal en la molécula del compuesto / masa molecular del compuesto) para permitir re portar también en partes por millón de compuesto en la solución.

ELEMENTO	p.p.m. del metal como elemento.	FACTOR GRAVIMÉTRICO.	p.p.m. del me tal como com- puesto.
COBRE	610	$\frac{\text{Cu}}{\text{CuSO}_4} = 0.398$	1,532.66
NIQUEL	52500	$\frac{\text{Ni}}{\text{Ni SO}_4} = 0.379$	138,522.43
ZINC	500	$\frac{\text{Zn}}{\text{Zn SO}_4} = 0.405$	1,234.57
FIERRO	500	$\frac{2\text{Fe}}{\text{Fe}_2 (\text{SO}_4)_3} = 0.279$	1,792.11
CALCIO	40	$\frac{\text{Ca}}{\text{Ca SO}_4} = 0.2944$	135.87
SODIO	5007	$\frac{2\text{Na}}{\text{Na}_2 \text{SO}_4} = 0.3238$	15,463.25
POTASIO	830	$\frac{2\text{K}}{\text{K}_2 \text{SO}_4} = 0.4487$	1,849.79
ALUMINIO	200	$\frac{2\text{Al}}{\text{Al}_2 (\text{SO}_4)_3} = 0.1577$	1,268.23

p p.m. totales de compuestos en solución = 161,798.91

concentración de sulfatos en solución = 161.8 g / lt.

T A B L A X I

Análisis cuantitativo de la solución proporcionada por la Compañía "Cobre de México, S.A." en la cuarta semana.

Técnica Instrumental utilizada: Espectroscopía de Absorción Atómica.

Se reportó: partes por millón del metal analizado.

Se utilizaron los mismos factores gravimétricos del análisis de la tercera semana. Los resultados encontrados son los siguientes:

ELEMENTO	p.p.m del metal como elemento.	Factor Gravimétrico.	p.p.m. del metal como compuesto.
COBRE	740	0.398	1,860.00
NIQUEL	48 600	0.379	128,200.00
ZINC	525	0.405	1,297.00
FIERRO	500	0.279	1,792.11
CALCIO	38	0.2944	129.00
SODIO	6 113	0.3238	18,900.00
POTASIO	685	0.4487	1,529.00
ALUMINIO	117	0.1577	742.00

p.p.m. totales de compuestos en solución: 154,449.11

Concentración de sulfatos en solución: 154, 5 g /lt.

IV. 3. La evaporación en el laboratorio.

La concentración de la solución diluida con objeto de provocar la precipitación de sulfatos disueltos, se efectuó en un matraz Erlenmeyer de 3 litros, a fuego directo. En un principio, la temperatura de ebullición osciló entre los 104°y -- 200°C (debido al cambio progresivo de la concentración), detec tándose ya a los 180°C la presencia de vapores tóxicos de SO_3 . Con objeto de conseguir que la temperatura de ebullición no -- alcanzara los 130°C , y para disminuir la formación de SO_3 , se hizo burbujear aire a todo lo largo de la evaporación. Para ello, se dispuso en el interior del matraz un tubo de vidrio de 4 salidas dispuestas radialmente en forma de estrella. El aire fue suministrado por una compresora de modelo antiguo.

La concentración al final de la evaporación se contro ló midiendo en una probeta el volúmen de agua proveniente del matraz (recuperado con la ayuda de un refrigerador), y determi nando la densidad de una muestra de líquido concentrado, pre-- viamente enfriado y filtrado. En la figura 52 puede apreciarse el arreglo del equipo.

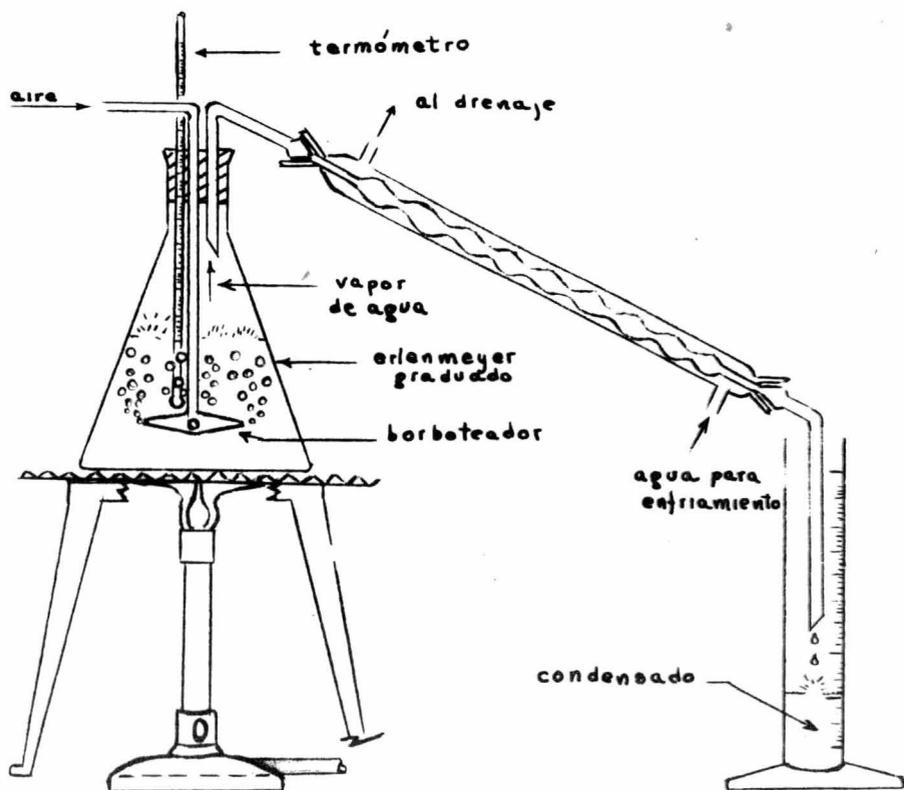


Figura 52

El volúmen de agua que debía eliminarse en las muestras tomadas en la tercera y cuarta semana se calculó de la siguiente manera:

Base de cálculo: Un litro de solución diluida.

Se determinó la densidad de esta solución diluida, la que se designó como $\rho_{s.dil}$

Masa de un litro de solución diluida = $1000 \text{ cm}^3 \times$

$$\rho_{s.dil} = M_{s.dil}.g.$$

Del análisis químico cuantitativo practicado a esta solución diluida, se determinó la masa del soluto (sulfatos) contenida en un litro = $M_{soluto}.g.$

Masa del ácido sulfúrico acuoso

(agua + ácido sulfúrico) = M s.dil. - M soluto = $M_{H_2SO_4}$ ac.g.

El volúmen del ácido sulfúrico acuoso = 1000 cm^3 - V soluto =
 $= V_{H_2SO_4}$ ac. cm^3

El volúmen del soluto (V_{soluto}) se determinó de la siguiente manera. Se tomaron 20 g de sólidos (sulfatos) recuperados de las soluciones de la primera y la segunda semanas y se disolvieron en 80 cm^3 de ácido sulfúrico al 25% en peso. Una vez disueltos el incremento de volúmen fue de solo 7.5 cm^3 , obteniéndose así la relación $37.5 \text{ cm}^3 / 100 \text{ g}$ de soluto.

Por lo tanto, $V_{\text{soluto}} = M_{\text{soluto}} \times \frac{37.5 \text{ cm}^3}{100 \text{ g soluto}}$, cm^3

La densidad del ácido sulfúrico acuoso se calculó como:

$$\rho_{H_2SO_4 \text{ ac.}} = \frac{M_{H_2SO_4 \text{ ac.}}}{V_{H_2SO_4 \text{ ac.}}} \cdot \frac{g}{\text{cm}^3}$$

Con esta densidad calculada y con ayuda de la tabla XVIII se determinó la concentración del ácido sulfúrico acuoso como % Wt H_2SO_4 .

La masa de ácido sulfúrico puro, en un litro de solución diluida a esa concentración es:

$$M_{H_2SO_4, 100\%} = M_{H_2SO_4 \text{ ac.}} \times \frac{\% \text{Wt } H_2SO_4}{100} \cdot g$$

Esta masa $M_{H_2SO_4, 100\%}$ de ácido sulfúrico es la que dio ori

gen, tras evaporación, a la solución concentrada del 80% en peso. Por ésto, la masa de esta solución concentrada al 80% en peso de ácido sulfúrico, se determinó como:

$$M_{\text{H}_2\text{SO}_4, 80\%} = M_{\text{H}_2\text{SO}_4, 100\%} \times \frac{100\%}{80\%}, \text{ g}$$

Y la masa del agua evaporada es:

$$M_{\text{H}_2\text{O evap.}} = M_{\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ ac.}} - M_{\text{H}_2\text{SO}_4, 80\%}, \text{ g}$$

Esta cantidad de agua es la misma que se recibe en la probeta. Su volúmen viene dado por:

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{M_{\text{H}_2\text{O evap.}}}{\rho_{\text{H}_2\text{O a } 20^\circ\text{C}}}, \text{ cm}^3$$

El volúmen de suspensión que queda en el matraz al final de la evaporación, no puede calcularse por la diferencia - 1000 ml sol. dil. - $V_{\text{H}_2\text{O}}$ debido a que el soluto ocupa menor volúmen que las redes cristalinas de los sólidos formados. El volúmen de ésta suspensión a la temperatura $T^\circ\text{C}$ puede calcularse con la expresión:

$$V_{\text{susp.}} = \frac{M_{\text{H}_2\text{SO}_4, 80\%}}{\rho_{\text{H}_2\text{SO}_4, T}^{\text{C}}} + \frac{M_{\text{soluto}} \times 37.5 \text{ cm}^3}{100 \text{ g. soluto}} + \frac{M_{\text{sólido}}}{\rho_{\text{sólidos, T}}}$$

en donde M soluto representa la masa de sulfatos que ha permanecido en solución y M sólidos la masa de los cristales forma-

dos. $\int \text{H}_2\text{SO}_4$ se selecciona de la tabla XVIII.

