

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

**FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA MINERA
Y METALURGICA**



**Optimización y Dimensionamiento de Filtros de Discos al vacío
para la separación Sólido-Líquido a partir de Concentrados**

T E S I S :

Para Optar el Título Profesional de:

INGENIERO METALURGISTA

Rafael Segundo Campos Ponce

PROMOCION 86-1

L I M A P E R U

1 9 9 1

INDICE

Pág.

RESUMEN

I.- INTRODUCCION

II.- HISTORIA Y DESARROLLO DE LA FILTRACION

9

III.- FLUJO DE SUSPENSIONES A TRAVES DE LOS

MEDIOS POROSOS

11

3.1. Planteamiento del problema

12

3.2. Ecuación de Balance de Masa

13

3.2.1. Balance de Particulas

13

3.2.2. Ecuación de Balance de Líquido

15

3.3. La Ecuación Cinética

16

3.3.1. Definición de las Probabilidades de Retención

17

3.3.2. Definición de la Probabilidad de Colmata (cactura) y Descolmatage (expulsar)

18

3.3.3. Desarrollo de la Ecuación Cinética

19

3.4. Clasificación de Tipos de Filtración

Profunda

20

3.5. Caída de Presión

22

3.6. Conclusiones

23

IV.	FUNDAMENTOS DE FILTRACION	26
4.1.	Conceptos Básicos	26
4.2.	Definiciones Relacionados a la Filtración	27
4.2.1.	Filtración del Cake	27
4.2.2.	Retención	27
4.2.3.	Permeabilidad	27
4.2.4.	Capacidad	27
4.2.5.	Porosidad	28
4.2.6.	Medio Filtrante	28
4.2.7.	Ayudas Filtrantes	28
4.2.8.	Costos d Filtración	29
4.3.	Objetivos de la Filtración	29
V.	ASPECTOS TEORICOS DE LA FILTRACION	32
5.1.	Teoría Aplicada a la Filtración Batch	33
5.2.	Formación de la Torta	34
5.2.1.	Tortas Incomprensibles	34
5.2.2.	Tortas Comprensibles	34
5.3.	Filtros Continuos al Vacío	34
5.3.1.	Ventajas de los Filtros al Vacío	37
5.3.2.	Desventajas	37
5.4.	El Filtro de Discos	37
5.5.	Filtro Tambos Giratorio	40
5.6.	Aplicación de Modelos Matemáticos de la Filtración	40
5.6.1.	Ecuación de Poiseuille	40
5.6.2.	Teoría de Sperry	43
5.6.3.	Teoría de Almy y Lewis	44
5.6.4.	Ecuación de F. Tiller	46
5.6.5.	Ecuación de Carmann	49
5.6.6.	Teoría de Mc Cabe y Smith	52
5.6.7.	Teoría de Donald A. Dahlstrom	54
5.6.7.1.	Método del Rendimiento de Formación de la Torta	55
5.6.7.2.	Método de la Veloci-	

	<i>dad de Secado del</i>	
	<i>Cake</i>	58
	<i>5.6.8. Método de Choudhury y Dahlstrom</i>	61
VI.	CONDICIONAMIENTO, COAGULACION Y AYUDAS	
	FILTRANTES	64
	<i>6.1. Métodos de Pre-tratamientos</i>	66
	<i>6.1.1. Agentes Químicos</i>	66
	<i>6.1.1.1. Coagulación y Flocu-</i>	
	<i>lació</i>	66
	<i>6.1.2. Selección de Pre-tratamientos</i>	
	<i>Químicos</i>	67
	<i>6.1.3. Agentes Físicos</i>	67
	<i>6.1.3.1. Ayudas Filtrantes</i>	67
	<i>6.2. Medios Filtrantes</i>	72
	<i>6.2.1. Mecanismo de Promoción de Par-</i>	
	<i>tículas por el Medio</i>	73
	<i>6.2.2. Incrementos de Cambio del Medio</i>	
	<i>Durante el Ciclo</i>	75
	<i>6.2.3. Clasificación del Medio Fil -</i>	
	<i>trante</i>	76
	<i>6.2.4. Tipos de Medios Filtrantes</i>	77
VII.	PROCEDIMIENTO FUNDAMENTAL PARA EL DISEÑO DE	
	EQUIPOS DE FILTRACION	83
	<i>7.1. Pruebas Experimentales de Filtración</i>	83
	<i>7.1.1. Pruebas Al Vacío</i>	84
	<i>7.1.2. Procedimiento</i>	85
	<i>7.2. Hoja de Control Para las Pruebas de</i>	
	<i>Filtración a Nivel Batch</i>	85
	<i>7.3. Factores que Afectan a la Velocidad</i>	
	<i>de Filtración</i>	91
	<i>7.3.1. Temperatura de la Pulpa en el</i>	
	<i>Filtrado</i>	91
	<i>7.3.2. Tiempo de Ciclo</i>	92
	<i>7.3.3. Concentración de Sólido en la</i>	
	<i>Pulpa</i>	92
	<i>7.3.4. Tamaño de Partícula en la</i>	

<i>Pulpa</i>	92
7.3.5. <i>Viscosidad de la Pulpa</i>	93
7.3.6. <i>Velocidad de agitación</i>	93
7.3.7. <i>pH de la Pulpa</i>	93
7.3.8. <i>Deficiencia de la Floculación de Partículas Finas en la Pulpa</i>	94
7.3.9. <i>Aplicación del Vacío</i>	94
7.3.10. <i>Tiempo de Formación</i>	94
7.3.11. <i>Calidad del Medio Filtrante</i>	95
7.3.12. <i>Ayudas Filtrantes</i>	95
7.4. <i>Equipos y Materiales Requeridos</i>	96
7.5. <i>Escalamiento de Pruebas Batch</i>	97
7.6. <i>Ciclo de Filtración</i>	98
7.6.1. <i>Ciclo de Filtración para las Pruebas de Hoja</i>	100
7.6.1.1. <i>Filtros de Discos</i>	100
7.6.1.2. <i>Filtros Tipo Cilindro Rotatorio</i>	101
7.7. <i>Selección de Equipos</i>	103
7.7.1. <i>Selección de Filtros al Vacío</i>	105
7.7.1.1. <i>Método de W. Pierson</i>	105
7.7.1.2. <i>Método de Porter, Flood, Rennie</i>	107
VIII. ANALISIS TECNICO DE FILTRACION DE CONCENTRADOS	112
8.1. <i>Identificación de la Muestra</i>	112
A. <i>Concentración de Sólidos Suspendidos</i>	112
B. <i>Distribución de Tamaño de Partícula</i>	113
C. <i>Composición del Sistema</i>	114
D. <i>Viscosidad del Líquido</i>	115
E. <i>Volatilidad del Líquido</i>	115
F. <i>Saturación del Líquido</i>	115
G. <i>Propiedad Especial Sólido-Líquido</i>	115
8.2. <i>Pruebas Experimentales a Nivel Batch</i>	115
8.2.1. <i>Variables en la Prueba de Hoja</i>	116
8.2.2. <i>Instrucciones de Reportes</i>	116
8.2.3. <i>Resultados</i>	117

8.3.	<i>Dimensionamiento de Equipos</i>	117
8.3.1.	<i>Métodos de la Velocidad de Ecurrido del Cake</i>	117
8.3.1.1.	<i>Resultados</i>	118
8.3.2.	<i>Método Dorr-Oliver</i>	124
8.3.2.1.	<i>Evaluando el Producto del Cake</i>	127
8.3.2.2.	<i>Evaluando el Producto del Filtrado</i>	127
8.3.2.3.	<i>Area del Filtrado Requerido</i>	128
8.3.3.	<i>Método de la Velocidad de Formación del Cake</i>	128
8.3.4.	<i>Método Práctico</i>	130
8.4.	<i>Tipos de Filtros Continuos y Mecanismos</i>	132
8.4.1.	<i>El Filtro de Disco</i>	132
8.4.1.1.	<i>Sector del Disco</i>	132
8.4.1.2.	<i>Sistema de Alimentación</i>	134
8.4.1.3.	<i>Elementos del Filtro de Disco</i>	134
8.4.2.	<i>El Filtro Tambor Giratorio</i>	135
8.4.2.1.	<i>Sistema de Funcionamiento</i>	135
8.4.2.2.	<i>Clasificación</i>	137
8.4.3.	<i>Filtros Magnéticos</i>	137
8.4.4.	<i>Filtros Rotatorio de Cinta</i>	137
8.4.5.	<i>Filtros de Alimentación por Arriba (Top Fedo Filters)</i>	141
8.5.	<i>Equipos Auxiliares de Vacío</i>	141
8.5.1.	<i>Trampa de Humedad</i>	141
8.5.2.	<i>Bomba de Vacío</i>	142
8.5.3.	<i>Sector del Disco</i>	142
8.5.4.	<i>Receptor de Vacío</i>	142
8.5.5.	<i>Bomba Centrífuga para el Filtrado</i>	142
8.5.6.	<i>Ventiladora</i>	143
8.6.	<i>Disposición de Equipos</i>	143

IX.	NUEVAS TECNICAS DE FILTRACION	151
	9.1. Control Automático	151
	9.2. Filtros Al Vacío Hyperbar	152
	9.3. Filtros LARDS PF	154
X.	CAPITAL Y COSTO DE OPERACION	157
	10.1. Costo Inicial del Equipo	157
	10.2. Costo de Operación del Filtro	157
	10.3. Costo de Fabricación en Función del Area Filtrante	162

CONCLUSIONES

BIBLIOGRAFIA

**A LA MEMORIA DE MI MADRE LUCILA,
EJEMPLO DE TRABAJO Y PERSEVERAN-
CIA. A MARY Y STEFANY CON AMOR Y
CARIÑO.**

He de expresar mis agradecimientos a las personas y entidades que han ayudado de una u otra forma a la realización del presente trabajo. Al Ing. Ivàn Quiròz, quien fue mi profesor, por su invalorable enseñanza y orientación en mis trabajos de laboratorio. Al Ing. Percy Mayta por sus opiniones y sugerencias va mis agradecimientos. A la Escuela Profesional de Ing. Metalùrgica e Ing. Quìmica de la UNI, que ha brindado el uso de sus laboratorios para el desarrollo de las pruebas.

RESUMEN

Desde el siglo XVII donde fue desarrollado las primeras patentes sobre filtración hasta nuestros días, no cesan de aparecer nuevos desarrollos sobre el particular. El flujo de suspensiones a través de medios porosos por su complejidad, deja entrever sus necesidades de aplicación en una filtración profunda. Todo se produce en dos campos: el primero, un cake de filtro es edificado y este paraliza las partículas suspendidas; y el segundo caso, la suspensión de flujos a través del medio poroso en el cual las partículas son retenidas. La solución está dada en la relación de colmetaje por unidad de tiempo y por unidad de volumen del medio poroso; para eso, forma parte los factores como son: el portador del fluido, la suspensión de partículas y el medio poroso del filtro, además también la caída de presión.

En procesos metalúrgicos, uno de los objetivos principales de la filtración es la de librar los líquidos y para el descargado de los sólidos; por consiguiente,

como lo nombra SHOEMAKER, la relación Retención vs Permeabilidad debe ser gobernada para mejorar la eficiencia de retención y reducir costos.

La aplicación de las matemáticas en la filtración, ha desarrollado diversas teorías, como la de POISEUILLE (1842), que considera la permeabilidad de un lecho de material poroso y el factor de viscosidad. PERRY (1849) también desarrolla otra fórmula muy aplicable considerando la resistencia que se produce en la filtración, esto es debido a la formación del cake, como el flujo del líquido a través del medio poroso. ALMY y LEWIS desarrollan su fórmula considerando que la velocidad del flujo es proporcional a la caída de presión. F. TILLER con su potente reacción interpreta para una filtración a presión constante, al igual que es usado en el diseño de filtros continuos al vacío. CARMAN (1938) considera que el flujo del filtro en un tiempo dado está en función directa de la presión que interactúa en ella por unidad de la resistencia total.

DALHSTROM en su modelo matemático que es muy aplicable para el diseño, toma en cuenta el ciclo del filtrado, para la formación del cake, en las que está involucrado el rendimiento de formación, grado de escurrido y grado de lavado. Dicho dimensionamiento se puede realizar por dos métodos bastante prácticos: rendimiento de formación de la torta, y velocidad del secado del cake. Se estudia los condicionamientos, coagulantes y ayudas filtrantes, para un mejoramiento de la filtración, tanto agentes químicos como físicos. También los medios filtrantes, características y modo de seleccionamientos.

Las pruebas experimentales, reflejan una simulación casi idéntica a una operación industrial, por lo tanto datos de control son considerados, por ejemplo; concentración de los sólidos en el alimento, tamaño de

partícula, etc., y como también los factores que afectan a la velocidad de filtración. Se ha determinado que a mayor concentración de sólidos en el alimento y alto vacío, se produce una torta bastante gruesa con su porcentaje de humedad residual. El escalamiento de pruebas batch, se lleva a cabo por el método de DORR OLIVER, con un factor de seguridad aplicada de 65% y los ciclos de filtración tanto por el de tipo discos y el de tambor. Cabe señalar que el ciclo de filtración de los dos tipos de filtros, dependen de su condición de trabajo y factores. Se mencionan los métodos de seleccionamiento de filtros según PIERSON, PORTER, FLOOD y RENNIE.

El análisis técnico de la filtración se llevan a cabo teniendo en cuenta rangos y variables, como el tiempo de secado, de formación, tamaño de partícula, concentración de sólidos, etc. para poder minimizar el contenido de humedad en el cake. El dimensionamiento de equipos se realiza por el método de DORR OLIVER y el práctico por DALHSTROM.

Los diversos filtros continuos mecánicos y equipos auxiliares son mencionados, tomando en cuenta la disposición de ellas según el caso necesario para su aplicación. Las técnicas modernas en la operación de filtración, hoy en día se basan principalmente en los controles automáticos, teniendo como objetivo principalmente la de tener un cake (producto) más uniforme y la reducción de costos por reemplazo del operador. Por otro lado, también el desarrollo de los filtros a presión LAROX PF principalmente aplicable para tratar partículas finas con contenidos de humedad residual, haciendo innecesario el uso de secadores.

Los costos de operación y el capital son referenciados por WHITMAN, TILLER y otros, tomando en cuenta la ecuación $a(x)^b$ pueden ser determinados al costo de fabricación dependiendo del material a fabricar y el

àrea unitaria requerida. La actualizaciòn de los costos pueden ser determinados aplicando los indices de MARSHALL y STEVENS.

INTRODUCCION

En la industria de Procesamiento de Minerales, conjuntamente con la Hidrometalurgia y la mayoría de las aplicaciones de filtración han sido desarrollados para la separación sólidos/líquido a partir de un lodo de alimentación.

La teoría de la alimentación continua ha sido desarrollado suficientemente para permitir pruebas a escala batch de pulpas representativas, ambas con o sin floculación, para el escalamiento o diseño en la performanse del filtro. Predicciones de humedad o contenido soluble del cake descargado está dado como una función de la capacidad del filtro y condiciones de operación tales como nivel de vacío, tiempo del ciclo del filtro, consumo de floculante, cantidad de fluido líquido y concentración de sólidos en el alimento. Mayor diámetro unitario son mejores para reducir costos de capital, al igual del disco, puede incrementar el área de filtración

tanto como flexibilidad en el paño para una mejor remoción del cake.

También los filtros tipo Tambor Rotatorio, han registrado un número de cambios en el reciente pasado, principalmente en el material de fabricación y luego en el tamaño; por consiguiente dando una variedad de métodos de descarga: cuchillo, rodillo, cordeles y cintas continuas.

Se ha determinado luego que la máxima capacidad de la filtración está dada en un contenido de humedad deseado, manteniendo a un alto vacío. En lo que sigue a continuación del desarrollo del tema, se ha hecho estudio de varios medios y procedimientos teóricos y prácticos sobre filtración, también los diversos factores y variables que están involucrados en ella. Finalmente el dimensionamiento de equipos con los resultados óptimos encontrados. Los estudios de costos, tanto de capital como de producción, también son señalados para una mejor comprensión del problema.

