

# Universidad Nacional de Ingeniería

FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA



## “ Diseño de un Equipo de Filtración por Disco para Minerales ”

**T E S I S**

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:

**INGENIERO MECANICO**

**EDGAR GREGORIO VASQUEZ NEYRA**

PROMOCION: 198I - I

**LIMA . PERU . 1991**

TABLA DE CONTENIDOS

	<u>PAG.</u>
DEDICATORIA	I
AGRADECIMIENTO	II
TABLA DE CONTENIDOS	III
<b>CAPITULO I : INTRODUCCION</b>	<b>1</b>
<b>CAPITULO II : TEORIA DE FILTRADO</b>	<b>6</b>
2.1 La Filtración.	6
2.2 Factores que afectan la filtración.	10
2.3 Ecuaciones para filtración de concentrado.	17
2.4 Filtración continua.	24
2.5 Contenido de humedad en la torta y flujo de aire.	33
2.6 Ciclos de filtro.	37
2.7 Banco de pruebas a escala.	38
<b>CAPITULO III : PROCESO DE FILTRADO Y TIPOS DE FILTRO</b>	<b>48</b>
3.1 Etapas previas al filtrado.	48
3.1.1 Extracción del Mineral.	48
3.1.2 Chancado y concentración magnética.	48
3.2 Descripción del Proceso de Filtrado.	50
3.2.1 Calidad requerida en el cake o torta.	50
3.2.2 Espesamiento y agitación.	51
3.2.3 Alimentación a filtros.	53
3.2.4 Filtración.	54
3.2.5 Sistema de Vacío y Soplado.	58
3.2.6 Control de calidad.	61

3.2.7 Producción y Productividad	65
3.3 Especificaciones técnicas y condiciones de Operación de equipos.	66
3.4 Tipos de filtro y sus características.	75
3.5 Mejoras de Producción y calidad de concentrado.	79
3.5.1 Protección de Sectores.	79
3.5.2 Incremento de Producción.	80
3.5.3 Pintado de sectores.	80
3.5.4 Reducción de Alcalis.	81
CAPITULO IV : PARAMETROS DE DISEÑO	87
4.1 Características del filtro.	87
4.2 Determinación de la capacidad de filtrado.	88
4.3 Determinación del volumen de la torta.	94
CAPITULO V : DISEÑO DE UN FILTRO PARA CONCENTRADO DE MINERALES.	100
5.1 Cálculo y Diseño de la transmisión.	100
5.1.1 Cálculo de las fuerzas de fricción.	100
5.1.2 Potencia necesaria para hacer girar el disco.	102
5.1.3 Transmisión a usar.	102
5.2 Diseño del eje central.	104
5.3 Diseño del Reductor de tornillo sin fin.	110
5.3.1 Geometría del Reductor.	110

5.3.2	Cálculo de las Velocidades de Operación.	114
5.3.3	Verificación de la capacidad de transmisión Potencia (según AGI/A).	116
5.3.4	Cálculo y dimensionamiento de los ejes del tornillo y de la rueda.	119
5.4	Cálculo de los soportes para los cojinetes del eje del filtro.	123
5.5	Cálculo y Dimensionamiento del tanque (Tolva)	124
5.6	Diseño de Elementos Auxiliares	127
5.6.1	Cálculo del Caudal de agua a succionar.	127
5.6.2	Cálculo del Diámetro de los tubos de succión.	130
CAPITULO VI	: ANALISIS DE COSTOS	131
6.1	Costo del Equipo.	131
CONCLUSIONES		134
BIBLIOGRAFIA		136
PLANOS		
APENDICE		

## INTRODUCCION

La filtración es una fase importante del procesamiento industrial en prácticamente todos los campos de producción de materiales.

La filtración es la separación de los sólidos insolubles de un líquido, haciendo que dicho líquido pase a través de un medio poroso con una diferencia de presión entre los dos lados del medio, mientras los sólidos son atrapados en una de las superficies del medio poroso.

Si todas las "pulpas" tuviesen las mismas caracterísicas y ritmo de filtración habría sólo un tipo de filtro, el cual tendría una aplicación para todos los filtrados. Sin embargo, esto no es así y por lo tanto para cada tipo de pulpa, usualmente es necesario establecer ciertas cualidades distintas de filtración.

Por esta razón, a través de los años, ha sido necesario desarrollar filtro de diferentes tipos, a fin de

tratar apropiadamente los diferentes tipos de "pulpas". Mencionaremos algunos de ellos:

-Filtros de vacío continuo.

-Filtros de presión continuo.

-Filtros de presión "Batch" Constante.

Todos los tipos de filtro son construidos de una variedad de materiales que resisten a las cualidades corrosivas y abrasivas de la pulpa a ser tratada.

Dependiendo del tipo de filtro y del uso que su diseño permita estos materiales pueden consistir de madera, acero, fierro forjado, aleaciones ferrosas y no ferrosas como bronce, cobre, latón, aluminio, caucho protegido y muchas otras.

#### Filtro de Discos

Este filtro opera según el mismo principio general que el disco de tambor excepto por la superficie de filtración. Esta está a ambos lados de varios discos montados en planos verticales alrededor de un eje horizontal rotatorio. Cada disco consiste de múltiples sectores de forma de "Pay", cubiertas de tela filtrante.

El líquido filtrado pasa a través de la tela hacia unos canales de drenaje dentro del sector y sale por el vértice del sector a través de tuberías o canales las cuales son parte del eje central que van a dar a la válvula de filtro principal en el extremo de dicho eje central.

El tanque de filtro en el cual los discos están parcialmente sumergidos tienen una construcción acanalada en el lado de descarga de la torta para cada disco, las cuales actúan como rascadores (compuertas para ambos lados de los discos) durante el periodo de descarga del ciclo.

En la zona inferior del tanque se ubica un agitador, para evitar la sedimentación de las partículas.

En el desarrollo del trabajo, se expondrá la metodología empleada para el diseño de un filtro, según los datos del fabricante EIMCO empleando en la casi totalidad materiales e insumos nacionales.

En el capítulo II se expone la teoría del filtrado, teniendo en cuenta ecuaciones prácticas de la metalurgia.

En el capítulo III, el proceso de filtrado dentro de una planta concentradora de mineral de hierro, exponiendo las características y cantidad de equipos empleados, así como resultados prácticos obtenidos.

En el capítulo IV se definen los parámetros de diseño, así como la determinación de volúmenes y capacidades en peso a obtener.

En el capítulo V se expone el cálculo y diseño de los componentes más importantes de un filtro de discos, empleando métodos de cálculo usuales y teniendo en cuenta factores de seguridad, según la naturaleza de la carga y el material a usar.

En el capítulo VI se presenta un análisis básico de costos.

Es necesario indicar que parte de los detalles constructivos dependen de la experiencia de operación según el concentrado de acuerdo a las características metalúrgicas del mismo.

El filtro a diseñar, servirá para el secado de mineral de hierro obtenido en las minas de Marcona (Hierro-Perú).



Los datos metalúrgicos y operacionales usados en el desarrollo de los capítulos se han tomado de la concentradora San Nicolás (Hierro-Perú).

..

## II TEORIA DE FILTRADO

### 2.1 La Filtración

Es un método de separación de fluidos de los sólidos que se basa en hacer pasar aquellos a través de una pantalla finamente perforada que sostiene a éstos. Fundamentalmente se trata de un cribado extrafino en el que la mayor parte del material que atraviesa los poros es deformable y, como ocurre en el cribado, el tratamiento es la fuerza principal que se opone al paso. En lo que respecta a la fuerza impulsora, en algunos casos es la gravedad, pero generalmente es una diferencia de presión del fluido a los dos lados del diafragma.

El verdadero medio separador es la torta, es decir, la masa de partículas sólidas retenidas en el filtro de tejido o papel. A su vez, éste suele estar soportado en un entramado de metal o madera. Los elementos del filtro se presen -

tan en la Figura 2.1 en la que A corresponde al entramado, B es el diafragma, C es la torta, D es el fluido, generalmente con partículas en suspensión y  $p_1$  y  $p_2$  son las presiones filtrante y que están relacionados por la desigualdad  $p_1 > p_2$ .

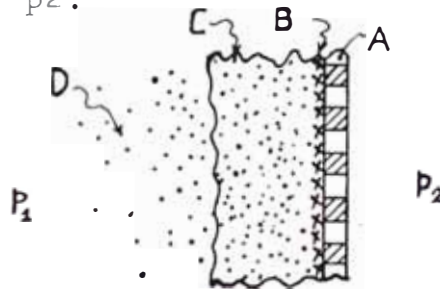
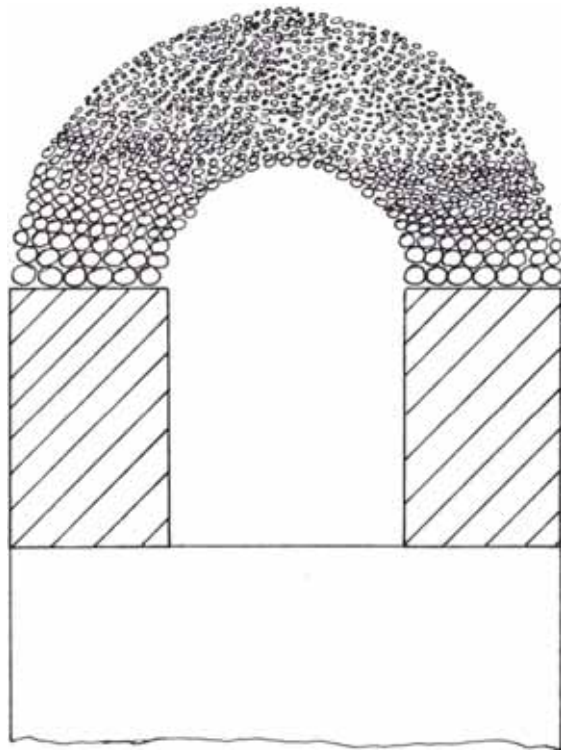


Figura 2.1

La diferencia de presión puede ser debida exclusivamente a la fuerza de gravedad, en cuyo caso la disposición de la Figura 2.1 estaría girada  $90^\circ$  hacia la derecha, ó a la fuerza centrífuga provocada por un movimiento rotatorio alrededor de un eje situado en D en posición tal con respecto a B que una fracción relativamente elevada de la presión que así se genera actúa en sentido normal a B, o bien el espacio que se encuentra a la izquierda de B puede estar cerrado produciendo una presión del fluido en D mediante una bomba o por cualquier otro medio, o bien dejando D en comunicación con la atmósfera y ce

rrando el espacio que se encuentra a la derecha de B, a la vez que se conecta a una bomba de va  
cío.

Sólo muy raras veces los pasos de B son lo bastante pequeños para que la superficie fil -  
trante no tenga todas las partículas sólidas ,  
y lo cierto es que cuando se inicia la filtra -  
ción, una gran cantidad de partículas muy finas penetran en los poros del filtro y una parte lo atravieza en suspensión en el fluido. El resi -  
duo más grueso se sedimenta encima de la abertu -  
ra de los poros de la forma que se indica en la  
Figura 2.2 . Por regla general, los espacios li  
bres entre partículas de esta primera capa de  
sólidos son más pequeños que los de la superfi -  
cie filtrante, por cuya razón la siguiente capa  
está formada por partículas más finas y así su -  
cesivamente hasta que la distribución por tama -  
ño que presenta un corte de sección de la torta  
es muy fundamentalmente de la alimentación y  
sólo las partículas muy pequeñas llegan a atra -  
vezar el filtro.



**FIG. 2.2**

## 2.2 Factores que Afectan la Filtración

La siguiente información se aplica generalmente a factores de filtración, las cuales influyen en la calidad de la filtración, y en la facilidad de este proceso y que tendrá efectos determinantes sobre la operación a escala de producción.

No todos los factores mencionados a continuación podrán ser aplicados. Son mencionados, no en orden de importancia, sino para señalar un nuevo camino al posible mejoramiento de la calidad de la filtración.

Factores que afectan la calidad de la filtración:

- 1.- Tiempo de ciclo.
- 2.- Temperatura de la pulpa en filtración.
- 3.- Viscosidad de la pulpa.
- 4.- Densidad de la pulpa (% sólidos en ella)
- 5.- tamaño de las partículas sólidas en la pulpa.
- 6.- Relación entre el lado y las partículas gruesas en la pulpa.
- 7.- Velocidad de Agitador.

8.- P.H. de la pulpa.

9.- Pulpas enralecidas.

Otros tales como:

Tiempo de formación, tipo de tela o medio filtrante, presión de vacío aplicada, incorporación de agentes filtrantes a la pulpa, estado de la tela filtrante.

1.- Tiempo de ciclo.- Como regla general, cuanto más rápido la velocidad del disco o tambor, mayor el producto filtrado.

Pero bajo estas condiciones la torta es más delgada y algunas veces más húmeda. La selección final de la velocidad y/o del ciclo del tambor ó disco es resultado de estas condiciones. El resultado de una torta ligeramente húmeda, con cierta pérdida de filtrado, puede incrementar la capacidad de salida del producto filtrado lo suficiente como para compensar estas condiciones.

2.- Temperatura de la pulpa en filtración.- En general la temperatura y la viscosidad están bastante relacionadas durante el trabajo de

filtración. A medida que se incrementa la temperatura, la viscosidad decrece permitiendo así un mayor flujo. Esto resulta en una mayor capacidad de filtrado de la torta ( $\text{Lb/pie}^2\text{-hr}$ ) y en filtrado ( $\text{galón/pie}^2\text{-hr}$ ).

Las limitaciones son: el punto de ebullición y la creación de vapor, el cual destruye la presión de vacío.

Características físicas: como algunas caras que podrían derretirse mezclarse con la solución y no serán filtradas; la solubilidad de sales varía con la temperatura y podría resultar en la filtración de material equivocado, etc.

3.- Viscosidad de Pulpa.- Mientras la viscosidad es usualmente una función de la temperatura, algunos productos no pueden ser calentados. A estos productos se les puede reducir la viscosidad mediante la adición de un solvente conveniente.

El solvente es adicionado al líquido filtrado y si el líquido filtrado es el producto importan-



te el solvente debe ser removible de manera fácil y barata, para que este método sea económicamente práctico. Usualmente las pulpas que contienen solventes requieren filtración a presión.

4.- Densidad de la Pulpa.- En general a mayor densidad ó porcentaje de sólidos suspendibles en la pulpa, mayor es el flujo de material filtrado en Lb/pie<sup>2</sup>-hr.

La cantidad de líquido filtrado en galón/pie<sup>2</sup>-hr que puede ser menor siempre que sea posible, es aconsejable ensanchar la pulpa por gravedad, para mínima capacidad.

La pulpa puede ser tan gruesa ó densa como sea posible y aún retener fluidez. La pulpa debe ser suficientemente fluida a fin de que pueda ser bombeada pero no tan densa, ya que podría sobrecargar el agitador del filtro.

5.- Tamaño de las partículas sólidas en la pulpa.- En el disco horizontal, el tamaño de las partículas puede ser más grande ya que la gravedad ayuda a la formación de la torta. Sin em -

bargo, para filtros de tambor ó discos algunas pulpas conteniendo partículas sólidas más gruesas tienden a formar tortas con tendencias a desprenderse de los filtros. Existen varios métodos con los cuales se procesan las partículas gruesas antes de la filtración.

6.- Relación entre el lodo y las partículas gruesas en la pulpa.- El porcentaje de "lodo" o partículas finas en el proceso afecta la filtración en forma directa. Asimismo, la humedad de la torta (final) es afectada, ya que humedades mayores son resultado del incremento de partículas finas.

Las pulpas problemáticas son aquellas que contienen partículas gruesas y bastante partículas finas. Este tipo de pulpas puede crear problemas de filtración en filtros de tipo tambor o disco, ya que existe la posibilidad de que las pequeñísimas partículas queden atrapadas en los poros de la tela filtrante sellándolos.

Esto reducirá la velocidad de filtración a través del medio filtrante al punto de que las partículas gruesas no se adherirán y formarán la

torta.

En un filtro de producción, ésto puede causar suspensión del proceso de filtración y serios daños a los agitadores y/o otras partes del filtro. Sería ventajoso un paso previo de separación de las partículas gruesas y del lodo, y luego filtrar estos en filtros separados.

7.- Velocidad de Agitador.- Algunas pulpas, particularmente aquellas con elevada proporción de lodo, tienden a sedimentarse en el fondo del tanque.

Una medida correctiva es la de incrementar la velocidad del agitador al punto que las partículas gruesas y finas estén en todo momento completamente mezclados. Una limitación es que una velocidad muy alta puede causar desprendimiento de la torta (pulpa adherida al disco) del disco en la zona de absorción. Una velocidad demasiado violenta causará derrame fuera del filtro.

8.- P.H. de la Pulpa.- El P.H. de la pulpa y el enrarecimiento de ésta está estrechamente relacionados en el sentido de que si el P.H. es va-

riado, el enralecimiento puede decrecer o el espesamiento puede aumentar. No hay regla general ya que algunas pulpas pueden ser condicionadas con un álcalis para incrementar su P.H.

Otros factores son: el elevado costo de materiales resistentes a la corrosión en el filtro y accesorios cuando agentes ácidos son usados y el costo mismo de estos agentes. Estos factores tienen que ser superados con respecto a cualquier incremento en el flujo del producto filtrado.

9.- Pulpas enralecidas.- La mezcla que contiene lodo y la pequeña cantidad de partículas gruesas son filtradas más lentamente. Las partículas finas tienden a obstruir los poros del medio filtrante.

A pesar de que varios agentes pueden ser utilizados para espesar la pulpa mediante la variación del P.H. esta sección concierne a la adición de agentes que dejan el P.H. inalterado.

Los agentes espesantes más comunes son: ALUM, STARCH, GELATIN, etc. La limitación aquí es el producto final: además el costo de la adición de

estos agentes con respecto al incremento del flujo de filtración podría ser no económicamente atractivo.

### 2.3 Ecuaciones para Filtración de Concentrado

Se presentan sólo ecuaciones simples (otras referencias pueden ser consultadas para desarrollos más elaborados), tanto las ecuaciones de flujo y el balance del material son requeridos para métodos analíticos.

Asumiendo que la masa  $w$  cantidad de material seco por cada unidad de área filtrada, el balance del material sería masa de relave = a masa húmeda más masa filtrada, o:

$$w/S = w/S_c + \rho v \dots \dots \quad (2-1)$$

Donde  $S$  y  $S_c$  son: la fracción de masa de sólidos en el lado y la torta, respectivamente:

$\rho$  = densidad líquida;  $v$  = Volumen de filtrado por unidad de área.

Resolviendo para  $w$  se tiene:

$$w = ( \rho S / (1 - S/S_c) ) v = C_v \dots \quad (2-2)$$

Esta ecuación se usa frecuentemente para calcular los sólidos depositados, basado en la medida del filtrado. Si "S" es pequeño comparado con "Sc", la ecuación se reduce a:

$$v = \int \rho_s v \dots \quad (2-3)$$

La ecuación (2-3) es usualmente adecuada para el chequeo del bombeo del lodo diluido. La torta de sólido depositado depende también de la porosidad promedio.

$E_{\text{prom}}$ , y el espesor de la torta, L:

$$v = \int \rho_s (1 - E_{\text{prom}}) L \dots \quad (2-4)$$

Donde  $\rho_s$  es la densidad real de los sólidos.

La porosidad promedio y la fracción másica de los sólidos en la torta se relacionan por:

$$S_c = \frac{\rho_s (1 - E_{\text{prom}})}{\rho_s (1 - E_{\text{prom}}) + \int E_{\text{prom}}} \quad (2-5)$$

Una combinación de la ec (2-2) y la ec. (2-5) pueden ser empleados para interrelacionar "v", v, L, Sc y  $E_{\text{prom}}$  en fórmulas muy útiles. Dos ecuaciones que relacionan v y v con L (donde

$\sigma = \rho_s / \rho$ ) son:

$$L = \frac{s(\sigma(1 - Sc) + Sc)}{\sigma(Sc - s)} (v) \dots \quad (2-6)$$

$$L = \frac{\rho_s Sc}{\sigma(1 - Sc) + Sc} (w) \dots \quad (2-7)$$

La ec (2-6) es muy útil para calcular indirectamente la consistencia en los filtros, donde el volumen filtrado es medio (bombeo).

La ec (2-7) es usada en el diseño de filtros de vacío. Las cantidades  $Sc$  y  $E_{prom}$  son usualmente constantes cuando la caída de presión a través de la masa es constante. Luego  $L$  es lineal con respecto a  $w$  y  $v$ . Sin embargo, cuando la caída de presión ( $\Delta p$ ) en la masa cambia, la porosidad varía y la relación lineal ya no se cumple.

La ec. de flujo básico (2-8) es:

$$\text{Flujo} = \frac{\text{Presión}}{\mu (\text{resistencia de la torta} + \text{resistencia del medio})}$$

$$\text{ó: } q = \frac{P}{\mu (\alpha.w + R_m)} \quad (2-8)$$

Donde la resistencia del medio,  $R_m$  (1/pie), está definido por:

$$P_1 = \mu q R_m \dots \quad (2-9)$$

La cantidad  $(P - P_1)$  representa la caída de presión a través de la torta y  $P_1$  es la caída de presión a través del medio circundante.