Los cálculos para controlar la evaporación de la solución muestreada en la tercera semana, son presentados a continuación:

$$\text{Densidad de la solución diluida } \int \text{s. dil.} = 1.22 \text{ g/cm}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Masa de 1 lt de solución diluida} &= 1000 \text{ cm}^3 \times 1.22 \text{ g/cm}^3 = \\ &1220.0 \text{ g} \end{aligned}$$

$$\text{Masa del soluto en un litro} = 161.8 \text{ g}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa del ácido sulfúrico acuoso} &= 1220.0 \text{ g} - 161.8 \text{ g} = \\ &1058.2 \text{ g} \end{aligned}$$

$$\text{Volúmen del soluto} = 161.8 \text{ g} \times \frac{37.5 \text{ cm}^3}{100 \text{ g}} = 60.65 \text{ cm}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volúmen del ácido sulfúrico acuoso} &= 1000 \text{ cm}^3 - 60.65 \text{ cm}^3 = \\ &939.35 \text{ cm}^3 \end{aligned}$$

$$\int \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ ac.} = \frac{1058.2 \text{ g}}{939.35 \text{ cm}^3} = 1.129 \text{ g/cm}^3$$

De la Tabla XVIII. A una densidad de 1.129 g/cm^3 corresponde una solución acuosa conteniendo 19% en peso de ácido sulfúrico.

$$\begin{aligned} \text{Masa de } \text{H}_2\text{SO}_4, 100\% &= 1058.2 \text{ g} \times \frac{19\%}{100} = 201.0 \text{ g.} \\ \text{(en 1 lt. de sol.dil)} & \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa de la solución} \\ \text{conc.hasta el 80\%} &= 201.0 \text{ g} \times \frac{100\%}{80\%} = 250.12 \text{ g} \\ \text{en peso} & \end{aligned}$$

$$\text{Masa del agua evaporada} = 1058.2 \text{ g} - 250.12 \text{ g} = 808.08 \text{ g}$$

$$\text{Volúmen de agua recibido en la probeta} = \frac{808.08 \text{ g}}{0.997 \text{ g/cm}^3} =$$

$$= 810.0 \text{ cm}^3$$

El volúmen de suspensión que queda en el matraz erlenmeyer tras evaporación, es a 20°C:

$$V \text{ susp.} = \frac{250.12 \text{ g}}{1.727 \text{ g/cm}^3} + 2.648 \text{ g} \times \frac{37.5 \text{ cm}^3}{100 \text{ g.}} + \frac{159.152 \text{ g}}{2.033 \text{ g/cm}^3} =$$

$$= 145.66 \text{ cm}^3 + 0.993 \text{ cm}^3 + 78.4 \text{ cm}^3 = 225.053 \text{ cm}^3$$

Finalmente, el volúmen requerido de solución diluida para formar 1 lt. de suspensión es:

$$\frac{1 \text{ lt. sol. dil.} \times 1 \text{ lt. susp.}}{0.225 \text{ lt susp.}} = 4.44 \text{ lt} \approx 4.5 \text{ lt. sol. dil.}$$

IV.4. Resultados del análisis de la fase líquida de las suspensiones preparadas en el laboratorio.

En las Tablas XII y XIII se presentan los resultados del análisis químico cuantitativo practicado a la fase líquida de la suspensión concentrada.

IV.5. Datos adicionales de diseño, obtenidos en el laboratorio.

Factores implicados en el proceso de sedimentación.-- La capacidad de la planta es un factor de capital importancia en el diseño del proceso. Para poder efectuar una estimación de la capacidad de la unidad de asentamiento, debe conocerse la rapidez de asentamiento y la altura final que alcanzó la suspensión al asentarse, el tamaño o rango de tamaños de las

T A B L A X I I

Análisis cuantitativo de la solución ya concentrada proporcionada por Cobre de México en la tercera semana.

Técnica instrumental utilizada: Espectroscopía de absorción atómica.

Se reportó: Partes por millón del metal analizado.

Se utilizó en cada caso el mismo factor gravimétrico utilizado en la solución diluida, para permitir reportar también en partes por millón del compuesto en la solución.

ELEMENTO	p.p.m. del metal como elemento.	Factor Gravimétrico.	p.p.m. del metal como compuesto.
COBRE	0.0	0.398	0.0
NÍQUEL	800.0	0.379	2110.82
ZÍNC	40.0	0.405	98.77
FIERRO	125.0	0.279	448.03
CALCIO	0.0	0.2944	0.0
SODIO	2611.0	0.3238	8063.62
POTASIO	249.0	0.4487	554.94
ALUMINIO	100.0	0.1577	634.12

p.p.m. totales de compuesto en solución = 11910.30

concentración de sulfatos en solución = 11.91 g/lt.

Gravedad específica de la solución concentrada (únicamente líquido) a 20°C = 1.735

Concentración del ácido sulfúrico = 81.2% en peso.

La aportación de los sulfatos disueltos a la gravedad específica del líquido, se considera despreciable, ya que su fracción en peso es insignificante:

$$X_{\text{sulfatos}} = \frac{11.91 \text{ g}}{1000.0 \frac{\text{m}^3}{\text{m}} \times 1.735 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}} = 0.007 = .7\%$$

T A B L A XIII

Análisis cuantitativo de la solución ya concentrada proporcionada por Cobre de México en la cuarta semana.

Técnica instrumental utilizada: Espectroscopía de absorción atómica.

Se reportó: Partes por millón del metal analizado.

Los resultados encontrados son los siguientes:

ELEMENTO	p.p.m.del metal como elemento.	Factor Gravimétrico.	p.p.m.del metal como compuesto.
COBRE	0.0	0.398	0.0
NIQUEL	718.0	0.379	1895.0
ZINC	25.0	0.405	61.7
FIERRO	102.0	0.279	365.5
CALCIO	0.0	0.2944	0.0
SODIO	2550.0	0.3238	7880.0
POTASIO	170.0	0.4487	379.5
ALUMINIO	71.0	0.1577	451.0

p.p.m. metales de compuesto en solución = 11,032.7

concentración de sulfatos en solución = 11.03 g/lt.

Gravedad específica de la solución concentrada (únicamente líquido) a 20°C = 1.759

Concentración del ácido sulfúrico = 83% en peso.

La aportación de los sulfatos a la gravedad específica del líquido, se considera despreciable, ya que su fracción en peso es insignificante:

$$X \text{ sulfatos} = \frac{11.03}{1000 \text{ cm}^3 \times 1.759 \text{ g/cm}^3} = 0.0068 = 0.68\%$$

partículas y las viscosidades del líquido solo y de la suspensión. Esta última es importante también para la estimación y selección del tamaño de la bomba y tubería.

Otro factor importante es el grado y tipo de floculación producida, porque influye directamente en la rapidez de asentamiento y en la altura final alcanzada por la suspensión. La floculación, a su vez, puede ser influenciada grandemente -- por factores físicos y por el uso de diversos agentes floculantes.

Debido a la complejidad de estos factores de sedimentación, es imprescindible el uso de la experimentación a escala de laboratorio para desarrollar la información básica necesaria para cada caso en particular. El equipo experimental necesario es muy simple y, por lo mismo, puede conseguirse por bajo costo, sirviendo para determinar las características de suspensiones con rangos de tamaño de partícula relativamente amplios. Con este equipo es posible estimar las propiedades de la suspensión en un período de 24 a 48 horas.

Equipo requerido.- El equipo usado para determinar la rapidez de asentamiento de las suspensiones, consistió de tres tubos de vidrio dispuestos verticalmente, con un diámetro de aproximadamente 4 cm. y una altura de 60 cm. Los tubos estuvieron graduados en cm. con el cero en la parte inferior del mis-

mo; la temperatura no fue controlada rígidamente y se consideró a la temperatura del laboratorio como la temperatura de la suspensión. Este arreglo permitió la determinación de la rapidez de asentamiento de cuatro suspensiones preparadas en el laboratorio, a partir de otras tantas soluciones muestreadas en semanas diferentes. Con cada suspensión se efectuaron tres corridas de asentamiento, y se tabuló en las tablas XIV, XV, XVI y XVII el promedio aritmético de las tres lecturas de altura efectuadas a un mismo tiempo. En las mismas se ha anexado otra información, tal como volúmen utilizado de suspensión, masa de la misma, densidad, etc. La altura de la interfase A/B es la altura de la interfase existente entre el líquido claro sobrenadante y la suspensión; y la altura de la interfase B/D es la altura de la interfase existente entre la suspensión y los lodos asentados en el fondo. Esta información ha sido graficada en un sistema de coordenadas-altura de la interfase contra tiempo- como puede observarse en la figura 53.

En la curva de la figura mencionada, pueden apreciarse tres zonas bien definidas. La primera de ellas, comprendida entre las 0 horas y las 4 horas, presenta una línea recta en la parte superior y una línea curva en la parte inferior. La línea recta representa la altura de la interfase A/B, la cual desciende a una rapidez constante porque las partículas de la suspensión se asientan una indepen --

T A B L A X I V

Datos de sedimentación de la suspensión obtenidos de la primera solución investigada.

HORAS	Tiempo de asentamiento. Minutos.	Altura de la inter- fase A/B cm.	Altura de la inter- fase B/D cm.
0	0	55.0	0.0
0.5	30	51.6	5.0
1.0	60	49.5	9.4
1.5	90	45.7	15.0
2.0	120	43.5	17.2
2.5	150	40.2	22.2
3.0	180	37.2	26.0
3.5	210	33.2	28.6
4.0	240	30.5	30.5
4.5	270	30.0	30.0
6.5	390	29.4	29.4
9.0	540	29.0	29.0
13.0	780	28.6	28.6
24.0	1440	26.7	26.7

Volúmen de suspensión utilizado = 1,000 ml

Masa de la suspensión utilizada = 1,851. g

Densidad de la suspensión utilizada = 1.851 g/cm³

Volúmen de lodos a las 24 horas = 480. ml

Volúmen de lodos tras decantación = 450. ml

Masa de los lodos tras decantación = 931. g

Densidad de los lodos = 2.07 g/cm³

Densidad del líquido clarificado = 1.72 g/cm³

Temperatura registrada en la suspensión durante la determinación = 20°C

Viscosidad de la suspensión = Cp.

Viscosidad del líquido clarificado = 19. Cp

T A B L A X V

Datos de sedimentación de la suspensión obtenida de la segunda-solución muestreada.

Tiempo de asentamiento		Altura de la inter- fase A/B cm.	Altura de la- interfase B/D cm.
HORAS	MINUTOS.		
0	0	54.7	0.0
0.5	30	51.6	6.0
1.0	60	48.9	10.0
1.5	90	45.6	14.6
2.0	120	43.4	17.4
2.5	150	40.4	21.8
3.0	180	37.5	25.0
3.5	210	33.7	28.0
4.0	240	31.0	31.0
4.5	270	30.2	30.2
6.5	390	28.6	28.6
9.0	540	28.2	28.2
12.0	780	27.6	27.6
24.0	1440	26.4	26.4

Volúmen de suspensión utilizado	= 1,000. ml
Masa de la suspensión utilizada	= 1,867. g
Densidad de la suspensión utilizada	= 1.867 g/cm ³
Volúmen de lodos a las 24 horas	= 478. ml
Volúmen de lodos tras decantación	= 470. ml
Masa de los lodos tras decantación	= 911. g
Densidad de los lodos	= 1.94 g/cm ³
Densidad del líquido clarificado	= 1.74 g/cm ³
Temperatura registrada en la suspensión durante la determinación	= 22.°C
Viscosidad de la suspensión	= Cp
Viscosidad del líquido clarificado	= 19. Cp

T A B L A X V I I

Datos de sedimentación de la suspensión obtenida de la cuarta-solución muestreada.

