

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

---

FACULTAD DE QUIMICA

METODOS TEORICO-PRACTICOS PARA EL CALCULO  
DE SISTEMAS DE FLUJO DE LIQUIDOS  
CON SOLIDOS EN SUSPENSION.

JUAN LUIS LOZANO ARTON

INGENIERO QUIMICO

1973

M-165590



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.

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA

PRESIDENTE:      ING. ALBERTO URBINA DEL RAZO

VOCAL:            ING. ALBERTO BREMAUNTZ MONGE

SECRETARIO:     ING. ALBERTO JIMENEZ FERNANDEZ

1er. SUPLENTE:    ING. ANTONIO FRIAS MENDOZA

2o. SUPLENTE:    ING. GERARDO RODRIGUEZ ALONSO

Sitio donde se desarrolló el tema: BUFETE --  
INDUSTRIAL, DISEÑOS Y PROYECTOS, S. A.

Nombre Completo y firma del Sustentante:

Juan Luis Lozano Arton.

Nombre Completo y firma del Asesor del Tema:

ING. ALBERTO JIMENEZ FERNANDEZ.

A mis Padres:

Dr. Juan Luis Lozano Noriega.

Sra. Helen Arton de Lozano.

con todo cariño, agradeciéndoles  
todo lo que han hecho por mi.

A Luchy

A mi hermana:

Rosa Elena Lozano Arton

con todo cariño.

Al Ing. Alberto Jiménez Fernández  
por su atinada dirección y ayuda  
desinteresada en el desarrollo  
de esta tesis.

A los Miembros del Jurado

A mis compañeros de Trabajo.

# I N D I C E.

	PAG.
Introducción.	
I.- Clasificación y Características de los Flúidos.	5
II.- Características de los Lodos.	12
a) Definición.	
b) Clasificación.	
III.- Parámetros de Diseño.	17
a) Concentración de Sólidos.	
b) Reología del Lodo: Viscosidad.	
IV.- Procedimientos de Diseño.	21
a) Para Lodos Homogéneos.	
b) Para Lodos Heterogéneos.	
V.- Aplicación de los Métodos de Cálculo para Ambos tipos de Lodos.	30
VI.- Consideraciones Mecánicas.	42
a) Bombas para Lodos.	
b) Tuberías.	
c) Válvulas.	
d) Instrumentos.	
VII.- Aplicaciones del Transporte Hidráulico de Sólidos.	56

VIII.- Aspectos Económicos.	59
a) Sistemas de Corta Distancia.	
b) Sistemas de Larga Distancia.	
c) Tratamiento de los Lodos.	
IX.- Conclusiones.	66
Bibliografía.	
Nomenclatura.	

I N T R O D U C C I O N .



## INTRODUCCION.

Frecuentemente se presenta en la industria, el problema de - diseñar sistemas de conducción para el transporte de aguas - de desecho que contienen sólidos en suspensión, o bien, - - otras clases de suspensiones que tienen valor en el proceso, como pueden ser: suspensiones rocosas, líquidos poliméricos, agua de mar, etc.

Es el objeto de esta tesis, presentar los métodos de cálculo más adecuados para el diseño de tuberías que transportan este tipo de flúidos a dos fases, así como hacer algunas consideraciones acerca de las características que debe reunir el equipo necesario que tenga contacto con estos flúidos, como son: Bombas, válvulas, instrumentos de medición, etc.

Primeramente se presenta una clasificación de flúidos de - - acuerdo a sus características reológicas, indicando las ecuaciones que representan su comportamiento.

A continuación, en el siguiente capítulo, se establecen las condiciones de diseño consideradas en los métodos de cálculo y se procede al desarrollo de las ecuaciones aplicables al - cálculo de las tuberías, de acuerdo al tipo de flúido que se maneje.

Posteriormente se habla sobre el equipo que debe emplearse - en el manejo de estos flúidos, y las características que de-

be reunir.

Finalmente, se presentan algunos problemas de aplicación de estos métodos, y se dan las conclusiones a que se llegaron - en el desarrollo de esta Tesis.

CAPITULO I

CLASIFICACION Y CARACTERISTICAS DE LOS FLUIDOS

## CLASIFICACION Y CARACTERISTICAS DE LOS FLUIDOS.

Los flúidos se clasifican primeramente en: Newtonianos y Ne-Newtonianos. (4,8,9,)

Los flúidos Newtonianos son aquéllos cuyo comportamiento obedece la Ley de Newton de la Viscosidad, la cual se expresa - como sigue:

$$\tau_{yx} = -\mu \frac{dv_x}{dy} \quad (1.1)$$

y establece que la fuerza cortante por unidad de área es proporcional al gradiente de velocidad e índice del esfuerzo.

Dentro de este grupo se encuentran todos los gases y los líquidos más simples.

Los flúidos Ne-Newtonianos son aquéllos cuyo comportamiento no obedece la Ley de Newton de la Viscosidad; dentro de este grupo se encuentran las pastas, los lodos y los polímeros.

Estos flúidos Ne-Newtonianos se dividen a su vez, en tres - - clases:

- 1) Aquéllos cuyas propiedades son independientes del tiempo y duración del esfuerzo.
- 2) Aquéllos cuyas propiedades dependen de la duración del es fuerzo.

3) Aquéllos que presentan características análogas a las de los sólidos.

1) INDEPENDIENTES DEL TIEMPO: Este grupo está formado por -- los siguientes materiales:

a) Flúidos Plásticos de Bingham, que pueden considerarse los más simples, ya que lo único que los diferencia -- de los flúidos Newtonianos, es que la relación lineal entre el esfuerzo cortante y el índice de esfuerzo no pasa por el origen, es decir, la ecuación de este tipo de flúidos, es:

$$\tau_{yx} = -\mu_0 \frac{dv_x}{dy} + \tau_0 \quad , \text{ si } |\tau_{yx}| > 0 \quad (1.2a)$$

$$\frac{dv_x}{dy} = 0, \text{ si } |\tau_{yx}| < 0 \quad (1.2b)$$

El signo positivo de  $\tau_0$  se emplea cuando  $\tau_{yx}$  es positivo, y vi ceverza.

$\tau_0$  recibe el nombre de esfuerzo de cedencia y representa el valor mínimo de esfuerzo cortante (fuerza por unidad de área) que hay que aplicar al flúido para que éste comience a fluir; es una medida de su resistencia al flujo.

En la figura 1.1 se muestra la forma que presenta la curva -- del esfuerzo cortante contra el índice de esfuerzo (o gradiente de velocidad), para varios tipos de flúidos. La curva B corresponde a los Plásticos de Bingham.

La curva A nos muestra el comportamiento de los flúidos Newtonianos, nótese que ambas curvas (A y B) son rectas, y que la diferencia estriba en que la curva A pasa por el origen, y la B, no. Esto significa que los flúidos Newtonianos no requieren de la aplicación de una fuerza de magnitud determinada para fluir.

Como ejemplos de flúidos Plásticos de Bingham, tenemos: Suspensiones de Roca en Agua, algunas pastas y Suspensiones de Combustibles Nucleares en agua pesada.

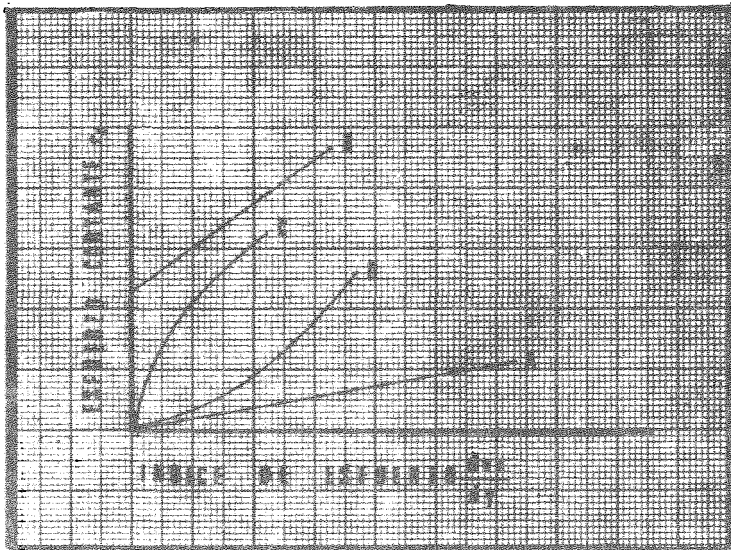


FIG. 1.1 -REOGRAMA PARA DISTINTOS TIPOS DE FLUIDOS.

- A - Flúidos Newtonianos.
- B - Flúidos Plásticos de Bingham.
- C - Flúidos Pseudoplásticos.
- D - Flúidos Dilatantes.

- b) Los materiales pseudoplásticos abarcan la mayoría de los flúidos No-Newtonianos, como son: Soluciones Poliméricas, suspensiones de pulpa y papel, y pigmentos.

El comportamiento de estos flúidos queda definido por la ecuación de Ostwald - De Waele, que se expresa de la manera siguiente:

$$\tau_{yx} = -\mu \frac{k}{gc} \left[ \frac{dv_x}{dy} \right]^n \quad (1.3)$$

Esta ecuación recibe también el nombre de Ley de la Potencia debido a que el índice de esfuerzo,  $\frac{dv_x}{dy}$ , o gradiente de velocidad, está elevado a una potencia  $n$ .

Para un valor de  $n = 1$  y  $k = \mu$ , esta ecuación se reduce a la ecuación de Newton.

En el caso de materiales pseudoplásticos, el índice de comportamiento reológico,  $n$ , tiene un valor mayor que uno;  $k$ , recibe el nombre de número de consistencia.

- c) Los materiales dilatantes quedan también definidos por la ecuación de Ostwald - De Waele (1.3), sólo que en este caso,  $n$  toma valores menores que uno.

Las curvas C y D de la figura 1.1, son típicas del comportamiento de los flúidos pseudoplásticos y dilatantes, respecti

vamente. Como se observa, en el caso de los primeros, la viscosidad aparente disminuye conforme aumenta el índice de esfuerzo; y en el de los segundos, la viscosidad aparente aumenta conforme aumenta el índice de esfuerzo.

Como ejemplos de materiales dilatantes, tenemos: Suspensiones acuosas de mica, almidón y arena.

2) DEPENDIENTES DEL TIEMPO: Este grupo abarca aquellos materiales, para los cuales, el esfuerzo cortante varía de acuerdo con la duración del esfuerzo aplicado. Naturalmente, no se toman las variaciones producidas por roturas mecánicas o destrucción de las partículas o de enlaces moleculares.

a) Los flúidos Tixotrópicos poseen una estructura definida, cuyo rompimiento depende del tiempo e intensidad del esfuerzo aplicado. El esfuerzo cortante disminuye conforme se va rompiendo la estructura a un esfuerzo cortante aplicado de valor constante. La estructura puede reconstruirse nuevamente, sino se aplican fuerzas externas que prevengan dicha reconstrucción.

En la figura 1.2 se muestra un diagrama de esfuerzos para un flúido Tixotrópico, obtenido con un viscómetro rotacional.



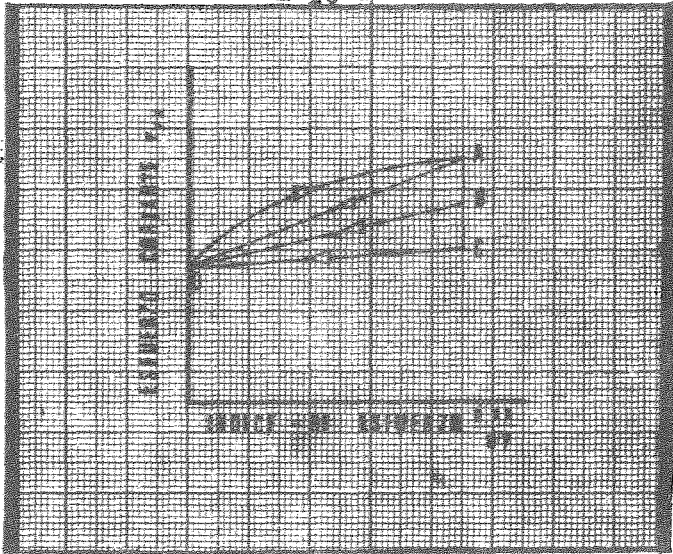


FIG. 1.2 -DIAGRAMA DE ESFUERZOS  
PARA UN FLUIDO TIXOTROPICO.

El área dentro de la curva DAD nes da la cantidad de tixotropía que presenta el fluido.

Si se mantiene un valor constante del índice de esfuerzo, - después de alcanzar el punto A en la curva superior, el esfuerzo cortante irá disminuyendo por la línea AB hasta llegar al punto C, en donde no se podrá obtener un mayor rompimiento de la estructura del fluido a ese valor del índice de esfuerzo. Si a continuación se disminuye el índice de esfuerzo, el fluido seguirá la curva CD.

La mayonesa, las pinturas, tintas y lodos, constituyen ejemplos característicos de este tipo de fluidos.

b) Los flúidos Reopécticos aumentan su viscosidad aparente en forma rápida cuando se les agita. En este tipo de flúidos pueden incluirse las soluciones bentoníticas y las de pentóxido de vanadio.

3) FLUIDOS VISCOELASTICOS: Estos presentan una recuperación elástica de las deformaciones sufridas durante el flujo; - en este grupo se encuentran los flúidos poliméricos.

En el flujo de este tipo de flúidos, se presentan esfuerzos normales (perpendiculares) a la dirección del flujo, - además de los esfuerzos tangenciales.

La presencia de estos esfuerzos dá lugar a fenómenos poco usuales como es el Efecto Weissenberg, debido al cual, el flúido tiende a subir por la flecha de los agitadores cuando éstas están en rotación

Para el flujo a régimen permanente de los materiales viscoelásticos, pueden emplearse las ecuaciones desarrolladas para flúidos pseudoplásticos.

CAPITULO II

CARACTERISTICAS DE LOS LODOS.

CARACTERISTICAS DE LOS LODOS.

a) DEFINICION: Un lodo se define como la suspensión de una materia sólida en un líquido, originándose así un fluido compuesto de dos fases: una sólida y otra líquida.

De acuerdo a la forma en que se acoplan ambas fases, los lodos se clasifican en: Homogéneos y Heterogéneos.

Los lodos Homogéneos están constituidos por partículas sólidas de diámetro pequeño distribuidas uniformemente en la fase líquida, de manera que no existe un gradiente de concentración en dirección radial, en un tubo colocado horizontalmente (Fig. 2.1).