La resistencia de la torta,  $\alpha$  pies/lb-masa, frecuentemente puede ser aproximadamente por la ecuación:

$$\alpha = ((P - P_1)^n) / (a (1 - n)) = \alpha_1 (P - P_1)^n \dots \quad (2-10)$$

Esta ecuación es generalmente válida cuando

$(P - P_1)$  es mayor que 1 a 5 psi, y  $n$  es área de 0.6 ó menos. La porosidad promedio puede ser similarmente relacionada (ver fig. 2.3) con  $(P - P_1)$  mediante:

$$- E_{\text{prom}} = \frac{B ((1-n - \beta) (P - P_1) / (1 - n))}{(1 - E_1) (P - P_1)^\beta} \dots \quad (2-11)$$

Si la ec. es expresada en psi, los valores de



$\alpha_1$  y  $E_1$  son proporcionados por las ecuaciones (2-10) y (2-11), cuando  $(p - p_1)$ , es igual a 1.0 psi. Estas ecuaciones son muy útiles como un inicio para el tratamiento de los datos experimentales en forma empírica con extrapolación y predicción de cambios debido a la variación de los parámetros del proceso en la presión del equipo. Un método diferente es usando la porosidad de la torta en filtración continua.

Es muy común descartar  $w$  de la ec. (2-8) mediante la ec. (2-2) de modo que:

$$\mu \alpha C_v \frac{(dv)}{dt} + \mu R_m \frac{(dv)}{dt} = p \dots \quad (2-12)$$

Esta ecuación sirve como una base para interpretar tanto la filtración a presión constante como la filtración a flujo constante. Mediante un cambio de variables puede ser adaptado a filtración continua de tambores rotatorios. En filtración a presión constante se asume (aunque no precisamente correcto) que la caída de presión a través de la masa no varía mucho después de un período corto. Asumiendo que  $\alpha$  y  $p$  son cons

tantes, la integral de la ec. (2-12) conduce a:

$$\mu \alpha C (v^2/2) + u R_m v = p t \dots \quad (2-13)$$

Muchas aproximaciones de la resistencia medio se obtiene de:

$$\mu \alpha C (v^2/2) = p t \dots \quad (2-14)$$

Las ecuaciones (2-12) y (2-14) son muy útiles para interpretar la filtración a presión cte. , probando con vacío y filtros de presión. La ec. (2-14) se usa para el diseño de los filtros continuos de vacío.

Han habido diferentes opiniones concernientes a  $R_m$  en filtraciones cortas, como las que se presentan en filtración continua en vacío. Al parecer es bastante dudoso que  $R_m$  puede ser despreciado, las operaciones industriales son diseñadas satisfactoriamente en tal contexto. Con las múltiples variaciones que ocurran en operación de planta es incierto que pueda ser mejorado mediante aproximaciones más sofisticadas. Por consiguiente se hará lo mismo con  $R_m$  para el análisis del equipo de filtración continua en vacío.

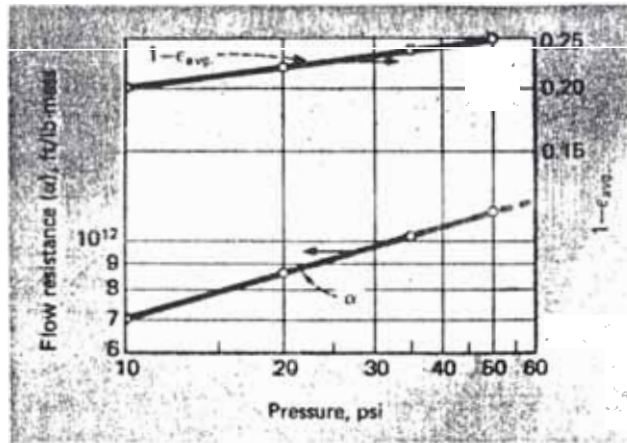


FIG. 2.3. ANALYSIS of constant - presute data.

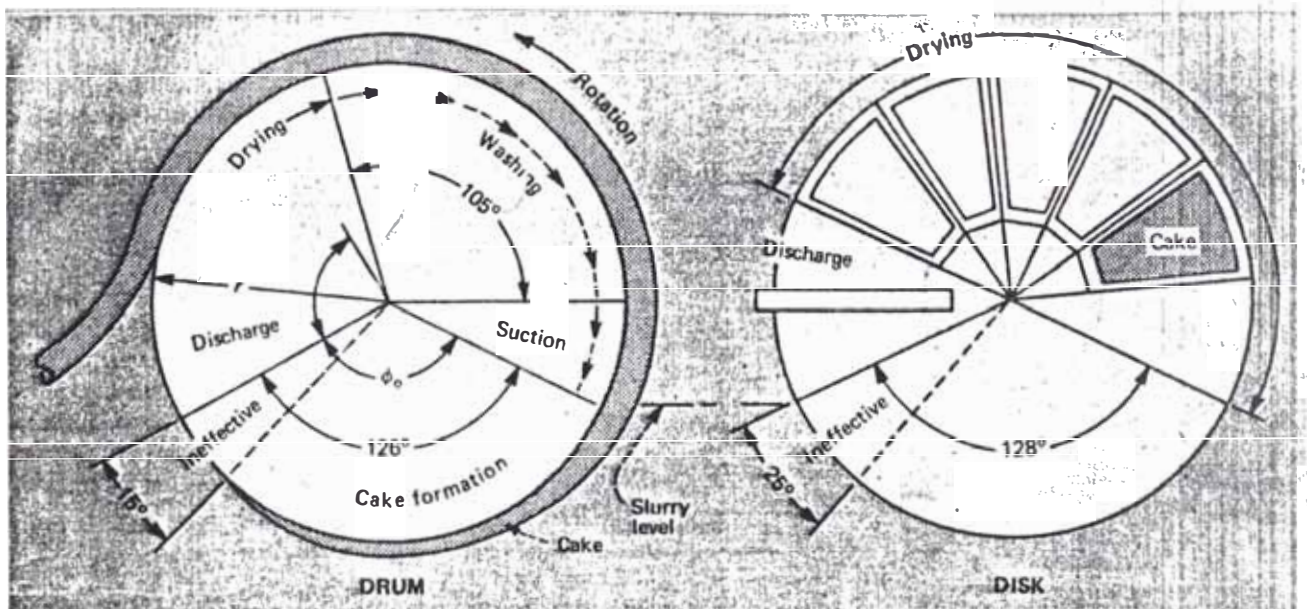


FIG. 2.4. CYCLES FOR DISK AND DRUM FILTERS Show formation, suction washing drying and discharge areas.

Si el flujo se mantiene cte. la presión se incrementará con el tiempo, al igual que  $\alpha$ . considerando  $q = \frac{dv}{dt} = \text{constante}$  ( $q = vt$ ) en la

ecuación (2-12), y sustituyendo  $\alpha$  de la ec. (2-10).

Se tiene:

$$\begin{aligned} \mu C \alpha_1 (P - P_1)^n q^2 t = P - P_1 - \mu q R_m &= \\ &= P - P_1 \end{aligned} \quad (2-15)$$

ó, reordenando:

$$(P - P_1)^{1-n} = \mu C \alpha_1 q^2 t \dots \quad (2-16)$$

La ecuación (2-16) será usada para la interpretación de los datos y para diseñar los sistemas de filtración que involucren flujo constante.

#### 2.4 Filtración Continua

La Ec. (2-12) puede ser adaptada a filtración continua en tambores tanto rotatorios como de faja horizontal (fig. 2.4), el volumen,  $v$ , de la ec. (2-13) ó (2-14) el volumen de filtrado por pie cuadrado para cada ciclo, o  $\text{pie}^3/(\text{pie}^2)$  (rev).

Para convertir a  $Q$ ,  $\text{pie}^3/\text{seg.}$  v debe ser multiplicado por  $\omega r h$  (para un filtro de tambor rotatorio), donde  $\omega$  es igual a la velocidad angular,  $r = \text{radio}$ , y  $h = \text{ancho del tambor}$ . Para un filtro de faja horizontal, se debería usar el producto  $u.h$ , donde  $u = \text{velocidad}$ . El flujo es frecuentemente tratado como  $Q_D$  en  $\text{pie}^3/(\text{pie}^2 \text{ de superficie de tambor})$  (tiempo), el cual relaciona a  $Q$  y a  $v$  por:

$$2\pi r h Q_D = Q = \omega r h v \dots \quad (2-17a)$$

y

$$Q_{\text{belt}} = u h v \dots \quad (2-17b)$$

Sustituyendo en la ec. (2-14) y reemplazando  $t$  por  $\phi_0/\omega$  (o  $Z/u$  para una faja) se tiene:

$$Q = 2\pi r h Q_0 \quad r h (2P_{\text{prom}} \omega \phi_0 / \mu \alpha C)^{1/2} \dots \quad (2-18)$$

Donde  $\phi_0$  es el ángulo de la formación de la masa aglutinada y  $Z = \text{Longitud de faja}$ . La masa/tiempo es dada por:  $W = CQ$  :

$$W = r h (2P_{\text{prom}} C \omega \phi_0 / \mu \alpha)^{1/2} \quad (2-19)$$

Donde  $P_{prom}$  es la suma de las alturas de vacío e hidrostáticas. Las ecuaciones (2-18) y (2-19) predicen los cambios en las variables de operación del flujo total. Para propósitos de análisis de los datos de prueba en vacío, es preferible utilizar directamente la Ec. (2-14), y considerar  $v$  en  $\text{pie}^3/(\text{pie}^2)$  (rev). Es también preferible usar  $w = CV, \text{ lb-masa}/(\text{pre})$  (rev) en la forma de:

$$w = (2 C P_{prom} t / \mu \alpha)^{1/2} \dots \quad (2-20)$$

El flujo es entonces proporcionado por  $w/t$ , o :

$$w/t = (2 C P_{prom} / \mu \alpha)^{1/2} (t^{-0.5}) = X t^{-0.5} \dots (2-21)$$

Tomando logaritmos se tiene:

$$\log (w/t) = -0.5 \log t + \log X \dots \quad (2-22)$$

Las ec. (2-21) y (2-22) son empleadas para interpretar los datos de prueba.

En la Fig. 2.5, los datos son planteados en concordancia con las ecuaciones (2-21) y (2-22)

Una torta de 0.5 pulg. es producida en un tiempo de forma de 0.88 min. a un promedio de 245 lb-masa de torta seca/ $(\text{pie}^2)$  (hora). Si lo sumergido

fuera 120 grados, entonces tomaría  $(360/120)$   
 $(0.88) = 2.64$  min/rev. para producir una torta de  
 0.5 pulg. Reducir el espesor a 0.25 pulg. dupli-  
 caría la razón antes mencionada e incrementaría  
 la velocidad de los pliegues del tambor.

Las líneas dibujadas con la notación slope -1 en  
 la fig. 2.5b representan las constantes de espe  
sor de la torta. Si L se mantiene constante en  
 la fig. 2.5b entonces el valor de X en la ecua -  
 ción (2-22) debe cambiar. La línea punteada en  
 la fig.2.5b, paralela a la curva experimental,  
 representa lo que ocurriría si p fuera reducido  
 20% . Como X es proporción a la raíz cuadrada de  
 p, la nueva línea se dibuja a  $(0.8)^{1/2} = 0.894$ , o  
 a una distancia 10.6% por debajo de la línea an -  
 tigua, como quiera que una torta de 0.5 pulgadas  
 se produjo en 0.88 minutos bajo las condiciones  
 originales, se requerirán 1.06 min. a la presión  
 reducida.

La notación de las curvas planteadas de acuerdo  
 a la fig. 2.5b y la ec. (2-22) sería - 0.5 cuan-  
 do la resistencia es cero y no ocurre irregulari-

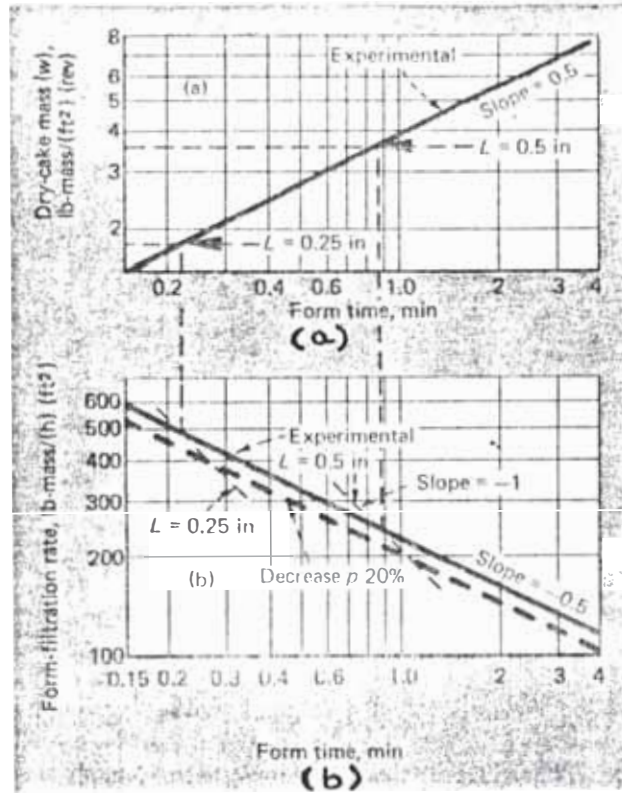


FIG 2.5 CAKE MASS and filtration rate versus form - time

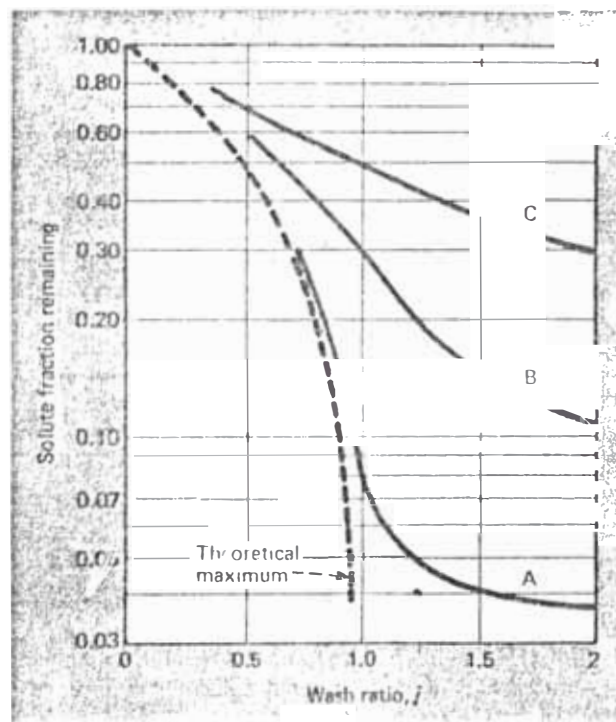


FIG 2.6 SOLUTE FRACTION remaining versus wash - ratio



dades en la toma de datos. Sin embargo, la resistencia del medio no es cero, y otros problemas teóricos aparecieran en consideración. Consecuentemente la notación puede no ser igual a  $-0.5$ .

La mayoría de curvas consisten de sustancias cuyas curvas están en el rango de  $-0.5$  a  $-0.65$ .

Las tendencias más horizontales indican una resistencia significativa más que en las masas aglutinadas sólidas (tortas sólidas), probablemente una restricción sólida. Los datos de las pruebas precubiertas son sin embargo, predispuestas a tener tendencia más profunda. Comúnmente, la curva del flujo es cercana a la posición horizontal a tiempos cortos de forma, con la tendencia incrementándose en forma gradual hacia un valor de  $0.5$  o algo más inclinado.

Con el tiempo los relaves flowlares usualmente muestran un decrecimiento significativo en la filterabilidad. La razón de degradación se establece por una serie de pruebas a intervalos de frecuencia, tan pronto como en forma práctica sea posible luego de la adicción del flowlente .

Si el grado de degradación no es significativo, este factor no es necesario tomarlo en consideración.

Cuando se añade el flowlante, hay un tiempo de retraso antes que alcance la superficie del filtro. Puesto que el tiempo de función no es conocido se debe proporcionar entre 8 a 10 minutos antes de empezar con la primera prueba. Se debe realizar 2 o 3 pruebas antes de que el tiempo de ciclo llegue a ser muy grande. Con el conocimiento del tiempo del ciclo después de la floculación, y los datos relacionados al grado de degradación, los flujos obtenidos en las pruebas ejecutadas pueden ser ajustadas a algunas constantes de tiempo de retraso consistentes con la anticipación de diseño a completa escala.

#### Lavado de la Masa Aglutinada (Torta)

Cuando el líquido de lavado ingresa al filtro de la masa aglutinada, se desplaza líquido que tiene la misma concentración de solubles como el relave original. El líquido de lavado ingresa en

el flujo, algunas veces ingresando hacia la (torta) a través de grieta. Si no existiese mixión o difusión, interna, el líquido dejado ó depositado en cada capilar en la (torta) consistiría de líquido puro desplazado a través del lavado. El líquido en la masa (torta) sería también el líquido puro ó de líquido residual con concentración  $C_0$ . Sin embargo, hay difusión de solución de las áreas muertas de baja velocidad en el interior del líquido de lavado. Por consiguiente, la concentración del lavado es alta.

Dentro de la torta, hay 2 corrientes separadas: El líquido residual del cual la difusión toma lugar y líquido de lavado. La proporción de lavado de líquido a desplazar es diferente de el radio promedio de la entrada del flujo de lavado dentro de la torta al líquido residual existente. Por consiguiente, la concentración instantánea de filtrado que elabora la torta difiere de la concentración promedio en la torta. El líquido que egresa tiene concentración  $C_0$ , mientras que la concentración promedio en la masa es menor que

$C_0$ .

La fase de desplazamiento de lavado es 100% eficiente. Pero como el desplazamiento decrece su efectividad y la difusión llega a ser importante la eficiencia decae rápidamente. Se llega a un punto en el cual es más económico obtener la pulpa, filtrar y lavar en etapas adicionales que con una corriente continua de flujo de lavado.

Curvas de lavado experimental representados como una fracción de la solución remanente  $(C_o - C)/(C_o - C_w)$  versus el radio de lavado (relación de lavado al volumen de la torta) la cual puede ser plateada en forma semilogarítmica fig. 2.6.

Ningún punto experimental debería situarse a la izquierda de la curva máxima teórica, la cual representa el desplazamiento perfecto.

Para las tortas con baja porosidad y alta resistencia relativa, los cocientes de índices de lavado son bajos, pero la eficiencia de como se representa en la Curva A de la fig. 2.6 es buena.

na. La curva B es típica para la mayoría de los casos. Llega a incrementarse la dificultad de remover cerca del 90% de la solución original. Generalmente la máxima cantidad de agua de lavado corresponde a un índice de relación de 1.5 a 2.0, asumiendo una eficiencia similar a la curva B.

El tiempo de lavado de la masa es la variable más difícil para correlacionar. La teoría de filtración sugieren que hay 3 posibles correlaciones: (1) tiempo de lavado (vs).  $W v_w, j$  (2) tiempo de lavado vs.  $J_w$  ( $j$  = radio de lavado); (3) tiempo de lavado/tiempo de forma Vs. volumen de lavado/volumen de forma. Afortunadamente la correlación más fácil usualmente proporciona resultados satisfactorios.

Esta curva empieza como una línea recta, pero frecuentemente decae a medida que el volumen del agua de lavado se incrementa fig. 2.7.

## 2.5 Contenido de Humedad en la Torta y Flujo de Aire

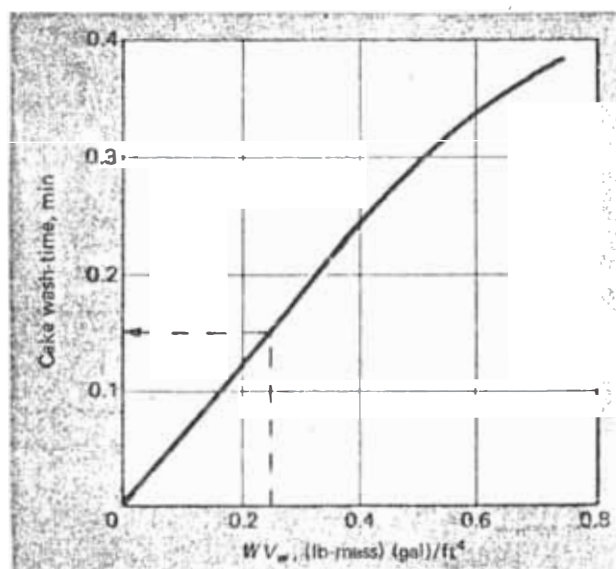


FIG. 2.7 DATA CORRELATION of cake wash - time versus  $wv$ .

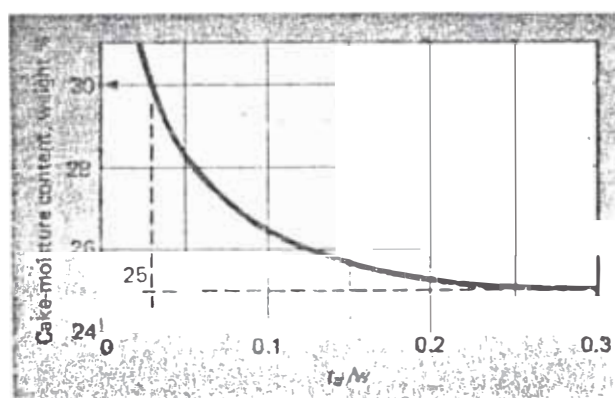


FIG. 2.8 CORRELATION FACTOR cake moisture content.

La experiencia ha demostrado que el siguiente factor es muy útil para correlacionar los datos en función de la humedad contenida en la masa (torta) :

$$\text{Factor de correlación} = (\text{cfm}/\text{pie}^2) (\Delta p/w) (\text{td}/\mu)$$

donde  $\text{cfm}/\text{pie}^2$  = flujo de aire a través de la superficie de la torta, y  $\text{td}$  = tiempo de secado.

La figura 2.8 muestra la forma general de la curva. El factor de correlación seleccionado para el diseño debe ser algo mayor que lo indicado por la curva. Los valores hacia la izquierda señalan un rango de operación inestable, donde un ligero cambio en las condiciones de operación puede devenir en una drástica variación relativa en el contenido de la humedad de la torta.