Tiempo de Asentamiento.		Altura de la interfa se A/B cm.	Altura de la - interfase B/D cm.
Horas.	Minutos.		
0	0	54.8	0.0
0.5	30	52.4	5.0
1.0	60	50.0	9.6
1.5	90	45.2	15.2
2.0	120	42.5	18.0
3.0	180	36.0	27.0
4.0	240	30.0	30.0
5.0	300	29.2	29.2
6.0	360	28.8	28.8
7.0	420	28.3	28.3
10.0	600	28.0	28.0
24.0	1440	27.0	27.0

Volúmen de suspensión utilizada	= 1,000. ml
Masa de la suspensión utilizada	= 1,799. g
Densidad de la suspensión utilizada	= 1.8 g/cm ³
Volúmen de lodo a las 24 horas	= 490. ml.
Volúmen de lodos tras decantación	= 470 ml.
Masa de lodos tras decantación	= 920.0. g
Densidad de los lodos	= 1.958 g/cm ³
Densidad del líquido clarificado	= 1.759 g/cm ³
Temperatura registrada en la suspensión, durante la determinación	= 21.°G
Viscosidad de la suspensión	= 25. Cp.
Viscosidad del líquido clarificado	= 19. Cp
% en peso de sólidos en los lodos a las 24 hs.	= 71.31

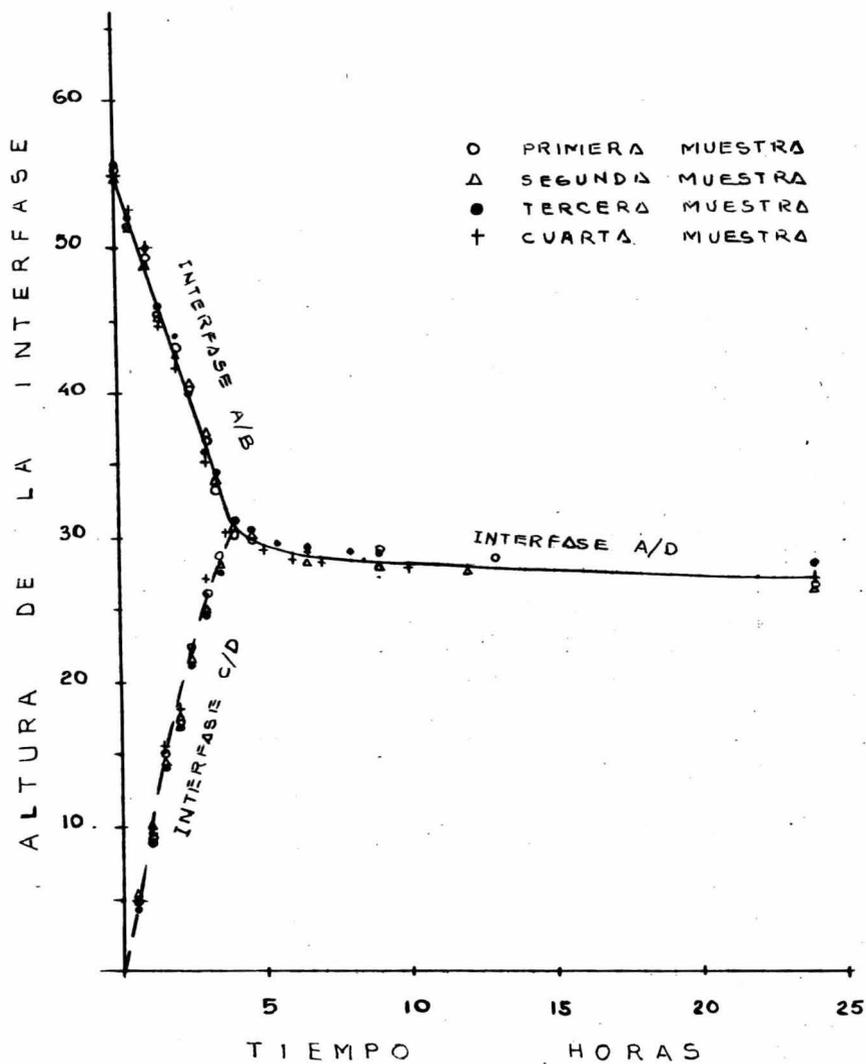


Figura 53

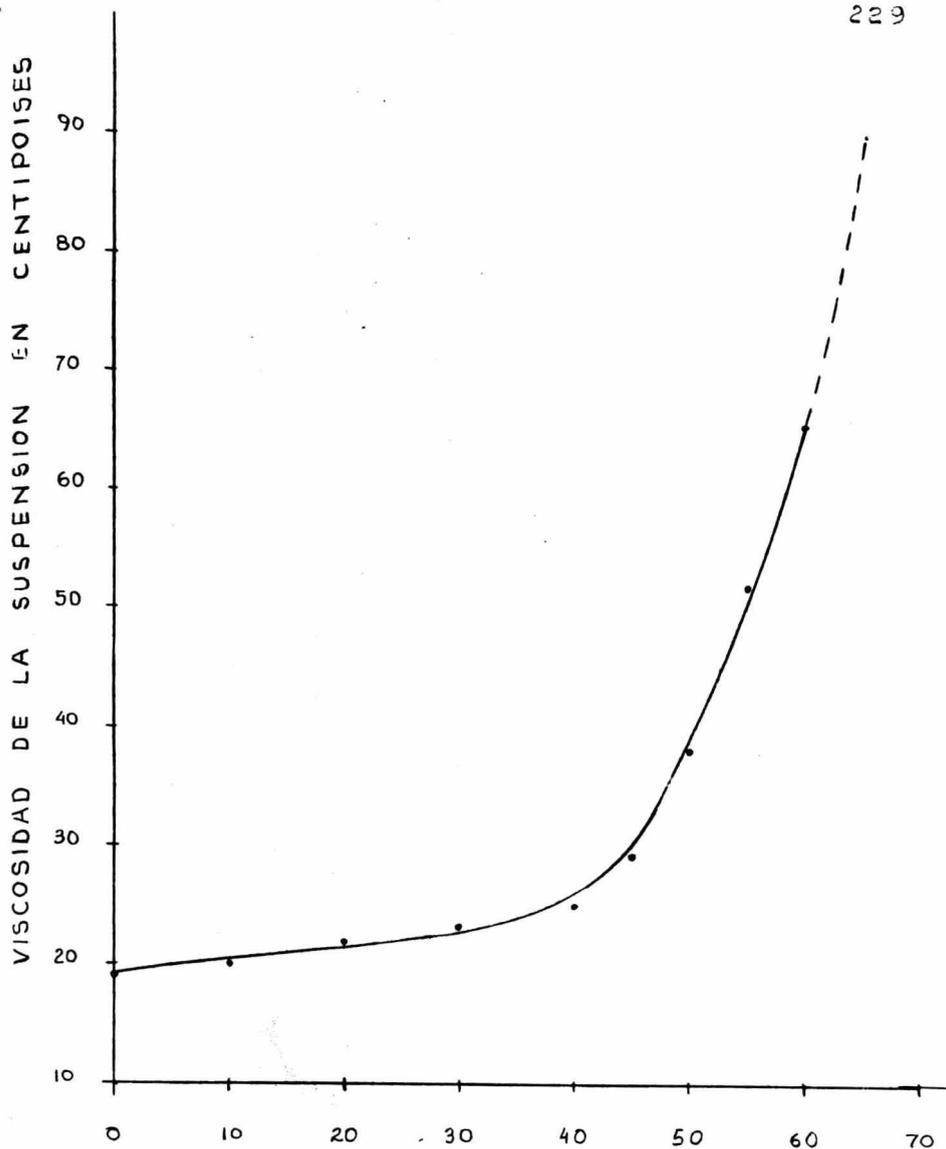
dientemente de la otra. La línea curva representa la altura de la interfase C/D; es decir, la forma en que aumenta el grosor de la capa de lodos acumulados en el fondo. Estas dos interfaces se unen a las 4 horas, y continúan descendiendo como una sola interfase. La segunda zona se presenta de las 4 a las 8 horas. Durante este tiempo, la rapidez con que desciende la interfase se ve disminuida notablemente, lo que indica que las capas fronterizas de las partículas a ese nivel, han comenzado a interferirse. En este tiempo, todos los sólidos se han asentado prácticamente. La tercera zona se inicia a las 8 horas -- aproximadamente y se extiende hasta las 21 horas, en que los lodos alcanzan su altura final. En esta zona, los lodos han estado en compresión todo el tiempo. La altura de los lodos a las 24 horas, puede considerarse como la altura a tiempo infinito. Esta altura final es función sólo de la concentración de la suspensión y ligeramente de la altura inicial de la misma.

Viscosidad de la suspensión.- El utilizar ácido sulfúrico como medio dispersante, impidió el uso de los viscosímetros patentados existentes en el laboratorio. Por esa razón, la viscosidad de la suspensión a bajas concentraciones de sólidos (hasta 40% en peso de sólidos), se estimó a partir de una comparación del tiempo requerido para descargar el lodo de una pipeta a través de su punta capilar, con el tiempo requerido -

para descargar un volúmen igual de agua a la temperatura de --
20°C. La viscosidad a mayores concentraciones se determinó con
ayuda de una esfera de vidrio (canica), en función del tiempo--
que tardaba en caer a través de una probeta llena de suspen --
sión. A concentraciones mayores al 65%, los valores obtenidos--
por este procedimiento fueron variables aun para varios ensayos
realizados con una misma concentración. La viscosidad de la --
suspensión en función del porcentaje de sólidos en la misma, se
han graficado en la figura 54.

De la curva de viscosidad puede verse claramente que--
en suspensiones de baja concentración en peso, puede utilizar--
se la viscosidad del medio dispersante como la de la suspen --
sión sin introducir errores apreciables. Esto no es posible a--
concentraciones mayores.

Tamaño de partícula.- Al efectuar un análisis micros--
cópico para determinar el tamaño de partícula, se encontró que
la variedad de tamaños era demasiado grande para permitir una--
estimación confiable del radio promedio de partícula. Las dis--
tribuciones de tamaño cambiaban con las diferentes soluciones--
muestreadas y aun con diferentes suspensiones provenientes de--
una misma solución. Fue posible concluir que la manera en que--
se conducía la evaporación, determinaba la forma, tamaños y nú--
mero de las partículas formadas. Esto hizo abandonar todo in --



PORCENTAJE EN PESO DE SÓLIDOS EN LA SUSPENSIÓN
LÍQUIDO: ÁCIDO SULFÚRICO AL 31% PESO

CURVA PREPARADA CON LA SUSPENSIÓN DE LA 32ª SEMANA.

FIGURA 54

tento de elaborar un histograma de distribución de tamaños. Por esta razón, se incluyen algunas referencias bibliográficas referentes a las técnicas de determinación de la distribución -- del tamaño de partícula.

Densidad de la suspensión.- Fue determinada a temperatura ambiente (20°C) en todos los casos. A bajas concentraciones se utilizó un densímetro y a concentraciones mayores, se calculó la densidad a partir de la masa de un volumen determinado de suspensión. Las densidades obtenidas se graficaron en un sistema de ejes-densidad de la suspensión contra por ciento en peso de sólidos-.

Las suspensiones de diferente concentración, se prepararon agregando masas conocidas de líquido a una masa fija de sólidos obtenida por filtración previa de la suspensión. En la figura 55, se presenta la densidad de las suspensiones preparadas con las soluciones muestreadas en la tercera y cuarta semanas.

La densidad del fluido dispersante, se determinó con un densímetro y resultó ser prácticamente la misma que la del ácido sulfúrico al 80%.

Esto es porque la aportación de los sólidos disueltos a la densidad, fue de tan solo 0.7 %. La Tabla XVIII presenta-

la densidad de las soluciones acuosas de ácido sulfúrico a diferentes temperaturas.