II.- HISTORIA Y DESARROLLO DE LA FILTRACION

La fuerza tosca de separación por esfuerzo a través de medios porosos, son descritos por las tempranas escrituras chinas, el sifoneo capilar fue descrito en Egipto. El término "FILTRACION" para designar separación de sólidos desde líquidos por el paso de la suspensión a través de medios porosos, ha sido generalmente usado en el siglo XVI. Actualmente, la palabra "filtro" es probablemente derivado desde el latín FILTRUM aproximadamente relacionando a FELTRUM, compresión en lona y ambos son relacionado por la palabra griega significando cabello, filamento.

Hoy en día la filtración es un arte altamente desarrollado, pero este desarrollo es comparativamente reciente y estuvo aproximadamente relacionado con el mejoramiento de los procesos de cianuración. El trabajo industrial de hoy está obligado a los metalurgistas de oro quien, en solucionar sus propios problemas con las partículas finas han tenido que trabajar las máquinas y

conocimientos que ellos desarrollaron. Probablemente la filtración ha tenido esta inyección en la tela filtrante, también el el material gelatinoso que es usado en el espesado.

El desarrollo de la industria de la filtración, que después de siglos de investigación, luego de prácticas poco afortunadas de clasificación de agua, esfuerzo gravimétrico y filtración a presión, sustancias químicas y un mayor complemento de principios físicos fueron necesarios .

Las patentes fueron de estos tiempos realizados en Europa JOSEPH AMY de Francia, para la purificación de agua (1789). El primer filtro británico patentado por PEACOCK (1791), también para la purificación del agua. Al correr de los años, la expansión de las arcillas y las industrias químicas en Europa y las explotaciones de oro en los Estados Unidos en el siglo XIX puso la atención en la filtración como uno de los pioneros de la producción.

En el siglo XX fue desarrollándose y acentuándose la parte teórica y práctica de la filtración; por los años 40 diversos libro y artículos fueron publicados sobre este tema.

III.- FLUJO DE LAS SUSPENSIONES A TRAVEZ DE LOS MEDIO POROSOS

El flujo de suspensiones a través de medios porosos es un fenómeno muy complejo propio de la diversidad del mecanismo desarrollado. Sin embargo, el estudio de estos mecanismos muestran que esto es posible a definir dos tipos de filtración profunda: una filtración mecánica para partículas mayores (diámetro ≥ 30 u) y una filtración fisicoquímica para partículas menores (diámetro cerca de 1 u), para partículas intermedias (3 u $<$ diámetro $>$ 30 u) ambos fenómenos mecánicos y fisicoquímicos intervienen.

El colmatage de un medio poroso es descrito matemáticamente por la ecuación de volumen de masas y la ecuación cinética describe la velocidad de colmatage y la velocidad de descolmatage.

3.1.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA:

La separación sólido-líquido por filtración puede estar acompañado adicionalmente por acumulación de sólidos en frente de un medio filtrante o por retención dentro de un medio poroso profundo. En el primer caso, un cake de filtro es edificado y este paraliza las partículas suspendidas. En el segundo caso, la suspensión de flujos a través del medio poroso en el cual las partículas son retenidas. El flujo de suspensiones a través de medios porosos es igual a un fenómeno natural dado que a menudo ocurre cuando el agua atraviesa a través de la masa geológica.

Cuando el flujo a través del medio poroso, las partículas son causados dentro del contacto con la posible retención en el lugar, ellos se detienen allí o son llevados camino de la corriente. La filtración profunda es, por consiguiente, el resultado de diversos mecanismos:

- El contacto de las partículas con el lugar de retención
- La mezcla de partículas en el lugar, y eventualmente.
- La obstrucción del camino de las partículas previamente retenidas.

Así, el problema a ser solucionado, consiste en relacionar la velocidad del colmatage (número de partículas retenidas por la unidad de tiempo y por unidad de volumen del medio poroso).

De los varios factores el cual define el sistema, ellos son:

- El portador del fluido (velocidad del flujo, viscosidad, densidad).
- La suspensión de partículas (concentración, tamaño y forma de partículas).
- El medio poroso del filtro (porosidad, diámetro de poros, tamaño y granos de los poros, retención).

Adicionalmente, el problema importante de la caída de presión del fluido a través del lecho ha sido estudiado también como el cambio con el colmatage.

3.2.- ECUACION DE BALANCE DE MASA:

Son desarrollados para las partículas y el portador del líquido.

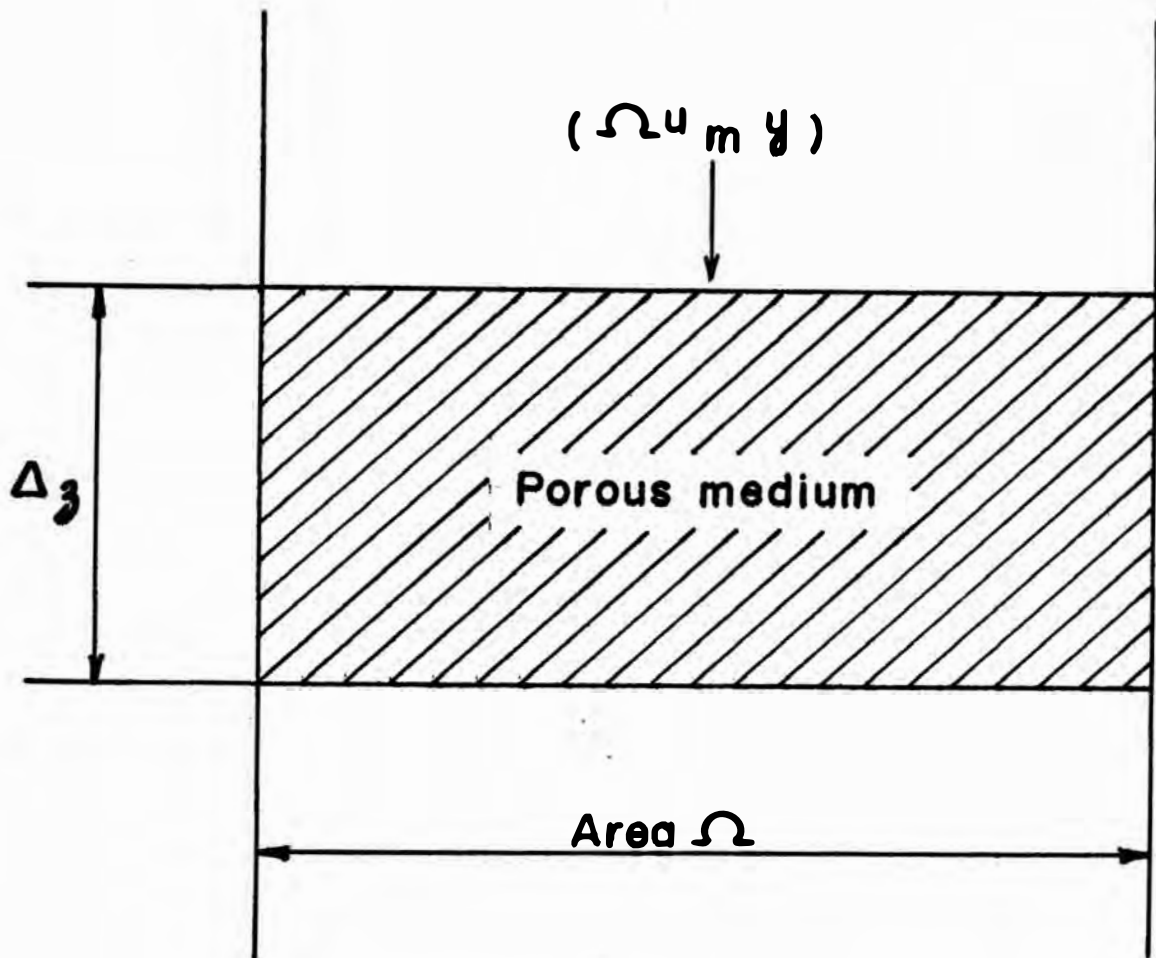
3.2.1.- BALANCE DE PARTICULAS:

Considera un medio poroso elemental de profundidad ΔZ y una área de \mathcal{A} (fig. 1), con el que contiene: un volumen $\mathcal{A} \theta \Delta z$ de partículas retenidas, un volumen $\mathcal{A} E Y \Delta z$ de partículas movibles entrado por el líquido, donde:

θ - Es la retención - ejemplo, el volumen de partículas depositado por unidad de volumen del filtro.

Y - Es la fracción de volumen de partículas en suspensión - ejemplo, el volumen de partículas por unidad de volumen de suspensión.

E - Es la porosidad del lecho - ejemplo, el volumen ocupado por la suspensión del flujo por unidad de volumen del filtro.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
 FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA

POROUS MEDIUM ELEMENT

NOMBRE: R. CAMPOS P.

FECHA:

FIG. I

Para las partículas impresas entre ellas mismas algunos líquidos llamados "líquido muerto" y desde un depósito de un volumen real $\sqrt{B\theta\Delta z}$ es la inversa del factor de compactación de la materia retenida. La porosidad del colmatage se expresa por la relación:

$$E = E_0 - B\theta$$

donde E_0 es la porosidad del lecho limpio.

La ecuación general de balance de masa es:

$$\frac{d}{dt} [\sqrt{(\sigma + Ey)}] + \frac{d}{dz} [\sqrt{U_{my}} - \sqrt{D \frac{dy}{dz}}] = 0 \quad (1)$$

donde:

U_m = Velocidad aproximada de la suspensión

U_{my} = Flujo de partículas que entran por el líquido

$D \frac{dy}{dz}$ = Mezcla de partículas difusionales

Usualmente la suspensión de la velocidad de flujo se conserva constante en la filtración profunda y la exacta forma del balance de masa para las partículas es:

$$\frac{d}{dt} (\sigma + Ey) + U_m \frac{dy}{dz} - D \frac{d^2y}{dz^2} = 0 \quad (2)$$

3.2.2.- ECUACION DE BALANCE DEL LIQUIDO:

Los mismos elementos del medio poroso contienen un volumen $\sqrt{(B-1)\sigma\Delta z}$ del líquido muerto. Luego el balance de ecuación es:

$$\frac{d}{dt} (\sqrt{E(1-y)} + \sqrt{(B-1)\sigma}) + \frac{d}{dz} (\sqrt{U_m(1-y)} + \sqrt{D \frac{dy}{dz}}) = 0$$

El término $U_m(1-y)$ describe el flujo de líquido y $D(dy/dz)$ representa la mezcla difusional opuesto a la de

las partículas, dado que el lecho poroso es siempre llenado con suspensiones.

Si la velocidad de flujo es mantenido constante:

$$\frac{d}{dt} E(1-y) + \frac{d}{dt} (B-1)\Theta + Um \frac{d}{dz} (1-y) + D \frac{d^2 y}{dz^2} = 0 \quad (3)$$

el cual es el balance exacto de la ecuación para el líquido. Con la ecuación (1) entre E y E₀ tomado en cuenta la ecuación (3) se transforma:

$$\frac{dE_0}{dt} - \frac{d}{dt} (\sqrt{\quad} + Ey) - Um \frac{dy}{dz} + D \frac{d^2 y}{dz^2} = 0$$

o dado E₀ es un constante:

$$\frac{d}{dt} (\sqrt{\quad} + Ey) + Um \frac{dy}{dz} - D \frac{d^2 y}{dz^2} = 0$$

Lo cual es idéntico con la ecuación (2) - balance de partículas-.

Esto se esperaba porque el medio poroso es totalmente cerrado con suspensión y todo el tiempo las partículas se detienen, y esto impulsa un volumen de líquido carreado igual a este propio volumen y; consecuentemente este es normal que los balances de ecuaciones sean igual para las partículas y el líquido. El balance de masas en un lecho poroso es caracterizada completamente por la ecuación (2).

3.3.- LA ECUACION CINETICA:

Dado que la ecuación de balance de masas es independiente del mecanismo de colmatage, la ecuación cinética el cual describe la velocidad de la transferencia de partículas a los medios porosos, es una función de los procesos elementales de esta transferencia. Quiere decir deducido desde experiencias.

3.3.1. DEFINICION DE LAS PROBABILIDADES DE RETENCION:

Teniendo en consideración el medio poroso elemental del área \sqrt{L} y profundidad Δz , durante el pequeño intervalo de tiempo Δt , la retención $\mathcal{N} \Theta \Delta z$ incrementa a $\mathcal{N} (\sigma + (d\sigma/dt)\Delta t) \Delta z$ y un volumen de $\mathcal{N} U_m \gamma \Delta t$ de partículas enteras suspendidas.

La probabilidad de retención q de una partícula de este elemento, puede ser definido por:

$$q = \frac{\mathcal{N} \Delta z (d\sigma/dt) \Delta t}{\mathcal{N} U_m \gamma \Delta t} = \frac{\Delta z d\sigma}{U_m \gamma dt}$$

o dividiendo por Δz la probabilidad de retención por unidad de profundidad, K , es obtenido:

$$K = \frac{1}{U_m \gamma} \cdot \frac{d\sigma}{dt} \quad (4)$$

Esto es también posible para definir la probabilidad de retención, K' , de una partícula por unidad de tiempo: Si una partícula tiene una probabilidad K para ser retenida en la profundidad del lecho unitario, entonces este tiene la probabilidad K para ser retenida durante el intervalo de tiempo requerido para pasar a través de una capa de profundidad unitaria; el intervalo de tiempo promedio para el pasaje es E/U_m .

$$\text{así: } K' = K \frac{U_m}{E}$$

$$K' = \frac{1}{E \gamma} \cdot \frac{d\sigma}{dt} \quad (5)$$

3.3.2. DEFINICION DE LA PROBABILIDAD DE COLMATAGE (CACTURA) Y DESCOLMATAGE (EXPULSAR):

Si en el lecho poroso elemental el colmatage y descolmatage son simultaneos, la variación en la retención de unidad de tiempo $\mathcal{N} \Delta z (d\sigma / dt)$ puede ser considerado como la suma de incrementos debido a la captura de partículas indicado por $\mathcal{N} \Delta z (d\sigma / dt)_c$ y del decrecimiento propio del descolmatage indicado por $\mathcal{N} \Delta z (d\sigma / dt)_r$

Así, la probabilidad de captura de una partícula por unidad de tiempo viene definido por:

$$K'_c = \frac{1}{E_y} \left(\frac{d\sigma}{dt} \right)_c \quad (6)$$

Y la probabilidad de descolmatage de una partícula por unidad de tiempo puede ser:

$$K'_r = \frac{\mathcal{N} \Delta z (d\sigma / dt)_r}{\mathcal{N} \sigma \Delta z} = 0$$

o

$$K'_r = - \frac{1}{\sigma} \left(\frac{d\sigma}{dt} \right)_r \quad (7)$$

Bajo estas condiciones la probabilidad de retención por unidad de tiempo k' puede ser escrito :

$$K' = K'_c - \frac{K'_r \sigma}{E_y} \quad (8)$$

3.3.3. DESARROLLO DE LA ECUACION CINETICA:

Esto es asumiendo que un descolmatage espontáneo es improbable y que la probabilidad de intención K y K' son independientes de la concentración de suspensión.

La ecuación 4 y 5 puede ser escrita:

$$\frac{d\sigma}{dt} = t Umy \quad (4')$$

$$\frac{d\sigma}{dt} = K' Ey \quad (5')$$

Donde K y K' dependen de los parámetros con el que caracteriza el sistema y particularmente de la retención. ^{U)} La ecuación diferencial 4' y 5' son análogas con las ecuaciones clásicas de cinética química y por esta razón son llamadas ecuaciones cinéticas de colmatage.