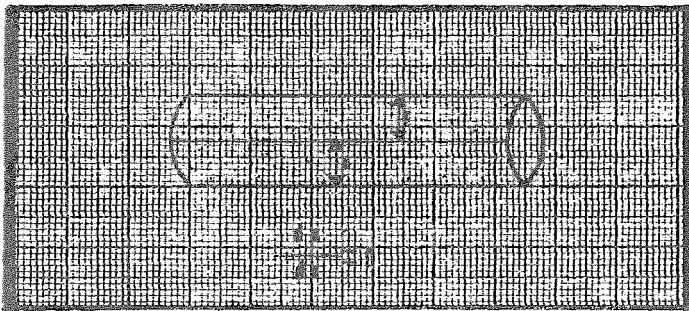


FIG. 2.1 -DISTRIBUCION DE SOLIDOS EN DIRECCION RADIAL.

Este tipo de lodos, presenta características reológicas No--Newtonianas, comportándose como Plásticos de Bingham, por lo que quedan definidos por la ecuación (1.2)

Como ejemplos de Lodos Homogéneos, podemos citar las suspensiones arcillosas, aguas de desecho, suspensiones de partículas de combustibles nucleares en agua pesada, suspensiones de pulpa de papel.

Los lodos heterogéneos, por otro lado, presentan una marcada diferencia de concentraciones en dirección radial, o sea, existe un gradiente de concentración.

El tamaño de partícula es mayor en este tipo de lodos, y la concentración es menor. Las suspensiones de roca fosfórica son un buen ejemplo para ilustrar este tipo de lodos, así como las de arena en agua y sal en benceno.

Por lo general, los lodos encontrados comercialmente o en la industria, presentan un carácter mixto; es decir, no pueden clasificarse como homogéneos, ni como heterogéneos. Las partículas más finas se suspenden en la fase líquida, formando un lodo homogéneo, y las partículas de mayor tamaño, constituyen la parte heterogénea del sistema.

A continuación se definen algunos conceptos que serán útiles en el desarrollo de los métodos de cálculo:

b) VELOCIDAD MINIMA: Es el valor límite que puede alcanzar la velocidad de flujo del fluido, abajo del cual, las partículas comienzan a asentarse libremente. Recibe también el nombre de Velocidad Crítica.

Si se va aumentando gradualmente el valor de la velocidad, se llega a un punto en el cual todas las partículas sólidas son transportadas en un flujo que podría considerarse casi Homogéneo, desapareciendo el gradiente de concentración.

Este valor de la velocidad recibe el nombre de Velocidad Normal, o Estándar.

Entre estas dos velocidades está comprendida la región que Spells (10) llama "De Flujo Heterogéneo". En dicha región, existe un gradiente de concentración definido, en dirección radial, y la caída de presión es mayor de lo que se espera en el caso de fluidos bajo condiciones normales de flujo.

Si se grafican las pérdidas por fricción, vs. velocidad para ambos tipos de lodos, se obtienen curvas completamente diferentes, como se muestra en la figura 2.2.

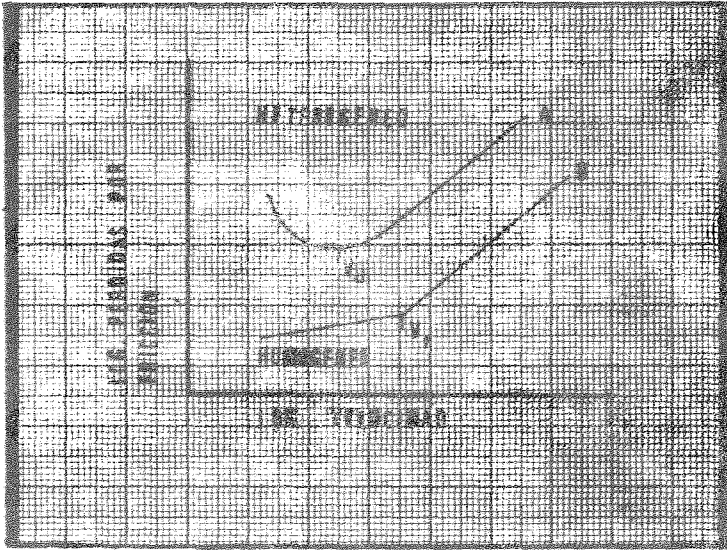


FIG. 2.2 -GRAFICA DE PERDIDAS POR FRIC-  
CION VS. VELOCIDAD, PARA LODOS HOMOGENEOS  
Y HETEROGENEOS.

En la curva A para Lodos Heterogéneos,  $V_d$  representa la velocidad crítica de asentamiento. La forma característica de la curva (en forma de Gancho), se debe al asentamiento de partículas a velocidades menores que  $V_d$ , que producen mayores pérdidas por fricción.

Esta velocidad de asentamiento es válida sólo para tuberías horizontales, ya que en el caso de tuberías verticales, las partículas sólidas son levantadas por el mismo flujo ascen-

dente.

El valor de  $V_d$  depende principalmente de la velocidad de asentamiento de las partículas de mayor tamaño y del grado de turbulencia en la tubería; por lo tanto, el valor de  $V_d$  aumenta proporcionalmente al tamaño de partícula, a su gravedad específica y a la concentración o viscosidad del lodo.

La velocidad crítica de asentamiento presenta también un aumento proporcional a la raíz cuadrada del diámetro de la tubería.

La curva B se refiere a los lodos homogéneos y en ella,  $V_t$  representa la velocidad crítica de transición, característica de los lodos homogéneos.

Analizando ambas curvas (A y B), puede observarse, que para lodos homogéneos, es posible diseñar un sistema que opere a una velocidad menor que  $V_t$ , ya que lo que se altera, es la viscosidad aparente del lodo; en cambio, en un lodo heterogéneo, no puede operarse un sistema a velocidades menores que  $V_d$ , ya que comenzarán a asentarse las partículas, aumentando las pérdidas de presión por fricción.



CAPITULO III

PARAMETROS DE DISEÑO.

### PARAMETROS DE DISEÑO.

Antes de proceder a los cálculos de diseño, es necesario medir la concentración del lodo, la reología que presenta y el patrón de flujo, y seleccionar un diámetro en forma tentativa.

#### a) CONCENTRACION DE SOLIDOS.

La concentración de sólidos en un lodo está controlada frecuentemente por condiciones del proceso, ya sean anteriores o posteriores a este punto, de tal forma que las variables dependientes, o sean la viscosidad y la gravedad específica, quedan también definidas.

Sin embargo, cuando es necesaria la adición de líquido, antes de transportar los sólidos, debe tenerse en cuenta que el grado de dilución puede influir grandemente en el resto del proceso, y en la transportación misma.

Los lodos con concentraciones hasta en un 40% son fácilmente manejables cuando el área superficial de las partículas es -- baja; es decir cuando el tamaño de partículas es grande; sin embargo algunos materiales finos, tales como arcilla, aguas de desecho pueden ser flúidos a concentraciones del 10% o menos.

Como regla general, los sólidos cuyo tamaño varía entre 33 y

44 micrones (325 Mallas), serán completamente fluidas cuando se suspendan a un volumen del 40%.

En el caso de lodos más espesos o más diluidos, es necesario tener un conocimiento adecuado de la relación entre la reología del lodo y la concentración, para poder seleccionar una concentración bombeable.

Una manera de hacer una estimación adecuada, es el reducir la concentración de asentamiento estático en un 10 ó 15% en volumen. Normalmente los lodos cuya concentración se acerca a la de asentamiento estático, pueden ser bombeados, siempre y cuando las pérdidas por fricción sean tolerables.

La concentración de asentamiento estático se determina, permitiendo que un lodo de concentración conocida, se asiente en condiciones estáticas en un cilindro graduado, hasta que la interfase lodo/agua alcance el equilibrio.

La concentración de partículas asentadas se calcula a partir de la concentración inicial, así como de los volúmenes, inicial y final. En el caso de que el lodo no se asiente, es que ya está demasiado espeso.

La concentración en volumen, y la gravedad específica del lodo están directamente relacionadas, dependiendo solamente de las gravedades específicas de los sólidos y del líquido.

La figura (3.1) muestra la relación de estas propiedades para sólidos con una gravedad específica de 2.7, y agua. Es conveniente hacer una gráfica de este tipo para el lodo con que estemos trabajando.

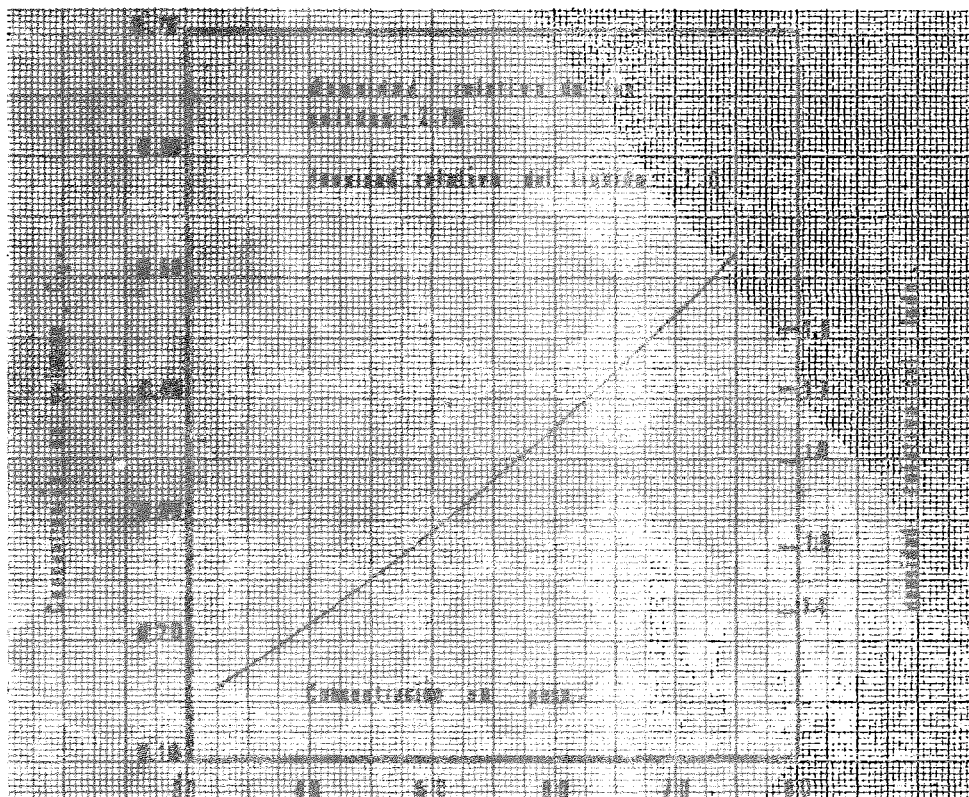


FIG. 3.1 --RELACION DE CONCENTRACION EN PESO DEL LODO, DE ACUERDO A LA CONCENTRACION EN VOLUMEN DE SÓLIDOS Y A LA GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL SÓLIDO Y DEL LIQUIDO.

Para fines de diseño de tuberías, se puede considerar que - la mayor parte de los lodos comerciales caen dentro de la - siguiente clasificación:

1.- LODOS NEWTONIANOS, cuyo comportamiento queda descrito - por la propiedad reológica de la viscosidad, y pueden - ser tratados como verdaderos flúidos siempre y cuando - la velocidad de flujo sea lo suficientemente alta para - suspender las partículas sólidas. Estos lodos están com - puestos por partículas de diferentes tamaños, con pocas - partículas finas a concentraciones moderadas.

2.- LODOS PLASTICOS DE BINGHAM: Para conocer su comportamien - to, es necesario conocer el esfuerzo cortante en función - del índice de esfuerzo; dicha relación queda establecida - en un reograma, como el de la figura 1.1

Estos lodos están compuestos por sólidos finos a altas con - centraciones.

La necesidad de construir un reograma de este tipo, radica - en el hecho de que con él pueden determinarse el coeficiente - de rigidez ( $\eta$ ) y el esfuerzo de cedencia ( $\tau_0$ ) a cualquier con - centración.

Los datos necesarios para construir un reograma, deben obte - nerse con un reómetro en el laboratorio.

CAPITULO IV

PROCEDIMIENTOS DE DISEÑO.

PROCEDIMIENTOS DE DISEÑO.

Aude et al. (2) proponen un método de diseño, el cual presenta diferencias en su aplicación para lodos homogéneos o heterogéneos; primeramente se describirá el método en una forma general, y a continuación se explicará más detalladamente, - según se trate de aplicarlo a lodos homogéneos o heterogéneos

- 1.- Clasificar el lodo, como homogéneo o heterogéneo.
- 2.- Seleccionar la concentración que debe poseer el lodo, si es que ésta no ha sido fijada por las condiciones del -- proceso.
- 3.- Seleccionar un diámetro de tubería, basado en los requerimientos del sistema.
- 4.- Calcular la velocidad crítica.
- 5.- Comprobar que la velocidad de diseño sea cuando menos -- 1 ft./seg. mayor que la velocidad crítica, para evitar -- la posibilidad de asentamiento. Tampoco debe ser esta ve -- locidad de diseño, mucho mayor, ya que se presentarían -- muchas pérdidas de presión por fricción, así como otros -- problemas, de los cuales se tratará más adelante.

Si la velocidad de diseño es menor que la velocidad crítica, será necesario repetir los cálculos, seleccionando otro diámetro de tubería, hasta obtener una diferencia adecuada de -- velocidades.

6.- Calcular las pérdidas de presión por fricción, de diseño haciendo una distinción entre las líneas de tubería verticales y horizontales, cuando se trate de lodos heterogéneos.

a) Lodos Homogéneos:

Para ilustrar el procedimiento a seguir, supondremos que el lodo en cuestión, se clasificó como homogéneo, y que el valor de la concentración fue fijado previamente por las condiciones del proceso (pasos 1 y 2); de igual manera, se ha seleccionado, en forma tentativa, un diámetro de tubería (paso 3).

El siguiente paso a seguir, es el cálculo de la velocidad crítica.

En este caso, la velocidad crítica representa el punto de transición entre el flujo laminar y el turbulento. Esta velocidad puede calcularse empleando el análisis desarrollado por Hedström (11) y Hanks. La curva elaborada por Hanks (figura 4.1) se emplea para correlacionar el número de Hedström ( $He$ ), con el número crítico de Reynolds ( $Re_c$ ), cuyo valor es menor de 2,100 para flúidos Newtonianos.