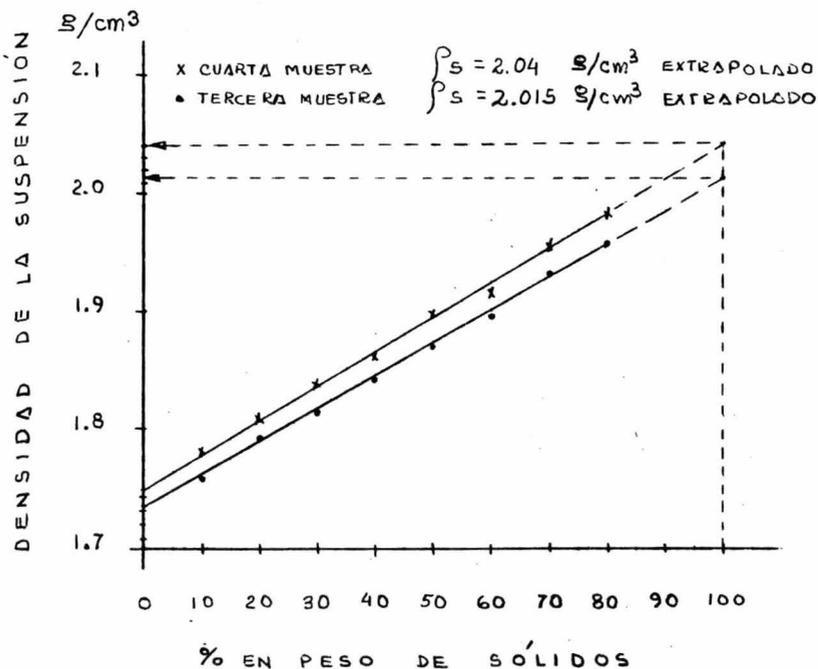


Figura 55.

La densidad promedio de los sólidos asentados no pudo ser determinada directamente, ya que debido a la presencia del ácido sulfúrico siempre continuaban húmedos a pesar de haber permanecido por varias horas en una estufa. Al intentar lavar con agua los lodos para despojarlos del ácido sulfúrico, éstos se disolvían perdiéndose aproximadamente la mitad de su masa y seguramente muchos de sus componentes. Por esta razón, la den

DENSIDAD EN gr/cm^3 DE LAS SOLUCIONES ACUOSAS DE ACIDO SULFÚRICO A DIFERENTES TEMPERATURAS. DATOS TOMADOS DEL LIBRO "INTERNATIONAL CRITICAL TABLES" VOLUMEN III. PAGS. 56 Y 57.

H ₂ SO ₄ % en peso	15 °C	20 °C	25 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C	80 °C	100 °C
5	1.033	1.032	1.030	1.028	1.024	1.019	1.014	1.002	0.989
10	1.068	1.066	1.064	1.062	1.057	1.052	1.046	1.034	1.020
15	1.105	1.102	1.099	1.097	1.091	1.036	1.080	1.067	1.054
20	1.142	1.139	1.137	1.134	1.128	1.122	1.115	1.102	1.089
25	1.182	1.178	1.175	1.172	1.165	1.159	1.152	1.139	1.125
30	1.222	1.219	1.215	1.212	1.205	1.198	1.191	1.177	1.163
35	1.264	1.260	1.256	1.253	1.245	1.238	1.231	1.217	1.203
40	1.307	1.303	1.299	1.295	1.288	1.281	1.273	1.259	1.245
45	1.352	1.348	1.344	1.340	1.333	1.325	1.318	1.303	1.289
50	1.399	1.395	1.391	1.387	1.380	1.372	1.364	1.349	1.335
55	1.449	1.445	1.441	1.437	1.429	1.421	1.414	1.398	1.383
60	1.502	1.498	1.494	1.490	1.482	1.474	1.466	1.450	1.434
65	1.558	1.553	1.549	1.545	1.536	1.528	1.519	1.503	1.487
70	1.615	1.611	1.606	1.601	1.593	1.584	1.575	1.558	1.542
75	1.674	1.669	1.664	1.660	1.650	1.641	1.632	1.614	1.597
80	1.732	1.727	1.722	1.717	1.707	1.697	1.687	1.668	1.649
85	1.784	1.779	1.773	1.768	1.757	1.747	1.736	1.716	1.697
90	1.820	1.814	1.809	1.804	1.793	1.783	1.773	1.753	1.733
95	1.839	1.834	1.829	1.824	1.814	1.804	1.794		
100	1.836	1.831	1.826	1.821	1.811	1.801	1.792		

TABLA XVIII

sidad promedio se determinó indirectamente. Se practicó un análisis cuantitativo a la solución diluida muestreada y a la solución concentrada (previamente desprovista del material sólido), para determinar la cantidad de material disuelto que contenían. Como el cuanteo se hizo en p.p.m. del metal como elemento, se hizo necesario el uso de factores gravimétricos que permitieran expresar el resultado como gramos de compuesto -- (sulfatos hidratados) disuelto. A partir de los resultados analíticos, se determinó la cantidad de sólidos formados que quedaban en suspensión y la cantidad de sulfatos que permanecía en solución. A continuación, se midió la masa de la suspensión y a ésta se le restó la masa que correspondía a los sólidos -- formados, obteniéndose así la masa total del líquido concentrado.

Con esta masa de líquido y con su densidad, se obtuvo el volúmen del mismo, el cual se restó al volúmen total de la suspensión, obteniéndose así el volúmen que correspondía a la fase sólida. Finalmente se dividió la masa de sólidos por su volúmen, obteniéndose así la densidad de la fase sólida. El cálculo efectuado en cada caso se presenta a continuación:

Base de cálculo: 1 lt. suspensión.

Densidad de la suspensión = $\rho_{\text{susp.}}$, g/cm³

Masa de 1 lt de suspensión = 1000 cm³ X $\rho_{\text{susp.}}$ =
= $M_{\text{susp.}}$, g

Masa de sólidos formados = $M_{\text{sólidos}}$, g

Masa de la fase líquida = $M_{\text{susp}} - M_{\text{sólidos}} = M_{\text{s. conc.}}$, g

Volúmen de la fase líquida = $\frac{M_{\text{s. conc.}}}{\rho_{\text{H}_2\text{SO}_4} \left[\frac{T}{C} \right]}$ = $V_{\text{s. conc.}}$, cm^3

Volúmen de la fase sólida = $1000 \text{ cm}^3 - V_{\text{s. conc.}} = V_{\text{sólidos}}$, cm^3

Densidad promedio de los sólidos = $\frac{M_{\text{sólidos}}}{V_{\text{sólidos}}} = \rho_{\text{s}}$, g/cm^3

La densidad promedio de los sólidos de la suspensión de la tercera semana, se calculó como sigue:

Densidad de la suspensión = 1.84 g/cm^3

Masa de 1 lt de suspensión: 1840.0 g

Masa de sólidos formados = 716.19 g

Masa de la fase líquida = $1840.0 - 716.19 = 1123.81 \text{ g}$

Volúmen de la fase líquida = $\frac{1123.81}{1.735} = 647.73 \text{ cm}^3$

Volúmen de la fase sólida = $1000 - 647.73 = 352.27 \text{ cm}^3$

Densidad promedio de los sólidos = $\frac{716.19}{352.27} = 2.033 \text{ g/cm}^3$

Este valor de la densidad es comparable con el obtenido por extrapolación de la recta de la figura 55.

Efectos de la temperatura.- Todo el trabajo fue realizado a temperatura ambiente, ya que el objetivo principal fue diseñar y trabajar las técnicas necesarias que permitieran medir las variables básicas de diseño. En todos los experimentos-

fue posible mantener la temperatura en un rango que fue de los 18.9°C a los 21.9°C. Puede afirmarse que los errores introducidos por estas variaciones, no afectan en forma notoria la validez de los resultados.

C A P Í T U L O V

CÁLCULO DE UN ESPESADOR DE SUSPENSIONES.

En el presente capítulo, se dimensiona y selecciona el tipo de espesador necesario para espesar la suspensión proveniente de un tanque de carga que es alimentado por un evaporador de contacto directo.

La descripción del proceso que da origen a la suspensión que se desea espesar, la capacidad para la cual se desea el dimensionamiento, las composiciones de las corrientes de entrada y salida del evaporador, y la información básica requerida para el diseño del equipo, ha sido presentada en el capítulo IV. En el presente, sólo se cita aquella información que es necesaria para hacer más claro el procedimiento de cálculo. La teoría en la cual se basa este dimensionamiento, fue planteada en el capítulo III, y las tablas que en él fueron propuestas, se construyen aquí con la información real obtenida en el laboratorio.

Las propiedades que han sido utilizadas, corresponden a las de la suspensión proveniente de la solución muestreada en la tercera semana, debido a que resultaron ser las más críticas para el dimensionamiento.

Por otra parte, el hecho de que las diferentes suspen

siones se asentaron bajo un mismo patrón, ha permitido el ajustar una curva a los puntos graficados en un diagrama altura de la interfase A/B contra tiempo. Esto fue posible, separando -- los puntos en tres zonas y realizando para cada una de ellas, -- un análisis de regresión, obteniendo así la ecuación correspondiente. El cálculo de los coeficientes de cada ecuación, se -- efectuó mediante un programa de computadora existente en el -- Instituto Mexicano del Petróleo. Al respecto, sólo se presenta el fundamento de cálculo y el resultado del mismo.

V.1. Preparación de la curva que muestra la relación entre la velocidad de sedimentación y la concentración de sólidos en la suspensión.

Se llevaron a cabo pruebas sencillas de sedimentación intermitente con suspensiones de sulfatos en ácido sulfúrico - al 80% en peso. La interfase (A/B) entre el líquido clarificado y los sólidos suspendidos, se observó como una función del tiempo, y los resultados se tabularon en la Tabla XVI del Capítulo IV. La prueba se llevó a cabo usando 716.19 gr. de sólidos por litro de suspensión. La masa de sólidos presente fue determinada a partir de la información de las Tablas X y XII - del Capítulo IV.

Con la información de la Tabla XVI mencionada, se preparó la gráfica de la figura 53 del Capítulo IV. El análisis -

de la misma se presenta en el apartado 5 del multicitado capítulo. La primera zona presenta un comportamiento lineal y la ecuación que le representa, puede encontrarse efectuando un análisis de regresión de tipo lineal. La segunda y la tercera zona presentan un comportamiento de tipo parabólico y la ecuación que le representa a cada una, puede encontrarse efectuando un análisis de regresión de segundo grado.

Determinación de la ecuación lineal. La ecuación que representa la zona de comportamiento lineal, es:

$$h_{A/B} = a_0 + a_1 \theta \quad (98)$$

donde: a_0 = ordenada al origen calculada.

a_1 = pendiente de la recta calculada.

a_0 y a_1 son constantes que deben evaluarse y su mejor valor será aquél que haga mínima la suma de los cuadrados de las diferencias....

$$h_{A/B} \text{ real} - h_{A/B} \text{ calculada}$$

Su determinación requiere del planteamiento de un sistema de dos ecuaciones llamadas normales, y que son:

$$\sum (h_{A/B}) = a_0 N + a_1 \sum \theta \quad (99)$$

$$\sum \theta (h_{A/B}) = a_0 \sum \theta + a_1 \sum \theta^2 \quad (100)$$

la solución del sistema abarca el cálculo de sumas que pueden ordenarse como se indica en la Tabla XIX.