En efecto, ellos forman una ecuación cinética solamente:

$$\frac{d\sigma}{dt} = K_y \quad (9)$$

Allí, K_y es denominado la constante de la velocidad de cargo, la dimensión de K es T^{-1} y K_y está relacionado a K y K' por la ecuación (10)

$$K_y = k Um = k' E \quad (10)$$

También puede ser escrito:

$$K = k_0 F(\sigma) \quad (11)$$

Cuando la ecuación (9) es escrita con el periodo de retención τ la siguiente ecuación es obtenida (9'):

$$\frac{d\sigma}{d\tau} = K' \quad (9')$$

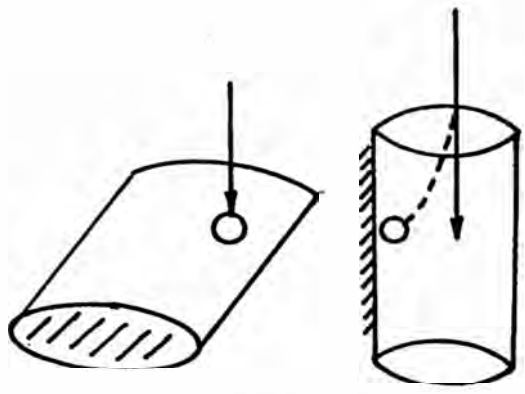
Estas propiedades con las que han sido derivadas, son válidas para cualquiera de la forma de la función $F(\sigma)$. Por lo tanto, ellos se aplican para todos los casos de filtración profunda aprovechando que la ecuación cinética es similar a la ecuación (9'). Ellos caracterizan la ecuación cinética de primer orden sin descolmatage y difusión.

3.4.- CLASIFICACION DE TIPOS DE FILTRACION

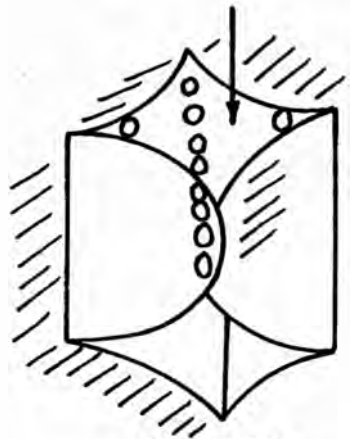
PROFUNDA:

La clasificación se lleva a cabo de acuerdo al tamaño de partículas para ser filtrado. (ver tabla 1).

- Partículas gruesas ($d \geq 30u$) - prevalece el fenómeno de volumen por encima del fenómeno de superficie.
- Partículas pequeñas (diámetro del orden del $(1u)$) - prevalece el fenómeno superficial.
- Partículas coloidales ($d \leq 0.1u$) - las leyes de la fisicoquímica de los coloidales son las más importantes.
- Para partículas con $3u < d < 30u$, el fenómeno de volumen y de superficie tienen igual orden de magnitud.



SUPERFICIAL



GRIETA



CONSTRICCIONES



CAVERNA

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA	
LUGARES DE RETENCION	
NOMBRE: R-CAMPOS P.	
FECHA :	FIG. 2

3.5.- CAIDA DE PRESION

Una filtración a velocidad constante, la caída de presión a través del filtro incrementa con el tiempo; relacionando la influencia de la retención σ en la caída de presión a través de una capa de filtro Δz suficientemente delgada con el cual la retención puede ser considerada constante.

Mayormente estas formulas pueden ser escritas:

$$\frac{\Delta P}{(\Delta P)_0} = \frac{1}{(1 - j\sigma)^m} \quad (12)$$

Donde ΔP es la caída de presión a través del elemento de espesor Δz y σ es la retención, y j y m son constantes.

Escribiendo la ecuación (12) donde $j\sigma$ es pequeña

$$\frac{\Delta P}{(\Delta P)_0} = 1 + m j \sigma + \frac{m(m+1)}{2} j^2 \sigma^2 + \dots \quad (13)$$

Experiencias indican que a menudo solamente el primer término de la expresión es significativa y así que ΔP incrementa linealmente con σ .

IVES, HEERTJES y LERK han demostrado que bajo ciertas condiciones que si :

$$\frac{\Delta P}{(\Delta P)_0} = 1 + j m \sigma \quad (14)$$

El total de la caída de presión P a través del filtro enteramente es en ciertas condiciones una función lineal del tiempo. Al comienzo de una filtración a través de un filtro profundo, la filtración Y_t es muy bajo. Esto puede ser asumido que todas las partículas son retenidas en el filtro. Si la velocidad inicial U_m y la concentración

inicial Y_t , permanece constante en el tiempo, la retención total en el lecho a un tiempo t es :

$$U_m Y_{+t} = \int_0^z \sigma dz \quad (15)$$

donde

$$P = \int_0^z \left(\frac{dp}{dz} \right) dz = \frac{P_0}{z} \int_0^z (A U_m J \sigma) dz$$

la caída de presión puede ser escrita

$$P = P_0 \left(1 + m \int_0^z U_m Y_{+t} dz \right) \quad (16)$$

Esta última expresión es facilitada para verificar experimentalmente tanto la ecuación 16 dado el reconocimiento de σ no es requerido en dicha ecuación. El modelo de KOZENY-CARMAN, considera una ecuación:

$$\frac{\Delta P}{(\Delta P)_0} = \frac{hk}{(hk)_0} \left[\frac{A_m}{A_c} \right]^2 \left(\frac{E_0}{E} \right)^3 \quad (17)$$

En su forma modificada para un flujo laminar donde toma en cuenta (A_c) la superficie específica del lecho, E_0 porosidad del lecho poroso claro, $(hk)_0$ la constante de KOZENY.

Al igual que otros modelos, una teoría universal con el que detalla el problema de la variación de la caída de retención no existe. Pero si dichos modelos pueden ser captados para la filtración de pequeñas partículas pero siempre con resultados semi-empíricos.

3.6.- CONCLUSIONES:

Dados los estudios diversos acerca del flujo de suspensiones a través de medios porosos, nos permite la siguiente conclusión:

- Los posibles mecanismos elementales de una filtración profunda son conocidos. Sin embargo estos es siempre

difícil para evaluar la ocurrencia de su significado en algún sistema. Por lo tanto estudios experimentales son necesarios antes de una filtración.

Dos tipos de filtración teórica pueden ser difundidas. Donde prevalecen el fenómeno del volumen ($d > 30u$) y un descolmatage espontáneo es improbable, y donde prevalecen el efecto superficial ($d \approx 1u$) y el descolmatage espontáneo puede suceder en caso de presentarse variación de velocidad de flujo ó presión.

- En la mayoría de los casos, la ecuación cinética del colmatage ha sido verificado por experimentos que son de primer orden.

El fluido de caída de presión a través del medio poroso incrementan con la retención.

IV.-

FUNDAMENTOS DE FILTRACION

4.1.- CONCEPTOS BASICOS :

Se le define a la filtración como la separación de sólidos desde un líquido por el que pasa a través de un medio permeable. La calidad de un medio permeable es esencial. BEYDEN y DICKEY³⁶ da la siguiente definición: La filtración es generalmente considerado para hacer purificación por esfuerzo o pasaje a través de un medio poroso. El cual el medio permite que gases líquidos pasen a través de él pero reteniendo los sólidos, y la potencia necesaria para esta acción es producido por diferencia de presión en los dos lados del medio filtrante.

MCCABE Y SMITH³⁸ define: la filtración es la remoción de partículas sólidas desde un medio fluido, por el paso del líquido a través del medio filtrante, en el cual los sólidos son depositados.

1960 el HANDBOOK de EATON-DICKEY³⁷ nos dice: los procesos de separación de partículas sólidas desde un

fluido por el paso de la pulpa a través de unos poros, fibras o sustancias similares. A continuación TILLER²⁶ ha mencionado que "Filtración implica el flujo de un líquido a través de algunas formas de medios el cual retiene las partículas.

La sociedad de filtración usa la palabra "FILTRACION" generalizando todas las técnicas para separación de partículas desde fluidos.

4.2.- DEFINICIONES RELACIONADOS A LA FILTRACION

4.2.1.- FILTRACION DEL CAKE

Cuando la filtración es llevado a cabo para la propuesta de la recuperación del cake, la operación es generalmente referida como una filtración del cake.

4.2.2.- RETENCION

La eficiencia de la separación es la retención. Retención es un tanto dificultoso la propiedad para expresar cuantitativamente. La prolongación para la cual las partículas sean removidas pueden variar dependiendo del tamaño de las partículas, y a menudo una manufactura puede exponer que este sistema llega a remover "95% de partículas de 5u y grandes". Este entonces significa el uso de 5u como un índice de retención.

4.2.3.- PERMEABILIDAD

De igual importancia es la permeabilidad de él sistema, el cual es realmente una medición de la velocidad del flujo del líquido a través del sistema. A menudo el término R (resistencia a la filtración) es el usado. Este es el recíproco de permeabilidad.

4.2.4.- CAPACIDAD

Como en los procesos de filtración las partículas son removidas desde el líquido por el medio

permeable. El refuerzo paulatino de partículas pueden tener lugar en diferentes caminos, pero en cualquier nivel, este refuerzo paulatino llega gradualmente a incrementarse la resistencia a la filtración; o decrece la permeabilidad.

La capacidad depende por encima de la habilidad del sistema para mantener en aceptable permeabilidad hasta dictados económicos que al ciclo esté terminado. La capacidad puede ser expresado en unidad de tiempo, volumen del líquido alimentado, o cantidad de sólido alimentado.

4.2.5.- POROSIDAD

La porosidad esta normalmente definido como la fracción de vacío de un material, el porcentaje de volumen de los no sólidos del volumen total. La porosidad no es una medida de retención; de manera tal que la permeabilidad no es igual a la porosidad.

4.2.6.- MEDIO FILTRANTE

El medio filtrante es una estructura que ingresa los líquidos a través de él y extrae algo no necesariamente todo, de las partículas que son dispersadas en el alimento.

4.2.7.- AYUDAS FILTRANTES

Un material importante son las ayudas filtrantes, un producto tal como las tierras de diatomáceas, fibras sueltas, etc. cada ayuda filtrante son adicionadas para el sistema de filtración para prolongar la vida de las características, la capacidad del sistema de alimentación. La ayuda filtrante es mezclado con un líquido y pasado a través del sistema de filtración, donde estos son depositados en un SEPTUM, el cual puede ser una malla, lonas apropiadas, u otro material permeable. El medio filtrante entonces, consiste del combinado SEPTUM, ayuda filtrante y remoción de impurezas.

4.2.8.- COSTOS DE FILTRACION

Los costos de filtración es un término dificultoso para definir. En muchas plantas los costos son un poco diferido. Sumando encima los costos de depreciación del equipo mecánico, costo del espacio del piso, costo de los dispositivos del medio filtrante y ayudas filtrantes, labor y gastos generales del equipo mecánico son aparentes.

4.3.- OBJETIVOS DE LA FILTRACION

Existen cuatro razones básicas para la filtración SHOEMAKER²².

1.- Para librar los sólidos, y para el descargado del líquidos.

2.- Para librar los líquidos y para el descargado de sólidos.

3.- Para librar ambos.

4.- Para librar ninguno de ellos.

En procesos metalúrgicos, en varios estados de beneficio; el líquido es agua y es necesario solamente para su riense. Existen instancias donde ambos son desechos, como por ejemplo, los valores sólidos y los costosos solventes. Anteriormente uno podría tomar una pulpa diluida de su sólido lavado en agua y echarlo para que éste se pierda en la ribera. Ahora esto es necesario una concentración de la pulpa en el punto donde esto puede ser transportado para un lugar y entonces luego una purificación del líquido para que esto pueda ser utilizado posteriormente o descargado fácilmente.

DICKEY y N. SHOEMAKER²² enfatizan conceptos básicos en compromiso con la performance. Diversos objetivos han tenido que satisfacer con algunas de las cuatro razones mencionadas previamente:

1.- Un cierto grado de eficiencia de filtración, o retención de sólidos; han tenido que ser realizados.

2.- La filtración ha tenido que ser procedido a una alta velocidad en lo posible.

3.- Los costos pueden ser tan bajo en lo posible.

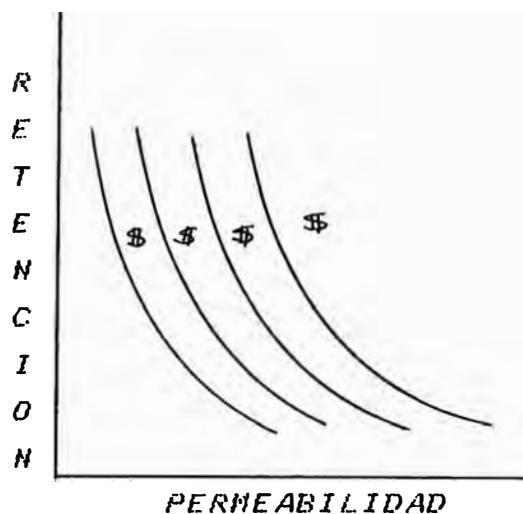
En algunos sistemas de filtración se choca un problema denotable entre alta retención, alta permeabilidad y un bajo costo de filtración. Este es importante para notar que allí existe una relación general:

$$\text{Retención} * \text{Permeabilidad} = \text{Constante}$$

Así, si se llega a ajustar este sistema para una velocidad de flujo alta y otro por selección de una relativa mezcla, una ayuda filtrante, etc.; podría ser expectante a hacer provechoso, de esto por una retención baja, a igual costo.

SHOENAKER²², interrelaciona estos dos términos que es un importante factor para el hombre de planta, y esto puede ser ilustrado por la curva siguiente:

Fig. 3



Con una comprensión de esta situación, el hombre de planta puede apreciar el por qué, no puede incrementar la velocidad de flujo, mejorando la eficiencia de retención, y reduciendo los costos de filtración todo a tiempos iguales.

V.-

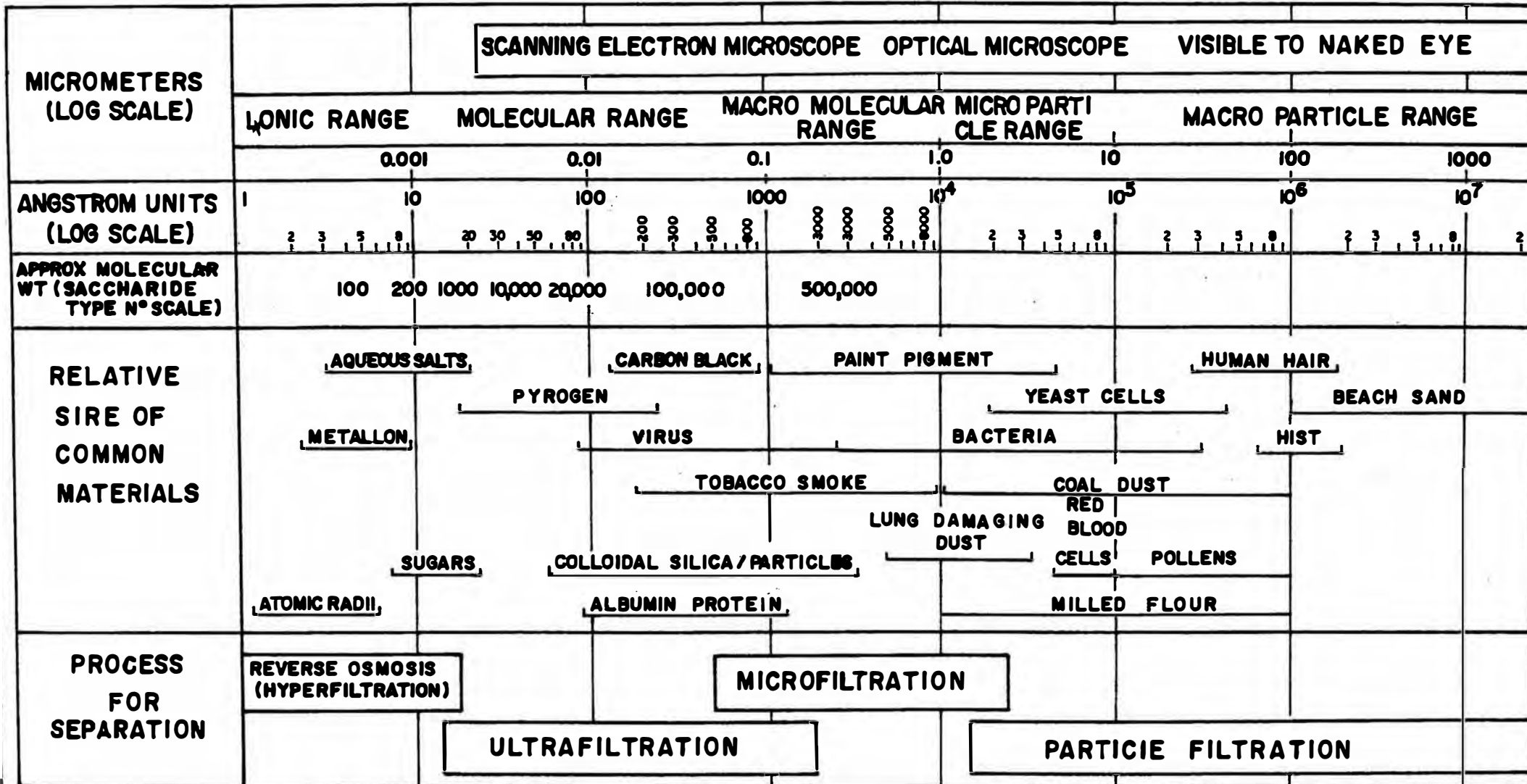
ASPECTO TEORICO DE LA FILTRACION

El factor más importante en el diseño de los filtros DAHLSTROM², es la resistencia al paso de la solución a través de la torta conocida como permeabilidad. Esta solo puede determinarse experimentalmente, por lo que resulta necesario realizar ensayos de laboratorio o a nivel de planta piloto para obtener las variables necesarias para el diseño del filtro.