Una vez que se ha satisfecho la condición de que el diámetro del tubo dé como resultado una velocidad de diseño superior a la velocidad crítica, se calculan las pérdidas de presión por fricción, usando la relación del factor de Fanning y el número de Reynolds. En el caso de los plásticos de Bingham, el coeficiente de rigidez ( $\eta$ ), se sustituye en lugar de la viscosidad en el número de Reynolds, para cálculos de flujo turbulento, o sea, el valor de la velocidad de transición.

Como se dijo anteriormente, en la figura 4.1 se encuentra la relación entre el número crítico de Reynolds ( $Re_c$ ) y el de Hedström ( $He$ ). Esta relación se expresa como:

$$He = Re \times P_L \quad (4.1)$$

Donde  $P_L$  es el número de plasticidad, y

$$P_L = \frac{\tau_0/\eta}{V/D}; \quad Re = \frac{DV\rho}{\eta} \quad (4.2)$$

La manera de calcular la velocidad de transición, es la siguiente:

10.- Se calcula el número de Reynolds, empleando la velocidad y el diámetro seleccionados. Cabe señalar que la velocidad debe quedar dentro del rango de 4 a 7 ft./seg., ya que a menores velocidades, las partículas pueden asen

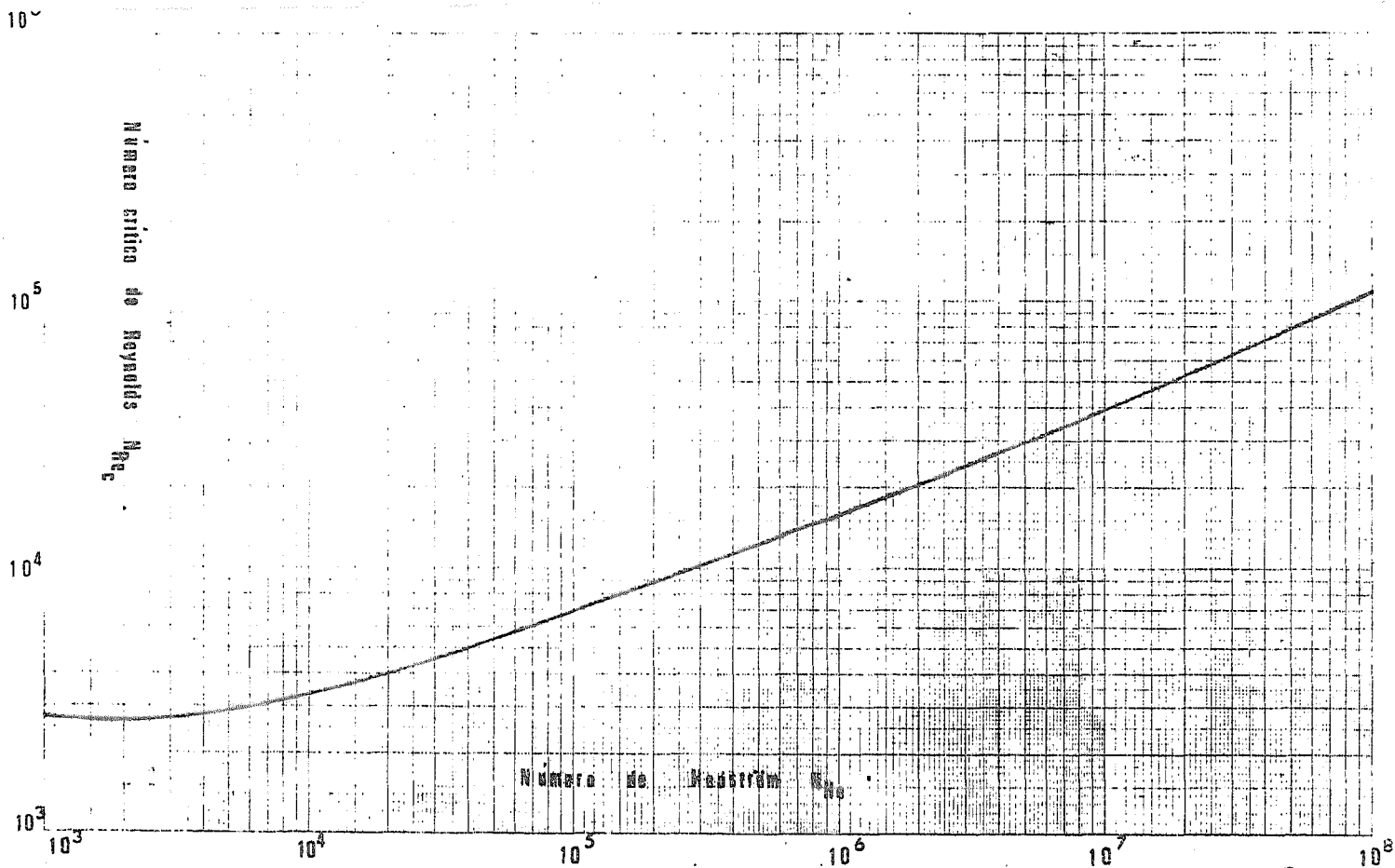


FIG.41.- Relación entre el número de Hedström  
y el número crítico de Reynolds.

tarse; las velocidades mayores son aplicables a lodos muy heterogéneos, y aún en el caso de usarse con lodos homogéneos, podrían presentarse problemas de abrasión en la tubería.

2o.- Se calcula el número de plasticidad  $P_1$  y con ambos ( $Re$  y  $P_1$ ) se obtiene el número de Hedström (Ecuación 4.1)

3o.- Teniendo el número de Hedström, se emplea la figura 4.1 y se obtiene el número crítico de Reynolds.

$$Re_c = \frac{DV_t \rho}{\eta} \quad (4.3)$$

4o.- Se calcula el valor de la velocidad de transición.

$$V_t = V_D \left( \frac{Re_c}{Re} \right) \quad (4.4)$$

Si el valor de la Velocidad de Diseño (la seleccionada previamente) es lFT/SEG. mayor que la velocidad de transición (como mínimo) la selección hecha es correcta. En el caso contrario, habrá que seleccionar un diámetro menor de tubo y repetir los cálculos anteriores.

El factor de fricción de Fanning ( $f$ ) se encuentra, empleando el número de Reynolds calculado con la ecuación (4.2) y la gráfica de Reynolds vs  $f$  (12); las pérdidas por fricción se encuentran mediante la ecuación:

$$\Delta H = f \frac{L}{D} \frac{u^2}{2gc} \quad (4.5)$$

Generalmente, las pérdidas por fricción se calculan para una longitud determinada, por ejemplo, 100 FT.; y posteriormente se calculan para la longitud total del sistema.

La selección del factor de fricción empleado en la ecuación -- (4.5), requiere de la suposición de la rugosidad ( $\epsilon$ ) que existe en la tubería del sistema, un tiempo después de estar en -- operación, lo cual es difícil de predecir, a menos que se tenga experiencia previa en este tipo de diseños; en caso contrario, lo más conveniente es diseñar el sistema para tubería rugosa empleando para ello el factor "C" de Hazen Williams, cuyo valor es 100 y que proporcionará una capacidad de pérdidas -- por fricción 100% mayores que para sistemas con tubería de acero nueva.

a) Lodos Heterogéneos:

En este caso la Velocidad Crítica corresponde a la Velocidad de Asentamiento de las Partículas de mayor tamaño; esta velocidad sólo hay que determinarla para tuberías horizontales, ya que en las verticales, no ocurre el asentamiento.

$$Fr_c = \frac{V_d}{\sqrt{gD}} \quad (4.6)$$

De donde despejando  $V_d$  tenemos.

$$V_d = Fr_c \sqrt{gD} \quad (4.7)$$

En las ecuaciones 4.6 y 4.7,  $V_d$  es la velocidad crítica de asentamiento.

Conociendo la concentración de sólidos y la gravedad específica de éstos, se emplea la curva correspondiente en la figura 4.2 y se lee el valor del número de Froude.

Con este valor y el diámetro seleccionado, se calcula la Velocidad Crítica de Asentamiento, la cual debe ser menor que la Velocidad de Diseño ( $V$ ).

A continuación se calculan las Pérdidas por Fricción usando la relación de Reynolds contra  $f$ ., con las correcciones adecuadas para Lodos Heterogéneos fluyendo por tubería horizontal.

Estos lodos ocasionan una mayor caída de presión por fricción ya que la distribución de sólidos en el tubo, no es uniforme.

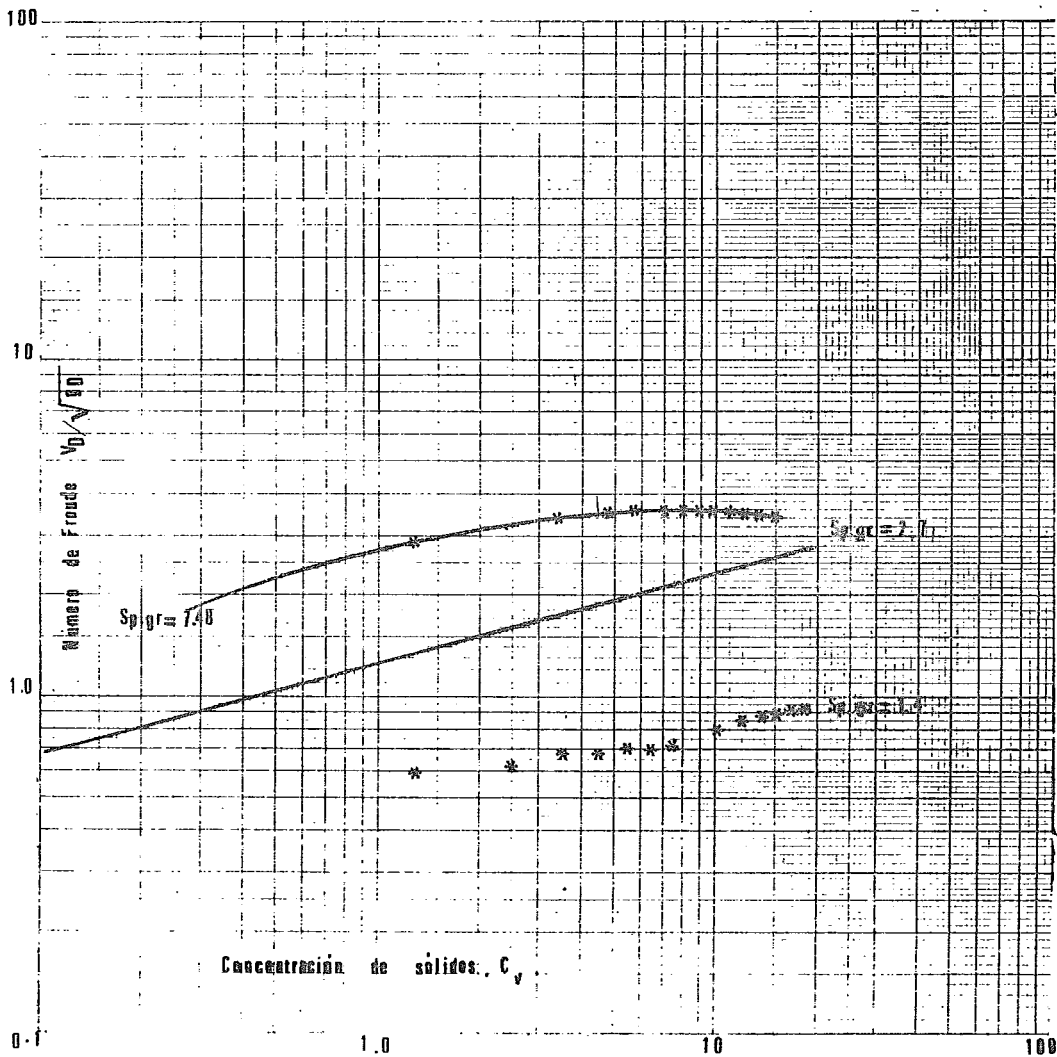


FIG. 4.2 -RELACION DEL NUMERO DE FROUDE CON LA CONCENTRACION DE SOLIDOS.

Durand (6) propuso una ecuación empírica para corregir el factor de fricción:

$$f = f_w \left[ 1 + 82 \left( \frac{gD}{v^2} \cdot \frac{\rho - \rho_w}{\rho_w} \right)^{3/2} \right] \cdot \frac{C_v}{C_d^{3/4}} \quad (4.8)$$

La corrección de sobrepresión ( $f-f_w$ ) debe calcularse para cada tamaño de partícula cuando éste varíe significativamente con - objeto de poder establecer la relación adecuada entre el tamaño de partícula y el coeficiente de arrastre ( $C_d$ ). Es necesario emplear la concentración en volumen de cada tamaño de partícula.

Perry (13) sugiere el uso de un coeficiente de arrastre de 0.44 como mínimo, cuando el valor de Reynolds sea entre 1,000 y - 200,000, para cualquier tamaño de partícula. Sin embargo, es - más conveniente usar la gráfica de la figura 4.3 donde se relaciona el número de Reynolds con el coeficiente de arrastre y - la forma de la partícula.

La suma de las correcciones de sobrepresión ( $f-f_w$ ) para cada - partícula, multiplicada por el factor de fricción del agua ( $f_w$ ) nos dá el valor del factor de fricción empleado en la ecuación (4.9) para calcular las pérdidas por fricción en tubería horizontal para un lodo heterogéneo.