N representa el número de pares de valores $\theta, h_{A/B}$

del universo muestra de datos de la Tabla XVI del Capítulo IV.

TABLA XIX

N	θ_i	$(h_{A/B})_i$	θ_i^2	$\theta_i (h_{A/B})_i$
1	θ_1	$(h_{A/B})_1$	θ_1^2	$\theta_1 (h_{A/B})_1$
2	θ_2	$(h_{A/B})_2$	θ_2^2	$\theta_2 (h_{A/B})_2$
-	-	-	-	-
-	-	-	-	-
N	θ_N	$(h_{A/B})_N$	θ_N^2	$\theta_N (h_{A/B})_N$
N	$\sum_{i=1}^{i=N} \theta =$	$\sum_{i=1}^{i=N} (h_{A/B})_i =$	$\sum_{i=1}^{i=N} \theta_i^2 =$	$\sum_{i=1}^{i=N} \theta_i (h_{A/B})_i =$

El sistema de ecuaciones (99) y (100) puede resolverse por determinantes, obteniéndose:

$$\Delta = \begin{vmatrix} N & \sum \theta \\ \sum \theta & \sum \theta^2 \end{vmatrix} = (\sum \theta)^2 - N (\sum \theta^2)$$

$$a_0 = \frac{\begin{vmatrix} \sum h_{A/B} & \sum \theta \\ \sum \theta \cdot h_{A/B} & \sum \theta^2 \end{vmatrix}}{\Delta} = \frac{(\sum h_{A/B})(\sum \theta^2) - (\sum \theta)(\sum \theta \cdot h_{A/B})}{N(\sum \theta^2) - (\sum \theta)^2}$$

$$a_1 = \frac{\begin{vmatrix} N & \sum h_{A/B} \\ \sum \theta & \sum \theta \cdot h_{A/B} \end{vmatrix}}{\Delta} = \frac{N(\sum \theta \cdot h_{A/B}) - (\sum \theta)(\sum h_{A/B})}{N(\sum \theta^2) - (\sum \theta)^2}$$

La ecuación solución dada por la computadora es:

$$h_{A/B} = 55.125 - 6.0644 \cdot \theta \quad \text{--- (101)}$$

con un error máximo de ± 0.52516

La ecuación (101) es válida de $\theta = 0$ a $\theta = 4$ horas. -

El universo muestra corresponde a este intervalo.

Determinación de las ecuaciones de segundo grado.-

Las ecuaciones que representan a las zonas de comportamiento para bólico son del tipo:

$$h_{A/B} = \alpha + \beta \theta + \gamma \theta^2 \quad - - - - (102)$$

en donde α , β y γ son parámetros que deben ser calculados por separado para cada una de las curvas, siendo su mejor valor aquél que haga mínima la suma de los cuadrados de las diferencias...

$$h_{A/B} \text{ real} - h_{A/B} \text{ CALCULADA}$$

Su determinación requiere del planteamiento de un sistema de tres ecuaciones, llamadas normales y que son:

$$\sum h_{A/B} = N \alpha + \beta \sum \theta + \gamma \sum \theta^2 \quad - - - - (103)$$

$$\sum \theta \cdot h_{A/B} = \alpha \sum \theta + \beta \sum \theta^2 + \gamma \sum \theta^3 \quad - - - - (104)$$

$$\sum \theta^2 \cdot h_{A/B} = \alpha \sum \theta^2 + \beta \sum \theta^3 + \gamma \sum \theta^4 \quad - - - - (105)$$

la solución del sistema abarca el cálculo de sumas que pueden ordenarse como se indica en la tabla XX.

N representa el número de pares de valores θ , $h_{A/B}$ del universo muestra de datos de la Tabla XVI del Capítulo IV.

T A B L A X X

N	θ_i	$(h_{A/B})_i$	θ_i^2	θ_i^3	θ_i^4	$\theta_i (h_{A/B})_i$	$\theta_i^2 (h_{A/B})_i$
1	θ_1	$(h_{A/B})_1$	θ_1^2	θ_1^3	θ_1^4	$\theta_1 (h_{A/B})_1$	$\theta_1^2 (h_{A/B})_1$
2	θ_2	$(h_{A/B})_2$	θ_2^2	θ_2^3	θ_2^4	$\theta_2 (h_{A/B})_2$	$\theta_2^2 (h_{A/B})_2$
...							
N	θ_N	$(h_{A/B})_N$	θ_N^2	θ_N^3	θ_N^4	$\theta_N (h_{A/B})_N$	$\theta_N^2 (h_{A/B})_N$
N	$\sum \theta_i =$	$\sum h_{A/B}_i =$	$\sum \theta_i^2 =$	$\sum \theta_i^3 =$	$\sum \theta_i^4 =$	$\sum \theta_i (h_{A/B})_i =$	$\sum \theta_i^2 (h_{A/B})_i =$

El sistema de ecuaciones puede resolverse por determinantes, obteniéndose:

$$\Delta = \begin{vmatrix} N & \sum \theta & \sum \theta^2 \\ \sum \theta & \sum \theta^2 & \sum \theta^3 \\ \sum \theta^2 & \sum \theta^3 & \sum \theta^4 \end{vmatrix} =$$

$$= N(\sum \theta^2 \cdot \sum \theta^4 - \sum \theta^3 \cdot \sum \theta^3) - \sum \theta (\sum \theta \cdot \sum \theta^4 - \sum \theta^2 \cdot \sum \theta^3) + \sum \theta^2 (\sum \theta \cdot \sum \theta^3 - \sum \theta^2 \cdot \sum \theta^2)$$

$$\infty = \frac{\begin{vmatrix} \sum h_{A/B} & \sum \theta & \sum \theta^2 \\ \sum \theta \cdot h_{A/B} & \sum \theta^2 & \sum \theta^3 \\ \sum \theta^2 \cdot h_{A/B} & \sum \theta^3 & \sum \theta^4 \end{vmatrix}}{\Delta} =$$

$$= \left[\sum h_{A/B} (\sum \theta^2 \cdot \sum \theta^4 - \sum \theta^3 \cdot \sum \theta^3) - \sum \theta \cdot h_{A/B} (\sum \theta \cdot \sum \theta^4 - \sum \theta^2 \cdot \sum \theta^3) + \sum \theta^2 \cdot h_{A/B} (\sum \theta \cdot \sum \theta^3 - \sum \theta^2 \cdot \sum \theta^2) \right] \div \Delta$$

$$\beta = \frac{\begin{vmatrix} N & \Sigma h_{A/B} & \Sigma \theta^2 \\ \Sigma \theta & \Sigma \theta \cdot h_{A/B} & \Sigma \theta^3 \\ \Sigma \theta^2 & \Sigma \theta^2 \cdot h_{A/B} & \Sigma \theta^4 \end{vmatrix}}{\Delta} =$$

$$= \left[N(\Sigma \theta \cdot h_{A/B} \cdot \Sigma \theta^4 - \Sigma \theta^2 \cdot h_{A/B} \cdot \Sigma \theta^3) - \Sigma \theta (\Sigma h_{A/B} \cdot \Sigma \theta^4 - \Sigma \theta^2 \cdot h_{A/B} \cdot \Sigma \theta^2) + \Sigma \theta^2 (\Sigma h_{A/B} \cdot \Sigma \theta^3 - \Sigma \theta \cdot h_{A/B} \cdot \Sigma \theta^2) \right] \div \Delta$$

$$\gamma = \frac{\begin{vmatrix} N & \Sigma \theta & \Sigma h_{A/B} \\ \Sigma \theta & \Sigma \theta^2 & \Sigma \theta \cdot h_{A/B} \\ \Sigma \theta^2 & \Sigma \theta^3 & \Sigma \theta^2 \cdot h_{A/B} \end{vmatrix}}{\Delta} =$$

$$= \left[N(\Sigma \theta^2 \cdot \Sigma \theta^2 \cdot h_{A/B} - \Sigma \theta \cdot h_{A/B} \cdot \Sigma \theta^3) - \Sigma \theta (\Sigma \theta \cdot \Sigma \theta^2 \cdot h_{A/B} - \Sigma h_{A/B} \cdot \Sigma \theta^3) + \Sigma \theta^2 (\Sigma \theta \cdot \Sigma \theta \cdot h_{A/B} - \Sigma h_{A/B} \cdot \Sigma \theta^2) \right] \div \Delta$$

La ecuación solución dada por la computadora para la zona crítica de asentamiento, es:

$$h_{A/B} = 49.417 - 6.469 \theta + 0.4988 \theta^2 \dots \dots (106)$$

con un error máximo de ± 0.72798

La ecuación (106) es válida de $\theta = 4$ a $\theta = 6.5$ horas.

La ecuación solución dada por la computadora para la zona de compresión, es :

$$h_{A/B} = 30.138 - 0.2011 \theta + 0.00298 \theta^2 \dots \dots (107)$$

con un error máximo de ± 0.4991

La ecuación (107) es válida desde $\theta = 6.5$ a $\theta = 24$ -- horas.

La rapidez U_L con que desciende la interfase A/B en cada zona puede ahora obtenerse a partir de la derivada de $h_{A/B}$ con respecto a θ . Así:

a) para la zona de comportamiento lineal, descrito por la ecuación (101), tenemos

$$U_L = - \frac{dh}{d\theta} = 6.0644 \quad (108)$$

b) para la zona crítica de asentamiento, descrita por la ecuación (106), tenemos

$$U_L = - \frac{dh}{d\theta} = 6.469 - 0.9976 \theta \quad (109)$$

c) y para la zona de compresión, descrita por la ecuación (107), tenemos

$$U_L = - \frac{dh}{d\theta} = 0.2011 - 0.00596 \theta \quad (110)$$

A partir de las ecuaciones (108), (109) y (110) se han calculado los valores de U_L , que se resumen en la tabla XXI. Estos valores fueron ligeramente ajustados para conseguir hacer continua a la curva de asentamiento.

El valor de la concentración C'_L se determinó a partir de la ecuación (88) del Capítulo III:

$$C'_L = \frac{C_0 Z_0}{z_i} = \frac{716.19 \text{ g/l} \times 55.12}{z_i} = \frac{39476.39}{z_i} \text{ g/l}$$

V.2. Determinación del Área de la Sección transversal del Espesador.

Para determinar el área de la sección transversal del espesador, es necesario especificar la cantidad que será alimentada por hora de operación. La información suministrada en el Capítulo IV, indica que la cantidad de líquido diluido que entrará al evaporador es de 200 metros cúbicos al día, y que 4.5 litros de esa solución son necesarios para formar 1 litro de suspensión. Por esta razón, el volumen de suspensión que será alimentado al espesador en cada hora de operación, será:

$$L_L = \frac{200 \frac{\text{m}^3 \text{ dil}}{\text{día}} \times 1000 \frac{\text{lt dil}}{\text{m}^3 \text{ dil}}}{4.5 \frac{\text{lt dil}}{\text{lt susp}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{día}}} = 1851.9 \frac{\text{lt suspensión}}{\text{hora}}$$

Un análisis de la curvade asentamiento (fig.53) y de la Tabla XXI, muestran que el incremento más grande de la concentración de sólidos en los lodos, se logra en las primeras 6.5 horas de operación.