Por otro lado PERRY^{4*} considera que la teoría de la filtración aunque no siempre se utiliza como algo exclusivo para el dimensionamiento de un filtro en una operación industrial, en cambio es valido para interpretar resultados de laboratorio, hallandose condiciones óptimas de filtración y la de predecir modificaciones en las condiciones de operación. Es más, la teoría de la filtración está limitada por las condiciones de operación en la que se lleva a cabo de manera tal, que los datos obtenidos con una pulpa determinada no son aplicables a otras.

R. BRAGG^{2*} hace mención de los resultados obtenidos en el laboratorio pueden servir para contestar estas preguntas: dado las condiciones de filtración y el diseño del

THE FILTRATION SPECTRUM



NOTE 1 MICRON = 4×10^{-5} INCHES (0.00004 INCHES)
 1 ANGSTOM UNIT = 10^{-10} MICROMETERS (MICRONS)

FIG 4

filtro, que volumen de filtrado puede ser obtenido para un tiempo definido?, que volumen de agua de lavado puede ser pasado a través del cake para un tiempo definido?, que relación guarda entre la concentración de sólidos de la pulpa y la cantidad de agua de lavado a usarse?.

Se puede seguir investigando muchas cosas, lo cual puede ser contestados con desarrollos experimentales. En todos los filtros reales PERRY⁴⁷ la resistencia al flujo del filtrado varía con el tiempo a medida que el precipitado crece uniformemente de espesor. Por lo tanto se sabe que la presión de la filtración es constante, progresivamente la velocidad de flujo disminuirá mientras que si se mantiene constante la velocidad de flujo deberá ser aumentado gradualmente la presión.

El diseño definitivo del filtro deberá ser realizado por el personal técnico especializado de las compañías fabricantes de dichos equipos, con conocimiento profundo de las limitaciones de las ecuaciones de diseño.

5.1.- TEORIA APLICADA A LA FILTRACION BATCH

Un filtro esta compuesto de un medio filtrante el cual, puede ser descrito por una membrana porosa a través del cual el filtrado pasa y quedando acumulado el sólido filtrado en ello.

El movimiento del filtrado a través del medio es un resultado de la aplicación de la fuerza impulsora, la presión (P). La cantidad de la presión aplicada depende sobre todo de la resistencia de la filtración (R), el cual resulta de la obstaculización friccional en el fluido a medida que esto pasa a través del medio y los sólidos acumulados.

DICKEY⁵⁷ considera que la presión hidrostática varia desde la máxima cantidad para el punto donde el liquido entero del cake es cero, al punto donde el líquido es expedido desde el medio.

5.2.- FORMACION DE LA TORTA

En la formación de la torta CARMANN, predomina el flujo en régimen laminar, y la velocidad lineal del fluido en cualquier instante (V), luego se debe la gran importancia que ofrece debido a :

1.- Para una presión de filtración cualquiera, la velocidad de flujo es mayor inicialmente por que existe una obstrucción mínima.

2.- Con una elevada velocidad de filtración inicial, puede provocar una obstrucción de los poros de la tela filtrante.

5.2.1.- TORTAS INCOMPRESIBLES

Para dichas tortas incompresibles considerando ser partículas granuladas duras, en aumento de presión no dá ningún resultado en la deformación de las partículas o sus intersticios; dando por consiguiente que la velocidad de flujo es directamente proporcional al área, y la presión es inversamente proporcional a la viscosidad, a la cantidad total de torta.

5.2.2.- TORTAS COMPRESIBLES

Se le denomina cuando la resistencia específica es función de la diferencia de presión a través de la torta. Están consideradas como tortas compresibles aquellas que están constituidas por partículas muy blandas, deformadas con mucha facilidad. Las tortas mayormente no son elásticas y la mayor resistencia al flujo a altas diferencias de presión lo constituye la masa compacta que forma la torta; de este modo su resistencia específica de la torta será máxima a una elevada diferencia de presión.

5.3.- FILTROS CONTINUOS AL VACIO

Básicamente detallaremos los filtros al vacío que funcionan a una presión menor que la atmósfera en el lado corriente abajo del septo del filtro. Los filtros al vacío se limitan a una presión máxima de filtración a 1

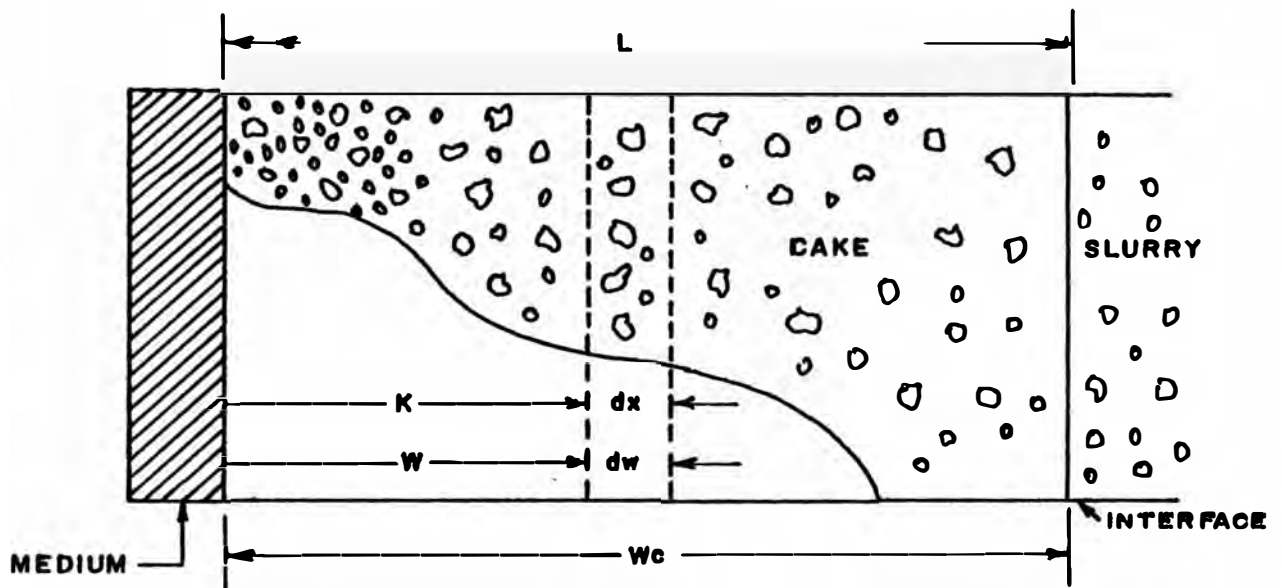


Fig. 5 DIAGRAMA ESQUEMATICO DEL CAKE.

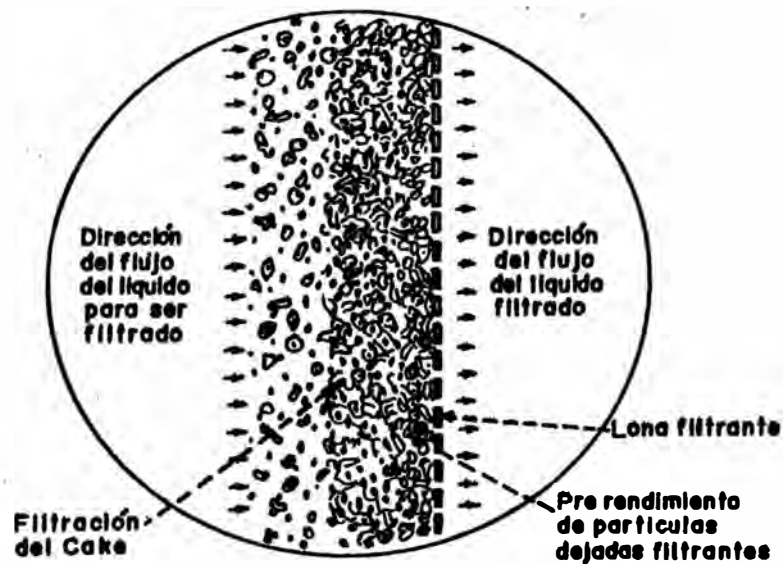


Fig. 6

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA	
Fig6: CAKE SPACE IS FILLED	
NOMBRE : R. CAMPOS	FIG. 5 Y 6
FECHA :	

atm. La bomba de vacío es un equipo importante ya que es la fuerza impulsora de la filtración. La aplicación de dichos filtros pueden ser intermitentes o continuos, siendo esta última de mayor adaptabilidad.

Está considerado a los filtros continuos al vacío como uno de los mayores tonelajes de sólidos que trata, que todos los demás tipos de filtro combinados. Todos los filtros continuos al vacío KING, DALHSTROM^{20,1} están mecánicamente abastecidos por :

1.- La formación de un cake de sólidos en el medio filtrante, el cual es sumergida en una pulpa profunda.

2.- El desaguado de la torta (cake) por corriente de aire a través del cake.

3.- El lavado del cake (cuando es requerido) por una corriente de agua que pasa a través del cake.

4.- El secado del cake mayormente por una corriente de aire a través del cake.

5.- Finalmente el descargo de los sólidos "escurridos" con el que se completa el ciclo.

Una clasificación general de los filtros continuos al vacío son :

- a.- El de Discos y el Filtro agitador de disco
- b.- El Filtro Rotatorio (baja y alta sumergencia y tipos de alimentación por arriba).
- c.- Los Filtros de Cinta y Cilindro Horizontal.
- d.- Filtros tipo Vatea Inclínada.
- e.- Los Filtros Pre-recubiertos.

DORR-OLIVER²² llega a considerar que su gran uso en la industria de procesamiento de minerales que pueden estar clasificados en los de tipo : Tambor, de Disco y los Horizontales. Aunque existen diferencias en los diseños y aplicaciones de los filtros continuos al vacío, todos tienen una característica en común: Una superficie de filtración desplazándose desde un punto de aplicación de la pulpa en donde se deposita el cake bajo el impulso de un vacío, a un punto de separación de sólidos donde llega a descargarse el cake por medio de un mecanismo y de ahí,

nuevamente al punto inicial de toma de pulpa; produciendo un ciclo de apariencia continua de funcionamiento que de hecho es una serie sin fin de eventos.

5.3.1.- VENTAJAS DE LOS FILTROS AL VACIO

- Poseen diseños eficaces como filtros continuos.
- Facil manejo y óptimo en los procesos continuos.
- Presentan buenas condiciones de mantenimiento e inspección.
- Costos de mantenimiento son reducidos.

5.3.2.- DESVENTAJAS

- Hace uso de un sistema de vacío.
- No es adaptable el filtro al vacío con filtrados volátiles.
- La mayoría de filtros al vacío no pueden manejar sólidos compresibles por lo difícil que presenta a la filtración.
- Los filtros continuos al vacío son inflexibles al cambio de las condiciones de alimentación.

5.4.- EL FILTRO DE DISCOS

El filtro de discos giratorio al vacío, inicialmente consiste de un cierto número de discos de filtración montandose a intervalos regulares en torno a su eje central hueco. La rotación se lleva a cabo por medio de engranajes. Cada disco consiste en sectores trapezoidales de metal, plástico o madera encostillados en ambos lados para soportar una tela de filtro y proporcionar drenaje.

Dichos filtros se caracterizan por que son los más baratos de entre los continuos; su bajo costo y su tamaño constituyen sus principales ventajas. La mayor desventaja es su incapacidad para adaptarse a un lavado eficiente. Mayores detalles de los mencionados filtros y su mecanismo se verá más adelante.

5.5.- FILTRO TAMBOR GIRATORIO

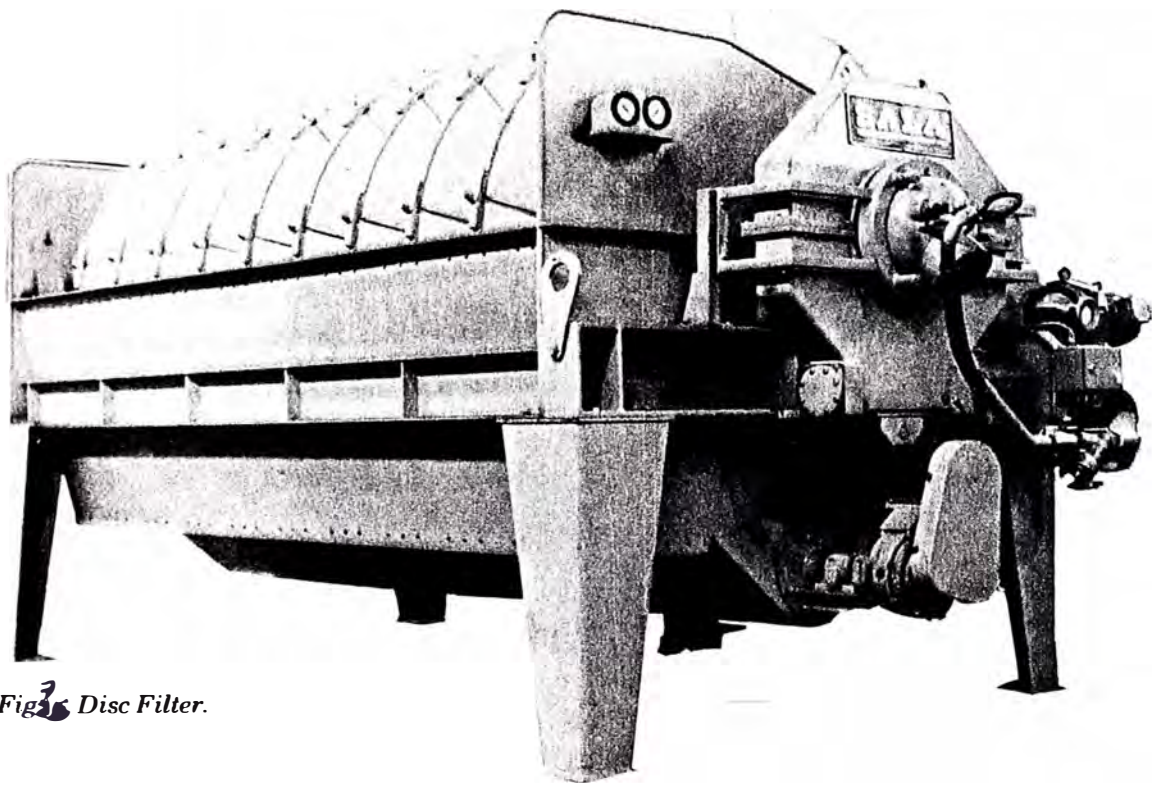


Fig 3. Disc Filter.