Si es realizada la operación a temperatura constante y vacío, la caída de presión y la viscosidad son términos que pueden decaer de la expresión. Frecuentemente el dato del flujo de aire no es disponible; pero las correlaciones pueden

ser obtenidas sin tal flujo de aire, particularmente si la torta no es relativamente porosa.

El factor de correlación es entonces reducido al término simplificado,  $td/w$  el cual involucra solamente el tiempo de secado y el peso de la torta por unidad de área por revolución. Un grado sustancial del tipo de dato es normalmente encontrado en el contenido de humedad correlacionado. Cualquier punto seleccionado de la correlación representará una condición de correlación promedio. Para asegurar que el contenido de humedad de la masa no excede un valor particular, el factor de correlación al mínimo deseado debe ser multiplicado por 1.2., antes de calcular el tiempo requerido de secado.

El fluido de aire a través de la masa y por consiguiente, la capacidad de la bomba de vacío, puede ser determinada a partir de mediciones del flujo como una función del tiempo.

Para el material involucrado en la fig. 2.5 hasta la fig. 2.8 estos datos fueron obtenidos con un rotámetro:



Tiempo, min:	0.05	0.1	0.2	0.3	0.4	0.6	0.8	1.0	
					1.5				
Cfm/pie <sup>2</sup>	:2.5	4.2	5.9	6.8	7.45	8.2	8.6	9.75	
								9.5	

La integración de estos datos en función de los tiempos involucrados en la primera y 2da. etapa de secado en filtros continuos conducen a la capacidad de la bomba de vacío.

## 2.6 Ciclos de Filtro

Los ciclos continuos tanto para filtros de masa ó continuos deben ser tratados en diferente forma. En operación de grupo ó conjunto, el tiempo de vaciado, limpieza y precubierta es señalado, dejando el tiempo de filtración como una variable. Para filtración a presión constante, el tiempo de filtración es fijado independientemente de la presión. Sin embargo, para filtración o flujo constante, se señala una presión máxima; luego ambos, el flujo y el tiempo están interconectados por las ecuaciones (2-15) y (2-16).

Si  $p$  es fijado a un valor máximo, luego  $q^2 t$  será constante. A medida que el tiempo se incrementa, el flujo decrecerá. Se demuestra que la elección apropiada del tiempo del ciclo conduce a una minimización del área del filtro.

En filtración continua en tambores, el ciclo es completado en una revolución fig. 2.4. Las varias etapas de formación de la masa (torta), lavado, secado y descarga deben estar balanceados. Una de las etapas controla el ciclo.

Por ejemplo, si el lavado requiere el total de los 105 grados, puede producirse demasiada (torta), haciendo necesario restringir el espesor de la torta mediante un ajuste del puente en el filtro para minimizar el tiempo de filtrado. Las características de descarga de diferentes filtros requieren un cierto mínimo de espesor, como se muestra en la tabla 2-1.

## 2.7 Banco de Pruebas a Escala

Filtros de hoja en vacío y filtros de bombeo fig. 2.9, 1 pulg<sup>2</sup> a 0.1 pie<sup>2</sup> son usados comúnmente para obtener datos analíticos. Se debería

evitar embudos de Buchner (Buchner funnels) excepto para obtener nociones cualitativas de formación de la torta. La filtración de flujo constante es una forma excelente para obtener datos bajo condiciones de presión variable, pero eso quiere equipo especializado por lo general. Mientras que un vacío conduce a datos tanto para equipos de tambores rotatorios continuos como de conjunto operados bajo vacío, es mejor usar métodos de laboratorio que involucren presiones cuando se diseñan las hojas, plato y la estructura, y otros filtros de presión.

Datos deseados incluyen: (1) espesor de la torta (vs.) tiempo a diferentes presiones; (2) porosidad de la torta (vs.) presión aplicada; (3) volumen de filtrado (vs) tiempo a diferentes presiones.

Se deberían usar cilindros transparentes para medir el espesor de la masa directamente. Cuando los filtros de laboratorio son hechos de metal solamente se puede medir el espesor final.

Los resultados obtenidos en un banco de prue -

bas a escala son solamente apropiados como demostración. Si el tiempo de posesión del material ejerce una influencia significativa, la prueba debería ser realizada con material fresco. Siempre que la demostración sea almacenada o retenida, los test de sedimentación deberían ser ejecutados y luego duplicados en el lapso del programa de prueba. Una comparación de resultados mostrará si el cambio ha sido de masiado grande.

Las pequeñas hojas proporcionan relativamente datos apropiados para diseño y proyección a escala mayor. Si las pruebas de vacío no conducen a un flujo apropiado de ó valor exacto de espesor de la torta de la estructura de la torta para filtros de vacío continuo, se puede usar la prueba de presión en la segunda etapa. Por cierto una caída de presión de 5 a 15 psi puede ser usado en un filtro de presión para simular el vacío. "

En un filtro continuo, pueden haber: (1) alimentación superior, como un rotatorio, faja hori -

zontal, plataforma ó filtro de hoja horizontal; (2) alimentación inferior a un rotatorio de tam bor; (3) alimentación lateral a un filtro de disco, la estructura y plataforma, o filtro de hoja vertical. Debido a que los procedimientos de prueba deberían duplicar las condiciones rea les dando como sea posible, la hoja debe ser po sicionada en el relave en diferentes posiciones.

La hoja de prueba es acoplada con un filtro me-  
dio y un sockete, la profundidad del cual, para  
pruebas de alimentación inferior, no debería  
ser mayor del máximo de espesor de la masa ex-  
cepto donde pruebas de lavado de masa vayan ha  
ser realizados. En el caso anterior, la profun-  
didad del sockete debería ser de 1/8 de pulg.  
mayor que el máximo espesor esperado de la ma -  
sa. La excesiva profundidad interferirá con la  
agitación del relave, y puede provocar una masa  
no homogénea. Si no se usa un sockete, el fil-  
trado de la torta crecerá en los bordes en la  
forma de una mazamorra. Cuando esto ocurre, la  
superficie del área de la torta incrementa con

el tiempo, y distorsiona el dato.

Para evitar restricciones, no hay válvulas en la línea de drenaje entre la hoja de prueba y el reservorio de filtrado, tampoco entre el reservorio y la bomba de vacío, para el secado de la masa con flujo de aire muy elevado estas válvulas deberían estar limitadas por la resistencia de la torta y no por la caída de presión a través del equipo. Al inicio de la prueba la manguerita entre la hoja y el reservorio de filtrado debe ser en forma de riso en forma manual para acoplar el reservorio a la operación de vacío.

Todos los relaves que van a ser transportados por el filtro de tipo de alimentación inferior deben ser agitados en forma manual. Generalmente si los sólidos pueden ser mantenidos en suspensión mediante agitación manual, el relave es apropiado para filtración con alimentación inferior.

La agitación mecánica genera problemas. Generalmente, no es suficiente para prevenir la

suspensión, la velocidad del relave puede lavar los sólidos de la hoja y conducir a resultados erróneos, hay además una tendencia a operar el agitador en forma muy prolongada, lo cual conduce al destrozo o quiebre de las partículas.

Hay peligro de la estratificación de los sólidos a causa del decantamiento, al simular los filtros de alimentación superior.

Puede resultar una seria mal interpretación de los datos. Por consiguiente, es importante realizar un balance del material involucrado en la torta filtrada y húmeda. En la ecuación (2-1),  $w$ ,  $S_c$  y  $\int v$  son obtenidos en forma experimental para permitir el recálculo de  $S$ . Como el área requerida es aproximadamente proporcional al valor de  $S$ , cualquier diferencia entre el valor calculado y conocido de  $S$  debe ser observado con cuidado.

Los tiempos de formación de la torta son cortos con los tambores rotatorios de vacío. Con 120 grados sumergidos y a una velocidad de rotación de 2 r.p.m., el tiempo de filtración es

10 seg. los tiempos de forma rara vez superan 1 ó 2 minutos. Luego de que la masa se haya formado en una operación comercial, sigue: un período de succión bajo vacío, lavado, secado y descarga fig. 2.4 .

Mientras que la hoja de prueba está inmersa en la posición correcta y secado al tiempo preseleccionado el vacío continúa para secar la masa y simular la succión. Esto debe ser mantenido hasta que la masa se descrebaraje. De lo contrario, la succión continúa y se prolonga hasta traer la torta a la fase de lavado. El líquido de lavado es luego vertido en la parte superior de la torta y el tiempo determinado para el líquido a desaparecer.

El flujo de aire es medido durante el período final de secado. Es importante lavar por completo los materiales solubles para determinar el peso seco de la torta.

Algunos investigadores correlacionan los datos de industriales y de filtro por bombeo usando



aproximadamente  $0.01 \text{ pie}^2$  de superficie de filtro. El bombeo en la fig. 2.9 con una superficie de filtro vertical, (con un sockete) es presurizado con aire o nitrógeno; un sangrado de gas proporciona la agitación. Recálculos de la concentración de relave pueden ser hechos para calcular el decantamiento, o la concentración del relave en el final el mal puede ser medido.

Los investigadores recomiendan un ciclo de 21 minutos tanto para las pruebas de clarificación como filtración de la torta. Con ploteos logarítmicos, es posible extrapolar para intervalos de tiempos mayores debido a que la filtración continua y la resistencia del medio son pequeños, la ec. 2-14 puede ser usada para predecir  $v$  (vs)  $t$ . tomando logaritmos de la ec. 2-14:

$$\log v = 0.5 \log t + \log (2p/\mu \propto C) \dots (2-23)$$

Esto es, una forma bastante simple para extrapolar usando un ámbito de 0.5 en los ploteos logarítmicos. Alternativamente es posible plo

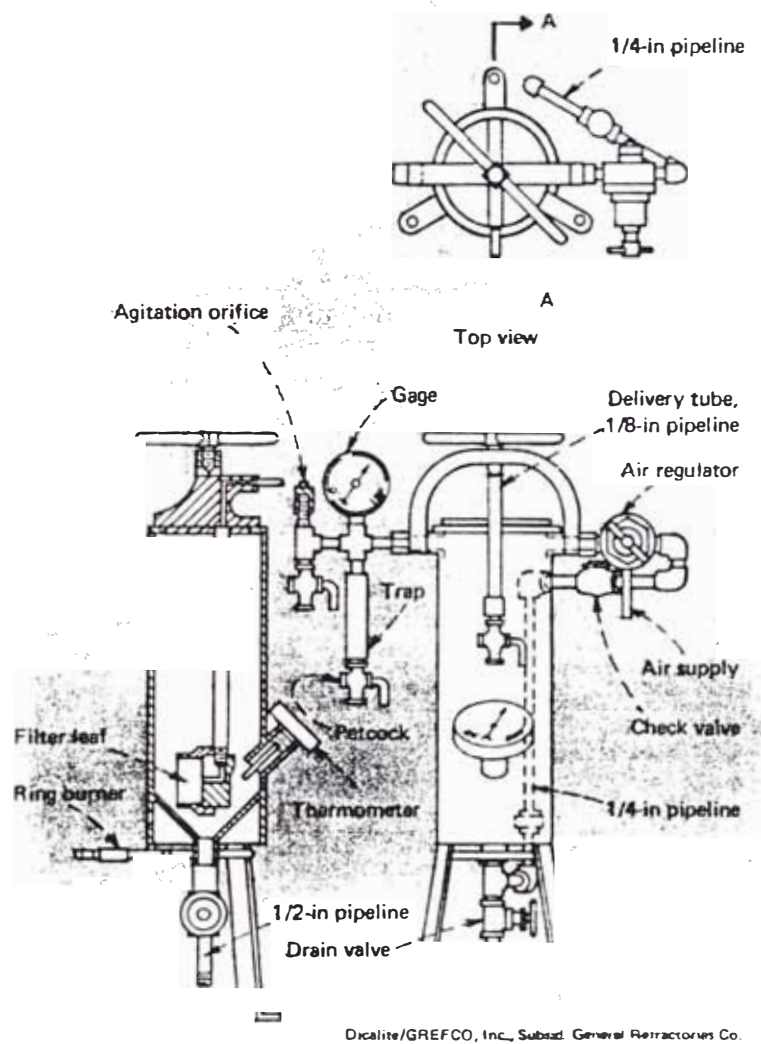
tear  $t/v$  (vs)  $v$ , ó  $dt/dv$  (vs.)  $v$ , en concordancia con la ec. 2-12 y 2-13.

### Minimum-Cake-Thickness

#### Design for Discharge

<u>Filter Type</u>	Minimum Cake Thickness, In
Drum	
Belt	1/8 to 3/16
Roll discharge	1/32
Standard scraper	1/4
Coil	1/8 to 3/16
String discharge	1/4
Horizontal belt	1/8 to 3/16
Horizontal table	3/4
Tilting pan	3/4 to 1
Disk	3/8 to 1/2

TABLA 2 - 1



**FIG. 2.9 BOMB FILTER is used to obtain analytical data**

III  
PROCESO DE FILTRADO Y TIPOS DE FILTROS.

3.1 Etapas Previas al Filtrado

3.1.1 Extracción del Mineral

Los minerales de la mina una vez identifi-  
cados de acuerdo a sus análisis químicos y  
físicos se procede a colocar la carga ex -  
plosiva adecuada que permita una buena ro-  
tura de la roca; una vez producido el dis-  
paro se efectúa el carguío y acarreo del  
mineral, el cual es llevado a las Ptas. de  
chancado para ser sometido a chancado pri-  
mario y secundario, y obtener un mineral  
con 4" máximo de tamaño. El mineral luego  
es transportado por sistema de fajas a lo  
largo de 15.3 Km. hacia el área de Benefi-  
cio (San Nicolás) a un ritmo de 2,000 Ton/  
Hr.

3.1.2 Chancado y Concentración Magnética

El mineral recepcionado en el área de Beneu

ficio es sometido a un chancado terciario para reducir su tamaño a  $3/4$ " en el caso de primario y a  $3/8$ " en el caso del transicional, luego el mineral es alimentado a los circuitos de concentración de molienda fina, que básicamente consta de: molinos de barras (Molienda primaria), separadores magnéticos primarios, molinos de bolas (Molienda secundaria), separadores magnéticos secundarios y flotación.

La secuencia descrita anteriormente es válida para mineral primario del tipo CG ó FG, en cambio el mineral transicional T.O obvia los separadores magnéticos secundarios y la flotación; pero introduce un grupo de separadores magnéticos para retratamiento de colas primarias y una batería de ciclones después de molienda secundaria para eliminar % de álcalis presente en este tipo de mineral. En el caso del mineral tipo "R" (Refractario) se ha diseñado un circuito cerrado para su tratamiento en el

que se incluye una batería de ciclones (para separar los finos  $-325 \text{ M } (^{\circ}/\text{F})$  que contiene la descarga de flotación) y un molino de bolas para molienda que trata el  $u'/\text{F}$  de ciclones.

El producto obtenido en la planta de concentración cuyas especificaciones deben ser: BSA de  $1650 \pm 50 \text{ cm}^2/\text{gr.}$ ,  $-325 \text{ M}$  de  $65 \pm 1\%$ ,  $\% \text{ S} < a .500$  y  $\% \text{ Insol. de } 5.2 \pm 1$  viene a ser el producto de alimentación a planta de Filtros.

### 3.2 Descripción del Proceso de Filtrado

#### 3.2.1 Calidad requerida en el Cake ó Torta

La torta filtrada requerida para optimizar la aglomeración necesita cumplir las siguientes especificaciones de calidad:

- a) Humedad constante :  $8.7 \pm 0.1 \%$
- b) Superficie específica :  $1650 \pm 50 \text{ cm}^2/\text{gr.}$

El primer requisito debe lograrse en la Planta Filtros, mientras que el segundo deberá obtenerse en la molienda efectuada en

la Planta Concentración.

Resultados debajo de las especificaciones, hará difícil la compactación en la formación de bolas verdes haciéndolas quebradizas y con baja resistencia a la compresión.

Un B.S.A. demasiado alto origina alta humedad y por consiguiente formación de bolas verdes plásticas, las que se aglomeran y deforman.

### 3.2.2 Espesamiento y Agitación

El espesamiento tiene como objeto espesar el concentrado resultante de la flotación. Esta operación se realiza en los espesadores, los cuales son tanques grandes que permiten el asentamiento de las partículas sólidas, mientras el agua clara rebalsa por la parte superior.

En nuestro caso, el concentrado magnético obtenido en la planta de concentración, con una densidad de 45-50% de sólidos, es bombeada por medio de 3 bombas centrífugas de

10 x 8" hacia un cajón de recibo que posteriormente alimenta al espesador por el cono central; la carga es espesada a una densidad de 73 - 75% sólidos.

Cuando la densidad en la descarga del espesador es menor a 73 % de sólidos, se procede a recircular la carga hasta conseguir incrementar los sólidos a 75 % para nuevamente evacuarla.

Otra función importante del espesador es el deslamado de la pulpa, ya que las lamas obstruyen los agujeros del medio filtrante, disminuyendo la eficiencia de producción y humedad.

Para lograr un buen espesamiento es necesario:

- a) Que la alimentación sea constante y en cantidad apropiada.
- b) Que la cantidad de carga alimentada debe ser igual a la cantidad de carga evacuada en un período de tiempo.



- c) No debe haber agitación violenta dentro del espesador.
- d) Que el rebose sea lo más limpio posible.
- e) Que el producto espesado tenga la densidad requerida.

El concentrado espesado a 75 % sólidos es evacuado del espesador por 2 bombas centrifugas de 10" x 8" hacia un cajón distribuidor del cual se alimenta a los tanques agitadores, cuya función es mantener en agitación, almacenar y homogenizar la pulpa.

### 3.2.3 Alimentación a Filtros

La pulpa de los agitadores es descargado por gravedad hacia 5 sumideros donde se diluye a 66 - 68% de sólidos, para luego ser bombeado hacia su respectivo distribuidor Humphrey, de los cuales la pulpa es alimentada a los filtros por sistema de mangueras de 2"  $\emptyset$ . El número de mangueras de alimentación varía de 2 a 4, según el tamaño del filtro, lo importante es de que exista una buena distribución.

El nivel de los sumideros se controla por medio de sensores de nivel, los que actúan sobre válvulas pinch automáticas de alimentación de pulpa.

La densidad de alimentación a los filtros es controlada automáticamente por medio de celdas de densidad (Rayos Gamma), ubicadas en la tubería de alimentación a los distribuidores; las que envían una señal al sistema de agua de dilución para mantener una densidad constante de alimentación.

#### 3.2.4 Filtración

El objeto de la filtración es eliminar la mayor cantidad de agua que contiene la pulpa alimentada a los filtros.

En nuestro caso, el proceso de filtrado se realiza en filtros de discos, con agitación mecánica y nivel de tanque controlado por rebose. Los elementos principales que intervienen son:

a) El medio filtrante (sacas)

b) Succión por vacío

c) Soplado.

De la pulpa se obtiene dos productos: el agua de filtración y la torta que se adhiere al filtro.

La torta, es transportada por sistema de fajas hacia una tolva de 400 Ton. de capacidad, de la cual se alimenta a la planta de peletización. Esta tolva cuenta con un sensor de nivel, el cual emite una señal de alarma en caso de nivel demasiado alto.

El agua de filtrado es retornada por bombeo hacia el espesador.

Para lograr una buena eficiencia de la operación de filtrado es necesario controlar las variables del concentrado, las variables del filtro y el medio filtrante.

Las variables a controlar del concentrado son:

a) Superficie específica (B.S.A.)

b) Densidad de alimentación

c) Lamas.

Las variables del filtro son:

- a) Flujo de vacío por pie cuadrado a vacío constante.
- b) Velocidad del filtro.
- c) Velocidad del agitador.
- d) Flujo de aire soplado por pie cuadrado a presión cte.
- e) Tiempo de soplado.
- f) Nivel de pulpa en el tanque, para evitar rebose de finos.
- g) Posición de los dados en el puente de la válvula de cabeza, lo que determina los ángulos correctos de succión y soplado.

Las variables mencionadas anteriormente son controladas de acuerdo al siguiente cuadro, que contiene datos de operación actual de filtros:

Flujo de vacío por área efectiva a 24" Hg.	$\text{ft}^3/\text{min.} \times \text{ft}^2$	8.45
Vacío constante	pulg. Hg.	24
Velocidad del filtro	seg/rev.	90-120

Velocidad del agitador R.P.M. 70-90  
 Flujo de aire soplado  $\text{ft}^3/\text{min ft}^2$  .197  
 por área efectiva a  
 40 P.S.I.

Presión soplado constan  
 te P.S.I. 40

Tiempo de soplado Seg. .5

Densidad de alimentación % sólidos 66-68

Respecto al medio filtrante, bolsas de nylon (sacas), actualmente se cuenta con un programa de cambio de sacas por filtro, el cual se realiza entre 700 a 1000 Hrs. de operación.

En conclusión, en el proceso de filtrado te  
 nemos:

1) Alta humedad en el concentrado es producida por:

- Exceso de lamas.
- Material muy fino.
- Alta densidad de alimentación.
- Vacío por debajo de 24" Hg.
- Alta velocidad del disco.

-Pérdida de vacío en el filtro.

-Incorrecto ajuste de los dados en el puente de la válvula de cabeza.

2) Una baja producción de concentrado es debido a:

-Exceso de lamas.

-Material muy fino.

-Baja densidad de alimentación.

-Vacío inferior a 24" Hg.

-Baja velocidad del disco.

3) La variación de humedad es ocasionado por:

-Aumento de lamas.

-Variación de densidad de alimentación.

-Variación del flujo de vacío.

-Variación en la finura de molienda.