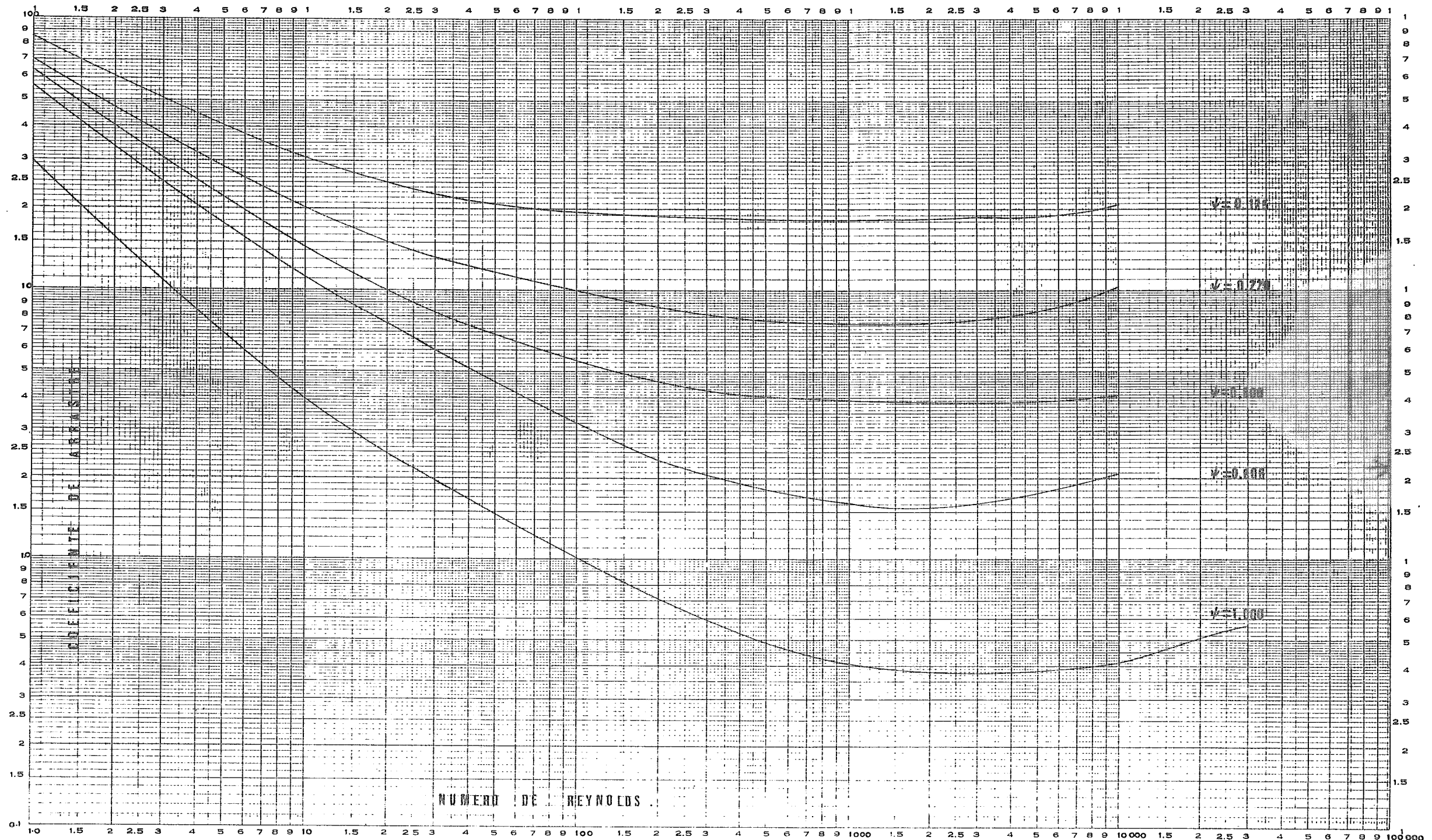


Fig. 4.3.- Relación del número de Reynolds con el coeficiente de arrastre.



$$\Delta H = f \frac{L}{D} \frac{u^2}{2g_c} \quad (4.9)$$

Otro método de cálculo de la Velocidad Crítica de Asentamiento, para lodos heterogéneos es el desarrollado por Spells (10) - - quien correlacionando una combinación del número de Froude y - de Reynolds obtuvo una nueva función dimensional:

$$\frac{\rho_L V^2}{\rho_e g \delta} = K' \left( \frac{\rho_m V D}{\mu} \right)^{0.775} \quad (4.10)$$

Donde  $K' = 7.22$  para la velocidad mínima, y  $21.31$  para la velocidad normal (Ver definiciones de Velocidad Mínima y Normal en el Capítulo II).

Para mayor simplicidad, la relación  $\rho_e / \rho_L$  puede reemplazarse - por  $\varphi$  .

$$\rho_e = \rho_s - \rho_L \quad \text{y} \quad \rho_m = c \rho_s + (1 - c) \rho_L$$

De esta forma los términos de densidad en la ecuación 4.10 - - pueden expresarse en términos de la concentración de sólidos, - de la densidad del líquido y de la densidad absoluta de los sólidos.

Rearreglando la ecuación 4.10 y despejando  $V$ , la velocidad, -  
tenemos:

$$V = (K \varphi \delta)^{0.816} \left( \rho \frac{D}{\mu} \right)^{0.663} \quad (4.11)$$

En esta ecuación,  $K$  toma valores de 232 y 685 para las veloci-  
dades mínima y normal, respectivamente.

El diámetro de la línea puede calcularse a partir de la si —  
guiente fórmula:

$$D = \frac{0.231 Q^{0.38}}{(k \varphi \delta)^{0.31} \left( \rho \frac{D}{\mu} \right)^{0.24}} \quad (4.12)$$

$K$  toma los valores anteriormente mencionados.

CAPITULO V

APLICACION DE LOS METODOS DE CALCULO PARA AMBOS TIPOS  
DE LODOS.

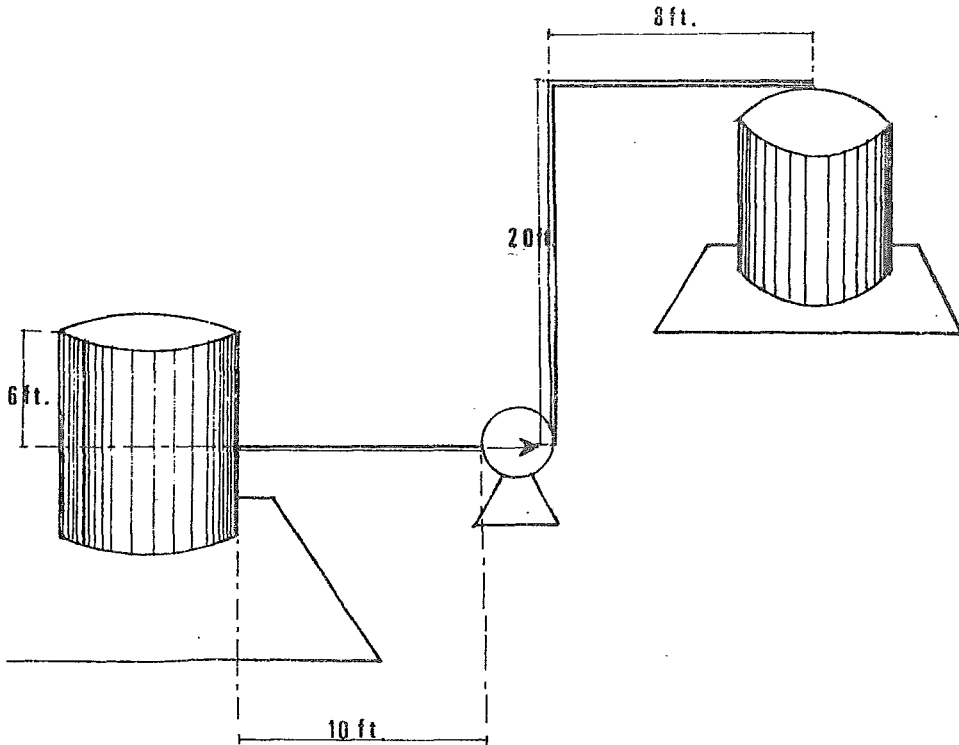
APLICACION DE LOS METODOS DE CALCULO PARA AMBOS TIPOS DE LODOS

I.- Se desea proyectar una tubería para transportar un lodo de  $\text{CaCO}_3$ , procedente de una torre carbonatadora que se encuentra en una planta productora de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , sin que exista la posibilidad de que se asienten las partículas sólidas de  $\text{CaCO}_3$ .

Se requiere un gasto de  $25 \text{ ft}^3/\text{min.}$ , con una concentración de 18% de sólidos; el  $\text{CaCO}_3$  tiene una densidad de  $135 \text{ lb}/\text{ft}^3$ . El diámetro de las partículas es  $0.001 \text{ ft.}$

La temperatura a la que se llevará a cabo el bombeo es de  $80^\circ \text{ F.}$ ; la densidad del agua es de  $62.2 \text{ lb}/\text{ft}^3$ ; la viscosidad del lodo es de  $0.862 \text{ cp.}$  La tubería consta de un tramo de  $18 \text{ ft.}$  de tubería horizontal, y de  $20 \text{ ft.}$  de tubería vertical ascendente; tiene además un codo de  $90^\circ$ .

Es necesario dimensionar la línea y encontrar la bomba necesaria para manejar el lodo.



De acuerdo con el método de Spells, primero calcularemos el diámetro.

$$10.- \quad D = \frac{0.231 Q^{0.38}}{(k\varphi\delta)^{0.31} (\rho_m/\mu)^{0.24}}$$

$k = 685$  para una velocidad normal.

a).- Cálculo de  $(k\varphi\delta)^{0.31}$ :

$$(k\varphi\delta)^{0.31} = [(685)(1.17)(0.001)]^{0.31} = 0.9354$$

b).- Cálculo de  $\varphi$ .

$$\varphi = \frac{\rho_s - \rho_L}{\rho_L} = \frac{135 - 62.2}{62.2} = 1.17$$

c).- Cálculo de  $\rho_m$ :

$$\rho_m = \alpha \rho_B + (1 - \alpha) \rho_L$$

$$\rho_m = (0.18)(135) + (1 - 0.18)(62.2) = 75.3 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\left(\frac{\rho_m}{\mu}\right)^{0.24} = \left(\frac{75.3}{0.862}\right)^{0.24} = (87.35)^{0.24} = 2.925$$

$$Q^{0.38} = (25)^{0.38} = 3.405$$

Aplicando la ecuación de Spells, tenemos:

$$D = \frac{(0.231)(3.405)}{(0.9354)(2.925)} = 0.2874 \text{ ft.}$$

El diámetro más adecuado a nuestras necesidades es el de 3" -- céd. 40, ya que el de 4" céd. 40 nos daría una velocidad inferior y no tendríamos la seguridad de que existiera flujo homogéneo.

La nueva velocidad será:

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{25 \frac{\text{ft}^3}{\text{min.}}}{0.0514 \text{ ft}^2 \times 60 \frac{\text{seg}}{\text{min}}} = 8.1 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$$

2o.- Cálculo de la Potencia de la Bomba:

a).- Balance de Energía:

$$Z_1 + 144 \frac{P_1}{\rho_1} + \frac{u_1^2}{2gc} + W = Z_2 + 144 \frac{P_2}{\rho_2} + \frac{u_2^2}{2gc} + \Delta H_f$$

$$W = (Z_2 - Z_1) + \Delta H_f.$$

b).- Cálculo de  $\Delta H_f$ .

$$\text{Re} = \frac{Du\rho}{\mu} = \frac{(0.2557)(1.1)(75.3)}{(0.862)(6.72 \times 10^{-4})} = 269,236$$

Para tubería de acero fundido,  $\frac{\epsilon}{D} = 0.003$ ;

$$f(1) = 0.026$$

$$\Delta H_f = f \frac{L}{D} \frac{u^2}{2gc} = 0.026 \frac{45.671}{0.2557} \frac{(8.11)^2}{64.4} = 4.73 \text{ ft.}$$

$$L = 18 + 20 + 30(0.2557) = 45.671$$

$$W = Z_2 - Z_1 + \Delta H_f = 20 - 6 + 4.73 = 18.73 \text{ ft.}$$

$$\text{BHP} = \frac{HQ \rho_m}{247000 \eta'} = \frac{(18.71)(25)(7.48)(75.3)}{(247,000)(0.4)} = 2.66 \text{ HP}$$

Se requiere una bomba centrífuga de impulsor abierto y una potencia de 3HP., para manejar una gasto de 25 ft.3 min.

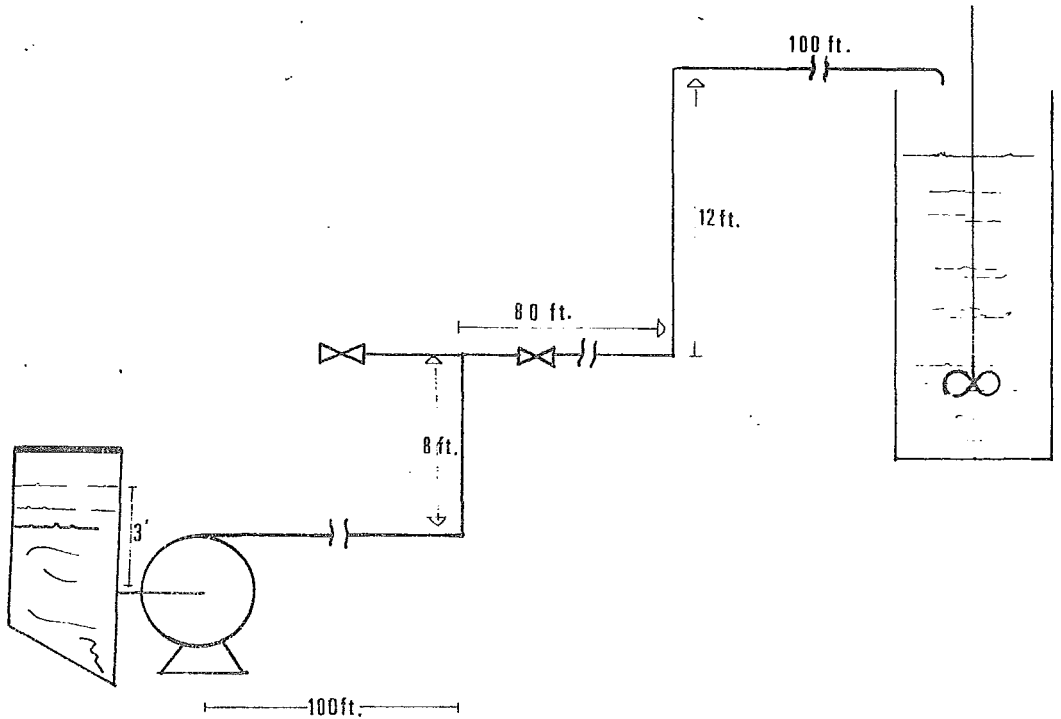
(1) Del Techinical Paper 410 Flow of Fluids.

II.- Se desea bombear un lodo compuesto por cenizas en agua, hasta un tanque que se encuentra a 300ft. de distancia, como se muestra en el esquema.

Las características del sistema y del lodo se encuentran en la siguiente tabla:

Contenido de Sólidos	60% en peso
Gravedad específica de los sólidos	2.7
Concentración en volumen	0.356

Gravedad específica del lodo	1.61
Densidad del lodo	100 Lb/ft.3
Temperatura	68°F
Coefficiente de rigidez ( $\eta$ )	60 cp.
Punto de cedencia ( $\tau_0$ )	50 dinas/cm. <sup>2</sup>
Flujo	800 GPM.