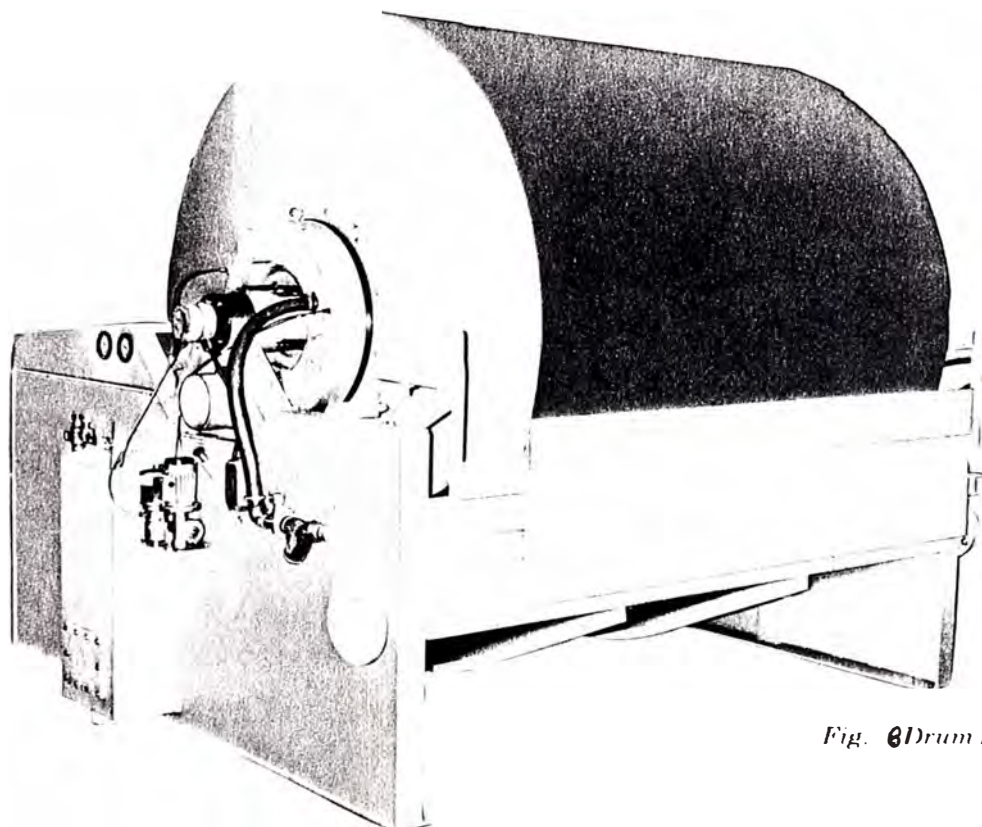


Fig. 61 Drum Filter.

5.5.- FILTRO TAMBOR GIRATORIO

Se trata esencialmente de un cilindro sostenido en un tanque de extremo superior abierto, de tal suerte que se permita la rotación del tambor en torno a su propio eje que se encuentra en su plano horizontal.

La posición del tambor en el tanque es tal que su porción inferior queda confinada dentro de las paredes del tanque, mientras que la porción superior queda abierta hacia arriba. Cuando está operando, el tambor gira lentamente, en tanto que el tanque recibe el material que se va a filtrar y mantiene el nivel para asegurar una profundidad constante de inmersión de su porción más baja del filtro.

Mediante la acción de la válvula automática, se aplica vacío a los compartimientos del tambor que pasan por la lechada. El vacío creado dentro de los compartimientos provoca un flujo de filtrado, depositándose una torta de sólido sobre el medio de filtración, que cubre la porción sumergida del tambor.

Mayores detalles se mencionan más adelante.

5.6.- APLICACION DE MODELOS MATEMATICOS DE LA FILTRACION

5.6.1.- ECUACION DE POISEUILLE

Una manifestación simplificada de filtración del cake es el manejo de la permeabilidad de un lecho de material poroso. En la cual la filtración del cake es concernido, con el pasaje del líquido a través de un lecho de sólidos que se va incrementándose en su espesor en forma continua.

POISEUILLE en 1842 publicó la siguiente relación:

$$V = \frac{P \tilde{\mu} r^4}{8 \mu l} \quad (18)$$

donde :

V = Volumen del filtrado

P = Caída de presión a través del capilar

r = Radio de la capilaridad

u = Coeficiente de viscosidad

l = Longitud de capilaridad

en el cual describe el flujo de un líquido a través de un tubo capilar. La importancia de dicha ecuación es el factor que este predice, el poderoso efecto de aquel decrecimiento tamaño del capilar (poro) el cual tiene en la resistencia a la filtración; mientras además se llegan a consolidar la propia relación de las variables reunidas en la ecuación de D'ARCY, $u = KP/L$, el cual discurren flujos de sólidos en suspensión a través de estratos.

donde :

u : Velocidad de flujo superficial

K : Un coeficiente de valor del cual es dependiente de la permeabilidad del del lecho

L : Espesor del lecho

Esto fue luego realizado por el factor de viscosidad ocurrido en la ecuación de POISEUILLE.

Así, la ecuación modificada de ARCY es :

$$q = \frac{dv}{d} = \frac{K' \Delta P}{u L} \quad (19)$$

donde:

q = velocidad de flujo

θ = tiempo de filtración

A = área de filtración del cake

K' = coeficiente de permeabilidad

de la ecuación (19) tenemos :

$$K' = \frac{u L}{A P (d\theta / dv)} \quad (20)$$

esta ecuación presta de por si muy bien el trabajo experimental para un cake de espesor fijo, una viscosidad fija, área de cake fija y una presión fija; solamente el tiempo de pasaje de unidad de volumen del líquido es necesario medir. Luego la unidad de permeabilidad toma su nombre.

Dado que la permeabilidad del cake esta definida como la facilidad con el que liquido es pasado, la resistencia del cake está definiendo como la dificultad con el cual el liquido es pasado.

$$\text{asi } K = 1/R$$

Continuando las investigaciones de POISEUILLE (1842) y d'ARCY (1856), muchos de los trabajos de diversas décadas fueron de naturaleza empirica o basado de los trabajos que dieron origen a este.

Como una escritura usual para la operación de filtración, es la ecuación modificada d'ARCY:

$$\frac{dv}{d\theta} = \frac{K A P}{u l} \frac{(1)}{\alpha} \frac{(AP)}{u l} \quad (21)$$

donde: α es la resistencia especifica promedio del cake, luego:

$$\alpha = \frac{(AP)}{u l} \frac{(d\theta)}{dv} \quad (21)$$

lo cual nos muestra dicha ecuación para la determinación de la permeabilidad a través de un espesor fijo L , pero en una filtración de cake donde L es continuamente cambiado, este factor puede ser eliminado. Si se asume que cada capa del cake asi depositado es identico, entonces L puede ser reemplazado como sigue:

$$\text{Volumen del cake} = L A = \sqrt{v} v$$

donde :

\sqrt{v} : es el volumen del cake producido por unidad de volumen de filtrado

v : es el volumen total del filtrado

entonces:

$$L = \frac{v \sqrt{v}}{A} \text{ y } \alpha = \frac{A P}{u v \sqrt{v} / A} \frac{(d\theta)}{dv} \quad (22)$$

reordenando la ecuación 22 tenemos :

$$\alpha = \frac{A^2 P}{u v \sqrt{v}} \frac{(d\theta)}{dv} \quad (23)$$

Para una filtración a presión constante, reordenando esta ecuación 23 e integrando tenemos :

$$\theta = \frac{(\alpha u v)}{2 P A^2} V^2 \quad (24)$$

La ecuación 24, correlaciona datos de filtración, tiempo y volumen en la descarga ; falla por no tomar en cuenta la resistencia del medio filtrante.

5.6.2.- TEORIA DE SPERRY

SPERRY³⁴ ha desarrollado una formula muy aplicable para la filtración con problemas de los materiales naturales como carbonato de calcio o arenas. El asume que la resistencia de la filtración consiste de dos partes en serie:

- 1.- El flujo del líquido a través del medio poroso
- 2.- La construcción o formación del cake

Ambos en el cual siguiendo la ecuación d'ARCY, lo siguiente fue derivado:

$$\frac{dv}{d\theta} = \frac{P A^2}{u (\alpha v V + R_m A)} \quad (25)$$

donde:

R_m : resistencia del medio filtrante

α : resistencia especifica promedio del cake.

Integrando la ecuación 25 a presión constante, tenemos :

$$\theta = \frac{\alpha u v}{2 P A} V^2 + \frac{u R_m}{P A} V \quad (26)$$

ó

$$\frac{\theta}{V} = \frac{(\alpha u v)}{2 P A^2} V + \frac{u R_m}{P A} \quad (27)$$

La ecuación 26 fue ordenada para confirmar con la ecuación lineal standar $Y = ma + b$

Así cuando θ/v es ploteado vs V , obtenemos que :

$$\frac{\alpha_{uv}}{2 PA^2} = \text{pendiente } m \text{ (se evalua } \alpha \text{)}$$

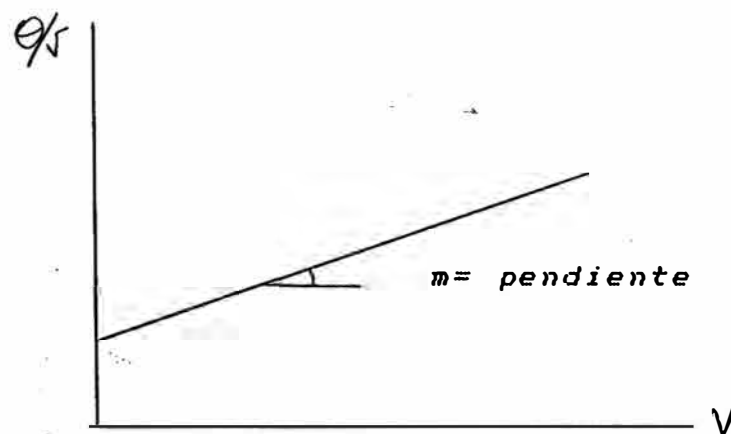
$$\frac{u R_m}{PA} = \text{intercepta al eje Y en } b \text{ (para evaluar } R_m \text{)}$$

Luego ordenando:

$$\alpha = \frac{2 m PA^2}{uv} \quad (28)$$

$$R_m = \frac{b PA}{u} \quad (29)$$

Fig. a



La ecuación 27 es válido solamente para cake incompresibles. Como se ve, la ecuación de SPERRY adecuadamente relaciona los principales variables en la filtración de cakes, que aun todavía es usado como ecuación básica.

5.6.3.- TEORIA DE ALMY Y LEWIS

Las ecuaciones propuestas por ALMY Y LEWIS¹² fue basado en la ecuación d'ARCY en el cual la velocidad de flujo fue proporcional a P^* .

A continuación su desarrollo de la ecuación:

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{A \Delta P}{(R_k + R_f)u} \quad (30)$$

donde:

V = volumen del material filtrado obtenido en el tiempo

A = área de superficie filtrante

ΔP = caída de presión a través del filtro

R_k = resistencia de la torta al pasaje del líquido

R_f = resistencia del medio filtrante al pasaje del líquido

u = viscosidad dinámica del filtrado

considerando : R_k en proporción directa al espesor del cake

$$R_f = dLF \quad (31)$$

$$R_k = cL \quad (32)$$

siendo c y d constantes de proporcionalidad denominando:

W = a la masa, en libras del sólido seco del cake.

c = densidad de libras de sólidos secos del cake, por unidad de volumen del cake húmedo.

V_f = volumen de filtrado por la superficie filtrante, por unidad de área.

sumando los espesores tanto del cake como del medio filtrante, tenemos:

$$L + LF = \frac{W(V + A V_f)}{c A} \quad (33)$$

combinando las ecuaciones (31) y (33), obtenemos :

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{A^2 \Delta P}{\alpha W(V + A V_f) u} \quad (34)$$

donde α es igual a C/ρ_c denominándose "resistencia específica de la torta". También puede relacionarse con la diferencia de presión, mediante la ecuación empírica:

$$\alpha = \alpha' (\Delta P)^s \quad (35)$$

donde α' es una constante que depende de las propiedades del sólido y la supercripción "s" como el coeficiente de compresibilidad, teniendo valores desde cero a uno. Para cakes incompresibles se tiene $s=0$ y sería igual a uno si el cake fuera perfectamente compresible. Para los cakes comunes el valor de "s" se encuentra generalmente entre 0.1 y 0.8.

Relacionando las ecuaciones (34) y (35) obtenemos :

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{A^2 (\Delta P)^{1-s}}{\alpha' W (V + A V_f) u} \quad (36)$$

Dicha ecuación 36 es funcional para una filtración que procede a velocidad constante. Para el caso más común de una filtración con caída de presión constante puede suponerse que A , ΔP , s , W , V_f y u no dependen de V y la ecuación 36 puede integrarse entre los límites cero y V , para obtener :

$$V^2 + 2VA(V_f) + 2 \frac{A^2 (\Delta P)^{1-s}}{\alpha' u W} \theta = 0 \quad (37)$$

donde las constantes α' , s y V_f deben de determinarse experimentalmente para el uso de las ecuaciones generales con A , ΔP , V , θ , W y u variables.

5.6.4.- ECUACION DE F. TILLER

La ecuación desarrollada por F. TILLER³⁶ se basa de ecuaciones simples de un balance de materia. De igual forma SILVERBLATT³⁰ considera que ambas ecuaciones balance de materia y velocidades, son necesarias para métodos analíticos.

Asumiendo que :

W = masa unitaria del material seco por
unidad de área que ha sido filtrado.

dicho balance viene dado como :

masa de la pulpa = masa del cake humedo + masa de

la filtración

$$\frac{W}{S} = \frac{W}{S_c} + \rho V \quad (38)$$

donde :

S = fracción de masa de sólido en la pulpa.

S_c = fracción de masa de sólidos en el cake.

ρ = densidad del líquido.

V = volumen de filtración por unidad de área.

Resolviendo para W tenemos:

$$W = \left[\frac{\rho \cdot S}{1 - (S/S_c)} \right] V = C_v \quad (39)$$

dicha ecuación es de uso frecuente para el cálculo de sólidos depositados, basado sobre la dimensión de la filtración. Si " s " es pequeño comparado a S_c , la ecuación 39 se reduce a :

$$W = \rho s V \quad (40)$$

La masa de los sólidos depositados es también relacionado a la porosidad promedio E_{avg} y el espesor del cake (L):

$$W = \rho_s (1 - E_{avg}) L \quad (41)$$

donde:

ρ_s = densidad verdadera de los sólidos.

La porosidad promedio y fracción de masa de sólidos en el cake son relacionados por :

$$S_c = \frac{\rho_s (1 - E_{avg})}{\rho_s (1 - E_{avg}) + \rho E_{avg}} \quad (55)$$

combinando las ecuaciones 39 y 42 ($\theta = \rho_s / \rho$) tenemos:

$$L = \left[\frac{S \{ \theta (1 - S_c) + S_c \}}{\theta (S_c - S)} \right] V = C_L V \quad (43)$$

$$L = \left[\frac{\rho_s S_c}{\theta (1 - S_c) + S_c} \right] W = \frac{W}{\rho_s (1 - E_{avg})} \quad (44)$$

$$L = \frac{W}{C_w}$$

La ecuación 43 es útil para el cálculo indirecto de los espesores del cake donde el volumen de filtración es usado. La ecuación 44 es usado en el diseño de filtros continuos al vacío. La cantidad S_c y E_{avg} son usualmente constantes donde la caída de presión a través del cake es constante.

Entonces L es linealmente en W y V . Sin embargo cuando la caída de presión (ΔP) cambia por encima del cake, la porosidad varía y la relación lineal ya no mantiene.

La ecuación básica de velocidad es :

$$\text{Velocidad} = \text{Presión} / [u(\text{resist. cake} + \text{resist. medio})]$$

$$q = \frac{P}{[u(\mathcal{L}w + R_m)]} \quad (45)$$

donde la resistencia del medio R_m ft^{-2} está definido :

$$P_1 = u q R_m \quad (46)$$

Ecuaciones reducidas de la teoría de TILLER, fue realizada por SILVERBLATT³⁰ donde menciona que la cantidad $(P - P_1)$ representa la caída de presión a través del cake y P_1 es la caída por encima del soporte del medio. La resistencia del cake \mathcal{L} ft/lb masa, frecuentemente puede ser aproximado por :

$$\mathcal{L} = \frac{[(P - P_x)^n]}{[a(1 - n)]} = \mathcal{L}_1 (P - P_x)^n \quad (47)$$

esta ecuación es generalmente válido, cuando $(P - P_x)$ es mayor tanto como de 1-5 PSI, y n es cerca a 0.6 ó menor. La porosidad promedio puede ser relacionado similar a $(P - P_x)$ por :

$$1 - E_{avg} = B \left[\frac{(1 - n - B)}{(1 - n)} \right] (P - P_x)^B$$

$$1 - E_{avg} = (1 - E_x) (P - P_x)^B \quad (48)$$

Si la presión esta dado en PSI, entonces \mathcal{L} y E son los valores dados por la ecuación 47 y 48 cuando $(P - P_x) = 1.0$ PSI.