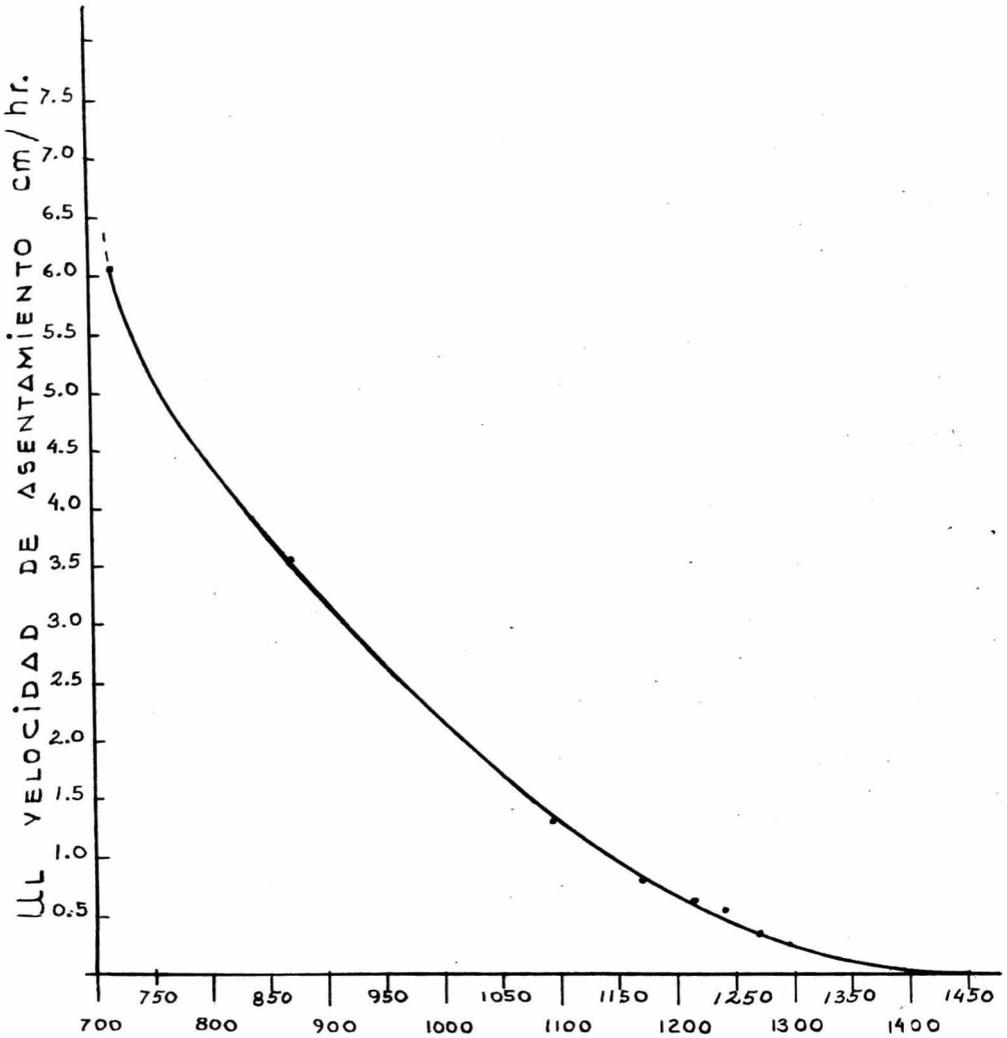
T A B L A X X I

θ_L hr	Z_L cm	Z_i cm	U_L cm/hr	C'_L g/lt.
0.0	55.12			716.19
0.5	52.09	55.12	6.06	716.19
1.0	49.06	55.12	6.06	716.19
2.0	43.00	55.12	6.06	716.19
3.0	36.94	55.12	6.06	716.19
4.0	31.25	45.70	3.61	863.82
4.5	30.10	36.00	1.31	1096.57
5.0	29.50	33.75	0.85	1169.67
5.5	29.25	32.00	0.50	1233.64
6.0	29.00	31.10	0.35	1269.34
6.5	28.90	30.50	0.25	1294.31.
7.0	28.75	30.10	0.19	1311.51
8.0	28.55	29.65	0.14	1331.41
10.0	28.25	29.45	0.12	1340.45
12.0	28.00	29.20	0.10	1351.93
14.0	27.75	28.40	0.05	1390.01
24.0	27.00	27.00	0.00	1462.09

Si se considera a este tiempo como el de residencia - de la suspensión en el espesador, la concentración a la que se descargarán los lodos será de 1294.31 g. de sólidos por litro - de lodo.

Esto define a C'_L .

Con la información de la Tabla XXI se ha preparado la figura 56, que da la relación entre U_L y C'_L para esta suspensión. Usando la ecuación (95) del Capítulo III y la figura 56-- se ha preparado la Tabla XXII.



C' CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS, $\frac{g}{lt}$

FIGURA 56.

U_L cm/hr	C'_L g/lt	$1/C'_L$ lt/g	$\frac{1}{C'_L} - \frac{1}{C_u'}$	$\frac{L_L C'_L}{A}$
6.06	716.19	0.001396	0.000611	9016.52
5.20	750.0	0.001333	0.000548	8626.41
4.75	775.0	0.001290	0.000505	8550.86
4.40	800.0	0.001250	0.000465	8602.15
4.25	825.0	0.001212	0.000427	8622.53
3.75	850.0	0.001176	0.000392	8696.66
3.15	900.0	0.001111	0.000326	8784.16
2.65	950.0	0.001053	0.000268	8989.15
2.20	1000.0	0.001000	0.000215	93 02.33
1.75	1050.0	0.000952	0.000168	9469.70
1.35	1100.0	0.000909	0.000124	9897.36
1.00	1150.0	0.000870	0.000085	10695.19
0.70	1200.0	0.000833	0.000048	13257.58
0.45	1250.0	0.000800	0.000015	27272.73
0.35	1274.0	0.000785	0.000000	∞

TABLA XXII

La densidad promedio ρ_{av} de la ecuación (95) mencionada, se calculó a partir de la información de la Tabla XVI del Capítulo IV:

$$\rho_{av} = \frac{\rho_o + \rho_u}{2} = \frac{1.84 \text{ g/cm}^3 + 1.96 \text{ g/cm}^3}{2} = 1.90 \text{ g/cm}^3$$

de la misma tabla se seleccionó el valor de 1.735 g/cm^3 para ρ_f .

Para determinar el valor mínimo de $L_L C'_L / A$, se graficaron los datos de la primera y quinta columna de la Tabla XXII en la figura 57. Esta gráfica da un valor mínimo de:

$$\frac{L_L C'_L}{A} = 8550.0 \frac{\text{cm/hr}}{\text{lt. susp./g sólido}}$$

que corresponde a un valor de $U_L = 4.70 \text{ cm/hr}$. Para este valor de U_L , a partir de la figura 56., se obtiene $C'_L = 775 \text{ g. sólido/lt. suspensión}$.

cont. pag. 250

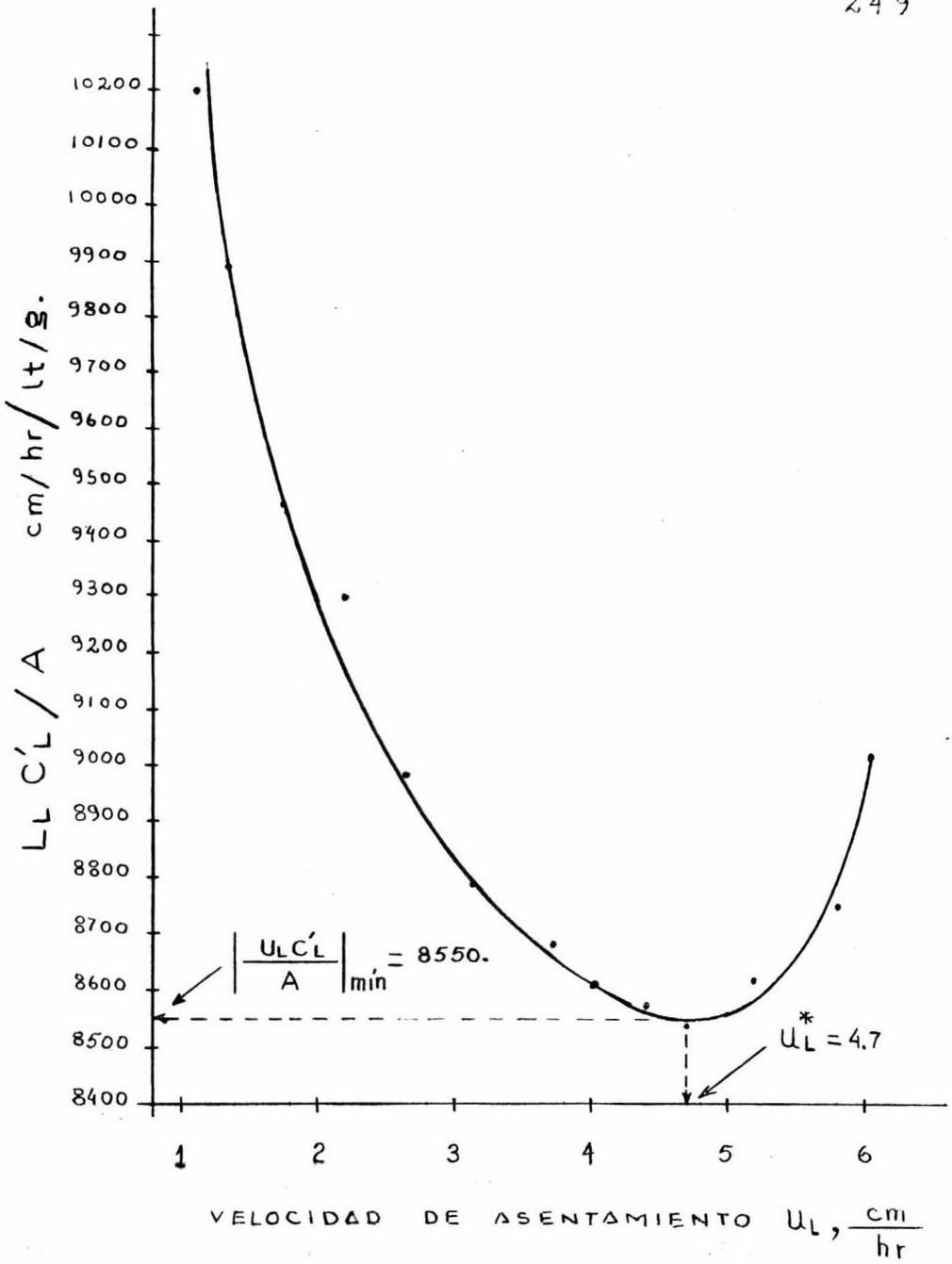


FIGURA 57

Si se considera que la cantidad de sólidos que son -
arrastrados en el derrame, es prácticamente despreciable, por-
un balance de materiales se tiene que la cantidad de sólidos -
alimentados por hora es:

$$L_L C'_L = 1851.9 \frac{\text{lt.suspensión}}{\text{hr}} \times 716.19 \frac{\text{g. sólido}}{\text{lt.suspensión}} =$$

$$= 1\,326\,277.77 \frac{\text{g.sólido}}{\text{hr}}$$

El área requerida para el espesamiento de la suspen-
sión es:

$$A = \frac{L_L C'_L}{\left[\frac{L_L C'_L}{A} \right] \text{mín}} = \frac{1\,326\,277.77 \text{ g. sólido / hr}}{8\,550 \text{ cm / hr} \times \frac{1 \text{ lt.}}{1\,000 \text{ cm}^3} \times \frac{\text{lt.susp./g. sólido}}{1}} =$$

$$= 155\,120.2 \text{ cm}^2 = 15.51 \text{ m}^2$$

Una vez que el requerimiento de área de la sección -
transversal del espesador ha quedado establecido, se aplican a
esta área una combinación de factores de seguridad. El primer-
factor (f_1), cubre cualquier variación en las características
de la alimentación, tales como temperatura, concentración de -
sólidos, cambios en p^H , y tamaño de partícula. Este factor de -
seguridad varía de 1.10 a 1.25 dependiendo del grado de fluc -
tuación de esas variables y su efecto en la sedimentación. Un-
segundo factor (f_2), es usado para compensar el volúmen no ---
efectivo del recipiente de sedimentación originado por la tur-
bulencia de la alimentación. Este factor depende en gran parte

del tamaño del recipiente de sedimentación y varía de 1.10 para unidades de aproximadamente 100 pies de diámetro, o más grandes hasta 1.50 para unidades de menos de 15 pies de diámetro. El producto (f) de los dos factores de seguridad, se aplica al área del espesador encontrada anteriormente.

En el presente problema de espesamiento, se ha pensado que la uniformidad de alimentación al evaporador, la eficiencia del mismo y el tiempo de residencia en el tanque de carga al espesador, serán fácilmente controlados como consecuencia natural de la sencillez del proceso. Desde este punto de vista, puede esperarse que un factor $f_1 = 1.10$ será altamente confiable.

El factor f_2 , que depende en gran parte del tamaño del recipiente, se ha estimado para este caso, igual a 1.40. El factor de diseño (f) resultante, es:

$$f = f_1 \times f_2 = 1.10 \times 1.40 = 1.54$$

Finalmente, el área de diseño del espesador es:

$$\text{Área de Diseño} = 1.54 \times 15.51 \text{ m}^2 = 23.88 \text{ m}^2$$

Diámetro interno del espesador: 5.52 m

V.3. Cálculo de la Profundidad del Espesador.

La curva de la sedimentación intermitente de la Figura 53 (Capítulo IV), indica un valor de $Z = 27.0$ cm. para $\theta = 24$ horas. Este valor de Z puede ser utilizado como Z_{∞} .

Con este valor y con la información de la Tabla XXI se ha preparado la Tabla XXIII.

Con la primera y tercera columna de la Tabla XXIII se ha construido la figura 58. El tiempo crítico θ_c se calculó a partir de esta figura, determinándose a un valor correspondiente a:

$$\frac{\chi_0 + \chi_0'}{2} = \frac{1 + 0.145}{2} = 0.5725$$

Se encuentra que este tiempo es de 2.1 horas. Del análisis de la Tabla XXI y de la curva de asentamiento, se ha encontrado que se requiere un tiempo de aproximadamente 6.5 horas para producir una concentración de sólidos igual a 1294.31-g/lt. Por lo tanto, el tiempo de retención en la zona de compresión, es:

$$\theta - \theta_c = 6.5 \text{ hr.} - 2.1 \text{ hr.} = 4.4 \text{ horas.}$$

El volúmen de la zona de compresión se calculó con la expresión (96) del Capítulo III. La integral de dicha ecuación se resolvió gráficamente. Con este fin se construyó la Tabla XXIV. El valor encontrado fue de 4.408 horas. Los valores de la primera columna se determinaron con la siguiente expresión:

$$W_L = \left[1000 \frac{\text{cm}^3 \text{ susp.}}{\text{lt. susp.}} - \frac{W_s \text{ g. sólido/lt. susp.}}{\int_s \frac{\text{g. sólido}}{\text{cm}^3}} \right] \int_f \frac{\text{g. líq.}}{\text{cm}^3} = \frac{\text{g. líq.}}{\text{lt. susp.}}$$

T A B L A XXIII

Tiempo hr.	(Z-Z ₀₀) cm	$\frac{Z-Z_{00}}{Z_0-Z_{00}}$	W _s g sólido/ lt.susp.	1 /W _s Lt susp./g sólido
0.0	28.12	1.00	716.19	0.001396
0.5	25.09	0.8922	716.19	0.001396
1.0	22.09	0.7856	716.19	0.001396
2.0	16.00	0.5690	716.19	0.001396
3.0	9.94	0.3535	716.19	0.001396
4.0	4.25	0.1511	863.82	0.001158
4.5	3.10	0.1102	1096.57	0.000912
5.0	2.50	0.0889	1169.67	0.000855
5.5	2.25	0.0800	1233.64	0.000811
6.0	2.00	0.0711	1269.34	0.000788
6.5	1.90	0.0676	1294.31	0.000773
7.0	1.75	0.0622	1311.51	0.000762
8.0	1.55	0.0551	1331.41	0.000751
10.0	1.25	0.0445	1340.45	0.000746
12.0	1.00	0.0345	1351.93	0.000740
14.0	0.75	0.0267	1390.01	0.000719
24.0	0.0	0.00	1462.09	0.000684

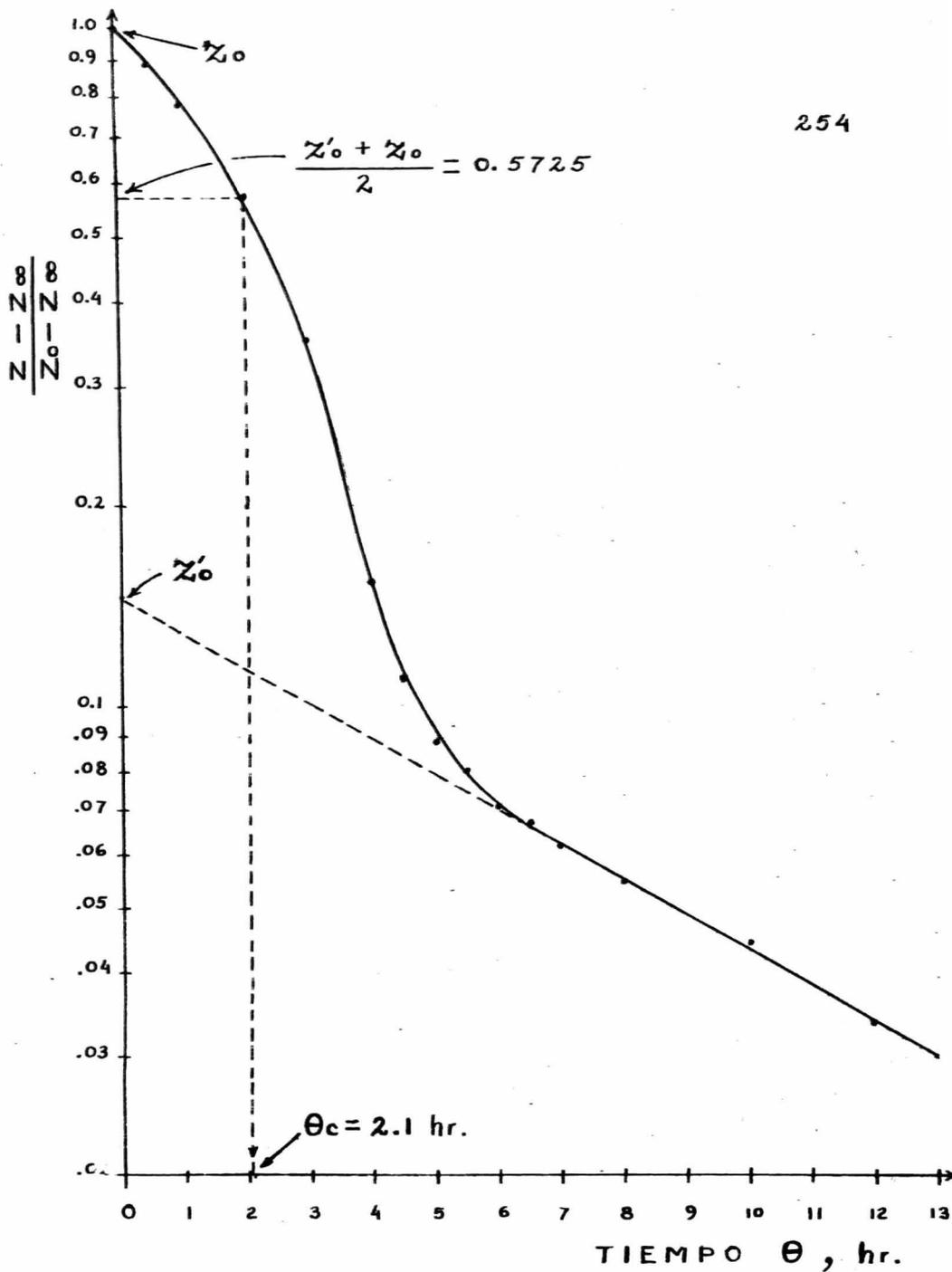


Figura 58

TABLA XXIV

CÁLCULO DE LA INTEGRAL						
$\frac{W_L}{S. \text{Liq.}}$ Lt. susp.	$\frac{W_L}{W_s}$	$\frac{W_L}{W_s}$ PROMEDIO	$\Delta\theta$ hr	$\Delta\theta \left(\frac{W_L}{W_s}\right)_{\text{pro.}}$ hr	$\frac{W_s}{\rho_s} = V_{\text{sol}}$ cm ³	$1000 - V_s$ $= V_{\text{Liq.}}$ cm ³
1123.79	1.57				352.28	647.72
1123.79	1.57				352.28	647.72
1123.79	1.57				352.28	647.72
1123.79	1.57				352.28	647.72
1123.79	1.57	1.57	0.90	1.419	352.28	647.72
997.80	1.16	1.37	1.00	1.370	424.90	575.10
799.17	0.73	0.95	0.50	0.475	539.39	460.61
736.78	0.63	0.68	0.50	0.340	575.34	424.66
682.19	0.55	0.59	0.50	0.295	606.81	393.19
651.72	0.51	0.53	0.50	0.265	624.37	375.63
630.41	0.49	0.50	0.50	0.250	636.65	363.35
615.73	0.47				645.11	354.89
598.75	0.45				654.90	345.10
591.04	0.44				659.35	340.65
581.24	0.43				664.99	335.01
548.74	0.39				683.72	316.28
487.23	0.33				719.18	280.82

$$\Sigma \Delta\theta = \theta - \theta_c = 4.4 \text{ hr}$$

$$\Sigma \Delta\theta \left(\frac{W_L}{W_s}\right)_{\text{prom}} = \int_{\theta_c}^{\theta} \frac{W_L}{W_s} d\theta = 4.408 \text{ hr.}$$

Las propiedades utilizadas son $\rho_s = 2.033 \text{ g. s\u00f3lido - /cm}^3$ y $\rho_f = 1.735 \text{ g. l\u00edquido/cm}^3$. As\u00ed:

$$V = 2\,869\,796.32 \text{ cm}^3 + 764\,425.23 (4.408) \text{ cm}^3$$

$$= 6\,241\,263.22 \text{ cm}^3 = 6.24 \text{ m}^3$$

La profundidad te\u00f3rica de la zona de compresi\u00f3n es --
 $6.24 \text{ m}^3 / 23.88 \text{ m}^2 = 0.26 \text{ m.}$

Esta profundidad te\u00f3rica es normalmente multiplicada por un factor de seguridad de 1.75 para garantizar la m\u00e1xima --
 concentraci\u00f3n de s\u00f3lidos y permitir una cantidad limitada de al
 macenamiento. Por esta raz\u00f3n: Profundidad de dise\u00f1o en la zona-
 de compresi\u00f3n = $1.75 \times 0.26 \text{ m} = 0.46 \text{ m.}$

La profundidad total del espesador es, finalmente:

Profundidad de la zona de compresi\u00f3n.....0.46 m.