Solución

10.- Selección para un diámetro adecuado.

Para la selección de dicho diámetro, debemos basarnos en el -- flujo que debe haber en el sistema: 800 GPM., y obtener una ve locidad de diseño, dentro del rango fijado por Aude (2): 4 a 7 ft/seg.

$$Q = 800 \text{ GPM} \times 0.134 \frac{\text{ft}^3}{\text{gal}} \times \frac{1 \text{ min.}}{60 \text{ seg}} = 1.786 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}$$

Para un diámetro nominal de 6", D= 0.5054 ft.

$$S = \frac{ND^2}{4} = 0.2006 \text{ ft}^2.$$

$$V = \frac{Q}{S} = \frac{1.79}{0.2} = 8.92 \frac{\text{ft.}}{\text{seg}} \quad , \text{ se sale del rango.}$$

Para un diámetro nominal de 8" ced 40 D= 7,981 in = 0.6651 ft.

$$S = \frac{ND^2}{4} = 0.347 \text{ ft}^2.$$

$$V = \frac{Q}{S} = \frac{1.79}{0.347} = 5.15 \frac{\text{ft.}}{\text{seg}} \quad ; \text{ esta velocidad sí queda dentro del rango.}$$

Por tanto se escogerá un diámetro de 8" ced 40.

20.- Cálculo de la Velocidad Crítica.

a).- Número de Reynolds:

$$Re = \frac{Du\rho}{\mu} = \frac{(0.6651)(5.15)(100)}{(60)(6.72)(10^{-4})} = 8500$$

b).- Número de Plásticidad (PL)

$$P_L = \frac{r_o D}{V\eta} = \frac{(50)(0.6651)(100)}{(60)(5)} = 11.085$$

c).- Número de Hedstrom:

$$He = Re P_L = (8,500)(11.085) = 94,222.5$$

$$Re_c = 7,000 \text{ (de la fig. 4.1)}$$

$$V_t = V \left( \frac{Re_c}{Re} \right) = 5.15 \left( \frac{7,000}{8,900} \right) = 4.05 \frac{\text{ft.}}{\text{seg}}$$

La velocidad de diseño es 1.1 ft. / seg. mayor que la velocidad de transición, por lo tanto, nuestra selección es válida.

30.- Cálculo de las Pérdidas por Fricción.

$$\frac{\epsilon}{D} = 0.0002$$

$$f = 0.032$$

$$\Delta H_f = f \left( \frac{L}{D} \right) \left( \frac{v^2}{2gc} \right) = 0.032 \left[ \frac{388.45}{0.6651} \right] \left[ \frac{(5.15)^2}{64.4} \right] = 7.69 \text{ ft.}$$

$$L = 300' + (4)(30)(0.6651) = 388.45 \text{ ft.}$$

40.- Cálculo de la Presión de Descarga de la Bomba.

$$W = (Z_2 - Z_1) + \Delta H_f = 20 - 3 + 7.69 = 24.69 \text{ ft.}$$

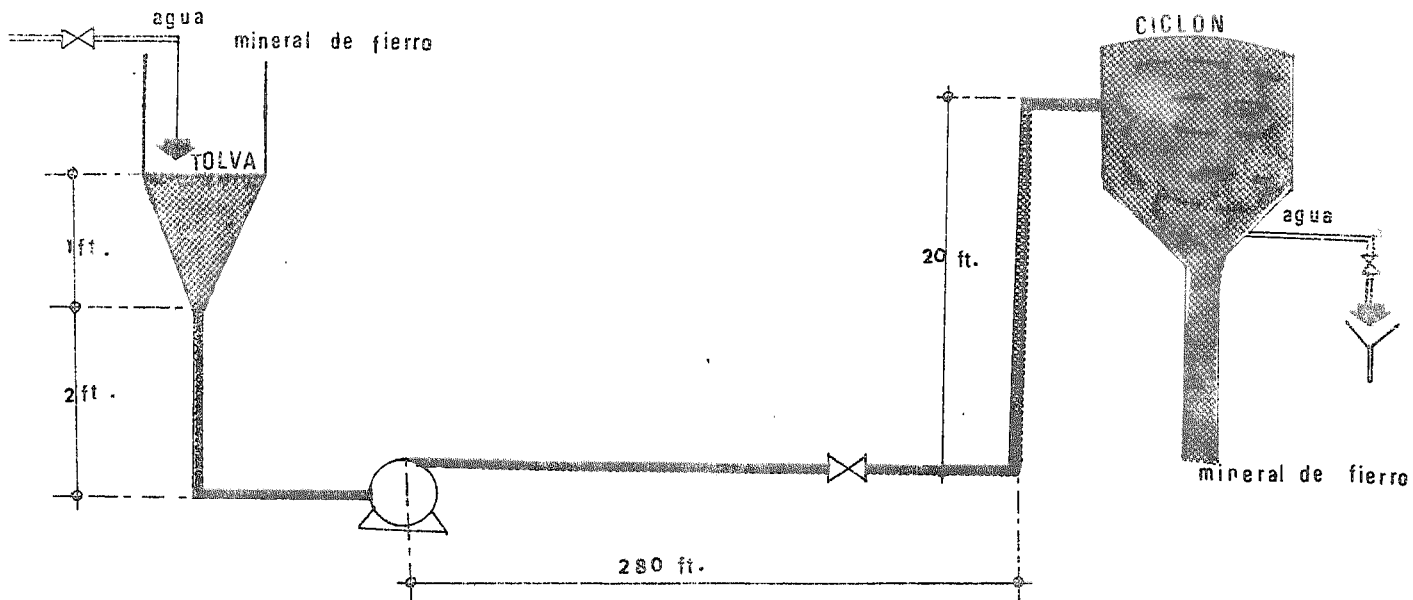
$$BHP = \frac{HQ \rho_m}{247,000} = \frac{(24.69)(800)(100)}{(247,000)(0.6)} = 13.32 \text{ HP.}$$

Se requiere una bomba centrífuga con impulsor abierto, con una potencia de 15 HP.

III.- Se desea transportar mineral de fierro, desde los yacimientos hasta la planta siderúrgica donde va a ser procesado; para ello se piensa suspender el mineral en agua y transportarlo por medio de bombeo a un gasto de 1,600 GPM, las características del sistema son las siguientes:

Contenido de sólidos:	35% wt.
Gravedad específica de los sólidos.	2.7
Densidad del lodo	120 lb/ft <sup>3</sup> .
Viscosidad del lodo	2.0 cp.
Tamaño de partícula	75% - 8x14 mallas 25% - 14x28 mallas.

La configuración del sistema de bombeo se muestra en el siguiente esquema.



Solución:

En este caso se trata de un lodo heterogéneo.

10.- Selección del diámetro de tubería y cálculo de la velocidad de diseño.

---

Tubería de 10" diámetro nominal. Cédula 40

D.I. = 10.02" = 0.8350 ft.

Area = 0.5475 ft<sup>2</sup>.

La velocidad de diseño será:

$$V_D = \frac{Q}{S} = \frac{(1,600 \text{ GPM})(0.1336) \frac{\text{ft}^3}{\text{gal}} \text{ min.}}{(0.5475) \text{ ft}^2 (60) \text{ seg.}} = 6.5 \frac{\text{ft.}}{\text{seg}}$$

20.- Cálculo de Reynolds para agua.

$$Re_w = \frac{D u \rho_w}{\mu} = \frac{(0.836)(6.5)(62.3)}{(6.72)(10^{-4})} = 503,200$$

El factor de fricción para lodos heterogéneos es igual:

$$f_w = 0.016$$

$$f = f_w \left[ 1 + 82 \left( \frac{eD}{\sqrt{2}} \cdot \frac{\rho - \rho_w}{\rho_w} \right)^{3/2} \frac{C_v}{C_D^{3/4}} \right]$$

De acuerdo con Perry, (13), para  $1,000 \leq Re_p \leq 200,000$  Cd. tie  
ne un valor aproximado de, 0.44, donde  $Re_p = \frac{D u \rho_p}{\mu}$

$$D_p = 400\mu \text{ y } 800\mu.$$

$$\text{Rep}_{400\mu} = \frac{(400)(10^{-6})(6.5)(62.3)(2.7)}{(0.3048)(1.8)(6.72)(10^{-4})} = 1,180$$

$$\text{Rep}_{800\mu} = \frac{(800)(10^{-6})(6.5)(62.3)(2.7)}{(0.3048)(1.8)(6.72)(10^{-4})} = 2,370$$

CV es la concentración en volumen, de sólidos:

$$C_V = \frac{(120)(0.35)}{(62.3)(2.7)} = 0.25$$

Tamaño de Partícula (mallas)	% wt.	$C_V$	$C_D^{(+)}$
8 x 14 (800 $\mu$ )	(0.75)(0.25)	0.1875	0.44
14 x 28 (400 $\mu$ )	(0.25)(0.25)	<u>0.0625</u>	0.44
		0.2500	

(+) Como  $cd=0.44$  para ambos tamaños de partícula, no es necesario calcular una  $f$  para  $Cv=0.1875$  y otra  $Cv=0.0625$ , sino sólo un cálculo para  $Cv=0.25$ .

$$f = 0.016 \left[ 1 + 82 \left( \frac{32.2}{42.25} \cdot 0.835 \cdot \frac{120 - 62.3}{62.3} \right)^{3/2} \frac{0.25}{(0.44)^{3/4}} \right]$$

$$f = 0.016 \left[ 1 + 82 (0.528)^{3/2} \left( \frac{0.25}{0.57} \right) \right]$$

$$f = 0.016 [1 + 82 (0.1778)]$$

$$f = (0.016)(15.59) = 0.2495$$

$$\Delta H_f = f \frac{L}{D} \frac{u^2}{2g_c} = \frac{(0.2495)(379.9)(42.25)}{(0.835)(64.4)} = 74.5 \text{ ft. en tubería horizontal.}$$

$$L_{\text{horizontal}} = 280 + 4(30)(0.835) = 280 + 99.9 = 379.9 \text{ ft.}$$

3o.- Pérdidas por fricción en tubería vertical.

$$Re_g = \frac{DV\rho_s}{\eta_s} = (0.835)(6.5)(120) \frac{1.488}{2.0} = 485,000$$

$$f = 0.0154$$

$$\Delta H_f = f \frac{L}{D} \frac{u^2}{2g_c} = (0.0152) \left( \frac{20}{0.835} \right) \frac{(42.25)}{64.4} = 0.238 \text{ ft.}$$

Caída de Presión total:

1o.- Presión Estática	20 ft (altura)
2o.- Caída Presión Horizontal	97.05 ft.
3o.- Caída Presión Vertical	<u>.238</u>
	117.288 ft.=117.3 ft.

Presión total de descarga en la bomba=117.3 ft.

$$BHP = \frac{HQ\rho_m}{247,000\eta} = \frac{(117.3)(1,600)(120)}{(247,000)0.7} = 32.5 \text{ HP}$$

Se requiere una bomba de 35HP. con impulsor abierto.

4o.- Cálculo de la velocidad crítica.

La velocidad crítica está determinada por la velocidad de asentamiento de la partícula de mayor tamaño.

cv para partícula de 8x14 mallas=0.75x0.25=0.1875

En la fig. (4.2), tenemos:

Con  $C_v = 0.1875$  y Sp. Gr. = 2.7,  $N_{Fr} = 0.8$

$$V_c = (0.8) \sqrt{(32.2)(0.835)} = 4.15 \text{ ft/seg.}$$

$$V_D - V_c = 6.50 - 4.15 = 2.35 \text{ ft/seg.}$$

La velocidad de diseño es 2.35 ft/seg. mayor que la velocidad crítica, por tanto, no habrá asentamiento de las partículas en la tubería horizontal.



CAPITULO VI

CONSIDERACIONES MECANICAS.

## CONSIDERACIONES MECANICAS

Los lodos son de naturaleza abrasiva, y a altas velocidades -- desgastan las partes del equipo de bombeo, así como las tube-- rías cuando entran en contacto con sus paredes.

Este es un punto muy importante que hay que tomar en cuenta -- cuando se diseña o selecciona equipo para estos sistemas.

### 1.- BOMBAS

- a).- BOMBAS CENTRIFUGAS: El uso de este tipo de bombas se encuentra limitado por condiciones de presión en la -- carcasa, y de la eficiencia con que trabajan, debidas a la naturaleza del material que manejarán.

La limitación de presión en la coraza se debe a que ésta debe -- estar dividida verticalmente para facilitar la reposición del -- impulsor y de los recubrimientos de la coraza cuando ya estén -- desgastados.

La velocidad del impulsor puede tener un valor máximo de 4,400 FT/SEG. para minimizar el desgaste de la voluta. La eficien-- cia es baja, debido a la sólida construcción del impulsor, y -- al claro relativamente grande que hay entre la garganta del im-- pulsor y éste.

Normalmente es necesario proporcionar un sello de agua en la flecha a una presión mayor que la de succión de la bomba; sin embargo se han empleado sellos mecánicos con resultados satisfactorios en aplicaciones a baja presión.

También se ha recurrido al uso de bombas recubiertas interiormente con hule, obteniéndose buenos resultados, a bajas presiones y con lodos finos, donde las partículas no tienen la suficiente inercia como para cortar el recubrimiento. En el caso de lodos más gruesos, se emplean aleaciones de níquel.

Cuando se requieren presiones altas, pueden emplearse varias bombas centrífugas en serie, obteniéndose una presión final de descarga de 600 PSI.

#### b).- Bombas de Desplazamiento Positivo:

Se emplean cuando la presión de descarga requerida es mayor de 600 PSI.

Cuando el lodo es muy abrasivo se emplean bombas de émbolo, usando un sistema de inyección de líquido, sin sólidos en suspensión, para evitar que se queden partículas sólidas en el empaque del émbolo (Ver fig. 6.1).