### 3.2.5 Sistema de Vacío y Soplado

Para tener una idea exacta del sistema básico de vacío se muestra a continuación un diagrama de flujo en el que se incluyen todos los elementos que lo componen. (Fig. 3.1).

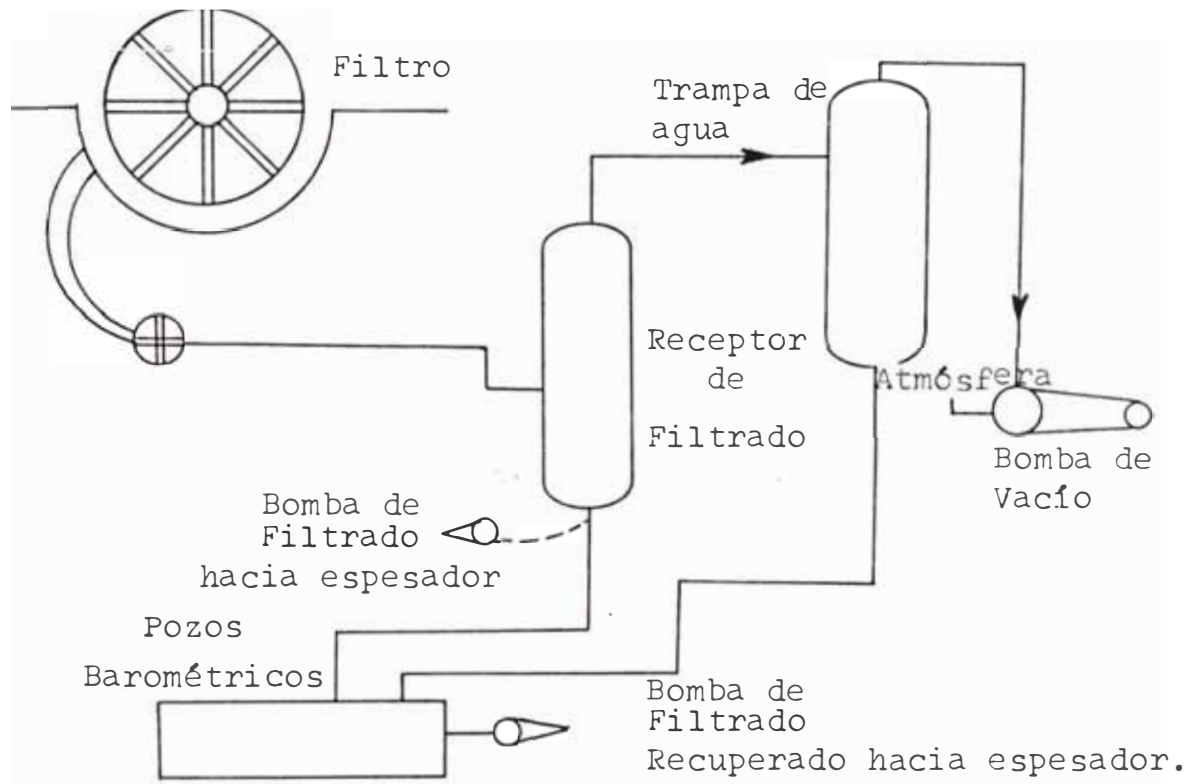


FIGURA 3.1

Como se observa, el agua filtrada, succiona da por las bombas de vacío, pasa a través de tuberías a los receptores de filtrado y de estos se evacúa por 2 sistemas; descarga a pozos de cierre barométrico ó bombas de filtrado, todo el filtrado evacuado es devuelto por bombeo al espesador. Para evitar que el agua de filtrado llegue a las bombas de vacío se encuentran las trampas de agua, las que descargan a los pozos barométricos.

Respecto al soplado, éste se efectúa usando aire comprimido a 40 Lbs/Pulg. por acción de compresoras, la que es almacenada en un tanque principal, de donde por sistema de tuberías alimentan a los tanques secundarios que tiene cada uno de los filtros. El aire a presión cte. realiza la fase de soplado haciendo que la torta adherida a la saca se desprenda.

La intermitencia del vacío y soplado se controla con la válvula del filtro localizada



en el eje central de la máquina.

### 3.2.6 Control de Calidad

Ver cuadro 3-1 y Figuras 3.2 y 3.3

Durante la operación de filtrado es necesario efectuar un control de calidad riguroso de la pulpa a filtrar y del concentrado final obtenido.

Los puntos determinados para este control son:

- 1) Alimentación al espesador: Se realiza C/2 horas tomando muestras de C/línea de molienda para determinar la superficie específica.
- 2) Alimentación a agitador: a) C/2 horas se toma una muestra para determinar la superficie específica, al % S y el % Insoluble.  
b) Para efectos de control de densidad, ésta se mide cada hora.  
c) Compósito 24 horas para determinar % SiO<sub>2</sub>.
- 3) Alimentación a filtros: Se controla la



densidad por medio del instrumento de control, y muchas veces usando la balanza "Marcy".

4) Descarga tolva de concentrado:

- a) C/hora para determinación de humedad.
- b) C/2 horas para determinar % S y % Insoluble.
- c) Compósito 24 horas para análisis químico para Fe, S, FeO, Insol, SiO<sub>2</sub>, Cu, Na<sub>2</sub>O y K<sub>2</sub>O.

Se adjunta un cuadro y gráficas con algunas especificaciones de calidad, que tienen los productos obtenidos en Planta Filtros.

### 3.2.7 Producción y Productividad

La productividad actual es de 145 Lbs./Hr. -ft<sup>2</sup>.

La capacidad de producción es de 650 T.P.H., de las cuales 150 T.P. H. es para la producción de concentrado fino alta ley (torta) que se vende en el mercado para peletización; ó para producción de lodos, quedando 500 T.P.H. para alimentar a la Pta. Peleti-

zación de nuestra empresa.

La producción de torta y lodos es relativa ya que está acondicionada a las ventas contraídas en el mercado.

La capacidad de stock para torta filtrada es de 200,000 ton. para lodos es de 220,000 ton., para el stock planta es de 20,000 ton.

### 3.3 Especificaciones Técnicas y Condiciones de Operación de Equipos

#### a) Espesadores

Cantidad	: 2
Diámetro	: 104' y 125'
Marca	: EIMCO
Tipo	: Rastra simple
Velocidad de rastra	: 3. R.P.H.
% sólidos descarga	: 75%
Evacuación carga	: Por bombas centrífugas

Controles:

-Densidad en descarga  
de espesador.

-Torque de rastras: indicación de amperaje de motor en tablero de control y sistema de alarma en caso de alto torque.

b) Tanques Agitadores

Cantidad	: 3
Dimensiones	: 35' $\emptyset$ y 35' de altura.
Capacidad	: 1,800 Ton. c/u.
Tipo	: Agitación por impulsor de hélice.
HP motor	: 125
Control	: Indicación de amperaje del motor.
	Nivel del tanque
	Densidad de alimentación

c) Filtros

Se adjunta el diseño de un filtro en el que se indican las partes principales que lo componen. Ver figura 3.4 .

Se presenta a continuación un cuadro-resumen de los filtros con sus respectivas especificaciones.

CARACTERISTICAS	T A M A Ñ O			TOTAL
	6' - 0"	6' - 9"	6' - 9"	
M O D E L O	AGITACION MECANICA Y NIVEL CONTROL.POR RB			
M A R C A	E I M C O			
No. DE DISCOS	6	8	10	
No. DE FILTROS	8	6	7	21
	POR DISCO	50	65	65
AREA NOMINAL	POR FILTRO	300	520	650
(ft <sup>2</sup> )	T O T A L	2400	3120	4550
				10070
AREA EFECTI- VA (ft <sup>2</sup> )	POR FILTRO	227	405	500
	T O T A L	1816	2430	3500
	%DE AREA NOMINAL	75.6	77.8	77.0
PRODUCCION	POR FILTRO	20	40	50
T.P.H.	T O T A L	160	240	350
				750
HP MOTOR DE DISCOS		3	5	5
	POR DISCO	10	10	10
No.	POR FILTRO	60	80	100
SECTORES	T O T A L	480	480	700
				1660
TIPO DE SECTORES	MADERA	MADERA	MADERA Y PLASTICO	
HP MOTOR DE AGITADOR	7.5	7.5	10	
VALVULAS DE CABEZA POR FILTRO	UNA VALV.	DOS VALV	DOS VALV.	
RANGO DE VELOCIDAD	80 - 120	<u>SEG/REVOLUCION</u>		
REGULACION VELOC.DE DIS- COS POR REDUCTORES DE VE LOCIDAD VARIABLE	VARIACION MANUAL	VARIACION POR MEDIO DE MOTOR AUXILIAR		
C O N T R O L E S	NIVEL DE TANQUE: ALARMA BAJO NIVEL (F.ROJO)			
	MANOMETROS INDICADORES DE VACIO			
	MANOMETROS INDICADORES DE PRESION A. SOPLADO			

## d) Bombas de Vacío

T I P O		RECIPROCANTES	<u>DOBLES</u> ROTATIVAS
CANTIDAD		12	6
MARCA		WORTHINGTON	NASH
MODELO		31x13, TIPO HBB	CL.3003a500
VACIO (PULG-Hg)		24	24
HP MOTOR		100	300
CAPACIDAD	POR BOMBA	2700	5520
	TOTAL POR TIPO	32400	33120
ft <sup>3</sup> /min.	TOTAL DISPONIBLE		65520
Ft <sup>3</sup> /min. ft <sup>2</sup>	DE VACIO POR DE AREA NOMINAL		6.51
Ft <sup>3</sup> /min. ft <sup>2</sup>	DE VACIO POR DE AREA EFECTIVA		8.46

e) Compresoras

Tenemos las siguientes:

T I P O		RECIPROCANTES	ROTATIVA
MARCA		WORTHINGTON	NASH
MODELO		12 x 9 TIPO HB	
CANTIDAD		4	2
PRESION LBS/PULG <sup>c</sup>		40	44
HP DE MOTOR		50	200
CAPACIDAD	POR CADA COMPRESORA	300	930
ft <sup>3</sup> /min.	TOTAL POR TIPO	1200	1860
	TOTAL DISPONIBLE		3060
Ft <sup>3</sup> /min.	DE SOPLADO POR DE AREA NOMINAL		.304
Ft <sup>3</sup> /min. ft <sup>2</sup>	DE SOPLADO POR DE AREA EFECTIVA		.395

Ft<sup>3</sup>/min. DE SOPLADO USADO POR .1975 (50% DE  
ft<sup>2</sup> DE AREA EFECTIVA CAPACIDAD)

En el panel de control contamos con instrumentos que nos indica el amperaje de c/u. de bombas de vacío y compresoras. Existe además un sistema de alarma en caso de paradas de dichos equipos.

#### f) Bombas Centrífugas

Usadas para el transporte de pulpa en las diferentes fases:

CARACTERISTICAS	T A M A Ñ O			
	5" x 4"	8" x 6"	10"x8"	12"x10"
M A R C A	TODAS SON DENVER			
CANTIDAD	3	1	8	1
MOTOR:				
HP =	25	25	50	100
R.P.M.	1770	1760	1770	1180
Ø POLEA (PULG.)	8.5	8.0	9.5	13.5
BOMBA:				
R.P.M.	1350	1280	560	590
Ø POLEA PULG.)	11	11	30	27
G.P.M.	250	480	1500	3000

Existe una bomba de 5" x 5" y otra de 3" x 3" para



sello de agua empleada tanto en las bombas contenidas en el cuadro como para el sello de los agitadores de tanques de filtros.

Existe en el panel de control instrumentos que nos indican el amperaje de bombas centrífugas y alarma de parada.

g) Fajas Transportadoras

Usadas para transportar el concentrado filtrado (torta filtrada), hacia Pta. peletización, stock puerto y stock planta.

De acuerdo al flow sheet mostrado tenemos las siguientes fajas:

No. IBM	Dimensiones	<u>No. Pliegues</u>	Velocidad ft/min
051-150	378' x 30"	4 Ply.	350
051-151	378' x 30"	4 Ply.	370
051-152	317' x 30"	4 Ply.	350
051-153	317' x 30"	4 Ply.	350
051-170	250' x 24"	4 Ply.	360
051-171	250' x 24"	4 "	420
051-172	175' x 30"	4 "	320
051-173	37' x 24"	4 "	270
051-174	47' x 24"	4 "	380
051-175	1100' x 24"	4 "	420

No. IBM	Dimensiones	No. Pliegues	Velocidad ft/min
051-176	1040' x 24"	4 Plg.	420
051-177	206' x 24"	4 "	480
051-428	46' x 60"	5 "	30

Estas fajas tienen sistema de alarma en el panel de control.

#### h) Datos Sobre Consumo

##### h-1 Consumo unitario de Sacas y Sectores

Año	Sacas/1000 Ton.Torta	Sectores/1000 Ton.Torta
1967	5.6	
1977	3.2	.27
1978	4.1	.24

Como se observa el consumo de sacas y sectores ha bajado en un 40%, esto es debido a la protección que se ha dado a los sectores con material plástico (Polyuretano CP-141).

El cambio de sacas se está efectuando entre 700 Hrs. a 1000 Hrs. de operación.

##### h-2 Consumo Unitario de aire y Vacío

Se mencionó en cuadros anteriores, pero lo resumiremos en el siguiente cuadro:

Area teórica de medio filtrante:	ft <sup>2</sup>	10070
Area efectiva de medio filtrante:	ft <sup>2</sup>	7746
Flujo de vacío total a 24" Hg. :	ft <sup>3</sup> /min.	65520
Flujo de aire de soplado a 40 PSI:	ft <sup>3</sup> /min.	3060
Flujo vacío por unidad de área	ft <sup>3</sup> /min.	6.51
Teórica del medio	ft <sup>2</sup>	

### h-3 Consumo Unitario de Aire y Vacío (Cont.)

Flujo vacío por unidad de área efectiva del medio	$\frac{\text{ft}^3/\text{min.}}{\text{ft}^2}$	8.46
Flujo de aire soplado por unidad de área teórica	$\frac{\text{ft}^3/\text{min}}{\text{ft}^2}$	.30
Flujo de aire soplado por unidad de área efectiva	ft <sup>3</sup> /min.	.395
Flujo de aire soplado usado por unidad área efectiva(50% de Capacidad)	$\frac{\text{ft}^3/\text{min.}}{2}$ ft	.198
Eficiencia de descarga de torta:	%	95.

### h-4 Consumo de Forros de Bombas Centrífugas

El siguiente cuadro muestra el consumo anual de forros de bombas.

FORROS	<u>TAMANO</u>					
	3"x3"	5"x4"	5"x5"	8"x6"	10" x8"	12" x10"
Impulsores	1	18	1	2	20	2
F.lado gland	1	18	1	2	15	2
F.lado succión	1	18	1	2	15	2
Platos de succión		18	1	2	15	2

Debido a la presencia de agua salada en el proceso y a la abrasividad del concentrado de mineral de hierro, que son las causas de la excesiva corrosión y desgaste, de los componentes de los equipos que están en contacto directo ó indirecto con la pulpa; se hizo necesario la preparación de un programa de mantenimiento preventivo, el que actualmente permite mantener en óptimas condiciones de operación los equipos involucrados en la etapa de filtración, la introducción de este sistema ha permitido reducir los tiempos perdidos por fallas de equipo y por ende las pérdidas de producción.

### 3.4 Tipos de Filtros y sus características

Hay una variedad inmensa de filtros y que constantemente se vienen modificando- la mayoría de los cuales se ubican en las clasificaciones generales de filtración de bloques bajo presión, o filtración continua en vacío.

Los filtros continuos pueden ser divididos en tambores rotatorios, discos, plataformas y fajas horizontales. Los filtros de tambor se subdividen de acuerdo al uso para remover la masa aglu-

tinada.

Casi en forma invariable, los filtros continuos usan vacío, y son los más adecuados para materiales que permiten un razonable grado de rapidez, en el adelgazamiento de la estructura de la masa aglutinada.

Los filtros continuos se desempeñan mejor con partículas de tamaño medio en el rango de 5 a 50 micras. Puesto que el relave consiste de tales partículas (usualmente operan bien bajo gravedad) son frecuentemente adelgazados. Las partículas más grandes generalmente encontradas ejercen menores fuerzas capilares; de modo que, el secado puede ser acompañado de la absorción de aire a través de la masa aglutinada en vacío.

Los filtros de conjunto consisten principalmente de tanques tipo relleno con planchas delgadas, o discos y estructuras. Se subdividen de acuerdo a la posición horizontal o vertical de la superficie del filtro. Los métodos para descargar la masa aglutinada varían, e incrementan la clasifici

cación.

En filtros de conjunto la masa aglutinada está normalmente compactada bajo presión. Si la resistencia a la filtración es grande las partículas serán pequeñas, y el secado no podrá ser realizado por insuflamiento ó absorción de aire a través de la masa aglutinada, como es comúnmente hecho con los filtros continuos, la reducción de la humedad es usualmente realizado mediante el incremento de la presión o en forma mecánica.

Para la mayoría de los problemas de filtración, un ingeniero debe diseñar o un nuevo sistema o adaptar el equipo existente a nuevos o diferentes procesos. Aunque aquí nos concentramos en métodos aplicables a nuevos sistemas, los mismos procedimientos son aplicables para efectos de adaptación re equipos.

Solamente bajo circunstancias inusuales el ingeniero necesitará de experiencia para diseñar un sistema completo de filtración. Por lo general, él dependerá de la información que posea. En la

mayoría de los casos diferentes fuentes deben ser consultados para filtros, filtrados, bombas, y detalles de instalación.

Vosotros asumimos que se ha precondicionado al relave en forma óptima y que se chequeará el equipo de gravedad a presión de vacío.

El aspecto principal consiste en la preparación del circuito que se muestra:

1. Esquema general de circulación de tanques, adelgazadores, filtros, bombas, etc.
2. Un diagrama con flujos de relave, filtrado, masa húmeda, lavado, líquido y secado por aire, tal sea las especificaciones en la turbicidad del filtrado, humedad de la masa, residuos solubles y densidad de la masa (consistencia).
3. La máquina específica del equipo o parte del disco de receso, disco de filtro, etc., y las dimensiones y área para la filtración.
4. La media ó media incrementada a ser empleada.
5. Bombeo (en vacío, centrífugo, o flujo cons -

tante).

6. Prevención de estancamiento del relave.
7. Método de descarga tanto para filtros continuos (de faja, giratorios en forma de serpiente o de tambores rotatorios) o filtros de conjunto (secos, manuales, automáticos).
8. Expresión mecánica de decantamiento.
9. Información acerca del ciclo: (a) de conjunto-longitud del ciclo-área, y consistencia de la masa, en función de la longitud del ciclo; (b) continuo-filtros horizontal, velocidad o giro del tambor, porciones del filtro dedicados a la formación de la masa, secado inicial, secado final y lavado.

### 3.5 Mejoras de Producción y Calidad de Concentrado

#### 3.5.1 Protección de Sectores

Actualmente se pintan los sectores en forma total con material plástico, polyuretano CP-141, el cual protege al sector, permitiendo además amortiguar y evitar un contacto directo entre saca y sector, aumentando el tiempo de vida de la saca, redu -



ciendo su consumo en un 40%.

### 3.5.2 Incremento de Producción

Con este objetivo se han acondicionado a la fecha 3 filtros chicos de (6'-0") x 6 para que operen con discos de 6'-9" de diámetro, habiendo sido necesario ampliar la capacidad del tanque de filtración. Con estas modificaciones se ha logrado incrementar por cada filtro chico un 25% de producción, además se van a standarizar los materiales requeridos en los filtros, es decir sectores, sacas, esparragos, etc.

### 3.5.3 Pintado de Sectores

Estos son pintados, una vez colocada la saca, en los bordes laterales y superior, así mismo en la campana, con un esmalte sintético, cubriendo todo el área inactiva de los mismos. Esto permite el uso eficiente de vacío y soplado, puesto que sólo actuarán en el área efectiva del sector, lográndose un incremento en la eficiencia de la descarga de torta de 90 a

95%.

#### 3.5.4 Reducción de Álcalis

Frente al problema planteado a Hierro Perú sobre el alto contenido de álcalis, Na y K, pte. en los pélets, causantes de serios problemas en los altos hornos de las Ace - rías Japonesas, consumidores principales de nuestros productos, nos vimos en la im - periosa necesidad de buscar solución al problema para poder mantenernos dentro del mercado mundial.

Analizando el problema se llegó a la con - clusión de que el mayor % de álcalis en el concentrado lo aportan la arena, el agua salada y el mineral transicional; por lo tanto se empezó a buscar soluciones para cada uno en forma paralela, llegándose a establecer las siguientes:

##### a) Doble Espesamiento con Agua Dulce

Su objetivo es reducir el % de álcalis presente en la pulpa (.3 a .4%), prove -

niente del agua salada usada en el proceso de molienda, por medio de un lavado de la pulpa con agua dulce.

El circuito empleado se muestra en el flow shet, que como se podrá observar la adición de agua dulce se realiza en los siguientes puntos: (ver figuras 3.5 y 3.6).

- a.1) En el cajón de alimentación al segundo espesador como agua de dilución.
- a.2) En los sumideros de alimentación a fil - tros, también como agua de dilución.
- a.3) En sellos de bombas y sellos de filtros.

Los resultados obtenidos fueron un éxito completo, llegándose a las siguientes conclusiones:

- 1) La eliminación de álcalis respecto a la descarga del primer espesador es:

	% E l i m i n a c i ó n	
	Na <sub>2</sub> O	K <sub>2</sub> O
Máximo	64	14
Mínimo	26	13
Promedio	53	14

2) El consumo de agua dulce requerido fue de 46 ltrs/seg. respecto al concentrado obtenido se necesita:

.64 T.L. de agua dulce/T.L.S.

de torta.