Estas ecuaciones son útiles como un medio básico empíricamente apropiado para datos experimentales, extrapolación moderadas y cambios en la predicción debido a la variación de procesos variables en los equipos de presión.

Eliminando W desde la ecuación 45 a través del uso de la ecuación 39 tenemos :

$$u \alpha c v \left(\frac{d v}{d t} \right) + u R_m \left(\frac{d v}{d t} \right) = P \quad (49)$$

Dicha ecuación sirve como una base para la interpretación de cualquiera de ellos para una filtración a presión constante ó a velocidad constante.

Por un cambio de variables, esto puede ser adaptado a una filtración continua de tambor rotatorio.

En una filtración a presión constante, esto es asumiendo (no precisamente lo correcto) que la caída de presión a través del cake no varía mucho despues de un periodo corto y tal que α es constante. Asumiendo α y P que son constantes, integrando la ecuación 49 , tenemos :

$$\alpha u c \left(\frac{v}{2} \right)^2 + u R_m v = p t \quad (50)$$

aproximando la resistencia a un valor nulo tenemos :

$$u \alpha c \left(\frac{v}{2} \right)^2 = p t \quad (51)$$

Las ecuaciones 49, 50 y 51 son útiles para la interpretación de filtración a presión constante, pruebas de nivel de vacío y filtros bomba a presión. La ecuación 51 es usado para diseño de filtros continuos al vacío.

5.6.5.- ECUACION DE CARMANN

En 1938 CARMANN** desarrollo la famosa ecuación para la filtración de tortas a partir de un

lecho fluidizado. Para su desarrollo toma en cuenta la ley de FURIER y la de HAGEN-POISUILLE.

Considera que el flujo del filtrado en un tiempo dado está en función directa de la presión que interactúa en ella por unidad de la resistencia total.

asi :

$$\frac{dV}{dt} = \frac{P}{R} \quad (52)$$

$$\text{como : } R = R_1 + R_2 \quad (53)$$

$$R_1 = \frac{W}{A^2} u$$

$$R_2 = \frac{B u}{A} \quad \text{reemplazado en 53}$$

$$\frac{dV}{dt} = \frac{P A^2}{\alpha u w + u B A} \quad (54)$$

La ecuación 54 es referente al peso del precipitado seco, de la ecuación 52

$$\frac{dV}{A dt} = \frac{P A}{\alpha u w + u B A} \quad (55)$$

La ecuación 55 es referente al volumen de filtrado donde:

W = masa de sólido del cake "seco"

w = masa de sólido de cake "seco" por unidad de volumen de filtrado

u = viscosidad del filtrado

α = resistencia específica del precipitado

B = resistencia específica del medio filtrante

R_1 = resistencia del cake

R_2 = resistencia del medio filtrante

Ahora integrando la ecuación 55 para una filtración a presión constante:

$$A dt = \frac{u w v \alpha}{PA} dv + \frac{u B}{P} dv$$

Integrando t de 0 a t , tenemos :

$$At = \frac{\alpha u w (V^2)}{2PA} + \frac{u \beta (V)}{P} \quad (56)$$

dividiendo la ecuación 56 ambos miembros por V y ordenando; así:

$$\frac{t}{V/A} = \frac{\alpha u w (V)}{2PA} + \frac{u \beta}{P} \quad (57)$$

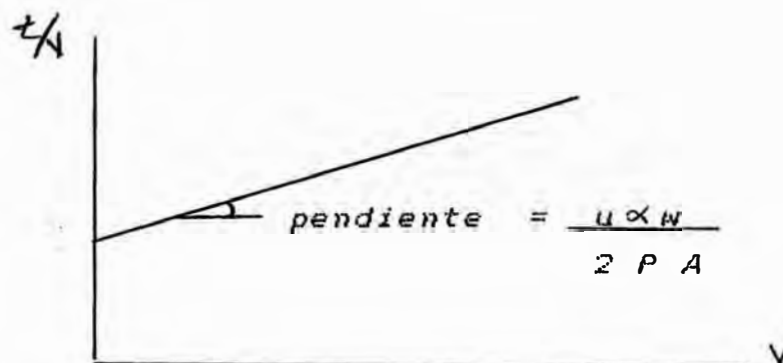
Para el efecto CARMANN ha considerado un cake incompresible o esta compactado uniformemente en todo su espesor.

La expresión 57 nos dá la ecuación de una recta cuya pendiente viene hacer :

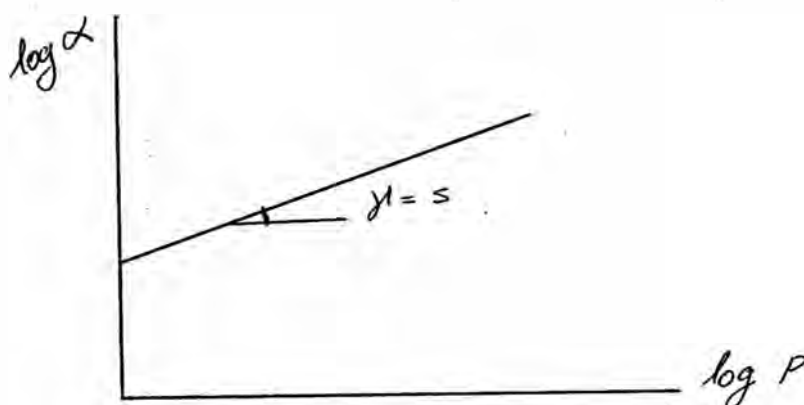
$$\text{Pendiente} = \frac{u w \alpha}{2 P A}$$

y la ordenada en el origen = $u \beta / P$

Fijando previamente la presión de trabajo y la superficie de filtración se halla el valor de α y β .



Para medir el efecto del cambio de presión, se realizan pruebas con dos ó más presiones. Llevando a una gráfica $\log * \log$, α en función de P , da como resultado una línea recta aproximada en el cual puede dar valores de α en magnitudes razonablemente extrapolados de P . La pendiente viene hacer un índice de una relación de potencia entre α y P .



5.6.6.- TEORIA DE MC CABE Y SMITH

En las operaciones industriales, especialmente en el área de la metalúrgia, se emplean muchos tipos de filtros continuos, llamase filtros rotatorios de tambor o de discos. Las ecuaciones correspondientes para el diseño de dichos equipos se obtienen del mismo razonamiento que para el desarrollo de filtración a nivel batch. El análisis que sigue a continuación se basa en las variables de diseño de un filtro rotatorio de vacío típico.

Desarrollaremos las ecuaciones de diseño en función del área filtrante total, a pesar que en cada instante solo actúa directamente una función del área total.

CALCULOS : Considerando que el área total disponible es A_d , y la fracción sumergida en la pulpa es Y_f el área efectiva de la superficie filtrante resulta $A_d W_r$ y la ecuación general 58 puede escribirse en la forma :

$$\frac{dv}{d\theta} = \frac{A \Delta P}{(R_k + R_f) u} \quad (58)$$

$$\frac{dv}{d\theta} = \frac{A_d \psi_f \Delta P}{(R_k + R_f) u} \quad (59)$$

$$\text{tambi\u00e9n : } R_k + R_f = c l + d l_f \quad (60)$$

donde R_k y R_f son resistencias del cake y del medio filtrante al pasaje del l\u00edquido respectivamente.

En una filtraci\u00f3n continua, el espesor de la torta no var\u00eda con el tiempo; en cualquier punto de la superficie filtrante sumergida en la pulpa.

El espesor var\u00eda sin embargo, con la ubicaci\u00f3n a medida que se forma la torta, cuando la superficie filtrante atraviesa la pulpa. Se sabe tambi\u00e9n que el espesor del cake donde termina la zona de filtraci\u00f3n, depende de la concentraci\u00f3n de la pulpa, de la densidad del cake y del volumen del filtrado entregado a cada giro (ciclo).

El espesor puede ser descrito como :

$$l \text{ (al abandonar la zona)} = \frac{W V R}{\rho_c A_d} \quad (61)$$

de filtraci\u00f3n

Luego el espesor del cake, m\u00e1s el espesor del filtro resulta (ver ecuaci\u00f3n a nivel batch):

$$l + l_f = l_{\text{prom}} + l_f = W \frac{(VR/2 + A_d \psi_f V_f)}{\rho_c A_d} \quad (62)$$

combinando las ecuaciones 58, 59 y 62 con $\alpha = c / \rho_c$ tenemos :

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{2 A_d \psi_f \Delta P}{\alpha W (VR + 2 A_d \psi_f V_f) u} \quad (63)$$

integrando la ecuación 63 en los límites $V=0$ y $V=VR$, $\theta = 0$, $\theta = 1/NR$, donde NR es el número de revoluciones del tambor en la unidad del tiempo, resulta :

$$VR^2 + 2 A_d \psi_f V_f VR = \frac{2 A_d^2 \psi_f \Delta P}{\alpha W u NR} \quad (64)$$

$$\text{ó Reemplazando } \alpha = \alpha' (\Delta P)^n \quad (65)$$

tenemos :

$$VR^2 + 2 A_d \psi_f V_f + VR = \frac{2 A_d^2 \psi_f (\Delta P)^{2-n}}{\alpha' W u NR} \quad (66)$$

Las constantes que contienen las ecuaciones anteriores pueden calcularse mediante gráficas correlacionando a una ecuación lineal. La ecuación 66 se utiliza con frecuencia en las formas simplificadas siguientes, basadas en dos hipótesis; que la resistencia del medio ambiente filtrante es despreciable y que el cake es incompresible.

$$\begin{array}{l} \text{Volumen del filtrado} \\ \text{por revolución} \end{array} \quad VR = A_d \sqrt{\frac{2 \psi_f \Delta P}{W u NR \alpha}} \quad (67)$$

$$\begin{array}{l} \text{Volumen del filtrado} \\ \text{en unidad de tiempo} \end{array} \quad VR NR = A_d \sqrt{\frac{2 \psi_f NR \Delta P}{\alpha W u}} \quad (68)$$

$$\begin{array}{l} \text{Masa del cake seco} \\ \text{por unidad de tiempo} \end{array} \quad VR NR W = A_d \sqrt{\frac{2 \psi_f NR W \Delta P}{\alpha u}} \quad (69)$$

5.6.7.- TEORIA DE DONALD A. DAHLSTROM

La selección y el dimensionamiento de filtros continuos depende de las características del tipo de filtro y de la pulpa alimentada (DAHLSTROM²). Teniendo en cuenta que el porcentaje del ciclo de filtración que debe destinarse a la formación de la torta, su lavado y escurrido es variable según la unidad básica.

Considera que el ciclo de filtración es continuo y se puede dividir en tres funciones que son :

- Rendimiento de formación de la torta

- Grado de escurrido
- Grado de lavado

A través de estas tres funciones, se explica de que por qué el porcentaje del ciclo de filtrado, que es aplicado a cada una de las tres funciones; puede ser variable según sean los tipos de filtros considerados. Por lo tanto es importante considerar

que dicha simulación de las pruebas de filtración, para la predicción de los resultados industriales, se llevan a cabo en lo posible a las condiciones reales como son, el sistema de alimentación, temperatura, agitación, etc. A continuación desarrollaremos el dimensionamiento de filtros continuos aplicado a las dos primeras funciones citadas.

5.6.7.1.- METODO DEL RENDIMIENTO DE FORMACION DE LA TORTA

El rendimiento de formación de torta, también conocido como velocidad de formación del cake, viene dado por el peso de los sólidos secos del cake por el área empleada y el tiempo respectivo de formación del cake ($\text{kg}/\text{m}^2/\text{h}$).

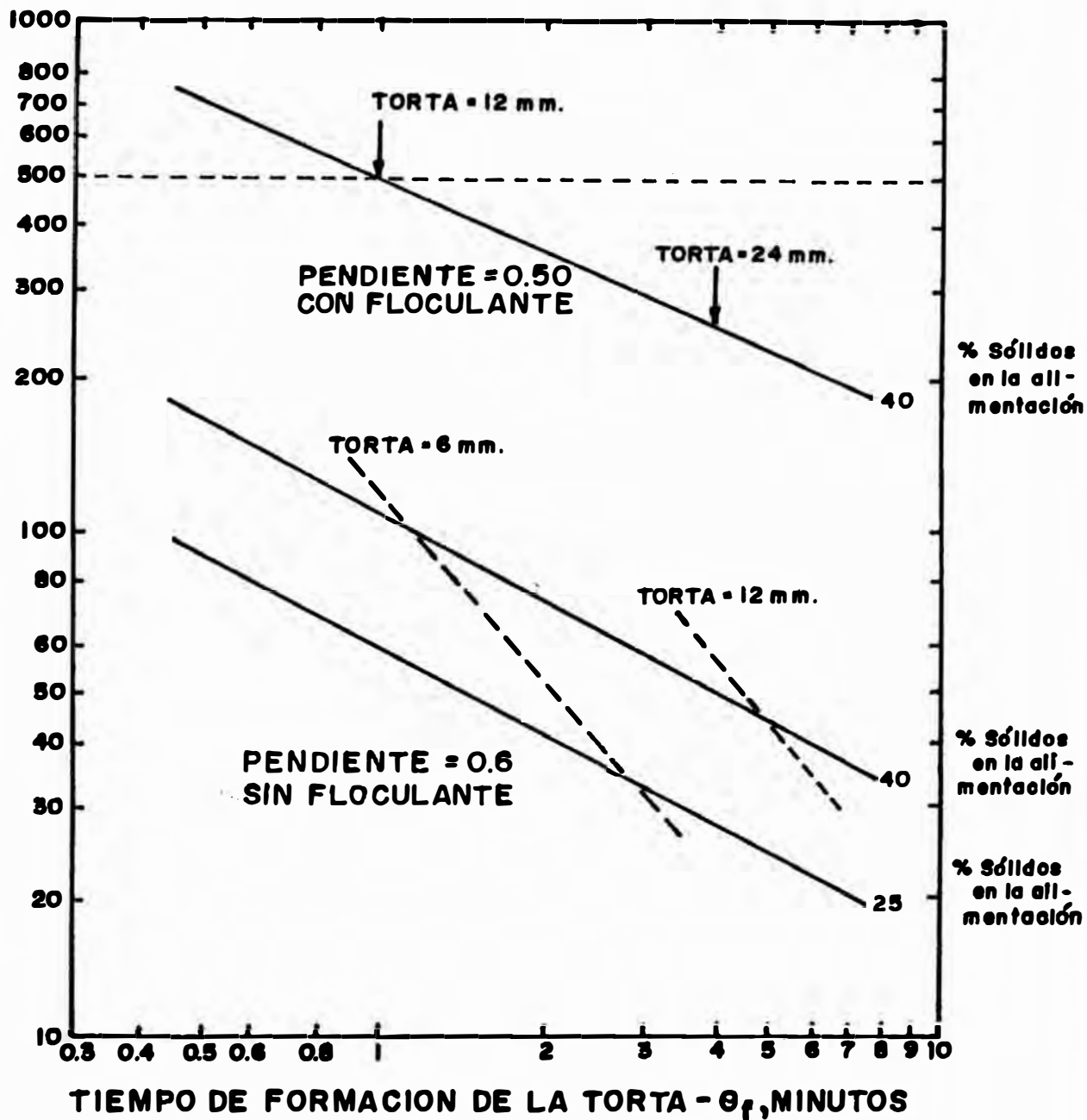
El grado de formación de la torta, viene dado por la ecuación siguiente :

$$z = \left(\frac{K W \Delta P}{u \alpha \theta_f} \right)^{1/2} \quad (70)$$

donde :

- z = rendimiento de formación del cake, expresados en sólidos secos por unidad de área, por unidad de tiempo de formación de la misma.
- W = peso del cake de sólidos por unidad de volumen de filtrado.
- K = constante proporcional.
- ΔP = caída de presión a través de la torta.
- u = viscosidad del líquido en centipoises.
- α = resistencia de la torta.
- θ_f = tiempo de formación de torta por ciclo

RENDIMIENTO DE FILTRACION - Z - KGS. SOLIDOS SECOS / M² / HORA



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA

GRAFICO TIPICO DE RENDIMIENTO DE LA FILTRACION EN FUNCION DEL TIEMPO DE FORMACION DE LA TORTA

NOMBRE: R. CAMPOS P.