Para la zona de transici\u00f3n (1 a 2 pies)....0.30 m.

Para la zona de alimentaci\u00f3n (1 a 2 pies)..0.30 m.

Para la zona de clarificaci\u00f3n (1 a 6 pies)*.0.30 m.

Profundidad total.....1.36 m.

*Los valores m\u00e1s peque\u00f1os se emplean para materiales que se se-
 dimentan r\u00e1pidamente; por ejemplo: concentrados metal\u00fargicos.

C O N C L U S I O N E S

En el presente trabajo el nivel en que los conceptos -- teóricos y criterios de diseño fueron tratados, así como la forma en que fue presentada la secuencia de cálculo, hace factible-aplicarlos a cualquier problema de separación y concentración -- de suspensiones por espesamiento.

La solución de los problemas que involucran una fase sólida y una fase líquida, no se reduce al de seleccionar un equipo específico que hiciese óptima la separación o concentración. El número de alternativas satisfactorias de selección de equipo-especializado en separar sólidos de líquidos, parcial o totalmente, desde el punto de vista económico y de proceso, puede ser -- tan grande que no resulta práctico esforzarse por la mejor selección.

Por el contrario, la solución eficiente del problema requiere del conocimiento de los sistemas de separación de sólidos de líquidos existentes, lo que permitirá la selección del más -- apropiado. Esta selección requiere del conocimiento de las propiedades de las fases sólida y líquida y de la suspensión misma, así como de las etapas del proceso, anteriores y posteriores a -- la de concentración y separación. Los variados fenómenos originados por ello, y los requisitos mismos del proceso, limitan el -- uso de la Teoría y hacen imprescindible las pruebas de laborato-

rio y el apoyarse en la experiencia, que por lo general es del dominio de los fabricantes y vendedores de equipo de separación.

Así tenemos que la Teoría del asentamiento libre de partículas a través de un líquido, es utilizada eventualmente en la estimación del área del clarificador y en su lugar se prefiere la determinación experimental del "tubo largo", con la ventaja -- adicional de que permite hacer una estimación aproximada de la -- profundidad del clarificador en la zona de asentamiento libre.

En lo que respecta a las fórmulas propuestas por varios investigadores para predecir la velocidad de asentamiento de sus pensiones con alto contenido de sólidos, su uso no es recomendado para propósitos de estimación de parámetros de diseño. El dimensionamiento de espesadores discontinuos se efectúa directamente a partir de ensayos discontinuos de laboratorio a pequeña escala, extrapolando a la capacidad deseada y sin usar factores de seguridad. Igualmente, el dimensionamiento de espesadores continuos se efectúa partiendo de un procedimiento similar de laboratorio y efectuando entonces una secuencia de cálculo que considere la presencia constante de un "nivel intermedio" o "zona de -- velocidad crítica de paso de masa" dentro del espesador.

La consecuencia directa de la existencia de este "nivel intermedio" es que, como una condición necesaria para el funcionamiento eficiente de un espesador continuo, la velocidad de se-

dimentación de los sólidos a través de cada zona del mismo debe de ser cuando menos lo suficientemente rápida para acomodar la cantidad total de sólidos que se esté depositando hasta ese nivel, y ello sólo es posible si el equipo dispone del área de sección transversal suficiente.

En lo que respecta a la profundidad del espesador, W.E.-Coming ha demostrado que la profundidad de la zona de espesamiento es menos importante que el tiempo de retención de los sólidos dentro del espesador y en particular de esta zona. De ahí que la profundidad de espesado, sea determinada en función del tiempo requerido para alcanzar la concentración de sólidos deseada.

De las técnicas presentadas para estimar el área de la sección transversal del espesador, la literatura consultada reporta que el método modificado de Kynch permite hacer estimaciones más aproximadas a la realidad cuando las suspensiones se sedimentan con una interfase nítida entre el líquido clarificado y la suspensión. La misma literatura reporta que las técnicas de Coe y Clevenger y de Roberts para estimar la profundidad de espesamiento, dan los mismos resultados si son apropiadamente utilizadas.

Finalmente, en lo que al dimensionamiento se refiere, puede afirmarse que las mismas causas que han impedido el desarrollo de una Teoría precisa de la sedimentación, han forzado a -

incluir en el diseño factores de seguridad que han sido propuestos empíricamente.

De los equipos estudiados, el que permite una operación continua es el preferido, porque requiere menos mano de obra y es de mayor capacidad. De los modelos continuos no puede decirse que alguno de ellos sea el mejor. Se seleccionan en función de la capacidad que se va a manejar, y cuando se tiene opción de elegir, en función de los costos de equipo, operación y mantenimiento y en base a sus características particulares (flexibilidad, balance en la operación, sencillez de operación, etc).

En lo que respecta a la parte experimental, la claridad excepcionalmente buena en la zona clarificada y la rapidez de asentamiento de la suspensión, permitieron prescindir de la determinación de la distribución de tamaños de partícula en la suspensión, así como de la búsqueda de aditivos químicos que mejorarán las condiciones de asentamiento y los parámetros de diseño, que por otra parte podrían implicar situaciones de post tratamiento y aumentarían los costos de operación.

El equipo propuesto tentativamente para espesar la suspensión analizada, es del tipo con mecanismo soportado en una superestructura.

BROOKES-BETTELEY-LOXSTON. Mathematics and Statistics for Chemists. John Wiley & Sons, Ltd. London. 1966.

SPIEGEL R. MURRAY. Estatistics Schaum's out line Series. Mc. Graw-Hill, Inc. New York. 1969.

DANIELS F. MATHEMATICAL PREPARATION FOR PHYSICAL CHEMISTRY. Second Edition. Mc Graw-Hill, Inc. New York.1949.

R E V I S T A S.

TILLER-LLOYD-FARREL. "How to Select Solid-Liquid Separation Equipment". Chem. Eng. April 29, 1974. pp. 117-126.

"Solids Separation Deskbook". Chem. Eng. February 15, 1971. pp. 63-69.

"Solid-Liquid Separation". Chem. Eng. June 20, 1966. pp. 141-150, 198-202.

KYNCH, G.J., "A theory of Sedimentation; Trans. Faraday Soc., 48, 166-176 (1952).

FITCH, B. "UNRESOLVED PROBLEMS IN THICKENING DESIGN AND THEORY", Dorr-Oliver, Inc. Stamford, Conn.

FITCH, B. "The Design of Intermittently Fed Thickeners", Ind. and Eng. Chem. Vol. 60. No. 7. July 1968.

FITCH, B. "Current Theory and Thickener Design", Ind. and Eng. Chem. Vol. 68. No. 10. October 1966.

ANDERSON - SPARKMAN "Review Sedimentation Theory", Chem. Eng. November 2, 1959.

TALMAGE - FITCH. "Determining Thickener Unit Areas", Ind. and Eng. Chem. Vol. 47. No. 1, 1955.

COMINGS, E.W., "Thickening Calcium Carbonate Slurries", Ind. and Eng. Chem. Vol. 32. No. 5, 1940.

WARD - KAMMERMEYER., "Sedimentation in the Laboratory", Ind. and Eng. Chem. Vol. 32, No. 5, 1940.

CALBECK - HARNER., "Particle Size Distribution by Sedimentation Method", Ind. Eng-Chem. Vol. 19. No. 1, 1927.

R E F E R E N C I A S B I B L I O G R Á F I C A S .

L I B R O S .

- BURRIEL - LUCENA -ARRIBAS. Química Analítica Cualitativa.
Editorial Paraninfo. Quinta Edición. Madrid. 1965.
- OROZCO D. FERNANDO.- Análisis Químico Cuantitativo.
Editorial Porrúa, S.A. Quinta Edición. México. 1967
- ROBINSON W. JAMES. Atomic Absorption Spectroscopy.
Marcel Dekker, Inc., New York. 1966.
- PERRY H. JOHN. Chemical Engineers' Handbook. *
Mc. Graw-Hill Book Company. Fourth Edition. New York. 1963.
- FOUST-WENZEL-CLUMP-MAUS-ANDERSEN. Principles of Unit Operations.
John Wiley & Sons, Inc. New York. 1960.
- 2 HOUGEN- WATSON-RAGATZ. Chemical Process Principles. Part. I. Ma
terial and Energy Balances. John Wiley & Sons, Inc.
New York. 1954.
- COULSON-RICHARDSON. Chemical Engineering. Volume One. Fluid
Flow, Heat transfer and Mass Transfer. Second Edition.
Pergamon Press. London. 1965.
- 2 COULSON-RICHARDSON. Chemical Engineering. Volume Two. Unit
Operations. Second Edition. Pergamon Press. London. 1968.
- Mc.Cabe-Smith. Unit Operations of Chemical Engineering. Second-
Edition. Mc.Graw-Hill Book Company. New York. 1964.
- VIAN-OCÓN. Elementos de Ingeniería Química.
Tercera Edición. Aguilar, S.A. de Ediciones. Madrid. 1961.
- BROWN G. GEORGE. Operaciones Básicas de la Ingeniería Química.
Editorial Marín, S.A. Barcelona. 1965.
- HICKS G. TYLER. Pump Selection and Application. Mc.Graw Hill
Book Company, Inc. New York. 1957.
- ZUBICARAY V. MANUEL. Bombas. Teoría, Diseño y Aplicaciones.
Editorial Limusa-Wiley, S.A. México. 1972.

ROBINSON, S.C., "Some Factors Influencing Sedimentation", Ind. and Eng. Chem. Vol.18. No. 8., 1926.

COE, H.S.- CLEVINGER, G. H., "Methods for Determining the Capacities of Slime-Settling Tanks". Trans.Am. Inst. Mining Engrs., Vol. 55. pags.356-384 (1916).

+ ROBERTS, E.J., "Thickening - Art or Science? Trans.Am.Inst. Mining Engrs., Vol.1, pág. 61-64 (1949).