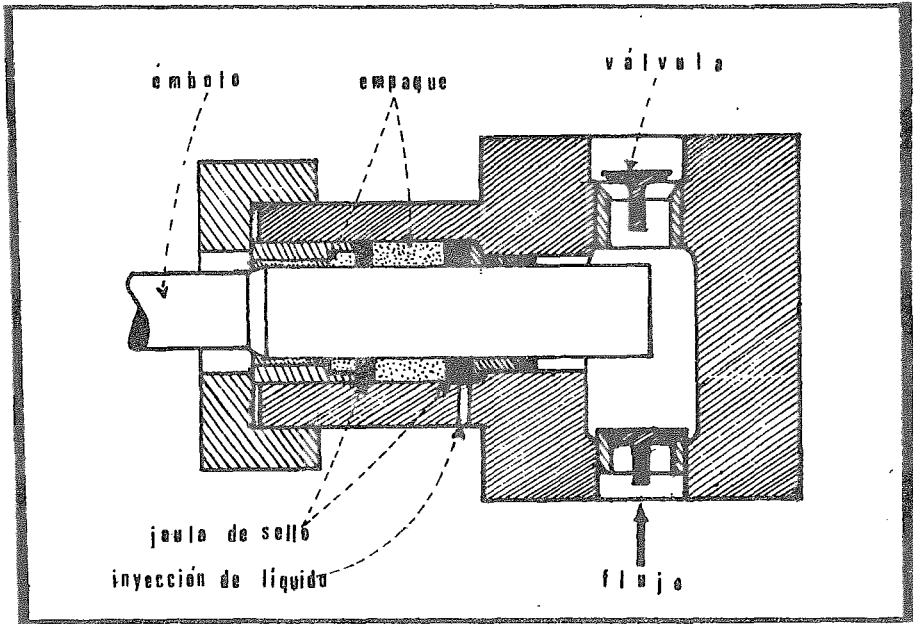


FIG. 6.1 - SISTEMA DE INYECCION DE LIQUIDO EN BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO.

Si el líquido no es tan abrasivo, puede usarse una bomba de -- pistón; la fig. 6.2 es un dibujo esquemático de una bomba de -- pistón duplex.

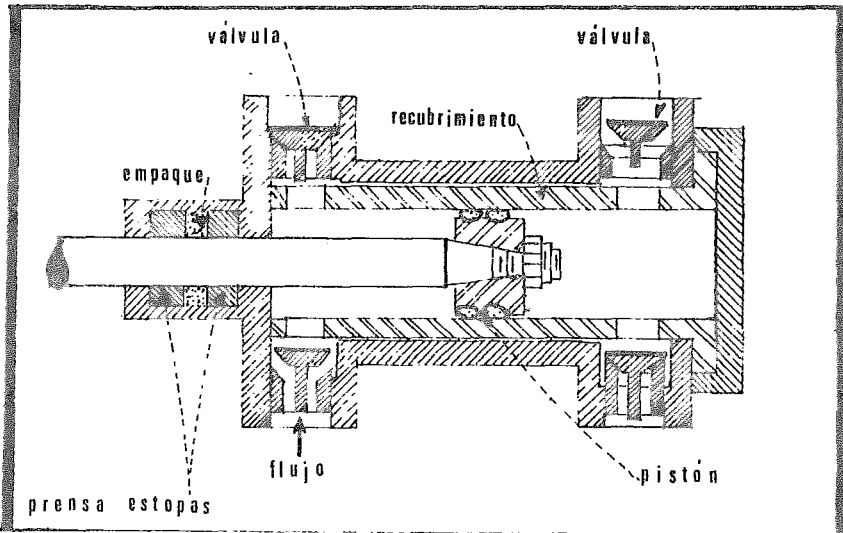


FIG. 6.2 - DIBUJO ESQUEMATICO DE UNA BOMBA DE PISTON DUPLEX.

En la actualidad están en operación bombas de este tipo con -  
potencias hasta de 1,700 HP, que manejan gastos hasta de 2,000  
GPM.

Cuando se emplean Bombas de Desplazamiento Positivo, es necesa  
rio utilizar eliminadores de pulsaciones, colocados lo más cera  
camente posible de la bomba.

Debe hacerse un análisis de las condiciones de vibración del -  
sistema de tuberías, para que los instrumentos de medición y -  
registro conectados al sistema, no sufran deterioro a causa de  
dicha vibración.

c).- Otros Tipos de Bombas.

La figura (6.3) muestra el sistema "Lockhopper"; que permite -  
utilizar bombas de agua de varias etapas, desarrollando altas  
presiones y sin que la bomba entre en contacto con el lodo - -  
abrasivo.

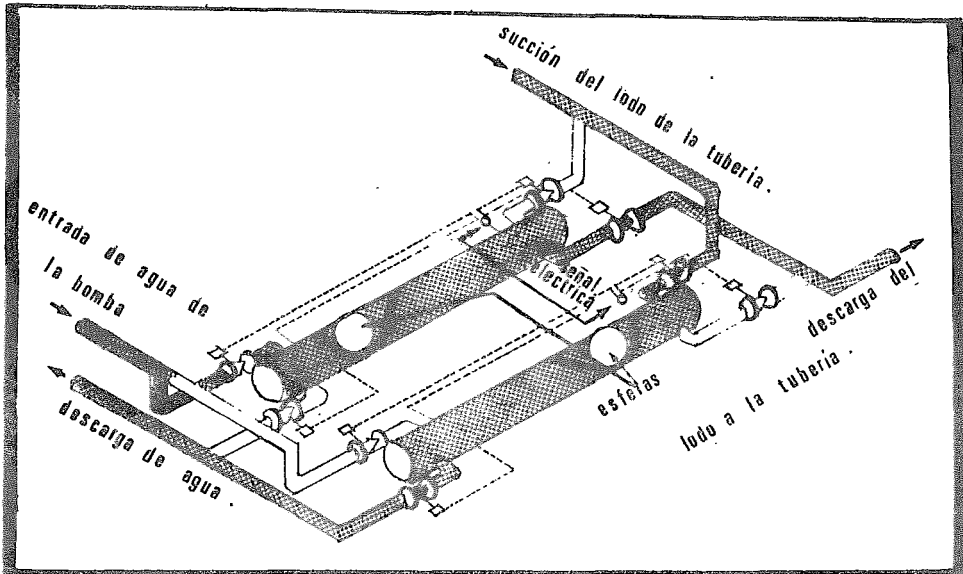


FIG. 6.3 --SISTEMA DE BOMBEO DE VALVULAS ALTERNANTES.

Es un sistema de Válvulas Alternantes; se emplea bastante en el dragado de minas, donde la bomba se coloca al nivel del suelo y el "Lockhopper" dentro de la mina.

Las bombas de diafragma son muy útiles en el caso de sistemas que requieran un gasto pequeño a baja presión y donde la vibración no representa un problema.

Las bombas de cavidad deslizante son el tipo ideal para flujos y presiones moderadas, en donde se requiere un bombeo uniforme; especialmente adecuada para lodos muy espesos.

En la figura (6.4) se muestra un diagrama esquemático del funcionamiento de estas bombas.

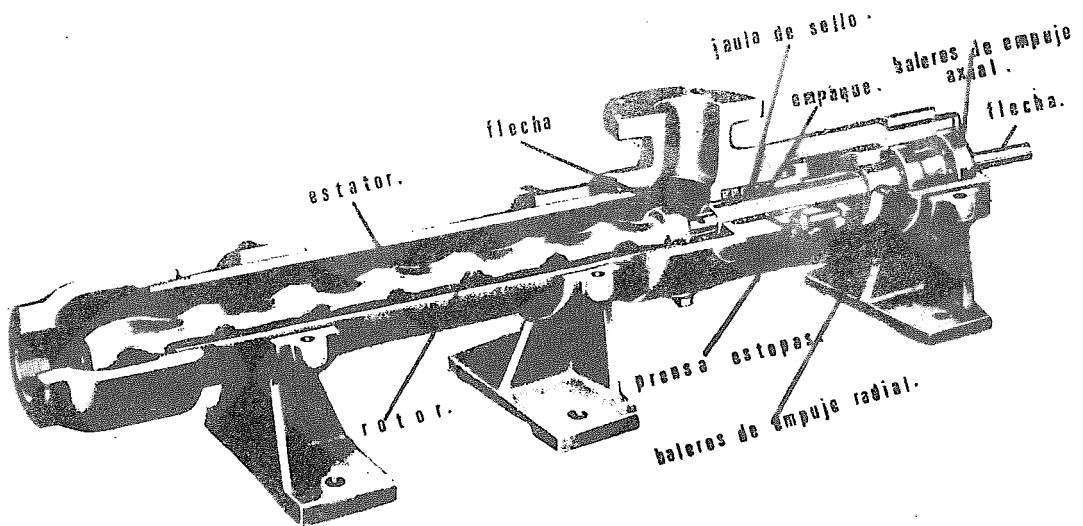


FIG. 6.4 -DIAGRAMA ESQUEMATICO DE UNA BOMBA DE CAVIDAD DESLIZANTE.

## 2.- TUBERIAS.

En el arreglo de las tuberías el diseñador debe tener en cuenta los siguientes puntos:

- a).- El Purgado Adecuado de las Tuberías, cuando se presenten paros normales, o de emergencia.
- b).- Las partes de tubería que más rápidamente se desgastan, son las que están localizadas cerca de la descarga de la bomba, ó bien después de cambios de dirección forzados, o en la parte que sigue a una restricción. Hay que permitir un fácil acceso a estos puntos, puesto que en ellos habrá que efectuar cambios de tubería con mayor frecuencia que en las partes rectas.
- c).- La rotación de las partes rectas horizontales de la tubería, con objeto de que el desgaste sea uniforme.
- d).- Fácil acceso para poder destapar la tubería.
- e).- Evitar los espacios muertos en "TES" y conexiones para que no existan problemas de acumulación de sólidos.

Aunque los puntos anteriores son de tenerse en cuenta tanto en



lodos homogéneos, como en heterogéneos, en estos últimos son mucho más críticos.

La selección de la cédula de la tubería debe hacerse, considerando el grado de corrosión que pueda presentarse.

Hay que hacer notar que la capa protectora que se forma en las paredes de la tubería por los productos de corrosión, es erosionada fácilmente por los sólidos transportados, resultando en una mayor pérdida de metal que la que se esperaría en un sistema líquido con propiedades químicas similares.

Con respecto a los ataques por abrasión, también se presentan en la tubería aunque en menor grado. La abrasión comienza a ser significativa a velocidades mayores de 7 FT/SEG. y representa un problema serio a velocidades superiores a los 15 FT/SEG.

En estos casos convendría usar recubrimientos internos de hule ó concreto, así como Codos de un Radio mayor para minimizar el desgaste en los cambios de dirección.

Debe evitarse el uso de acoplamientos roscados pues estos puntos constituyen lugares de ataque por abrasión.

### 3.- VALVULAS.

Estas, al igual que las bombas, deben diseñarse de manera que -

no presenten espacios muertos donde puedan acumularse los sólidos y disminuyan la eficiencia de operación del sistema.

No deben presentarse obstrucciones al flujo, ni emplearse superficies metálicas maquinadas para cerrar.

La figura 6.5 muestra dos arreglos diferentes de válvulas; El de la derecha, presenta menor desgaste que el de la izquierda. Existen muchas válvulas de baja presión con sellado de hule-hule o bien de hule-metal.

Las válvulas más adecuadas son las de globo, ya que no presentan obstrucciones al flujo.

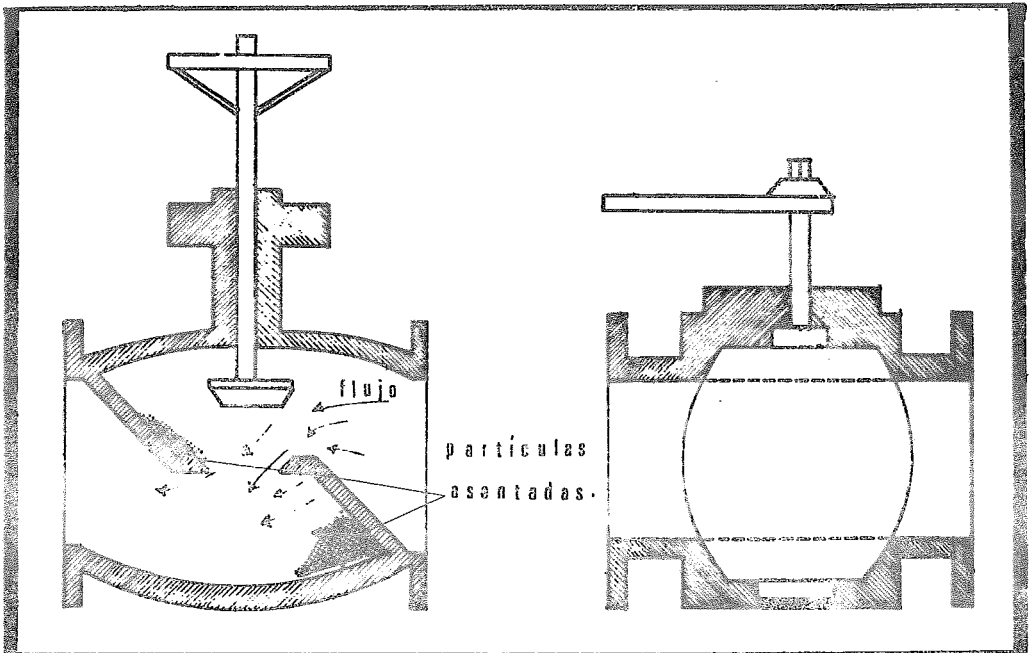


FIG. 6.5 -DOS ARREGLOS DIFERENTES DE VALVULAS.

d).- INSTRUMENTOS: (5)

La medición de las variables del sistema se ve complicada por la presencia de sólidos en el lodo, ya que los elementos primarios de medición empleados convencionalmente se desgastarían rápidamente, o bien quedarían obstruidos por los sólidos.

El desgaste afectaría también al sistema en sí, debido a la tur

bulencia producida por el elemento de medición (orificios, hojas de turbina, etc.).

La necesidad de evitar la obstrucción del elemento sensor es la consideración más importante en la selección de elementos de medición para sistemas que manejan lodos.

La acumulación de los sólidos en el elemento de medición, es también un problema. Por ejemplo un Densitómetro de Radiación o un Medidor Magnético de Flujo, darán lecturas erróneas si están colocados en un tubo horizontal donde se depositen los sólidos.

#### MEDIDORES DE PRESION.

La detección de presión no presenta normalmente problemas serios, excepto que se presente el problema de obstrucción, sobre todo - si se trata de plantas que manejan Flúidos Poliméricos.

Por lo tanto, el elemento sensor no debe tener cavidades donde puedan acumularse los sólidos.