FECHA:

FIG.: 9

Cabe mencionar que la resistencia específica α esta ligada a la formación y distribución de partículas como por la granulometría del mineral. Tiende a decrecer el valor de α , a medida que se va incrementando las concentraciones de sólidos en el alimento.

Llevando a expresiones logarítmicas la ecuación 70, velocidad de formación del cake en función del tiempo, representa una línea recta con parámetros de concentración de sólidos en el alimento, caída de presión y temperatura. Además es importante la cuantificación del espesor del cake dada su influencia en la descarga según el tipo de filtro que se trate. La figura (9) es la representación logarítmica típica del rendimiento de formación en función del tiempo. De ello se logra visualizar parámetros de concentración de sólidos en la alimentación, también se indica la influencia de floculantes consiguiendo ésta un notable aumento del rendimiento de filtración.

DAHLSTROM²³ sugiere como mínimo cinco pruebas para la determinación de la línea recta. Este método para obtener una relación a escala industrial viene dado por la expresión siguiente :

$$\text{Rendimiento de formación a nivel industrial} = Z * \%SG * f$$

donde:

Z = velocidad de formación del cake kg/m/hr

$\%SG$ = fracción del ciclo del filtrado (porcentaje de sumergencia).

f = factor de escalamiento dependiendo del tipo de filtro, generalmente es 0.8

SELECCIONAMIENTO DEL FILTRO

Determinando la velocidad de formación (rendimiento en forma común) del cake, "Y", asumiendo un tonelaje "X" de concentrado en 24 horas, dicha selección del filtro viene dado por la selección siguiente, teniendo en cuenta un coeficiente de seguridad de $W\%$:

- Area de filtrado requerido: viene dado por :

$$A = \frac{X}{Y} W \quad (71)$$

- Area efectiva de filtrado : seleccionando un filtro de "D" de diámetro, tenemos :

$$A_{ef} = \frac{\pi (D)^2}{4} \times 2 \quad (72)$$

Luego el número de discos que tendrá el filtro seleccionado vendrá dado por :

$$\text{No. de discos (N)} : \frac{A}{A_{ef}} \quad (73)$$

Por lo tanto las características del filtro dimensionado será:

Tipo de filtro : Filtro de Discos
 Diametro : D
 No. de discos : N

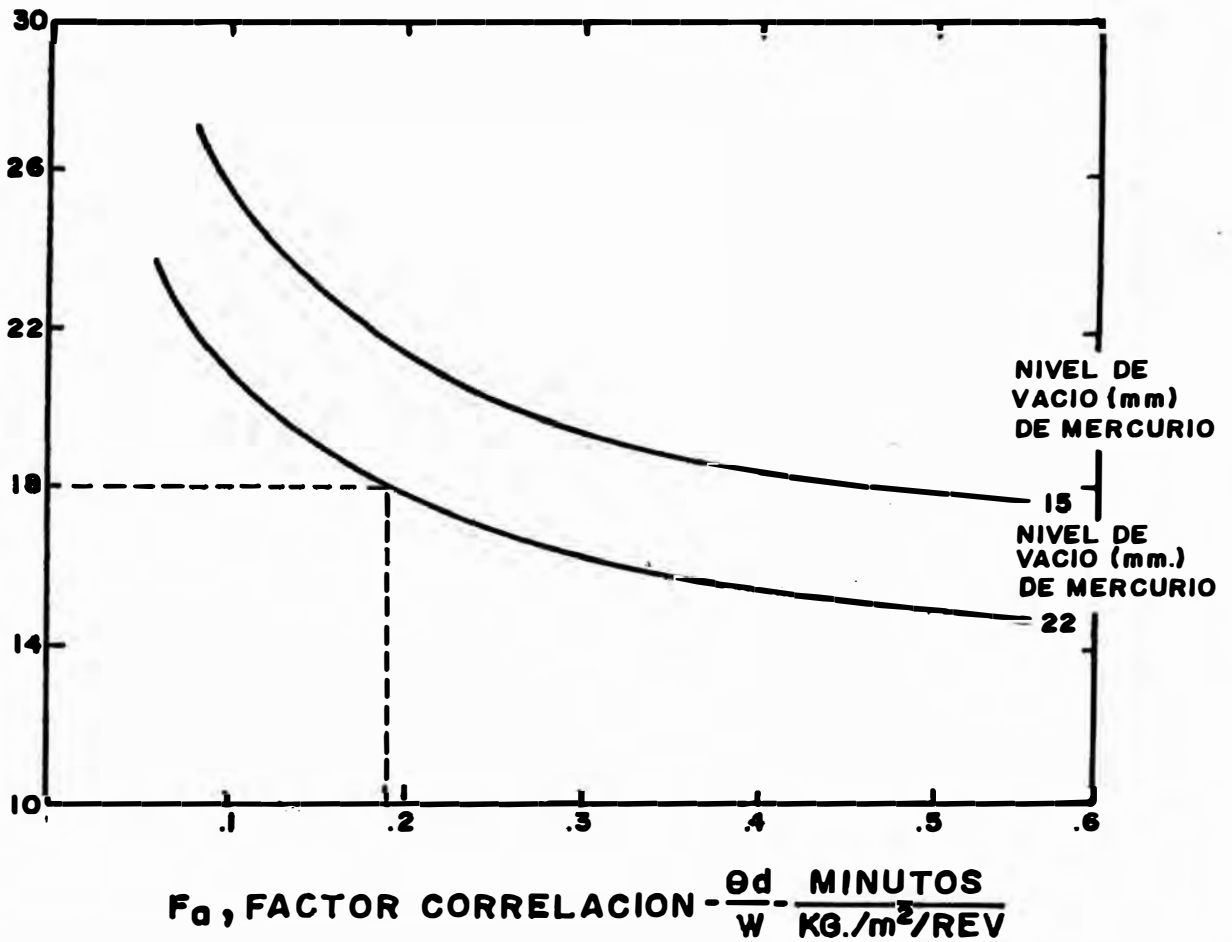
5.6.7.2.- METODO DE LA VELOCIDAD DE SECADO DEL CAKE

D. DAHLSTROM también hace mención de este método, considerando para ello una gráfica ploteando el contenido de humedad del cake descargado en función del factor de correlación $\Theta d / w$. Deben incluirse los parámetros de nivel de vacío; así como también una correlación amplia para la determinación de la inflexión de la curva.

Para dicha relación a un grado de producción, debe ser seleccionada el contenido de humedad deseado y un valor $\Theta d / w$. El factor de escala 1.2 que toma en cuenta calidad de alimentación y otros factores deben ser multiplicado por dicha selección. El peso del cake por unidad de área por ciclo se escoge para que mida un cake descargable, de forma que el tiempo de secado requerido pueda ser calculado. El ciclo de filtrado es calculado en minutos por Revolución (RPM), cuando el tiempo de secado se mida en minutos.

Las siguientes relaciones son funcionales al desarrollado de éste método :

HUMEDAD DE LA TORTA - % EN PESO



F_0 , FACTOR CORRELACION $-\frac{\theta d}{W} - \frac{\text{MINUTOS}}{\text{KG./m}^2/\text{REV}}$

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA

GRAFICO TIPICO DEL CONTENIDO DE HUMEDAD EN FUNCION DEL FACTOR DE CORRELACION.

NOMBRE: R. CAMPOS P.

FECHA:

FIG.: 10

$$\text{Factor de correlación} : \left(\frac{Cfm}{ft^2} \right) \left(\frac{\Delta P}{W} \right) \left(\frac{td}{u} \right) \quad (74)$$

donde :

Cfm/ft = velocidad de aire que pasa através del cake

td = tiempo de secado

W = peso del cake por unidad de área por revolución.

En su término simplificado el factor de correlación sería:

$$\Theta d / W$$

CALCULO : La velocidad de filtración está determinada multiplicando W por 60/RPM

$$\text{velocidad de filtración} = \frac{60 \times X}{1.2 (\Theta d / W)}$$

$$RPM = \frac{1.2 (\Theta d)}{X}$$

donde :

velocidad de filtración : Peso de sólido seco por unidad de área por hora.

X : Fracción de tiempo de ciclo dedicado al secado.

$\Theta d / W$: Valor requerido para obtener la humedad deseada.

Θd : Tiempo de secado del cake obtenido de $(\Theta d / W)$, con el espesor adecuado del cake.

Del gráfico No.10 la relación $\Theta d / W$ debe ser normalmente seleccionada a los alrededores de la porción baja de la curva, ya que las más inestables es la parte de la pendiente de la curva. Dicho modelo tiene una particularidad la de poder determinar el contenido de humedad como función del rendimiento de filtración conociendo diversos valores de $\Theta d / W$, luego existirá un

límite superior para el cual el espesor de la torta es demasiado fino para permitir una buena descarga.

5.6.8.- METODO DE CHOUDHURY Y DAHLSTROM

CHOUDHURY y DAHLSTROM²³, hace derivado la siguiente expresión a partir de la ecuación HAGEN-POISEUILLE aplicado a la filtración :

$$z = \frac{(2(-\Delta P)W)^{1/2}}{u\alpha tf} \quad (75)$$

donde :

Z : Formación de la filtración del peso del cake seco, por unidad de tiempo de la formación.

$-\Delta P$: Caída de presión a través del filtro.

W : Peso del sólido del cake seco por unidad de volumen de filtrado.

u : Viscosidad del líquido.

α : Resistencia específica del cake.

tf : Tiempo de formación del cake.

Asumiendo un valor despreciable podemos notar que W puede ser expresado en términos de alimentación de pulpa diluida y la dilución del cake por :

$$W = \frac{\rho}{F - C} \quad (76)$$

donde:

ρ = densidad del líquido

F = es el líquido en la pulpa alimentada en unidades de dilución.

C = es el líquido desde el cake en unidades de dilución. Adicionalmente :

$$tf = s tc \quad (77)$$

donde :

tc : tiempo del ciclo

s : fracción del filtro rotatorio sumergido.

Sustituyendo a estas relaciones tenemos:

$$\text{velocidad de filtración (Wt) = } SZ = \left[\frac{2(-\Delta P)\rho_s}{u\alpha tc(F-C)} \right] \quad (78)$$

Así, la velocidad de filtración de sólidos es incrementado por el incremento del vacío, incrementando

la sumergencia, decreciendo la resistencia del cake, decreciendo el ciclo de tiempo y decreciendo la dilución de la pulpa alimentada (incremento de la densidad). Decrecimiento del ciclo de tiempo significa el decrecimiento del espesor del cake, el cual es limitado en la práctica por el espesor el cual puede ser descargado.

LAVADO DEL FILTRO

OLSON³² considera que el más importante factor particular que afecta la pérdida de solubles, es la cantidad de agua aplicada a los filtros, esto ha sido mostrado dado que la resistencia de la lona del filtro es despreciable. El tiempo de lavado t_w , requerido para tener un cierto desplazamiento de agua n , es :

$$t_w = 2 K t_f n \quad (79)$$

donde n es el porcentaje del volumen de la solución lavada al volumen de la solución del cake antes del lavado.

$$K = \frac{C}{F - C} \quad (80)$$

$$\text{así} \quad n = \frac{F - C}{2 C} \cdot U \quad (81)$$

donde U es la fracción del cilindro usado para el lavado y

$$\begin{array}{l} \text{cantidad de agua } W_t \\ \text{agua por } W_t \text{ de sólido.} \end{array} = n c = \frac{F - C}{2} \cdot \frac{U}{S} \quad (82)$$

tal es así, que la cantidad de agua es incrementado por incremento de la dilución en la pulpa alimentada, incrementando la zona de lavado y decreciendo la sumergencia. Sin embargo, el requerimiento de la máxima dilución de la pulpa y mínima sumergencia; son directamente opuestos a estos requeridos por la máxima capacidad del filtro.

Dado que el máximo lavado es llevado a cabo a mínima capacidad, todos los filtros pueden ser llevados a

operación restringiéndose al tonelaje de la planta. Una ayuda filtrante significa incrementos en la pérdida de solubles. El ciclo del tiempo de filtrado podría incrementarse a medida de mantener un cake de un espesor dado descargable.

TAMAÑO DE LA ZONA DE LAVADO : En la práctica normal del lavado del filtro, de 90° a 100° del cilindro es comunmente usado para la zona del lavado. Un incremento en la zona de lavado puede incrementar la cantidad de lavado y decrecer la pérdida de solubles.

La máxima cantidad del cilindro al cual puede ser empleado como zona de lavado es desde 180° a 200°.

Se puede estimar que el caso típico con un 25% aparente de sumergencia (90°) en los filtros y un 25% de zona de lavado (90°), la cantidad de agua puede ser :

$$nc = \frac{(0.75 - 0.25) * 0.25}{2 * 0.25} = 0.25 \frac{tn \text{ agua}}{tn \text{ mineral}}$$

VI.- **CONDICIONAMIENTO, COAGULACION Y AYUDAS FILTRANTES**

El condicionamiento, coagulación así como el uso de ayudas filtrantes son pasos preliminares para la filtración, y son empleadas para su mejoramiento DICKEY³⁷.

Al igual como lo define THOMAS³² en cuanto al pretatamiento, requiere una claridad desde su terminología. Con pretatamiento está asociado los términos, espesamiento, coagulación, floculación y condicionamiento.

Básicamente un pretatamiento es una facilidad dada al proceso de separación sólido-líquido, el cual puede ser mejorado por ajustarse a la naturaleza del material alimentado. Dicho ajuste puede llevarse a cabo intencionalmente de acuerdo a un programa predeterminado o puede ocurrir indirectamente como un resultado de procesos operacionales previos o técnicas de manejo.

El razonamiento dado por THOMAS está dado a partir de la expresión básica de filtración como:

$$\frac{1}{A} \frac{dV}{dt} = \frac{\theta}{A} = \frac{P}{u R}$$

donde :

A : área de filtración

- V* : volumen de filtrado
t : tiempo de filtrado
u : viscosidad del sistema alimentado
R : resistencia total de filtración
 θ : velocidad de filtración

Al final de un análisis de la ecuación de filtración, THOMAS³², el pretratamiento es confinado a algunos cambios con la efectiva reducción de la viscosidad y la resistencia o incrementando la concentración de sólidos en el alimento. Algunos cambios pueden ser inducidos por medios físicos y químicos. Por tal efecto, es menester considerar dos componentes de la resistencia; normalmente la resistencia del medio filtrante y la resistencia del cake. El objetivo del pretratamiento es la reducción de ambos componentes.

Con respecto al medio filtrante la resistencia puede ser mantenido a un mínimo.

- 1.- Cuando las aperturas en el conjunto del medio son del tamaño máximo, compatible con el requerimiento de las partículas sólidas, que son obtenidas en la interfase del medio y no pueden pasar a través de él.
- 2.- Cuando las propiedades del material del medio filtrante, son tal que la filtración puede pasar a través del medio con mínima resistencia de fricción, y las partículas sólidas no esta adherido rigidamente al medio.
- 3.- Cuando el refuerzo paulatino de partículas sólidas a la interfase del medium, es tal que las partículas no han quedado blindado con partículas en el tejido.

La resistencia del filtro del cake puede depender esencialmente sobre el tamaño, tamaño de distribución, gravedad específica de las partículas, en la característica de la forma de las partículas, y en la orientación de interpartículas. Como ya fué mencionado, la concentración de sólidos ha tenido un significativo efecto; esto debe ser reconocido sin embargo, que ha esa

concentración de sólidos puede ser demasiado alto para los sucesivos logros de mejoramiento de la performanse del filtro.

6.1.- METODOS DE PRETRATAMIENTO

Es conveniente la examinación de varios métodos en el pretratamiento que son dos categorías THOMAS³², los agentes físicos y agentes químicos.

Los agentes químicos incluyen coagulación, floculación y condicionamiento. Los agentes físicos incluyen clasificación de tamaño, pre-aeración, agitación mecánica, calentamiento, radiación e ionización, etc.

El uso de ayudas filtrantes también puede ser considerada un agente físico que más adelante daremos mayor énfasis.