3) El agua salobre o sea el rebose del segundo espesador con mezcla calculada de 55% de dulce y 45% de salada, se usará como agua de dilución en las celdas de flotación y bombas de transferencia de pulpa de la Planta de Concentración.

Como resultado de la prueba mencionada Hie rro - Perú ha adquirido de Israel, 4 módulos desaladores para el tratamiento de agua de mar, y obtener agua dulce a usarse en el proceso de filtración. Actualmente, se está construyendo la planta para instalar los módulos adquiridos.

b) Lavado de Torta

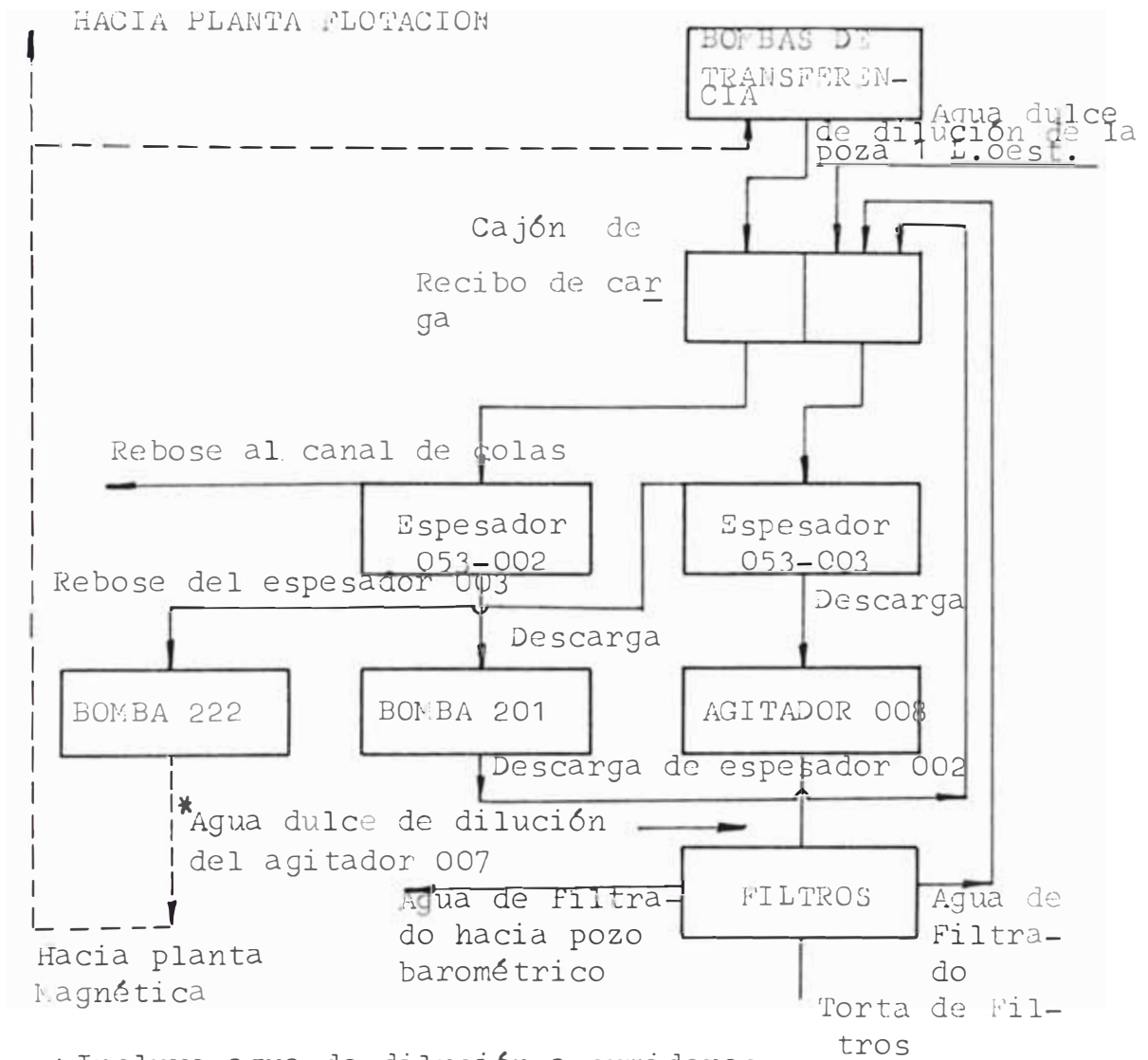
Actualmente se están llevando a cabo es -

tas pruebas, usando agua dulce con sprays, el cual baña o lava las 2 caras de los sectores de todos los discos a la salida del tanque de filtrado.

El lavado de torta se realiza por desplazamiento, es decir que el líquido lavador empuja al líquido madre retenido por la torta y lo desaloja, lo desplaza, de una manera casi cuantitativa. O sea, que las concentraciones del líquido que va saliendo del filtro desde que comienza el lavado son constantes e iguales a las de filtrado.

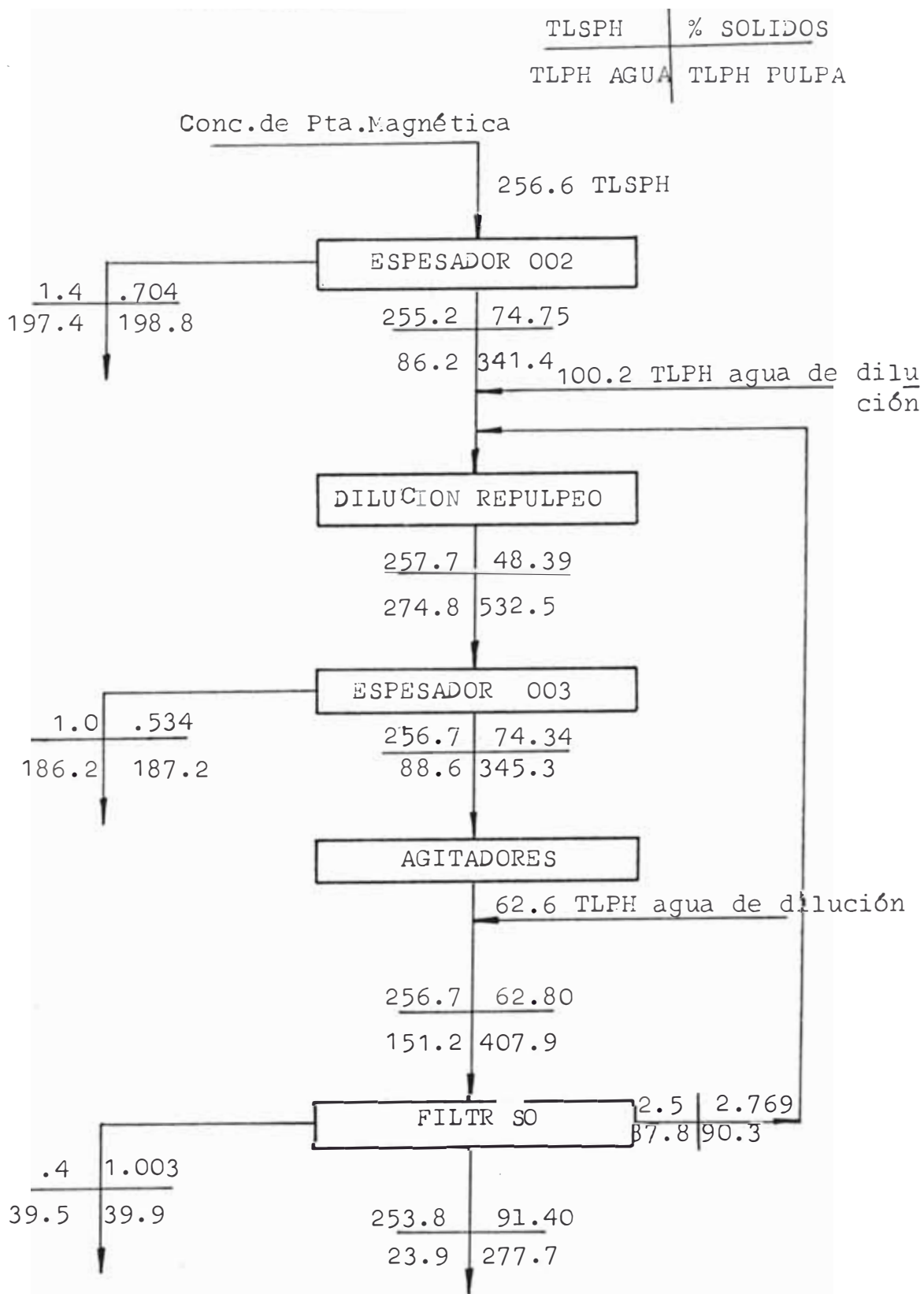
Con las pruebas preliminares se ha obtenido una reducción de Na de 26% , mientras que el K tiene 6.2% de reducción con respecto a la torta sin lavar.

Fig. 3.5  
 DIAGRAMA DE FLUJO - FILTRACION CON  
 AGUA DULCE  
 CIRCUITO DOBLE ESPESAMIENTO



\* Incluye agua de dilución a sumideros de bombas y a los sellos de los Filtros.

Fig. 3.6  
PRUEBA DE DOBLE ESPESAMIENTO  
BALANCE DE MATERIALES



## IV PARAMETROS DE DISEÑO

### 4.1 Características del filtro

La característica más importante del filtro de discos, es el diámetro de cada disco y el número de discos. Estos dos parámetros, prácticamente determinan la capacidad de filtrado, ya que la velocidad de operación, es un parámetro que varía, según el tipo de concentrado y las características de éste.

Se trata de diseñar un filtro, según las características del fabricante EIMCO, ya que de esta marca solamente, existen en la planta concentradora de San Nicolás. Como se deben emplear al máximo los mismos componentes (sectores, porta-sectores, sacas, espárragos) que se deterioran frecuentemente, es recomendable no modificar el diámetro a los filtros existentes, por lo que el diámetro será 6' - 9", usando 10 sectores por cada disco.



En cuanto al número de discos, tratando de efectuar un diseño seguro. Por esta vez será 6. A partir de éste se podrá efectuar en el futuro diseños con 8 y 10 discos.

En cuanto a la capacidad, se tomará nominalmente 15 ton/hora, la misma que dependerá en la práctica de factores inherentes a la metalurgia y operación del equipo.

Otra característica particular de este diseño, es que se emplearán válvulas de succión en ambos extremos, lo que permite un mejor rendimiento de los 6 discos.

Las otras características, son similares a las que intervienen en cualquier otro filtro de discos.

DATOS:

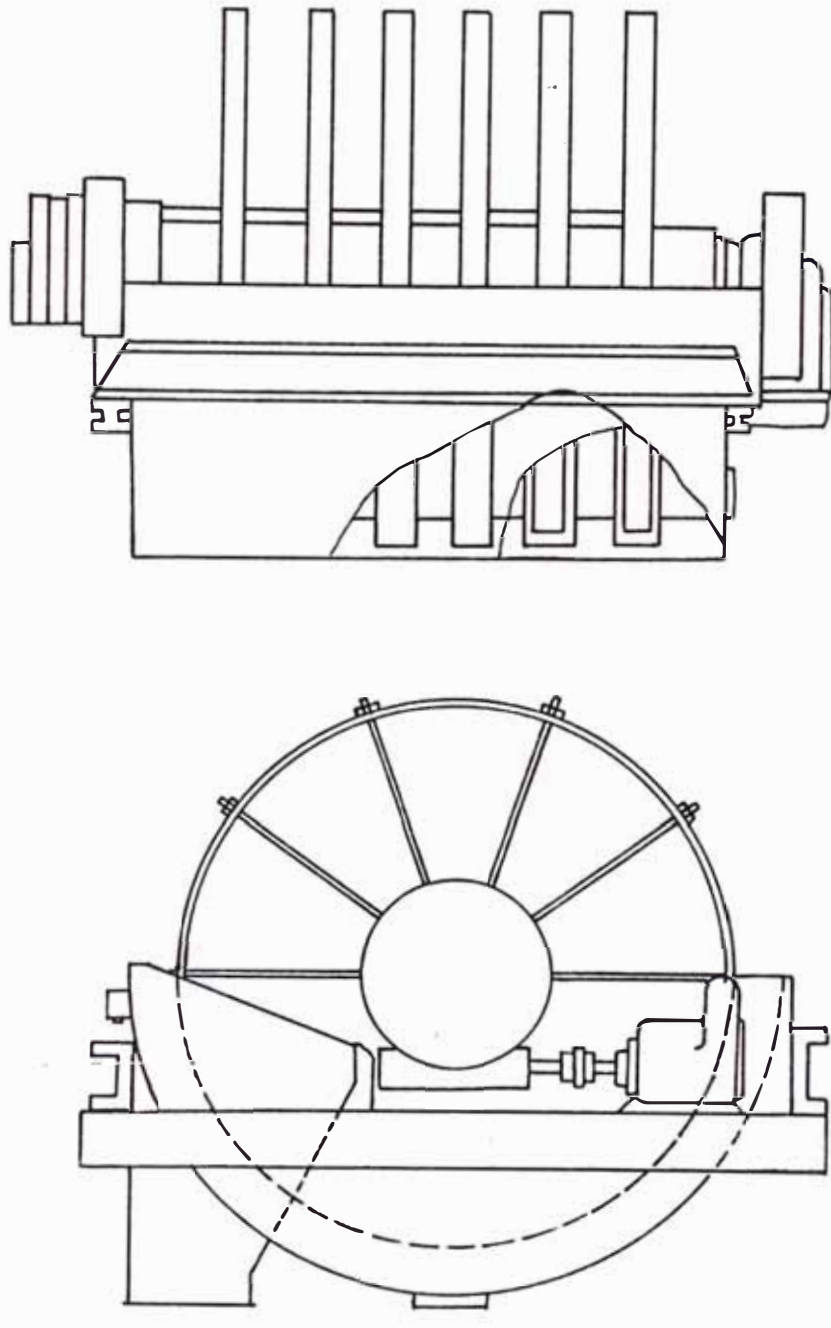
Número de discos : 6

Diámetro : 6.75'

Material a filtrar : Concentrado de Fe

#### 4.2 Determinación de la capacidad de filtrado

La capacidad de filtrado lo determinamos de



**FIG. 4.1**      **FILTRO DE DISCOS**

acuerdo a las aplicaciones existentes de filtros similares para el mismo material, por lo tanto se tratará de una capacidad nominal.

Por recomendaciones Metalúrgicas (Hierro Perú) la capacidad nominal para el diseño de un filtro de 6 discos y 6.75' de diámetro será: 15 ton/hora.

Luego  $C = 250 \text{ Kg/min.}$

Este parámetro permitirá definir el volumen de Filtrado y la velocidad de operación, lo mismo que deberá situarse dentro de un rango recomendado.

La secuencia de operación de filtrado para un ciclo completo ( $360^\circ$ ) de acuerdo a datos experimentales, es como la mostrada en la figura 4.2 y 4.3.

De la figura 4.3 tenemos:

$$R = 3.375'$$

$$S = 2R \cos 26^\circ$$

$$S = 6.07'$$

La Potencia (Pot) necesaria para hacer girar el

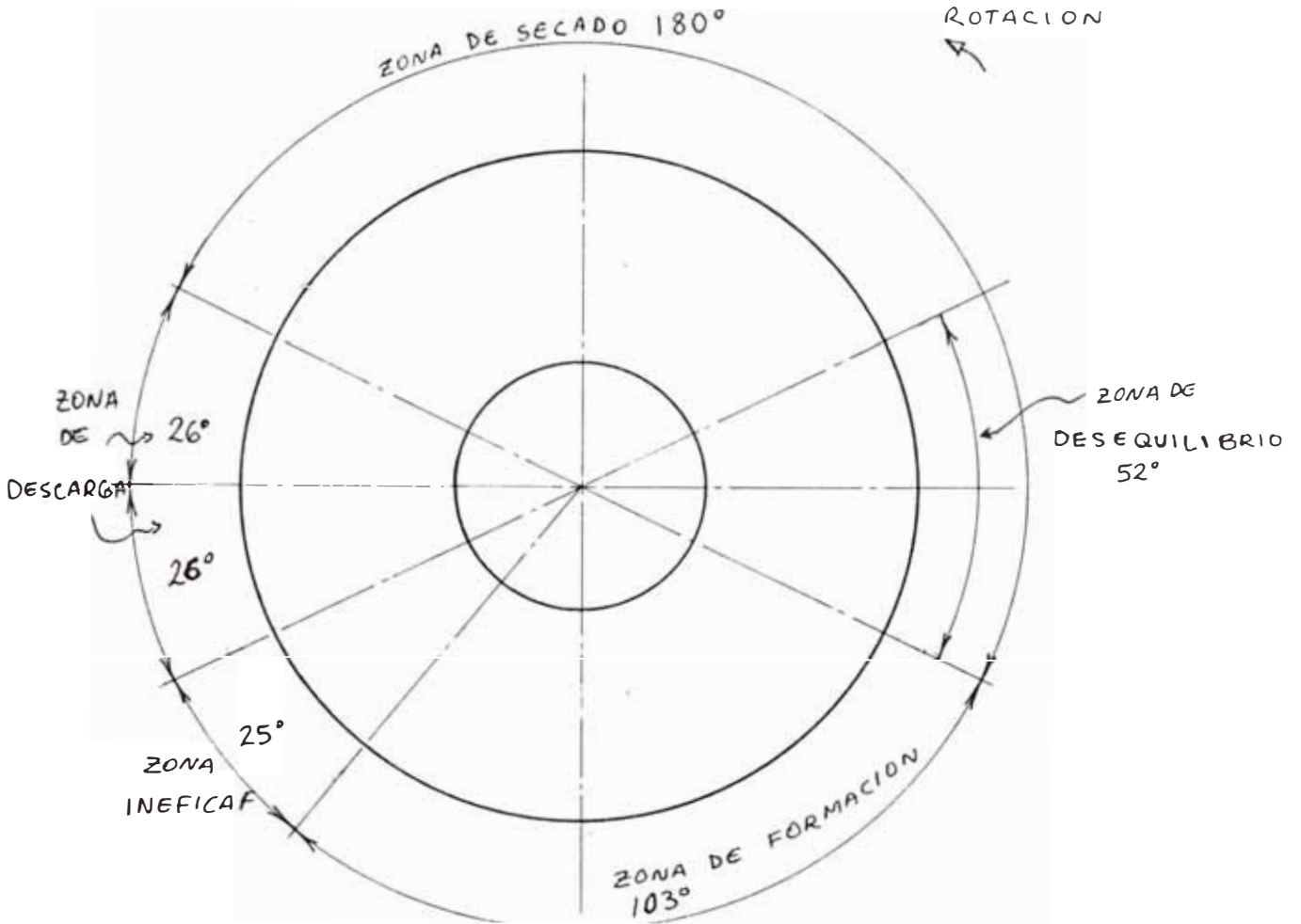


FIG. 4.2

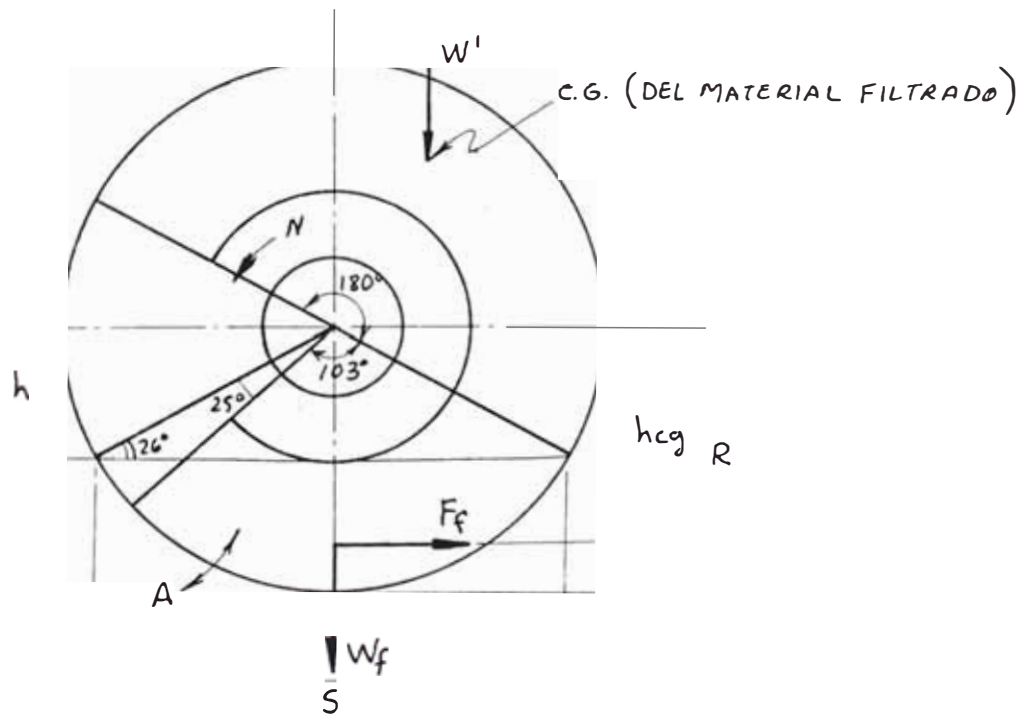


FIG. 4.3

disco es:

$$\text{Pot} = 2 \frac{T N}{K} \dots\dots \quad (4-1)$$

$$T = W' x + F_f h_{cg} \dots\dots \quad (4-2)$$

donde:

$N$  : Velocidad angular del disco (RPM).

$W'$  : Peso del aglutinado filtrado (Kg).

$F_f$  : Fuerza de rozamiento entre el fluido y la cara del disco.

$x$  : Distancia al centro de gravedad del material filtrado.