En la mayoría de los casos, un procedimiento satisfactorio consiste en emplear lo que se ha dado en llamar "Sellos Químicos - de Línea", mostrados en la fig. (6.6) que consisten en un Tubo de Teflón Flexible, que forma una cámara entre su pared exterior y la pared interior del tubo metálico donde vá instalado el Manómetro.

Dicha cámara contiene un líquido que es el que transmite las variaciones de presión al Manómetro.

Como todos los sistemas que emplean un líquido transmisor en éste, es necesario efectuar correcciones por variación de la temperatura ambiente. Desde luego, el tipo de líquido que se use debe estar de acuerdo a la temperatura que se tenga en el proceso. El rango mínimo de estos sistemas de medición es de 0 a 20 Psig.; para sistemas a vacío se emplea un elemento de fuelles.

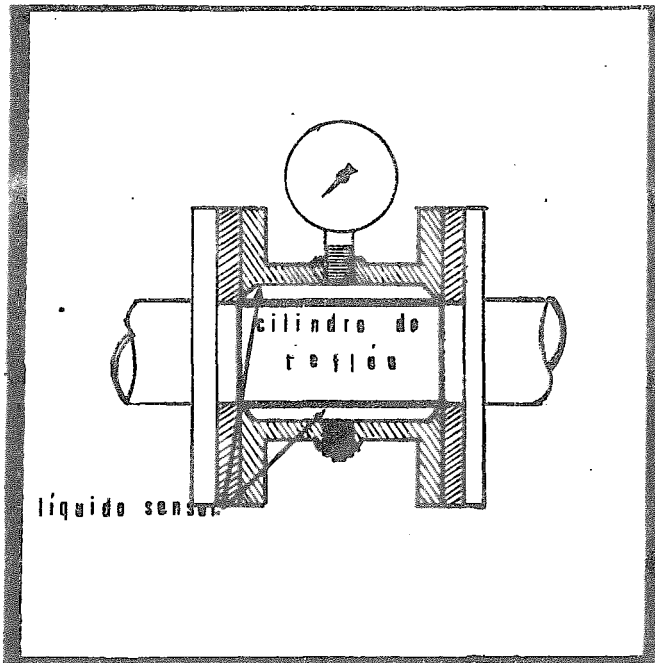


FIG. 6.6 -DIAGRAMA ESQUEMATICO DE LOS SELLOS QUIMICOS.

### MEDIDORES DE TEMPERATURA.

Cuando se trata de Plantas Productoras de Polímeros, la temperatura es la variable más importante del sistema, ya que la variación de ésta, puede provocar que la polimerización se lleve a cabo en la tubería que conduce el Monómero al Reactor, ocasionando la obstrucción de dicha tubería.

Sin embargo la medición de la temperatura, no presenta ningún problema serio en lo que se refiere a elementos primarios de medición, pues se pueden emplear los elementos convencionales, o sean termopares.

Existen otros dos tipos de Termómetros, los cuales sólo se mencionarán sin profundizar: Los Termómetros Infrarrojos, que miden la temperatura, sin entrar en contacto con el objeto; y el Termómetro de Cristal de Cuarzo, para mediciones extremadamente exactas; la sensibilidad de éste último llega a ser hasta - de  $0.0003^{\circ}\text{C}$ .

### MEDIDORES DE FLUJO.

Aquí el problema es más serio, debido a la abrasividad de los lodos, así como la acumulación de éstos y de los líquidos poliméricos en las partes integrantes del elemento de medición.

El tipo de medidor más adecuado para nuestro caso, es el Medidor Magnético, ya que puede emplearse con lodos o líquidos poliméricos sin ningún problema.

Su operación se basa en la Ley de Inducción Electromagnética, - que establece que cuando se mueve un conductor a lo largo de un campo magnético, se induce en aquél un voltaje proporcional a - la velocidad con la que se mueve el conductor.

En nuestro caso el conductor es el flúido, por lo cual, la úni- ca condición necesaria para emplear este tipo de elementos de - medición, es que el flúido sea conductor.

Cuando el gasto es muy pequeño pueden emplearse medidores capi- lares. La caída de presión producida en el Medidor Capilar es- tá en relación lineal con el gasto.

Es conveniente usar un "Sello Químico" con estos medidores; és- to limita su uso, ya que los sellos químicos solo operan en Flu- jo Laminar, por lo cual no pueden usarse con lodos cuyas parti- culas se asientan rápidamente.

Existe otro medidor llamado de impacto, en el cual, el flúido - golpea contra un disco plano colocado en la trayectoria de flu- jo. La fuerza del impacto es proporcional al cuadrado del gas- to. Este sistema opera bajo el Sistema de Balanceo de Fuerzas y no requiere de partes móviles. Existen unidades que miden - gastos desde 0.1 hasta 10,000 GPM., con flúidos en rango de vis- cosidad hasta de 2,000 cp., éste medidor es especialmente ade- - cuado para emplearse en sistemas que manejan lodos o líquidos - poliméricos.

CAPITULO VII

APLICACIONES DEL TRANSPORTE HIDRAULICO DE SOLIDOS



## APLICACIONES DEL TRANSPORTE HIDRAULICO DE SOLIDOS

Desde luego las aplicaciones que aquí se mencionan, no pretenden ser todas las posibles, sino realmente, representan las más típicas:

En Plantas de Cemento: En estos casos, la planta cementera recibe la materia prima, o sea, la piedra caliza, desde la pedrera. Cuando la piedra caliza se muele en este último lugar, queda lista para ser transportada hidráulicamente a la planta de cemento.

Minas de Carbón y Plantas de Energía Térmica: Clasificamos estas dos aplicaciones bajo un mismo encabezado, ya que frecuentemente ambas aplicaciones se encuentran asociadas, es decir, la segunda emplea el carbón que produce la primera

El transporte de carbón a la termoeléctrica, debe ser económico, debido al bajo precio que el carbón tiene en el mercado; el transporte hidráulico ofrece ventajas con frecuencia. Por otro lado, desde el punto de vista del carbón, todo el proceso de extracción de este material, de las minas, se reduce prácticamente a asuntos de transporte, desde la mina hasta el punto de almacenamiento. Este se facilita notablemente con el transporte hidráulico.

Obras Públicas, Dragado y Rellenado: El transporte hidráulico, se ha usado por muchos años para el dragado de canales

de navegación en los estuarios de los ríos, y del mismo modo se mantienen despejadas las entradas de los puertos.

Industria en General: La industria alimenticia emplea el transporte hidráulico para frutas y verduras, incluyendo cítricos y jitomates; generalmente, esto se hace en canales abiertos.

En la industria del papel, se piensa efectuar el transporte de madera hidráulicamente, en forma de astillas, en lugar de mandar los troncos flotando río abajo. Esto reduciría los costos de mano de obra, así como las pérdidas en el transporte. Ya dentro de las fábricas de papel, la pulpa se transporta por tuberías, empleándose bombas especiales para este objeto.

En otras industrias, este tipo de transporte se emplea para desalojar los subproductos y desperdicios; como ejemplo, en las plantas termoeléctricas, el hollín y las cenizas producidas se suspenden en agua y así se dispone de ellos.

Como puede observarse, las aplicaciones de este sistema de transporte pueden ser tan variadas como se desee; inclusive, existen instalaciones donde se transportan productos envasados hidráulicamente. Una de estas instalaciones transporta cilindros metálicos, cada uno de los cuales mide más de 90 cm. y pesa alrededor de 50 lb. (22 Kg); dichos cilindros contienen barras de uranio que se transportan al área de almacenamiento.

Esta idea equivale al uso de aire comprimido para el envío - de mensajes, sólo que en el sistema hidráulico, pueden transportarse objetos pesados, lo que no sucede en el transporte- neumático.

CAPITULO VIII

ASPECTOS ECONOMICOS

## ASPECTOS ECONOMICOS

Después de haber diseñado el sistema de transporte, empleando alguno de los métodos antes descritos, el diseñador se encuentra frecuentemente ante varias alternativas, es decir normalmente podrá seleccionar más de un diámetro de tubería que cumpla con la limitación de velocidades; sin embargo, la decisión acerca del diámetro a emplear debe hacerse en base a la economía del sistema. Dichas alternativas deben compararse en base a los costos de inversión y de operación.

Normalmente los costos de operación (energía y otros servicios) para sistemas de corta distancia son muy bajos, quedando la selección del diámetro en base a los costos de inversión únicamente:

### a).- SISTEMAS DE CORTA DISTANCIA:

Por sistemas de corta distancia, se designan aquellos sistemas que transportan material de una a otra parte de la planta, pero siempre dentro de ésta, lo cual no implica que las tuberías sean de corta distancia literalmente hablando.

Para una evaluación rápida de las alternativas que se tengan, existen métodos muy simples de aplicar. Desde luego éstos deben considerarse, como métodos de eliminación preliminar.

En caso de que los costos sean muy grandes, como puede suceder con tuberías un poco más largas, deben emplearse técnicas de evaluación más precisas.

Los cargos fijos representan aquellos costos siempre presentes en una inversión; es decir existen aún cuando el sistema se encuentre en operación o no. Dichos cargos están constituidos por la depreciación intereses, impuestos de propiedad, ganancias e impuestos sobre los ingresos, etc.

Los costos de operación más significativos, son normalmente; los de energía (electricidad o combustible) y los de partes de repuesto, como los de las bombas.

La mano de obra, debe incluirse como un cargo fijo, ya que hay que pagar salario a los operadores aunque el sistema no haya estado en operación.

Los costos de inversión están representados principalmente por el costo de la tubería y de las bombas incluyendo la instalación de las mismas. Para el análisis preliminar de alternativas, estos dos componentes del costo de inversión serán suficientes, ya que son las que más influencia tienen. Posteriormente habrá que incluir los costos de instrumentación, ingeniería, obra civil, etc.

Además de la decisión del diseñador sobre la selección del diámetro de tubería, el tipo de bomba seleccionada se basa frecuentemente en aspectos económicos, por ejemplo: Para un caso particular puede ser factible desde el punto de vista técnico, el uso de bombas centrífugas en serie, o bien, bombas rotatorias arregladas en paralelo. La única forma de decidir adecuadamente entre ambas alternativas, es haciendo un análisis económico.

El hecho de que las bombas rotatorias tengan una eficiencia superior a la de las centrífugas, no debe sobrestimarse (85 vs - 60%).

Costos de Capital: Dichos costos cubren todo el sistema de transporte por tubería, o sea, estaciones de bombeo, tubería, comunicaciones, instalaciones de control, supervisión, etc.

Aquí también conviene proporcionar un margen para costos indirectos, como son: Intereses durante la construcción, capital de trabajo, ingeniería, contingencias, etc.

A continuación se muestra una tabla comparativa de costos para transportación de sólidos de 2 a 6 millones de toneladas por año ( 2 )

SISTEMA DE TRANSPORTE	COSTO DE TRANSPORTE \$/TON.-Km.	OBSERVACIONES
Hidráulico	0.03 - 0.05	Sobre 80 Km. sin preparación de lodo.
Ferrocarril	0.03 -0.07	Sobre 650 Km.
Camión	0.25 -0.62	Viaje sencillo; el camión regresa vacío.
Transportador de Banda.	0.15 -0.46	Menos de 25 Km.

Para la tabla anterior se consideraron costos de operación y - cargos de capital iguales al 15% de la inversión por año.

De acuerdo con esta tabla, los sistemas de transportación hi - dráulica tienen ventajas económicas bastante fuertes sobre los otros sistemas.

c).- TRATAMIENTO DE LOS LODOS.

Este aspecto se refiere a la preparación previa del material an tes de ser transportado hidráulicamente, y a su tratamiento pos terior a dicho transporte. Frecuentemente es necesaria dicha - preparación, la cual influye directamente en los costos del sig tema, tanto de inversión como de operación, y han de tomarse en cuenta al evaluar este sistema vs. otros medios de transporta - ción.

En la figura (8.1), se muestran de una manera general los pasos a seguir en la preparación de los sólidos para su transporte y posterior utilización.



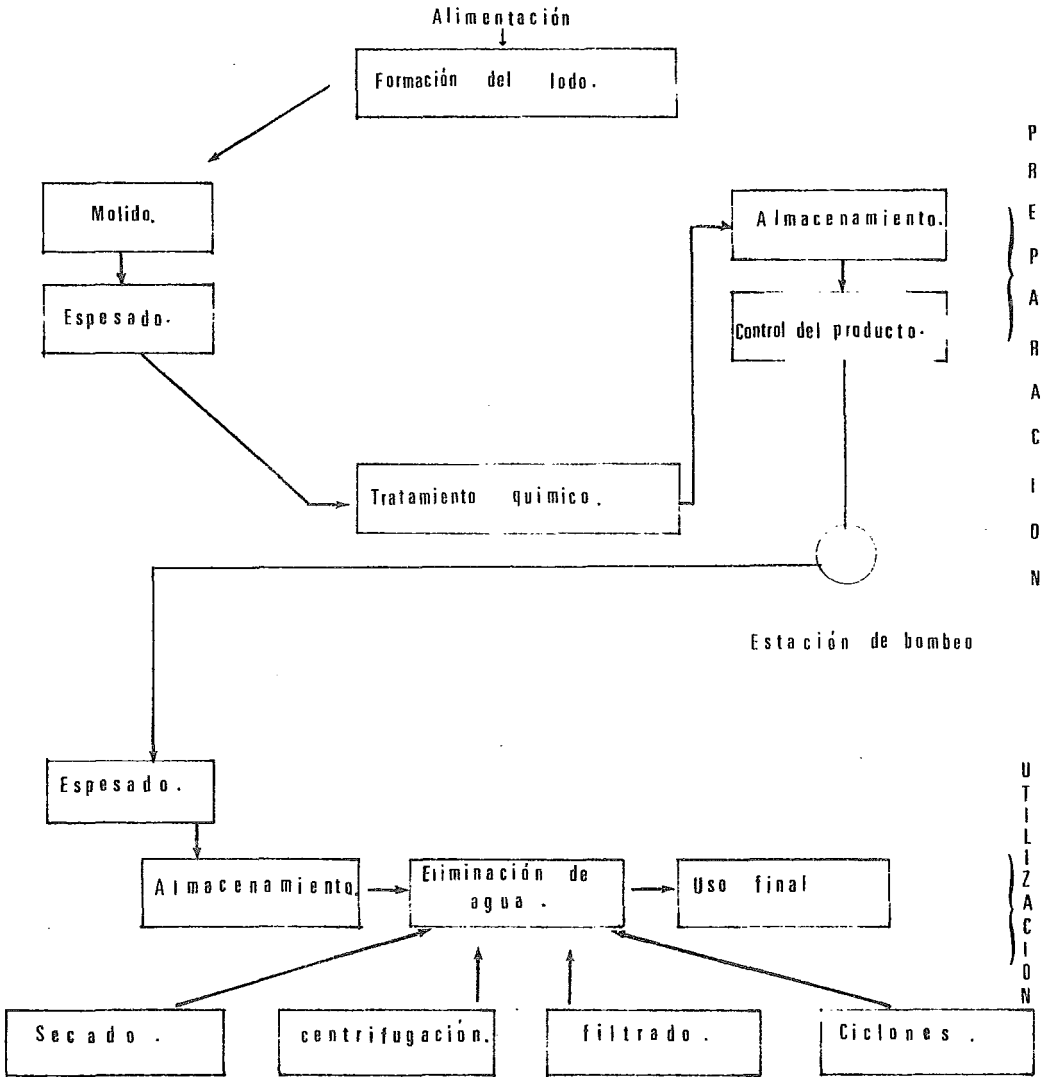


FIG. 8.1 PASOS EN LA PREPARACION DE LOS LUDOS.