$T$  : Torque

$W_f$  : Peso de parte sumergida.

Cálculo de  $N$  (RPM) :

De la capacidad :  $C = 250 \text{ Kg./min}$

En una cara de un disco se juntará:  $C = \frac{20.8 \text{ Kg}}{12 \text{ min.}}$

Además en una revolución se juntan:  $W' + W_f$  (Kg)

En  $N$  revoluciones por minuto se juntarán:

$$N (W' + W_f)$$

$$N(W' + W_f) = 20.8 \text{ Kg/min.}$$

$$N \frac{20.8}{W' + W_f} \dots\dots \quad (4-3)$$

Cálculo de  $W'$  y  $W_f$  :

Datos  $\gamma_{Fe} = 8,960 \text{ Kg/m}^3$  ,  $\gamma_{agua} = 1,000 \text{ Kg/m}^3$

$$\text{pero: } \gamma_m = \frac{1-s}{\gamma_{Fe}} + \frac{s}{\gamma_{H_2O}}$$

donde  $s$  : concentración de Kg Fe/Kg. mezcla

Asumiendo :  $s = 50\%$  (Parte sumergida)

$$\frac{1}{\gamma_{m_1}} = \frac{0.5}{8,960} + \frac{0.5}{1,000}$$

$$\gamma_{m_1} = 1,799.2 \text{ Kg/m}^3$$

y :  $s = 70\%$  (Parte no sumergida)

$$\frac{1}{\gamma_{m_2}} = \frac{0.7}{8,960} + \frac{0.3}{1,000}$$

$$\gamma_{m_2} = 2,645 \text{ Kg/m}^3$$

Tenemos:

$$W_f = \gamma_{m_1} \times V_f \dots\dots \quad (4-4)$$

$$W' = \gamma_m \times V' \dots\dots \quad (4-5)$$

Donde:

$V_f$  : Volumen de la parte sumergida.

$V'$  : Volumen de la parte no sumergida.

Además, teóricamente por relaciones geométricas:

$$h_{cg} = 12A \dots\dots \quad (4-6)$$

donde A = Area sumergida

$$A = \frac{\pi d^2}{4} \frac{y}{360^\circ} - \frac{Sh}{2}$$

$$A = \frac{\pi 6.75^2}{4} \frac{128}{360} - \frac{S.R}{2} \text{ sen } 26^\circ$$

$$A = \frac{\pi 6.75^2}{4} \frac{128}{360} - \frac{6.07(3.375)}{2} \text{ sen } 26^\circ$$

$$A = 8.23 \text{ pie}^2$$

En la Ecuac. (4-6) :

$$h_{cg} = \frac{6.07^3}{12(8.23)}$$

$$h_{cg} = 2.26'$$

#### 4.3 Determinación del Volumen de la Torta

(Volumen en formación y volumen filtrado)

Ver Fig. 4.4 y 4.5

$$dV_f = \frac{(R - r)}{2} Z \cdot r_m d\theta$$

$$r_m = \frac{R + r}{2}$$

$$dV_f = \frac{(R - r)}{2} \left(\frac{e}{e_0}\right)^e \frac{(R + r)}{2} d\theta$$

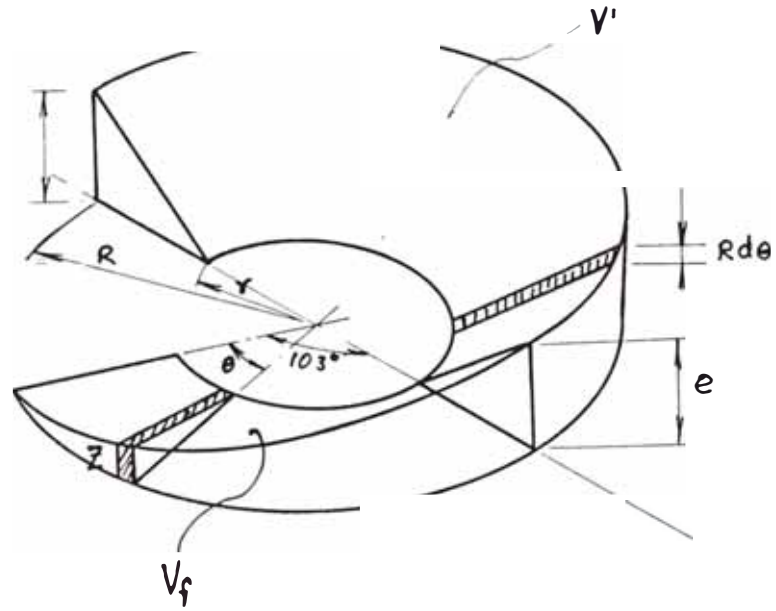


FIG. 4.4

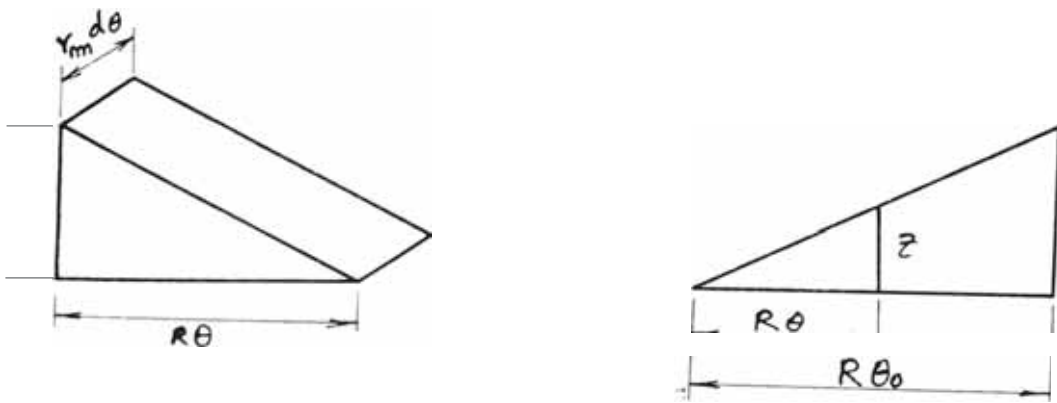


FIG. 4.5



$$K' = \frac{(R^2 - r^2)}{4} \left( \frac{e}{\theta_0} \right)$$

$$V_f = K' \int_0^{\theta_0} e \, d\theta = K' \frac{\theta_0}{2} \dots \dots (4-6)$$

Reemplazando datos:

$$\theta_0 = 103^\circ \frac{\pi}{180} = 1.7976 \text{ rad.}$$

$$r = R \text{ sen } 26^\circ = 1.479'$$

$$e = 1/2'' = 1/24' \text{ (datos tomados del campo)}$$

$$K' = \frac{3.375^2 - 1.479^2}{4} \left( \frac{1/24}{1.7976} \right)$$

$$K' = 0.053$$

En la ecuación (4-6)

$$V_f = 0.0856 \text{ pie}^3$$

$$V_f = 2.426 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

Cálculo de  $V'$

$$dV' = \left( \frac{9(R-r)e}{2} \right) \left( \frac{R+r}{2} \right) d\theta$$

$$V' = \left( \frac{R^2 - r^2}{4} \right) e \int_0^\pi d\theta$$

$$V' = \left( \frac{R^2 - r^2}{4} \right) e \pi$$

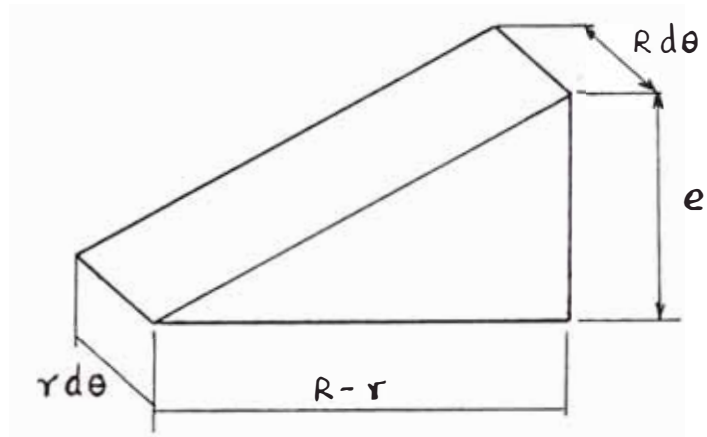


Figura 4.6

$$V' = 0.301 \text{ pie}^3$$

$$V' = 8.53 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

En la ecuación (4-4) y (4-5)

$$W_f = 1,799.2 \text{ Kg/m}^3 \times 2.426 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$W_f = 4.3648 \text{ Kg.}$$

$$W' = 2,644.6 \text{ Kg/m}^3 \times 8.53 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$W' = 22.558 \text{ Kg.}$$

En la ecuación (4-3)

$$N = \frac{20.8}{22.558 + 4.3648}$$

$$N = 0.7725 \text{ RPM.}$$

$$\frac{1}{N} = 1.29 \text{ min/rev.}$$

Cálculo de la distancia  $\bar{x}$

Ver figura 4.7 y 4.8

haciendo un corte en  $x'$  (por simetría)

$$x' = r + \frac{2}{3} (R-r)$$

$$r = 1.479'$$

$$x' = 1.479' + \frac{2}{3} (3.375 - 1.479)$$

$$x' = 2.743'$$

$$x = x' \text{ Sen } 26^\circ$$

$$x = 1.202'$$

$$x = 0.366 \text{ m}$$

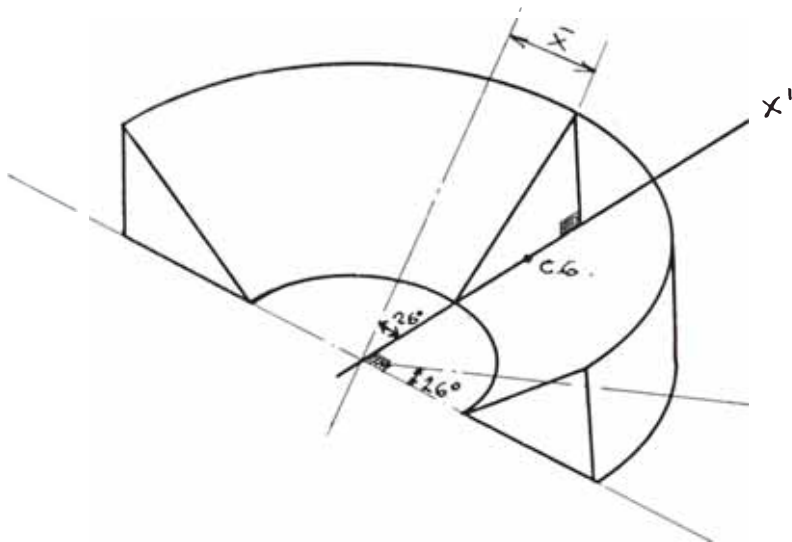


FIG. 4.7

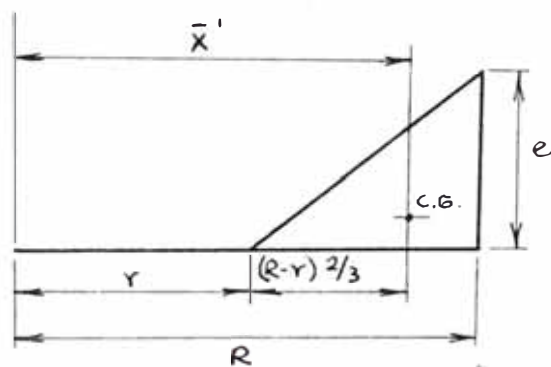


FIG. 4.8

DISEÑO DE UN FILTRO PARA CONCENTRADO  
DE MINERALES

5.1 Cálculo y Diseño de la Transmisión

5.1.1 Cálculo de la fuerza de fricción ( $F_f$ ):

$$F_f = \mu F_N \dots \quad (5-1)$$

$F_N$  = Fuerza normal que es ejercida por la depresión más la presión del fluido.

$$F_N = (P + \Delta P) A_f \dots \quad (5-2)$$

$A_f$  = Area de filtrado

Asumiendo :  $\Delta P = 13$  PSI (según Taggart)

Tenemos :  $P = \gamma_{m_1} (h_{cg} - h) \dots \quad (5-3)$

Donde :  $h = R \text{ Sen } 26^\circ$

$$h = 3.375 \text{ Sen } 26^\circ$$

$$h = 1.479'$$

$$h = r = 0.4509 \text{ m.}$$

Entonces :  $h_{cg} = 2.26' = 0.689 \text{ m.}$

$$\gamma_{m_1} = 1799 \text{ Kg/m}^3$$

Reemplazando en la Ecuac (5-3) :

$$P = 1,799 (0.689 - 0.4509)$$

$$P = 428.3 \text{ Kg/m}^2$$

Tenemos :  $\Delta P = 13 \text{ PSI}$

$$\Delta P = 9140 \text{ Kg/m}^2$$

Aproximadamente:

$$A_f = 1/2 \theta_o R^2 - \frac{1}{2}(2R \text{ Sen } 26^\circ)r$$

$$A_f = 8.046 \text{ pie}^2$$

$$A_f = 0.748 \text{ m}^2$$

Reemplazando en la Ecuac. (5-2):

$$F_N + (428.3 + 9,140) 0.748$$

$$F_N = 7,157 \text{ Kg.}$$

Asumiendo:

$$\mu = 0.05$$

En la Ecuac. (5-1) :  $F_f = 0.05(7.157)\text{Kg.}$

$$F_f = 358 \text{ Kg.}$$

En la Ecuac.(4-2) :  $T = 22.558 (0.366) +$   
 $+ 358 (0.689)$

$$T = 263 \text{ Kg-m}$$

$$T = 2,579 \text{ N-m}$$

### 5.1.2 Potencia necesaria para poder hacer girar un disco.

En la ecuación (4-1), reemplazamos los valores:

$$Pot_{1D} = \frac{2 (2579) (0.7725)}{9.549}$$

$$Pot_{1D} = 417.3 \text{ w}$$

Para hacer girar los 6 discos se tendrá:

$$Pot_{6D} = (6) Pot_{1D}$$

$$Pot_{6D} = 6 \times 417.3 = 2503.6 \text{ w}$$

$$Pot_{6D} = 3.4 \text{ HP}$$

### 5.1.3 Transmisión a usar:

$$P_{\text{motor}} = \frac{Pot_{6D}}{\eta_1 \eta_2 \eta_3}$$

$$P_{\text{motor}} = 4.35 \text{ HP}$$

Escogiendo un motor-reductor de doble etapa de reducción

Potencia del motor = 5 HP

Velocidad de entrada = 1750 RPM

Velocidad de salida = 25 RPM

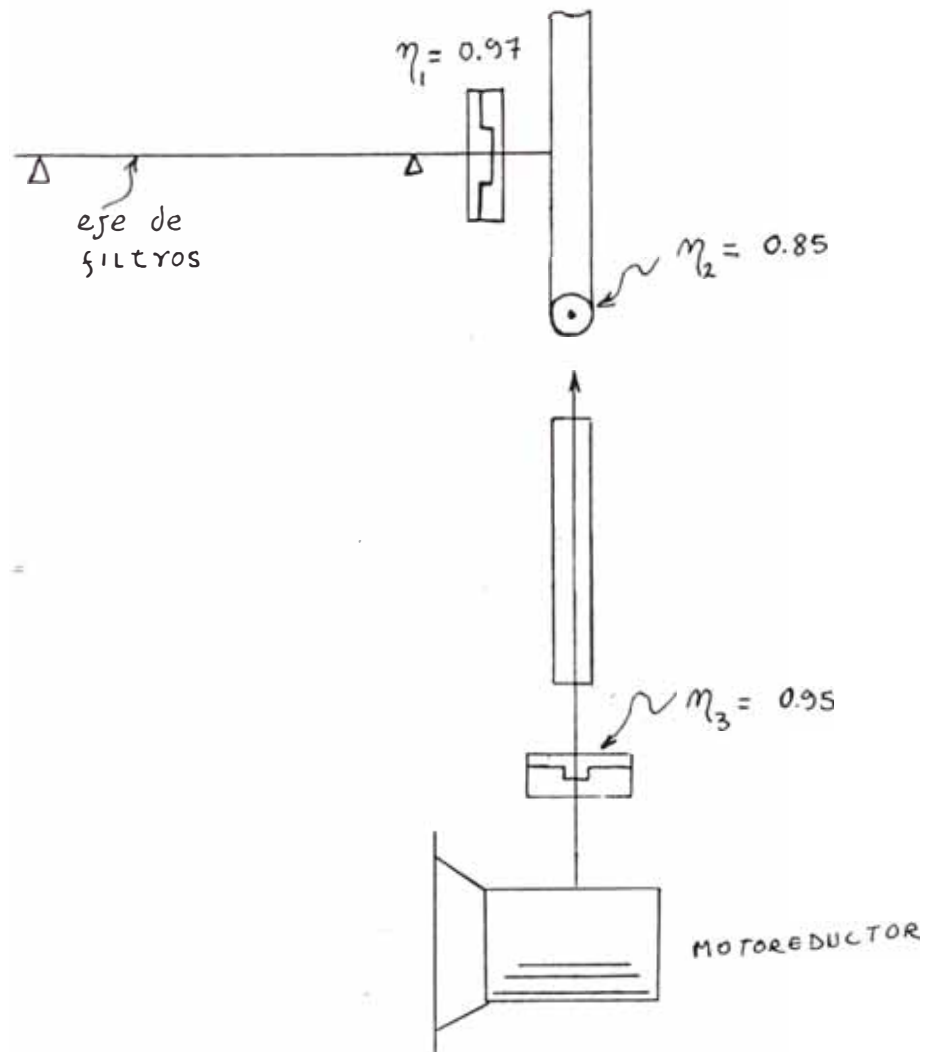


Fig. 5.1



## 5.2 Diseño del Eje Central

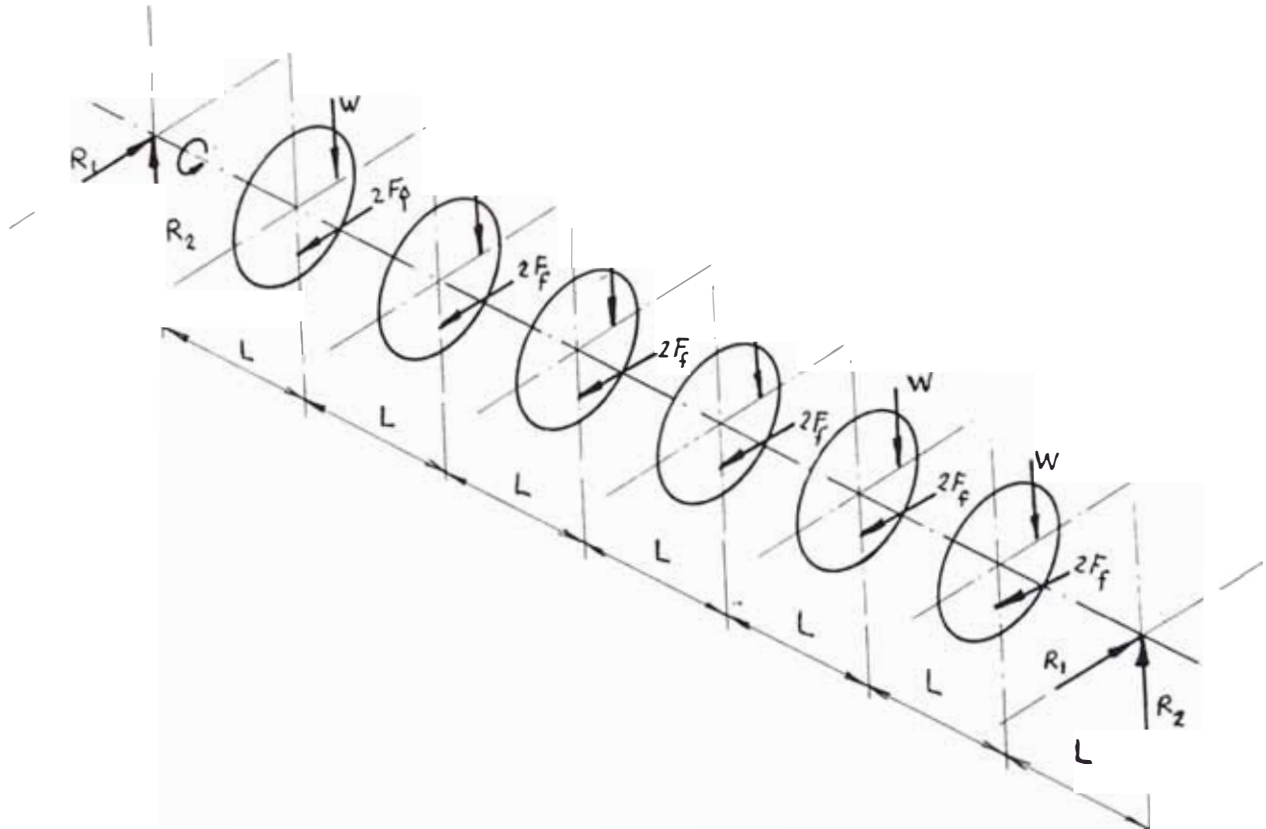


Figura 5.2

Por simetría se obtiene:

$$R_1 = 6 F_f$$

$$R_1 = 6(358)$$

$$R_1 = 2,148 \text{ Kg.}$$

$$R_2 = 6(W' + W_f) + \frac{1}{2} \text{ peso propio (estimado)}$$

$$R_2 = 6(22.558 + 4.3648) + \frac{1}{2} (450 + 900)$$

$$R = 836.5$$

donde:  $W$  = peso total (para cada disco)

$$W = 2 (w' + w_f) = 53.8 \text{ Kg}$$

Peso del eje tubular = 450 Kg. (aprox.)