Preparación del Lodo ( 1 ) Esta fase cubre los procesos físicos y químicos necesarios para proporcionar al lodo — las características requeridas para su transporte y posterior utilización. La preparación involucra normalmente, — la reducción del tamaño de partícula, y la formación del — lodo, o sea, la adición de la fase líquida. El tratamiento químico también forma parte de la preparación del lodo (Cuando éste sea necesario) para inhibir la corrosión, adelgazar el lodo, o bien, mejorar las características del producto final.

Utilización del Lodo: En este paso, así como en el de preparación, existe una etapa de almacenamiento del lodo, ya que raramente se practica la conexión directa de la tubería de transporte, con la planta de proceso. Por tanto, deben considerarse las instalaciones de almacenamiento, como son: Tanques con sus correspondientes agitadores, y también estanques. También debe considerarse — la necesidad de instalaciones donde pueda alterarse la concentración de sólidos en el lodo, generalmente aumentarla, por medio de espesadores, decantadores, ciclones, etc.

Existen otros métodos de eliminación del agua de los lodos, que son más costosos y su aplicación depende el tipo del lodo y de su uso final.

Dichos métodos son: Filtración al vacío, centrifugación o secado térmico.

Finalmente la porción del lodo que no va a ser usada en el proceso, normalmente agua, puede necesitar tratamiento antes de ser regresada al medio ambiente, para evitar contaminación.

CAPITULO IX

CONCLUSIONES.

## C O N C L U S I O N E S

De la revisión de los métodos de cálculo para sistemas de flujo de líquidos con sólidos en suspensión, se observó que todos están basados en correlaciones del número de Froude con el de Reynolds, aunque evaluando las constantes de manera diferente. Los resultados obtenidos por el método de Spells son bastante apegados a la realidad, según reporta Lowenstein (10); sin embargo, este método no propone la manera de calcular las pérdidas de presión por fricción.

Por otra parte, el método propuesto por Aude et al. (2), tiene el inconveniente de que el valor del número de Froude es necesario obtenerlo de una gráfica de Número de Froude vs.  $C_v$ , a un valor constante de la gravedad específica de las partículas (Fig. 4.2), y por tanto, sería necesario tener una gráfica de este tipo para cada gravedad específica dada; sin embargo, en este método se incluye una manera de calcular las pérdidas de presión por fricción, haciendo distinción entre las trayectorias verticales y las horizontales.

En base a las razones anteriormente expuestas, creo que lo más conveniente sería emplear un método de cálculo que incluyera las partes ventajosas de cada uno de los dos métodos. En caso de ser así, la secuencia de cálculo que se propone sería la siguiente:

1.0 Determinación del diámetro de tubería.

a) Datos:  $\rho_s$ ,  $\rho_w$ ,  $\delta$ ,  $\mu$ ,  $Q$ ,  $c$ ,  $K' = 21.31$  para velocidad normal.

Dichos datos pueden ser proporcionados, o bien, determinados experimentalmente.

b) Calcular:

$$\rho_m = c \rho_s + (1 - c) \rho_L$$

$$\rho_e = \rho_s - \rho_L$$

$$\varphi = \frac{\rho_e}{\rho_L}$$

$$Q^{0.38}$$

$$(k \varphi \delta)^{0.31}$$

$$\left(\frac{\rho_m}{\mu}\right)^{0.24}$$

c) Calcular:

$$D = \frac{0.231 Q^{0.38}}{(k \varphi \delta)^{0.31} \left(\frac{\rho_m}{\mu}\right)^{0.24}}$$

2.0 Determinación de la velocidad normal.

a) Calcular:

$$(k \varphi \delta)^{0.816}$$

$$\left(\frac{\rho_m D}{\mu}\right)^{0.663}$$

b) Calcular:

$$V = (k \varphi \delta)^{0.816} \frac{\rho_m D}{\mu}^{0.663}$$

### 3.0 Determinación de las pérdidas de presión por fricción en trayectorias horizontales.

$$f = f_w \left[ 1 + \left( 82 \frac{gD}{v^2} \cdot \frac{\rho_m - \rho_w}{\rho_w} \right)^{3/2} \frac{C_v}{C_D^{3/4}} \right]$$

$C_D$ , el coeficiente de arrastre, se calcula por medio de una gráfica de  $C_D$  vs.  $Re$  (Fig. 4.3). De acuerdo a la esfericidad de la partícula, se lee el valor de  $C_D$ .

Debido a que el  $Re$  no es posible calcularlo, ya que se requiere el valor de la velocidad terminal de la partícula, y ésta depende del coeficiente de arrastre  $C_D$ , es necesario calcular  $C_D$  por tanteo y error. Para ello se emplea la siguiente ecuación:

$$\log C_D = \log \frac{4\rho_w g D_p^3 (\rho_m - \rho_w)}{3\mu_w^2} - 2 \log Re. \quad (9.1)$$

La ecuación (9.1) es la de una recta, cuya pendiente es (-2) y su ordenada al origen es  $\frac{4\rho_w g D_p^3 (\rho_m - \rho_w)}{3\mu_w^2}$

Dando dos valores a  $Re$ , se calculan dos valores de  $C_D$ , y se traza la recta entre esos dos puntos sobre la gráfica de la figura 4.3. En el punto de intersección de la recta, con la curva cuyo parámetro sea la esfericidad de las partículas en cuestión se lee el valor de  $C_D$ .

La esfericidad se define como la relación de áreas entre una esfera de volumen equivalente al de la partícula, y el área de la partícula.

$$\psi = \frac{A_s}{A_p} = \frac{\pi D_o^2}{A_p} = \frac{\pi \left( \frac{C_v D}{\pi} \right)^{2/3}}{A_p} \quad (9.2)$$

Con el valor obtenido de  $f$ , se calculan las pérdidas de presión por fricción.

$$\Delta P_{100} = \frac{2f\rho_m V^2}{144gD} \times 100 = [\text{psi}]$$

4.0 Pérdidas de presión por fricción en tuberías verticales.

$$Re_s = \frac{DV\rho_s}{\eta}$$

Con  $Re_s$  se obtiene el valor de  $f$  en una gráfica de  $Re$  vs.  $f$ . (12).

$$\Delta P_{100} = \frac{2f\rho_m V^2}{144gD} \times 100 = [\text{psi}]$$

El problema principal que se encuentra en el diseño de estos sistemas, es la evaluación del factor de fricción, ya que el cálculo de las pérdidas de presión por fricción es muy similar al empleado normalmente en flujo de líquidos.

También presenta problemas el cálculo de las propiedades del lodo, como son: la viscosidad, la densidad, el punto de cedencia (cuando se trata de flúidos no-newtonianos), etc. Para la evaluación de éstas últimas, se requieren métodos experimentales, de modo que se obtengan valores reales de dichas propiedades.

Sería muy conveniente que en México se establecieran laboratorios de investigación que se dediquen a la determinación de este tipo de propiedades para diferentes lodos, con objeto de que el diseñador de estos sistemas tenga manera de obtener información fidedigna, y que se incremente el empleo de estos sistemas de transporte de sólidos en suspensión, ya que como-



se vió en el capítulo correspondiente a Aspectos Económicos, su aplicación sería el método más económico de transportación para sólidos.

BIBLIOGRAFIA.

- (1) Cowper, N. T., Thompson, T. L., Aude, T. C., Wasp, E. J.  
Processing Steps: Keys to Successful Slurry-Pipeline Systems.  
Chemical Engineering. Feb. 7, 1972.
- (2) Aude, T. C., Cowper, N. T., Thompson, T. L., Wasp, E. J.  
Slurry-Piping Systems: Trends, Design Methods, Guidelines.  
Chemical Engineering. Jun. 28, 1971.
- (3) Tortorelli, Gerard F.  
Non-Newtonian Flow Phenomena.  
Apuntes preparados para un curso sobre Fenómenos de Transporte. 1971.
- (4) Wohl, M.  
Designing for Non-Newtonian Fluids.  
Chemical Engineering Reprint.
- (5) Liptak, B. G.  
Process Instrumentation for Slurries and Viscous Materials.  
Chemical Engineering. Enero 30 y Feb. 13, 1967.
- (6) Condolios, E., Chapus, E. E.  
Solids Pipelines.  
Chemical Engineering. Jun. 24., Jul. 8., Jul. 22., 1963.
- (7) Le Baron Bowen, Richard.  
How to Handle Slurries.  
Chemical Engineering. Ago. 7, 1961.
- (8) Foust, A. S., et al.  
Principles of Unit Operations.  
Wiley-Toppan International Edition, 1960.
- (9) Bird, R. B., Stewart, W.E., Lightfoot, E. N.  
Transport Phenomena.  
John Wiley & Sons, Inc. 1960.
- (10) Lowenstein, J. G.  
Design so Solids Can't Settle Out.  
Chemical Engineering. Jun. 12, 1959.

- (11) Hedström, B. O. A.  
Flow of Plastics Materials in Pipes.  
Industrial & Engineering Chemistry. Mar. 19, 1952.
- (12) Crane Technical Paper 410.  
Flow of Fluids Through Valves, Fittings and Pipes.
- (13) Perry, J. H.  
Chemical Engineers' Handbook.  
Mc. Graw-Hill, 1950.

## NOVENCLATURA.

- $A_o$  = Area de una partícula esférica,  $ft^2$ .  
 $A_p$  = Area de una partícula sólida del lodo,  $ft^2$ .  
 $C$  = Factor de Hazen Williams, adimensional.  
 $C_d$  = Coeficiente de Arrastre, adimensional.  
 $C_v$  = Concentración en volumen.  
 $D$  = Diámetro de Tubería,  $ft$ .  
 $D_p$  = Diámetro de Partícula,  $ft$ .  
 $Fr_c$  = Número crítico de Froude, adimensional.  
 $H$  = Cabeza total de la bomba,  $ft$ .  
 $He$  = Número de Hedström, adimensional.  
 $K$  = Constante de la Ecuación de Spells.  
 $K'$  = Constante de la Ecuación de Spells.  
 $L$  = Longitud Equivalente de tubería recta,  $ft$ .  
 $P$  = Presión,  $lb/ft^2$ ;  $lb/in^2$ .  
 $Q$  = Gasto volumétrico,  $ft^3/min$ .  
 $Re$  = Número de Reynolds, adimensional.  
 $Re_c$  = Número crítico de Reynolds, adimensional.  
 $Re_p$  = Número de Reynolds para las partículas sólidas, adimensional.  
 $Re_s$  = Número de Reynolds para el lodo, adimensional.  
 $Re_w$  = Número de Reynolds para el agua, adimensional.  
 $U$  = Velocidad de flujo en la línea,  $ft/seg$ .  
 $V$  = Velocidad de Diseño,  $ft/seg$ .  
 $V_c$  = Velocidad Crítica,  $ft/seg$ .  
 $V_D$  = Velocidad de diseño,  $ft/seg$ .

$V_d$  = Velocidad crítica de asentamiento (Lodos Heterogéneos), ft/seg.

$V_p$  = Volumen de una partícula del lodo, ft<sup>3</sup>.

$V_c$  = Velocidad crítica de transición (Lodos Homogéneos), ft/seg.

$Z$  = Altura hidrostática, ft.

$c$  = Concentración en peso.

$\frac{dv}{dy}$  = Índice de esfuerzo o gradiente de velocidad.

$f$  = Factor de fricción de Fanning, adimensional.

$f_w$  = Factor de fricción de Fanning para agua, adimensional.

$g_c$  = Constante gravitacional, ft/seg<sup>2</sup>.

$k$  = Número de consistencia (Ec. de Ostwald - De Waele).

$n$  = Índice de comportamiento reológico (Ec. de Ostwald - De Waele)

$\Delta H$  = Pérdida de presión por fricción, ft.

$\Delta H_f$  = Pérdida de presión por fricción, ft.

$\Delta P_{100}$  = Pérdida de presión por fricción, psi/100 ft. de tubería.

$\delta$  = Diámetro de partícula, ft.

$\epsilon$  = Coeficiente de rugosidad, adimensional.

$\eta$  = Coeficiente de rigidez, cps.

$\eta^0$  = Eficiencia, %.

$\mu$  = Viscosidad, cps.

$\mu_w$  = Viscosidad del agua, cps.

$\rho$  = Densidad, lb/ft<sup>3</sup>.

$\rho_L$  = Densidad de la fase líquida, lb/ft<sup>3</sup>.

$\rho_m$  = Densidad del lodo, lb/ft<sup>3</sup>.

$\rho_s$  = Densidad de los sólidos, lb/ft<sup>3</sup>.

$\rho_w$  = Densidad del agua, lb/ft<sup>3</sup>.

$\tau_o$  = Esfuerzo de Cedencia, dinas/cm<sup>2</sup>.

$\tau_{yx}$  = Esfuerzo Cortante, dinas/cm<sup>2</sup>.

$$\phi = \frac{\rho_s - \rho_L}{\rho_L}$$

$\psi$  = Coeficiente de esfericidad, adimensional.

**ESTE TRABAJO SE IMPRINIO EN LOS TALLERES  
DE GUADARRAMA IMPRESORES, S. A. AVENIDA  
CUAUHTEMOC 1201, COL. VERTIZ NARVARTE  
MEXICO 13, D. F., TELS. 575-28-41. y 575-41-31**