Peso de discos = 6 x 150 = 900 Kg.

Analizando el cojinete:

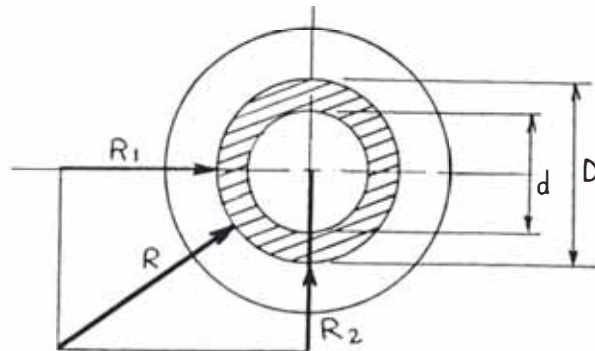


Figura 5.3

De la figura 5.3 :

$$R = \sqrt{R_1^2 + R_2^2}$$

$$R = 2305 \text{ Kg.}$$

$$\text{Entonces } P_{\text{eje}} = P_{\text{ot}_{6D}} + 2 P_{\text{cojinete}} \dots \quad (5-4)$$

Siendo:

$$P_{\text{cojinete}} = F_{\text{rozamiento}} \frac{D}{2} \frac{N}{K} \dots (5-5)$$

Donde:  $F_{\text{rozamiento}} = \mu_f \cdot R$

Asumiendo:  $\mu_f = 0.15$  (coeficiente de rozamiento para acero y bronce con lubricación).

$$F_{\text{rozamiento}} = 0.15 (2305)$$

$$F_{\text{rozamiento}} = 346 \text{ Kg.} = 3388 \text{ N.}$$

Asumiendo:  $D = 12''$

$$D = 0.3048 \text{ m.}$$

Entonces en la Ecuac. (5-5) :

$$P_{\text{cojinete}} = 3388 \frac{(0.3048)}{2} \frac{(0.7725)}{9.549}$$

$$P_{\text{cojinete}} = 41.8 \text{ W} = 0.057 \text{ HP}$$

Luego: En la ecuación (5-4)

$$P_{\text{eje}} = 3.4 + 2(0.057)$$

$$P_{\text{eje}} = 3.51 \text{ HP}$$

Cálculo de los diámetros interior y exterior del

eje.

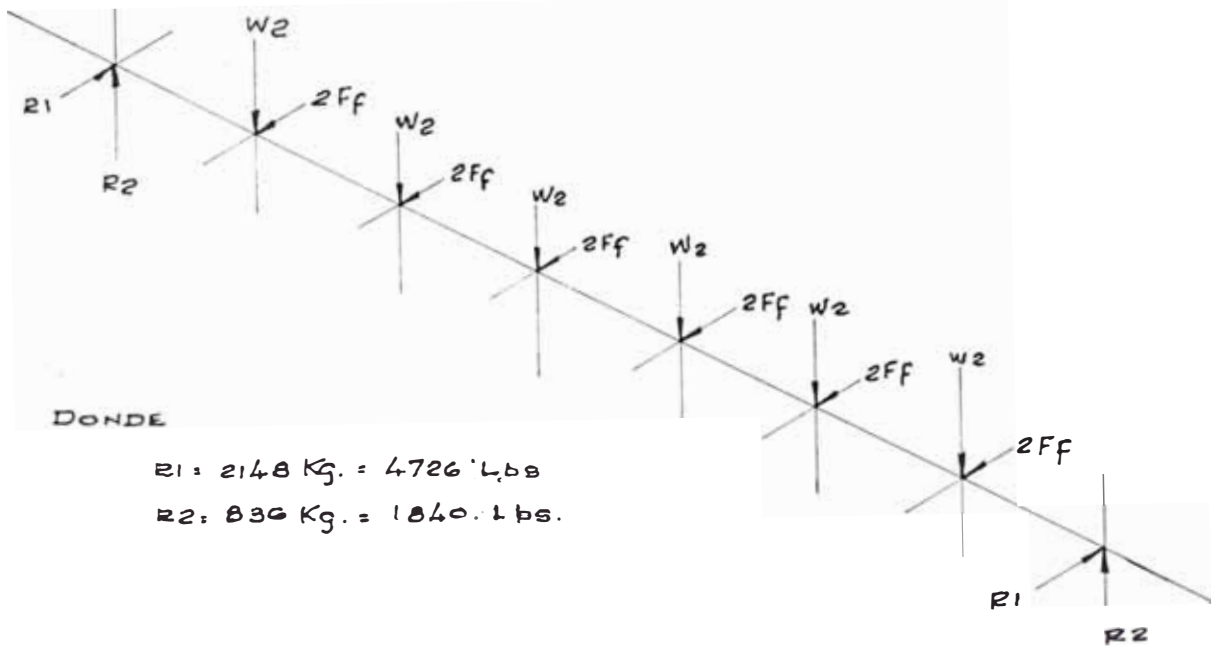
Considerando el peso del eje distribuido en 6 puntos:

Ver figura 5.4 y 5.5.

$$\begin{aligned}
 (EI)S_1 &= \frac{4726L^2}{2} \left( \frac{19L}{3} + \frac{2L}{3} \right) + 4726L (5L) \frac{7L}{2} + \\
 &\quad + \frac{3151}{2} L^2 \left( \frac{16L}{3} + \frac{5L}{3} \right) \\
 &\quad + 3151L (3L) \frac{7L}{2} + \frac{1575}{2} \left( \frac{13L}{3} + \frac{8L}{3} \right) + \\
 &\quad + 1575L (L) \frac{7L}{2} \\
 S_1 &= \frac{154,386}{EI} L^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 (EI) S_2 &= \frac{4726}{2} L^2 \left( \frac{17L}{6} \right) + \frac{4726L}{1} \left( \frac{5L}{2} \right) \frac{5L}{4} + \\
 &\quad + \frac{3151}{2} L^2 \left( \frac{11L}{6} \right) + 3151 \left( \frac{3L}{2} \right) \frac{3L}{4} + \\
 &\quad + \frac{1575}{2} L^2 \left( \frac{5L}{6} \right) + 1575 \left( \frac{L}{2} \right) \frac{L}{4} \\
 S_2 &= \frac{28,750}{EI} L^3
 \end{aligned}$$

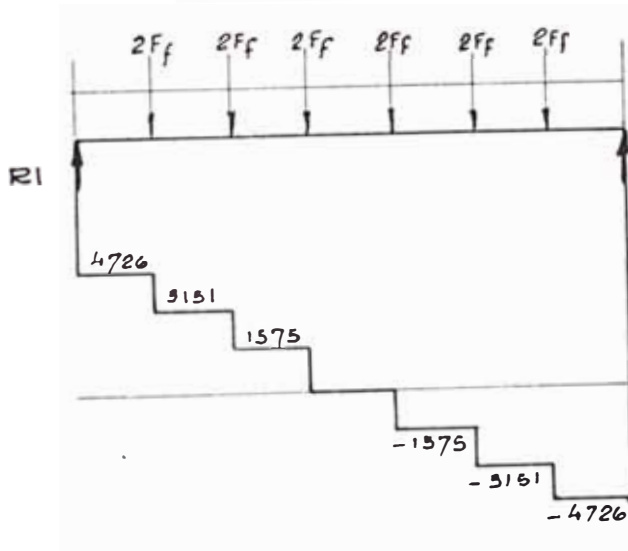
Por semejanza:  $\frac{S_1}{7L} = \frac{S_2 + S_3}{3.5 L}$



DONDE

$R1 = 2148 \text{ Kg.} = 4726 \text{ Lbs}$   
 $R2 = 836 \text{ Kg.} = 1846 \text{ Lbs.}$

PLANO HORIZONTAL



PLANO VERTICAL

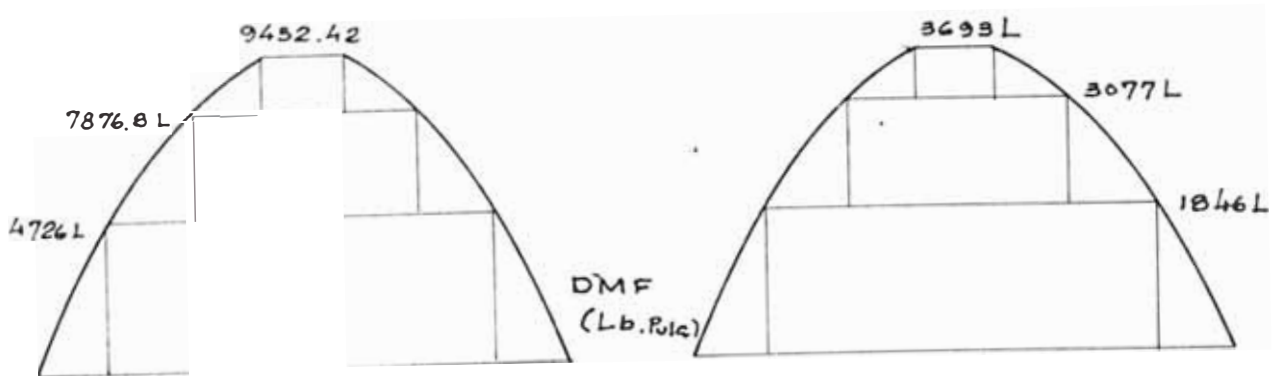
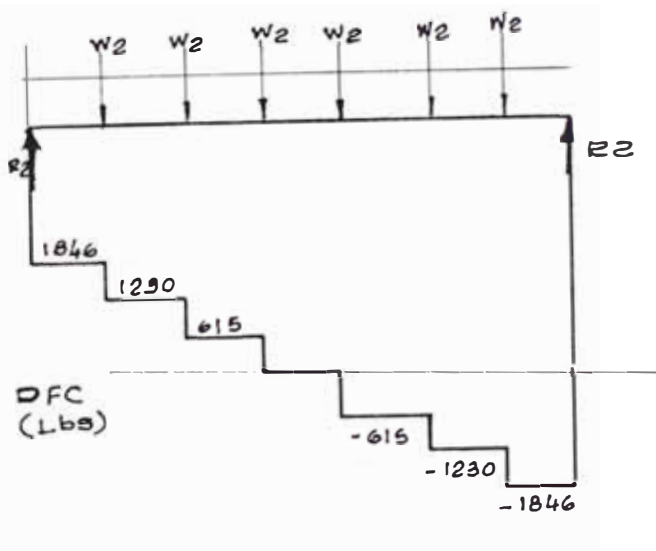
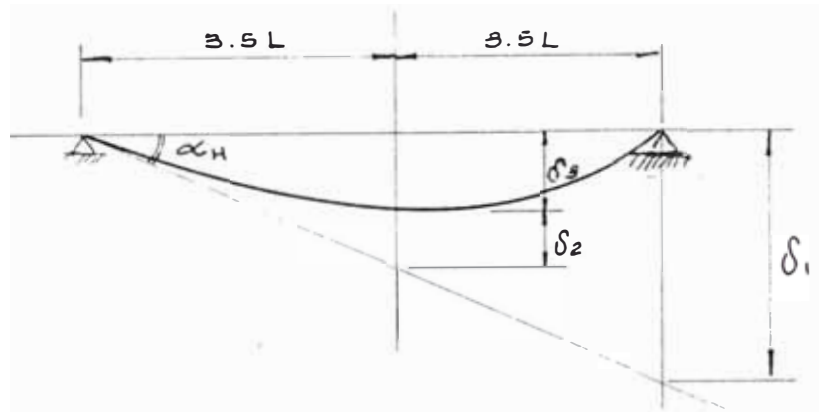


FIG. 5.4

**PLANO HORIZONTAL**



**PLANO VERTICAL**

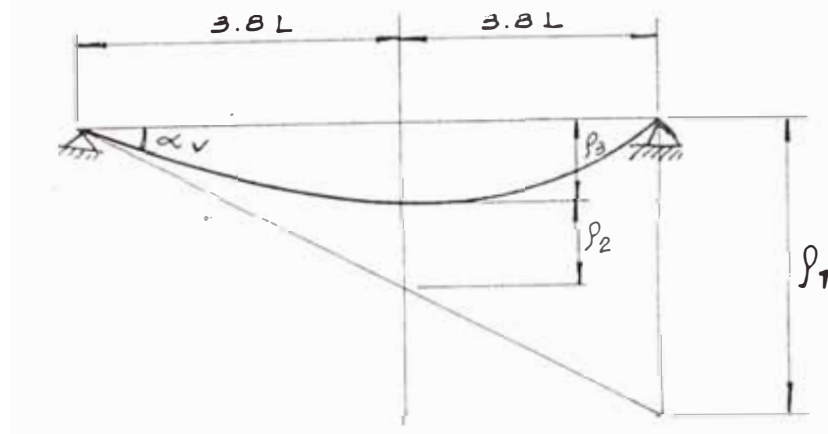


FIG. 5.5

$$S_3 = \frac{48,443}{EI} L^3$$

Plano Vertical:

$$\begin{aligned} (EI)P_1 &= \frac{1846}{2} L^2 \left( \frac{19L}{3} + \frac{2L}{3} \right) + 1846L (5L) \frac{7L}{2} \\ &+ \frac{1230}{2} L^2 \left( \frac{16L}{3} + \frac{5L}{3} \right) + 1230 (3L) \frac{7L}{2} + \\ &+ \frac{615}{2} L^2 \left( \frac{13L}{3} + \frac{8L}{3} \right) + 615 \left( \frac{7L}{2} \right) L \end{aligned}$$

$$P_1 = \frac{54,476}{EI} L^3$$

$$\begin{aligned} (EI) P_2 &= \frac{1846}{2} L^2 \left( \frac{17}{6} L \right) + 1846 \left( \frac{5L}{2} \right) \frac{5L}{4} + \\ &+ \frac{1230}{2} L^2 \left( \frac{11L}{6} \right) + 1230 \left( \frac{3L}{2} \right) \frac{3L}{4} + \frac{615}{2} L^2 \\ &\quad \frac{5L}{6} + 615 \left( \frac{L}{2} \right) \frac{L}{4} \end{aligned}$$

$$P_2 = \frac{11,229}{EI} L^3$$

Por semejanza:  $\frac{P_1}{7L} = \frac{P_2 + P_3}{3.5L}$

$$P_3 = \frac{16,009}{EI} L^3$$

Luego:

$$Y_{MAX} = \sqrt{P_3^2 + S_3^2}$$

$$Y_{MAX} = \frac{51020 L^3}{EI} \dots \quad (5-6)$$

Además: Por tratarse de eje de transmisión de potencia tenemos  $Y_{MAX} = 0.001$  a  $0.002$  pulg./pie de longitud entre apoyos

Entonces asumiendo:

$$Y_{MAX} = 0.0015"/\text{pie de longitud entre apoyos}$$

Luego:

$$Y_{MAX} = 0.0015 \times \frac{7L}{12} \dots \quad (5-7)$$

Pero Ecuac. (5-6) - Ecuac. (5-7) :

$$\frac{51020 L^3}{EI} = 0.0015 \frac{7L}{12}$$

$$I = \frac{12 (51020) L^2}{7(0.0015) E}$$

Usando acero comercial para ejes

$$E = 30 \times 10^6 \text{ PSI}$$

obtenemos:  $I = 1.94 L^2$

Además :  $I = \frac{\pi}{64} (D^4 - d^4)$



$$D^4 - d^4 = \frac{64}{\pi} (1.94) L^2$$

$$D^4 - d^4 = 39.5 L^2 \dots \quad (5-8)$$

haciendo:  $\frac{D}{d} = 1.5$

En Ecuac. (5-8) :  $5.06 d^4 - d^4 = 39.5 L^2$

$$d = \sqrt[4]{\frac{39.5 L^2}{4.06}}$$

Considerando  $L = 16''$  (Referencia DENVER fil -  
tros de 6 discos y 4'  
de diámetro)

Se obtiene:  $d = 7.06''$

$$D = 10.6''$$

Entonces consideramos:  $D = 12''$

$$d = 8''$$

posteriormente se procedería a verificarlo por  
esfuerzos.

### 5.3 Diseño del Reductor de Tornillo sin Fin

#### 5.3.1 Geometría del Reductor

Datos:  $i = 90$

$$n_w = 69.5 \text{ RPM}$$

$$n_g = 0.7725 \text{ RPM}$$

Considerando una distancia entre centros:

$$C = 19.85'' \text{ (504 mm)}$$

$$N_g = 90, N_w = 1$$

Diámetro de paso del gusano:

$$D_w = \frac{C^{0.875}}{2.2} = \frac{19.85^{0.875}}{2.2}$$

$$\text{donde: } D_w = 6.21''$$

$$\text{Siendo: } D_{w_{\min}} = \frac{C^{0.875}}{3}$$

$$D_{w_{\max}} = \frac{C^{0.875}}{1.7}$$

$$D_{w_{\min}} = 4.55''$$

$$D_{w_{\max}} = 8.03''$$

Por razones geométricas usaremos

$$D_w = 3.89''$$

Diámetro de paso de la rueda:

$$D_g = 2C - D_w$$

$$\text{Siendo: } D_g = 35.81''$$

paso circular de la rueda:

$$p = \frac{\pi D_g}{N_g}$$

$$p = \pi \frac{35.81}{90} = 1.25''$$

Avance del gusano:

$$L = N_w (P) \quad N_w = 1 \text{ entrada}$$

$$L = 1(1.25) = 1.25''$$

Angulo de avance:

$$\text{tg } \lambda = \frac{L}{\pi D_w}$$

$$\text{donde: } \text{tg } \lambda = \frac{1.25}{\pi(3.89)} = 0.102$$

entonces:  $\lambda = 5.84^\circ$  (valor dentro del rango para una entrada).

De tabla N° 8 (Libro HORI) para  $\lambda < 30^\circ$  se considera  $\phi_n = 20^\circ$  (Angulo de presión normal).

De tabla N° 1 (Libro HORI): adendum :

$$a = 0.3183 p$$

$$\text{paso normal: } p_n = p \cos \lambda$$

$$P_n = 1.25 \cos 5.84^\circ$$

$$P_n = 1.24''$$

$$\text{addendum: } a = 0.3183 (1.25)$$

$$a = 0.3975''$$

Diámetro exterior del gusano:  $D_{ow} = D_w + 2a$

$$D_{ow} = 3.89 + 2(0.3975)$$

$$D_{ow} = 4.685''$$

Longitud roscada del gusano:

$$L_w = \left(4.5 + \frac{N_g}{50}\right) P$$

$$\text{Entonces: } L_w = \left(4.5 + \frac{90}{50}\right) 1.25$$

$$L_w = 7.875''$$

$$\text{Ancho efecto de la rueda: } F_e = \sqrt{D_{ow}^2 - D_w^2}$$

$$F_e = 2.61''$$

Ancho real de la rueda:  $F = 1.05 F_e$

$$F = 1.05 (2.61)$$

$$F = 2.74''$$

Diámetro de garganta de la rueda:

$$D_f = D_g + 2a$$

$$D_f = 35.81 + 2(0.3975)$$

$$D_f = 36.605''$$

Diámetro exterior de la rueda:

$$D_{og} = D_f + (D_w - 2a) - \sqrt{(D_w - 2a)^2 - (0.5F)^2}$$

$$D_{og} = 36.605 + (3.89 - (2) 0.3975) -$$

$$- \sqrt{(3.89 - (2)0.3975)^2}$$

$$- (0.5(2.74))^2$$

$$D_{og} = 36.605$$

### 5.3.2 Cálculo de las Velocidades de Operación

Velocidad tangencial del gusano:

$$V_w = \pi \frac{D_w n_w}{12}$$

$$V_w = \frac{\pi (3.89) 69.5}{12}$$

$$V_w = 7.078 \text{ pie/min}$$

Velocidad tangencial de la rueda:

$$V_g = \frac{\pi D_g n_g}{12}$$

$$V_g = \frac{\pi (35.81) 0.7725}{12}$$

$$V_g = 7.24 \text{ pie/min}$$

Velocidad de deslizamiento:

$$V_s = \frac{V_g}{\cos \lambda}$$

$$V_s = \frac{7.24}{\cos 5.84^\circ}$$

$$V_s = 7.278 \text{ pie/min.}$$

$$\text{Coeficiente de fricción: } f = \frac{0.155}{\frac{0.2}{V_s}}$$

$$f = \frac{0.155}{\frac{0.2}{7.278}}$$

$$f = 0.1042$$

$$\text{Eficiencia: } e = \frac{\cos \phi_n - f \operatorname{tg} \lambda}{\cos \phi_n + f \operatorname{tg} \lambda}$$

$$e = \frac{\cos 20^\circ - 0.1042 (\operatorname{tg} 5.84^\circ)}{\cos 20^\circ + 0.1042 (\operatorname{tg} 5.84^\circ)}$$

$$e = 0.9775$$

### 5.3.3 Verificación de la Capacidad de Transmisión Potencia (según AGMA)

Potencia normal de entrada:

$$HP_n = \frac{W_g^t D_g \text{ RPM}_s}{126,000} + \frac{V_s WF}{33,000}$$

carga tangencial permitido:

$$W_g^t = K_g D_g^{0.8} F_e K_m K_v$$

donde:

$K_g = 1000$  bronce de colado centrifugado

$K_m = 0.556$  para  $i = 90$

$K_v = 0.645$  para  $V_s = 7.278$  pie/min  
(interpolando)

$F_e = 2.61$

$D_g = 35.81$

Entonces  $W_g^t = 16,386$  Lbs.

Carga de fricción :

$$WF = \frac{f W_g^t}{\cos \phi_n \cos \lambda - f \sin \lambda}$$

$$WF = 1847 \text{ Lbs}$$

finalmente:

$$HP_n = \frac{16,386 (35.81) 0.7725}{126,000} +$$

$$+ \frac{7.278 (1847)}{33,000}$$

$$HP_n = 4 \text{ HP}$$

Potencia de salida:  $P_o = 3.6 \text{ HP} > 3.51 \text{HP}$

Potencia de entrada requerida:

$$HP_{ER} = \frac{Pot_{Dis}}{e}$$

donde:  $Pot_{Dis} = 3.51 \text{ HP}$

$$HP_{ER} = \frac{3.51}{0.9775}$$

$$HP_{ER} = 3.594 \text{ HP}$$

Por potencia térmica:

La energía que puede disipar la caja:

$$Hd = A_c (T_1 - T_2) C_{cr}$$

donde: Superficie de enfriamiento:

$$A_c = 43.2 c^{1.7}$$

siendo:  $c = 19.85''$



$$\text{entonces: } A_C = 43.2 (19.85)^{1.7}$$

$$A_C = 6945 \text{ pulg}^2$$

Del gráfico N° 8 (Libro Hori):

$$C_{c_r} = 0.36 \frac{\text{pie Lb}}{\text{min} - \text{pulg}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$\text{Luego : } H_d = (6945) 0.36 \Delta T$$

$$H_d = 2500.2 \Delta T \dots \quad (5-9)$$

La energía generada:  $H_g = 33,000 \text{ Pf}$

$$\text{siendo: } P_f = \frac{V_s W_f}{33,000}$$

$$P_f = \frac{7.278 (1847)}{33,000}$$

$$P_f = 0.4 \text{ HP}$$

$$\text{Entonces: } H_g = 13200 \frac{\text{Lb} - \text{pie}}{\text{min}}$$

igualando  $H_g = H_d$  en la Ecuac. (5=9)

$$\Delta T = 5.28^\circ \text{ F}$$

$$\text{La potencia térmica: } P_t = \frac{H_d}{33,000(1 - \eta)}$$

$$\text{donde } \eta = \frac{\text{Pot salida}}{\text{Pot entrada}}$$

$$\eta = \frac{3.6}{0.4}$$

$$\eta = 0.9$$

$$\text{Entonces : } Pt = \frac{13200}{33,000 (1 - 0.9)}$$

$$Pt = 4 \text{ HP}$$

Si aceptamos un incremento de temperatura de 100° F

Pt = 76 HP, lo que será adecuado.

#### 5.3.4 Cálculo y dimensionamiento de los ejes del tornillo y de la rueda

carga tangencial de la rueda:

$$W_g^t = 16386 \text{ Lbs}$$

carga radial:

$$W^r = \frac{\text{Sen } \phi_n}{\text{Cos } \phi_n \text{ Cos } \lambda - f \text{ Sen } \lambda} W_g^t$$

$$W^r = 6064 \text{ Lbs}$$

Carga axial en la rueda:

$$W_g^a = \frac{\text{Cos } \phi_n \text{ Sen } \lambda + f \text{ Cos } \lambda (W_g^t)}{\text{Cos } \phi_n \text{ Cos } \lambda - f \text{ Sen } \lambda}$$

$$W_g^a = 3533 \text{ Lgs.}$$

Carga tangencial en el tornillo

$$W_w^t = 3533 \text{ Lbs}$$

Carga axial en el tornillo

$$W_w^a = 16386 \text{ Lbs}$$

Carga radial en el tornillo

$$W^r = 6064 \text{ Lbs}$$

La rueda va montada (enchavetada) sobre el tubo central y ejerce una fuerza axial sobre ste  $W^a$

usando la fórmula de la ASME

$$d_o^3 = \frac{16}{\pi S_s (1-K^4)} \sqrt{\left( C_m R + \alpha \frac{F \cdot d_o (1-K^2)}{8} \right)^2 + (C_t \cdot T)^2}$$

Tomando acero comercial:  $S_s = 8000 \text{ PSI}$

para carga súbitamente aplicada con choques menores

$$C_m = 2 \quad C_t = 1.5 \quad K = \frac{d_i}{d_o} = \frac{8}{12} = 0.75$$

Considerando extremos parcialmente restringidos:  $n = 1.6$

$$r = \text{radio de giro} = \sqrt{\frac{I}{A}} = \sqrt{\frac{\pi(D^4 - d^4)/64}{\pi(D^2 - d^2)/4}}$$

$$r = \sqrt{16(D^2 + d^2)} = 57.7 < 115$$

$$\text{Luego } \alpha = \frac{1}{1 - 0.0044\left(\frac{l}{r}\right)} = 1.0086 \text{ para}$$

$$l = 112''$$

Verificando:

$$d_o^3 = \frac{16}{\pi(8000) \left(1 - \left(\frac{8}{12}\right)^4\right)} \sqrt{(2 \times 258.368 +$$

$$+ \frac{1.0086(12) \cdot 3553}{8} \left(1 - \left(\frac{8}{12}\right)^2\right)^2 +$$

$$\left((1.5)(22,787)\right)^2}$$

$$d_o = 7.45''$$

Por lo tanto el diámetro considerado

( $d_o = 12''$ ) es correcto.

Cálculo del eje del tornillo:

$$W^a = 16386 \text{ Lbs.}$$

$$W^r = 6064 \text{ Lbs}$$

$$W^t = 3553 \text{ Lbs}$$

$$D_v = 3.89''$$

Entonces:  $T = 6911 \text{ lb-pulg.}$

$$M_R = 19328 \text{ lbs-pulg.}$$

$$K_m = 1.5 \text{ y } K_t = 1.0$$

usando acero SAE 1060 :  $S_s = 0.18 S_u$

$$S_s = 0.18(105,000)$$

$$S_s = 18900$$

Reemplazando en la fórmula de la ASME

se llega a:

$$d = 2 \text{ pulg.}$$

Tomamos  $L_r = 22 < 115$

entonces :  $\alpha = 1.107$

La carga axial casi no influye en el cálculo.

El eje con el tornillo sin fin se muestra en el plano de detalles.

#### 5.4 Cálculo de los soportes para los cojinetes del eje del filtro.

En la figura 5.6 y 5.7 se muestran las zonas críticas del soporte partido.

La carga total sobre los dos soportes 1672.8 Kg, considerando un factor de 1.2 adicional, habrán 2000 Kg. en cada soporte.

$$P = \frac{2000}{2} = 1000 \text{ Kg.} = 2200 \text{ Lbs}$$

En las zonas críticas I, II y III los momentos serán:

$$M_I = \frac{P}{2} \left( \frac{l}{4} - \frac{d}{4} \right)$$

$$M_{II} = \frac{P}{2} a$$

$$M_{III} = \frac{P}{2} \frac{l}{2}$$

Las dimensiones son:  $l = 29.5''$

$$d = 24.5''$$

$$a = 1.25$$

$$M_I = \frac{2200}{2} \left( \frac{29.5}{4} - \frac{24.5}{4} \right)$$

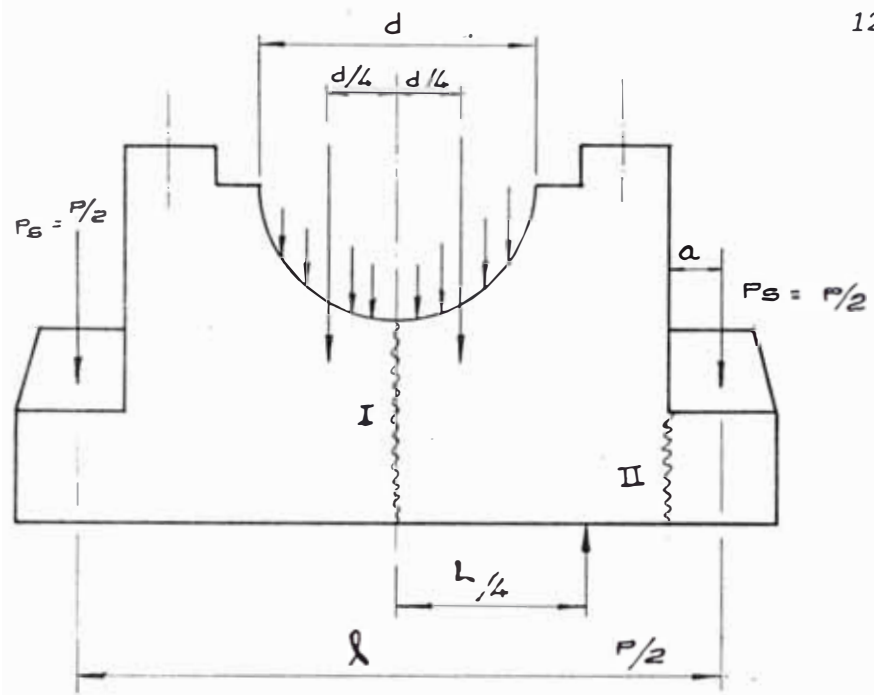


FIG. 5.6

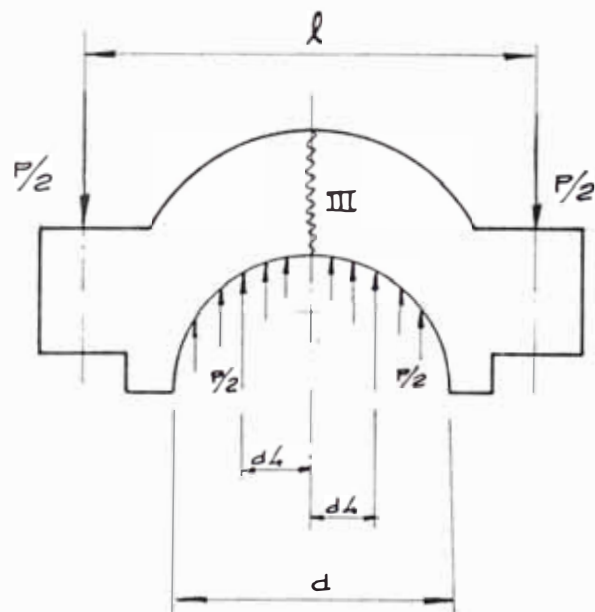


FIG. 5.7

$$M_I = 1375 \text{ Lbs.} \cdot \text{pulg.}$$

$$M_{II} = \frac{2200}{2} \cdot 1.25$$

$$M_{II} = 1375 \text{ Lbs-pulg.}$$

$$M_{III} = \frac{2200}{2} \cdot \frac{29.5}{2}$$

$$M_{III} = 16,225 \text{ lbs} \cdot \text{pulg.}$$

Entonces III es la zona crítica.

Considerando un  $\sigma_{adm}$  para el acero estructural de 15,000 Psi

$$S = \frac{M}{\sigma_{adm}} = \frac{16,225}{15,000}$$

$$S = 1.08 \text{ pulg}^3$$

Considerando una sección rectangular de  $1\frac{1}{2}$ " x

$$7" \text{ se tiene: } I = \frac{7 \times 1.5^3}{12} = 1.96875 \text{ pulg}^4$$

$$S = 2.625 \text{ pulg}^3.$$

lo que es suficiente. Por lo tanto se usará una pista de micarta (anillo) de  $\frac{1}{2}$ " de espesor y 7" de ancho.

## 5.5 Cálculo y Dimensionamiento del Tanque (Tolva)



Para el caso basándonos en las dimensiones del eje de los filtros y el diámetro del filtro de discos y los soportes para las bocinas se muestra el siguiente esquema donde la incógnita a calcular será el espesor del tanque. Supondremos una tolva rectangular

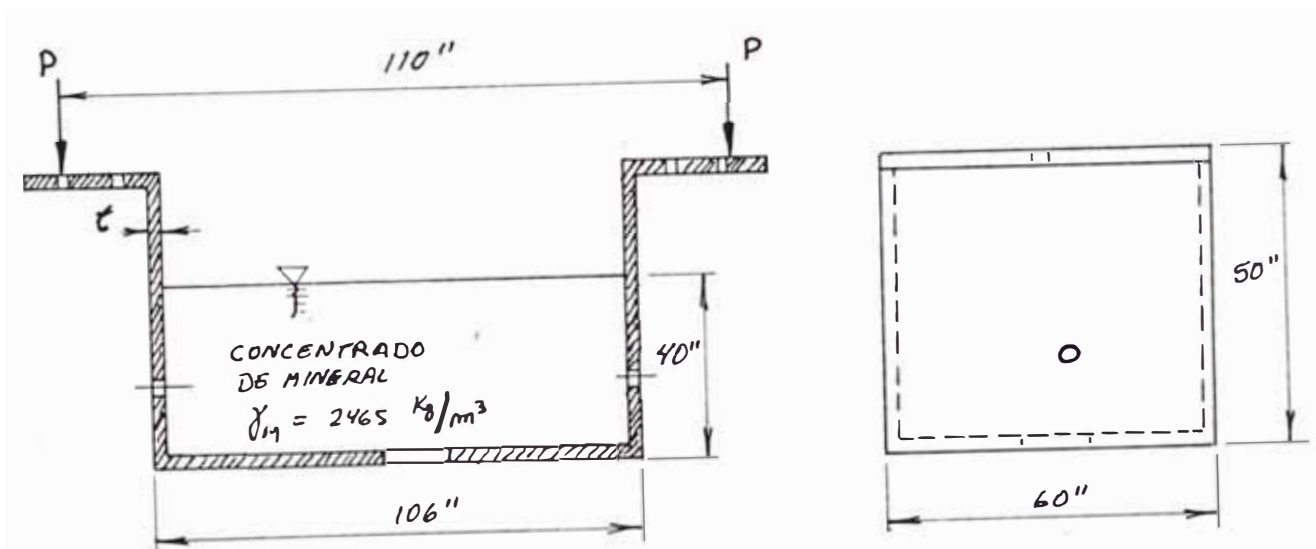


Fig.5.8

Considerando que el mineral va a producir la presión en la plancha, resolvemos el problema por placas planas rectangulares.

Entonces se tendría el siguiente esquema:

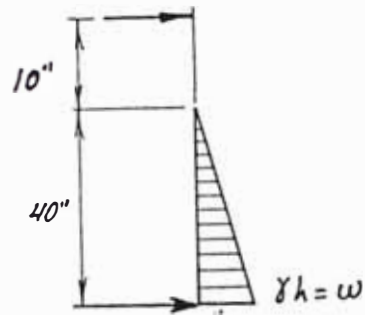


Fig. 5.9

ya que:

$$\gamma' = 2465 \text{ Kg/m}^3 = 0.089 \text{ lb/pulg}^3$$

$$h = 40''$$

$$w = (0.089) (40)$$

$$w = 3.56 \text{ Lbs/pulg}^2$$

Del libro de esfuerzos en elementos de máquinas del Ing. Hori para placas rectangulares caso 43 (un borde libre y los otros 3 apoyados).

$$a = 106'' \quad , \quad b = 60 \text{ pulg.}$$

$$\frac{a}{b} = 1.766$$

$$\sigma_{\max} = \frac{\beta \cdot w \cdot b^2}{t^2} \dots \dots \quad (5-10)$$

$$y_{\max} = \frac{\alpha \cdot w \cdot b^4}{E \cdot t^3} \dots \dots \quad (5-11)$$

donde  $\alpha = 0.054$

$$\beta = 0.3$$

Considerando que la plancha es de acero A-36 con un esfuerzo de diseño ..

$$S_a = 20,000 \text{ Psi.} \quad \text{y} \quad Y_{\max} < t/2$$

de la ecuación (5-10)

$$t \geq 0.44''$$

de la ecuación (5-11)

$$t \geq 0.64''$$

teniendo en cuenta los elementos atezadores a emplear así como los refuerzos emplearemos  $\Phi$  de 1/4 de espesor los efectos de carga axial P serán tomados por 2 canales de 6" x 8.2 Lbs. en cada lado, debajo de los soportes.

## 5.6 Diseño de Elementos Auxiliares

### 5.6.1 Cálculo del Caudal de Agua a Succionar

De Concentración:

$$\text{Parte sumergida : } S = \frac{W_{Fe}}{W_{M1}}$$

Pero:

$$s = 0.5 \quad 0.5 = \frac{W_{Fe}}{W_{M1}} \quad (5-12)$$

$$s = 0.7 \quad 0.7 = \frac{W_{Fe}}{W_{M2}} \quad (5-13)$$

Dividiendo la ecuación (5-12) entre (5-13) tenemos:

$$\frac{0.5}{0.7} = \frac{W_{M2}}{W_{M1}}$$

$$\frac{W_{M2}}{W_{M1}} = \frac{5}{7}$$

Además :

$$W_{M2} = 22.558$$

$$W_{M1} = \frac{7}{5} W_{M2}$$

$$W_{M1} = \frac{7}{5} \times 22.558$$

$$W_{M1} = 31.58 \text{ Kg}$$

Luego:

$$\Delta W = W_{M1} - W_{M2}$$

$$\text{Luego: } \Delta W = 31.58 - 22.558$$

$$\Delta W = 9.022 \text{ Kg (Cantidad en peso de agua subcionada)}$$

Luego:

$$1 \text{ REV} \quad 0.7725 \text{ min.}$$

$$1/2 \text{ REV} \quad t$$

$$t = \frac{0.7725}{2} \text{ min}$$

$$t = 0.38625 \text{ min.}$$

Entonces:

$$\dot{m} = \frac{\Delta W}{t}$$

Luego:

$$\dot{m} = \frac{9.022}{0.38625}$$

- Luego :  $\dot{m} = 23.36 \text{ Kg/min.}$  (Flujo másico en una cara del disco)

$$\text{Además} \quad = \frac{\dot{m}}{\rho}$$

Entonces:

$$Q = \frac{23.36}{1000}$$

$$Q = 23.36 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 / \text{min (caudal a suc-}$$

cionar en una cara  
del disco).

Luego: Caudal Total  $Q_T = 12Q$

Donde:  $Q = 23.36 \times 10^{-3} \text{ m}^3 / \text{min}$

Entonces:

$$Q_T = 12 \times 23.36 \times 10^{-3}$$

$$Q_T = 280 \times 10^{-3} \text{ m}^3 / \text{min}$$

#### 5.6.2 Cálculo del Diámetro de los Tubos de Succión

Considerando 10 tubos

$$Q_T = 10 \cdot V \cdot A \quad V = 1.5 \text{ m/s}$$

siendo  $A \geq 4.6 \times 10^{-4} \text{ m}^2$  y  $d \geq 0.024 \text{ m}$

$$d \geq 2.5 \text{ cm}$$

Tomamos tubería de acero comercial de 4 pulg.  
de diámetro forrado interiormente con jebe.

VI  
ANALISIS DE COSTOS

6.1 Costo del Equipo

Se enumeran a continuación los costos de materiales, juntos con los de fabricación ya que gran parte de los componentes los fabricarán talleres fuera de la Empresa (por tratarse de una empresa minera y no de una metal mecánica).

Asi mismo se incluyen los costos de los equipos y componentes auxiliares.

item	Cant.	Costo Unitario\$	Costo Parcial\$
-Tanque interior	2800Kg.	23	6440
-Forrado interior			1250
-Eje central	450Kg.	45	2025
-Tubos de succión	20 Pza.	10	200
-Porta sectores	60 Pza.	20	1200
-Sectores de Ma-			
dera	60 Pza.	30	1800

-Sacas	60 Pza.	5	300
-Espárrago y grampa	60 Pza.	22	1320
-Válvulas de succión	2 Pza.	550	1100
-Soportes de Mi- carta	2 Pza.	150	300
-Reductos de gu- sano	1 Pza.	900	900
-Motoreductor 5HP.	1 Pza.	1050	1050
-Variador de Velo- cidad	1 Pza.	450	450
-Agitador de pa- letas	1 Pza.	220	220
-Chumaceros de Eje agitador	2 Pza.	60	120
-Motor reductor de 1.2HP.	1 Pza.	580	580
-Transmisión	1 Pza.	120	120
-Otros			4115
	Costo total		\$23490

no se incluye el costo de Ingeniería, costo de



transporte, costo de montaje e instalación.

Este costo es relativamente bajo comparativamente con un filtro similar importado que cuesta alrededor de 60,000 \$.

## CONCLUSIONES

- 1.- En el desarrollo de la tesis, se han expuesto los criterios generales para el diseño de un filtro de discos.
- 2.- Los detalles constructivos faltantes, se tendrán que tomar, según las recomendaciones prácticas de los operadores y del personal de mantenimiento.
- 3.- En todo diseño, se deberá emplear al máximo, los materiales existentes en la planta, por lo que algunas decisiones de diseño podrán modificarse de acuerdo a este criterio.
- 4.- El empleo de dos válvulas (una en cada extremo) si bien, encarece algo el equipo, aumenta el rendimiento del equipo y la duración de los tubos de succión.
- 5.- El componente más importante del equipo, es el eje central (center Barrel), por lo que se tendrá

especial cuidado en su fabricación, empleando de preferencia tubos sin costura, ó barra perforada.

6.- La parte más complicada es el tanque recipiente, el mismo que se ha diseñado siguiendo recomendaciones del campo, luego de muchos años de perfeccionamiento.

7.- El tanque mencionado, es recomendable efectuarle un procedimiento de aliviado de tensiones, así como un forrado interior con una lámina de jébe natural de 1/4".

## BIBLIOGRAFIA

- 1.- "Diseño de Elementos de Máquinas" . Ing.Juan J.Hori.
- 2.- "Esfuerzos en Elementos de Máquina".Ing.Juan J.Hori.
- 3.-"Introducción a la Ing.Química" . Badger.
- 4.- "Procesamiento de Materiales" . Taggart.
- 5.- "Catálogos para Filtro de Discos". Denver.
- 6.-"Manual del Ingeniero Químico". Perry.
- 7.- "Operaciones Unitarias en Minería". Chia.
- 8.- "Principios de operaciones unitarias". Foust.
- 9.- "Catálogo Denver".
- 10.- "Catálogo Dorr oliver.