6.1.1.- AGENTES QUIMICOS

6.1.1.1.- COAGULACION Y FLOCULACION

Esencialmente el pre-tratamiento químico, desarrolla el proceso de floculación y coagulación; en el cual es conveniente la circunstancia que promueve la sedimentación y espesamiento. El efecto de este proceso THOMAS y DICKEY³⁷, es la modificación del arreglo grupal de las partículas sólidas, su tamaño y su característica de forma y sus propiedades superficiales. Estos cambios modifica la estabilidad de la mezcla sólido-líquido, y la sedimentación puede conseguir a producir una mayor concentración en la mezcla; el cual subsecuentemente puede consolidarse y que pueda exhibir una mejor filtrabilidad en comparación con esa mezcla no concentrada.

La coagulación describe el comportamiento de las partículas coloidales, donde un dispersor de coloide LYOPHODIC es precipitado, por un cambio en el esfuerzo iónico de la solución; normalmente resulta desde la adición de un electrolito. Por otro lado la floculación describe la acción de ciertos químicos el cual puede o no puede ser electrolitos, en agrupación se juntan partículas dispersadas para formar relativamente

agregados estables. Están comprendidos dentro de los agentes químicos, las sales de calcio, fierro, silicio, también los polímeros naturales como los diversos almidones, polímeros sintéticos, referidos como polímeros electrolitos e incluyen poliacrilamina, y varios poliaminas.

Generalmente por tener un agente adecuado DICKEY³⁷ y mayores eficiencias, es mayormente dependiente de la velocidad de dosaje, pH, viscosidad y la naturaleza de los sólidos en suspensión.

6.1.2.- SELECCION DE PRETRATAMIENTOS QUIMICOS

Se considera dos aplicaciones de tratamiento que se asemejan pudiendo clasificarse individualmente. La naturaleza del alimento sólido y la fase asociada líquida muy variada.

Usualmente estos parámetros incluye :

- 1.- Velocidad de sedimentación de las partículas sólidas.
- 2.- Calidad del líquido supernatada.
- 3.- Concentración de sólido espesado pretratado.
- 4.- Resistencia a la filtración o velocidad de filtración del material pretratado.
- 5.- Performanse del filtro, que es rendimiento del filtro, concentración de sólidos en el cake y la calidad del filtrado así medido por los sólidos suspendidos.
- 6.- Costo efectivo de pretratamiento.

6.1.3.- AGENTES FISICOS

6.1.3.1.- AYUDAS FILTRANTES

Estamos considerando a las ayudas filtrantes dentro de lo que es un agente físico. Una ayuda filtrante puede estar definido PERRY⁴⁰ como un material granular fibroso, capaz de formar una torta de filtro susamente permeable, dentro de los que incluirán

los sólidos que causen dificultades. Estos agentes deben de ser de baja densidad volumétrica para minimizar su tendencia al asentamiento y químicamente inertes al filtrado.

Dichas características las tienen las dos ayudas comerciales de filtración que más se emplean: el sílice diatomáceo (denominada también diatomita y tierra diatomácea), un sílice casi puro, preparado a partir de yacimientos de esqueletos diatomáceos y perlita dilatada, partículas de lava "hinchada" que son principalmente de silicato alcalino de aluminio. Estos materiales inertes básicamente pueden ser usados en una doble propuesta de filtración ALCIATORE⁴².

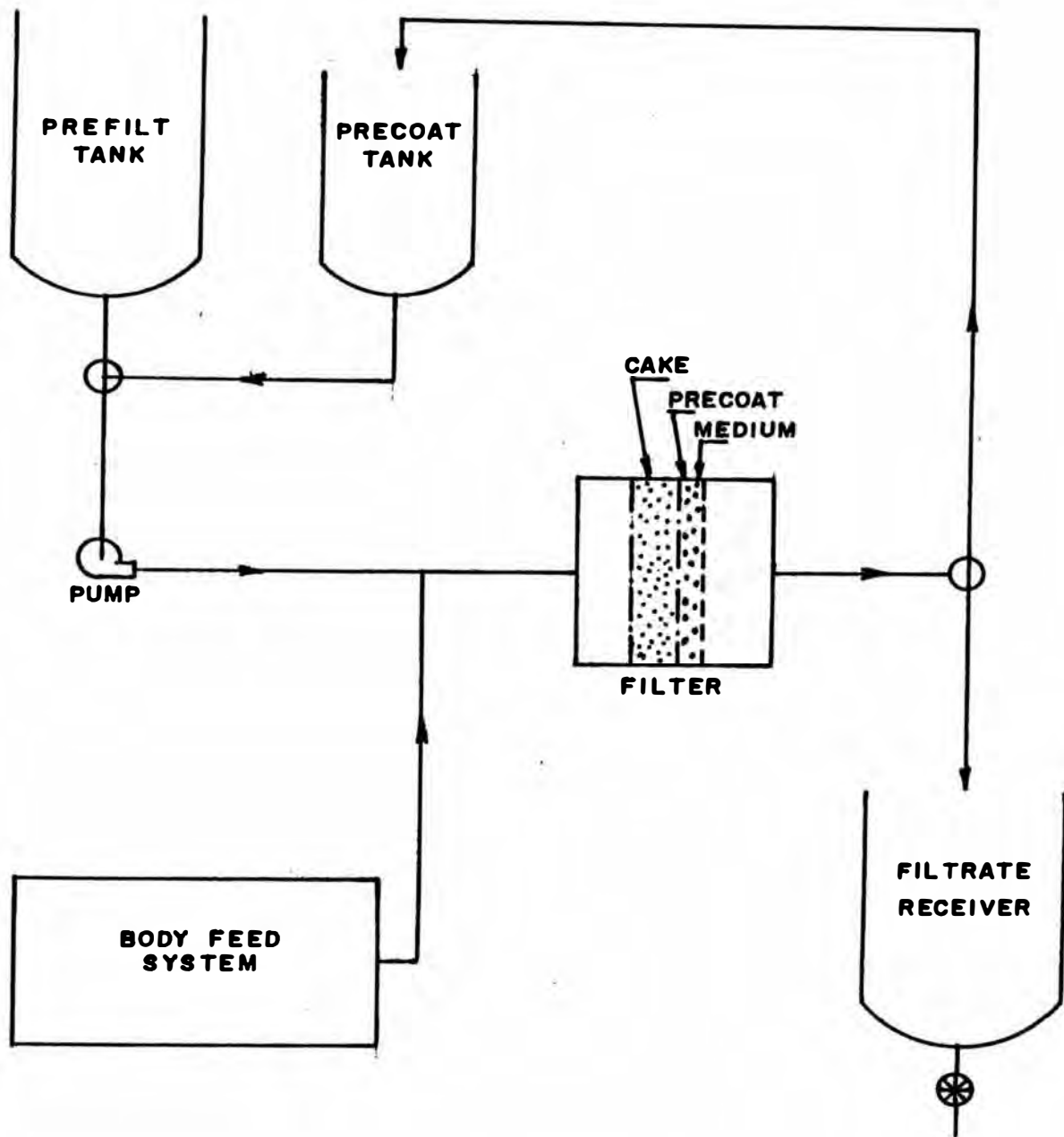
Una primera es la formación de una capa delgada desgastable o un segundo medio el cual protege al medio básico del sistema. Esto es comúnmente referido como un "condicionamiento".

En este punto de la filtración del cake, la formación del cake toma lugar en la superficie del prereducimiento. Sin embargo en situaciones donde se presentan bajas concentraciones de sólidos por volumen de líquido a filtrar, el acondicionamiento puede ser usado solamente y así tal que estas funciones como el medio filtrante es removido las partículas por debajo de la filtración.

El segundo uso general de las ayudas filtrantes es como una mezcla. Aquí este cambia las características del cake con la clasificación resultante de la filtración conveniente de una directa función de la ayuda filtrante. Este es un caso especializado para las ayudas filtrantes a la formación de una cinta pre-acondicionada, en un cilindro rotatorio al vacío de filtro prereducido.

Aquí los filtros pre-acondicionados principalmente por la superficie, captura los sólidos y una parte delgada de la cinta pre-acondicionada son removidos en cada revolución.

Dos mecanismos son asociados con la reacción de las ayudas filtrantes pre-acondicionadas ALCIATORE⁴², la superficie de filtración y profundidad de filtración. En la superficie de filtración el sólido alimentado desde un



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
 FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA

FILTER-AID FILTER SYSTEM

HOMBRE: R. CAMPOS P.

FECHA:

FIG. 11

depósito de separación en la fase de la capa preacondicionada, esta no penetra en la superficie; esta acción es dependiente en relativa característica particular de la ayuda filtrante y los sólidos alimentados.

La profundidad de la filtración favorece la posibilidad de irrigación a través de la ayuda filtrante de partículas finamente divididas y la acción de cada partícula en la superficie de dichas ayudas, esta acción muy bien depende; más por encima de la naturaleza del líquido y fases sólidas presentes.

La fig. N 11 muestra la esencia de una ayuda filtrante en el sistema de filtración.

Tabla No-2

**PROPIEDADES TÍPICAS DE LA AYUDA FILTRANTE
DIATOMITA**

Grado	Densidad Cake lb/ft³	Permeabilidad Relativa
Filetr Cel	15.9	1
stand. Super C.	17.2	5
Celite 512	17.9	10
Hyflo Seper C.	17.2	25
Celite 503	17.2	50
Celite 535	17.6	100
Celite 545	18.0	200
Celite 560	20.0	1000

La permeabilidad relativa, se refiere a la facilidad relativa con el cual el líquido pasa a través del cake de una ayuda filtrante pura.

SIZE OF SOLID PARTICLES REMOVED BY DICALITE FILTERAIDS

Filteraid	1.1	1.0	0.9	0.8	0.7	0.6	0.5	0.4	0.3	0.2	0.1	
SUPERAIID												
SPEEDFLOW												
SPEEDPLUS												
SPEEDEX												
4200										*		

0.2 MICRON - Theoretical limit of optical microscope. Few microscopes achieve it.
 800 MICRONS - Smallest particle size visible to the unaided eye at 10" distance.

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
 FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA

NOMBRE : R. CAMPOS R.

FECHA :

FIG. 11-A

TABLA No. 3
AGENTES DE PRETRATAMIENTOS QUIMICOS

TABLA No. 3

AGENTES DE PRETRATAMIENTOS QUIMICOS

TIPO	FORMA	APLICACIONES	DOSIFICACION	Ph	%CONC.
Polimero	Polvo	Mineral proc. Agua industrial	0.1-10 grp	Usual	0.5-2 %
	Viscoso	Agua domestica	0.01-1.0 lb/ton	3-12	0.01-0.2%
	Liquido Gel	clarific, agua Procesamiento Quimico			
Alaidon	Polvo	Minerales Proc.	1 - 20 rpm.	> 6	2% 0.5 -1.0% 0.5 -1.0%
Cal	Polvo		10-30% por peso		10%
Cal y sulfato	Polvo	Agua industrial	10 - 30 %		10%
ferroso	granular	y domestica			20%
Aluminio	Liquido	Agua industrial y domestica	3% por peso de solido		15%

6.2.- MEDIOS FILTRANTES

La elección del medio de filtración es con frecuencia, la consideración más importante para asegurar el funcionamiento satisfactorio de un filtro. Dicha selección del medio debe hacerse primordialmente, por su capacidad para retener los sólidos que se deben separar del fluido, con una duración aceptable en funcionamiento y en mantenimiento un bajo costo en el cual da un mayor valor de recuperación, mejoramiento en el producto y un incremento en la producción.

Por otro lado NAIS⁶ considera que el medio filtrante es muy delicado en los procesos de filtración. Esto es posible, a través de una selección incorrecta del medio; para impedir la eficiencia de una pieza a desgastarse al punto de rendir una mayor eficiencia.

PERRY⁴⁹ menciona que la selección del medio apropiado, va siempre acompañado de atribuciones en términos medios; que en ocasiones tienden a ser mutuamente incongruentes, dentro de ellas tenemos:

- Capacidad para detener los sólidos en sus poros con rapidez, después que se inicia la alimentación.
- Velocidad baja de arrastre de sólidos dentro de sus intersticios.
- Resistencia mínima al flujo del filtrado.
- Resistencia a los ataques químicos.
- Suficiente resistencia para sostener la presión de filtración.
- Resistencia aceptable al desgaste mecánico.
- Capacidad para descargar torta con facilidad y limpieza.
- Capacidad para conformarse mecánicamente al tipo de filtro con el cual se utilizará.
- Costo mínimo.

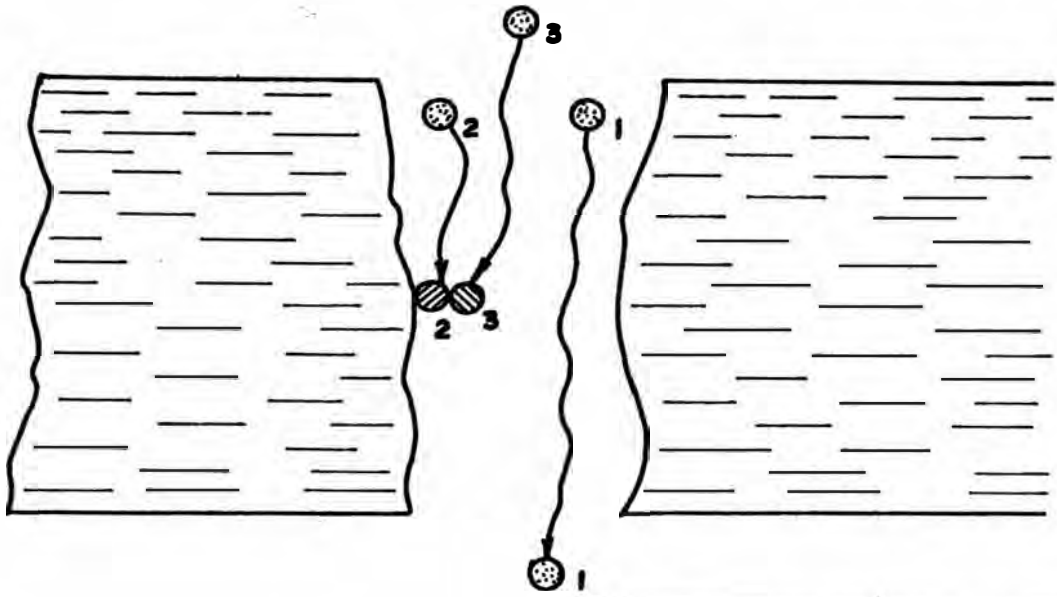
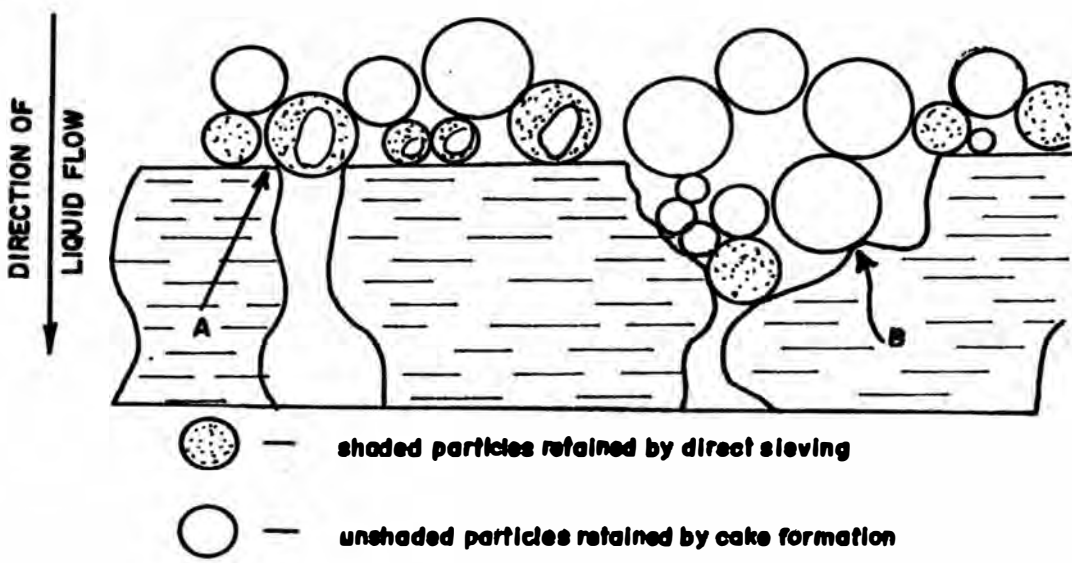
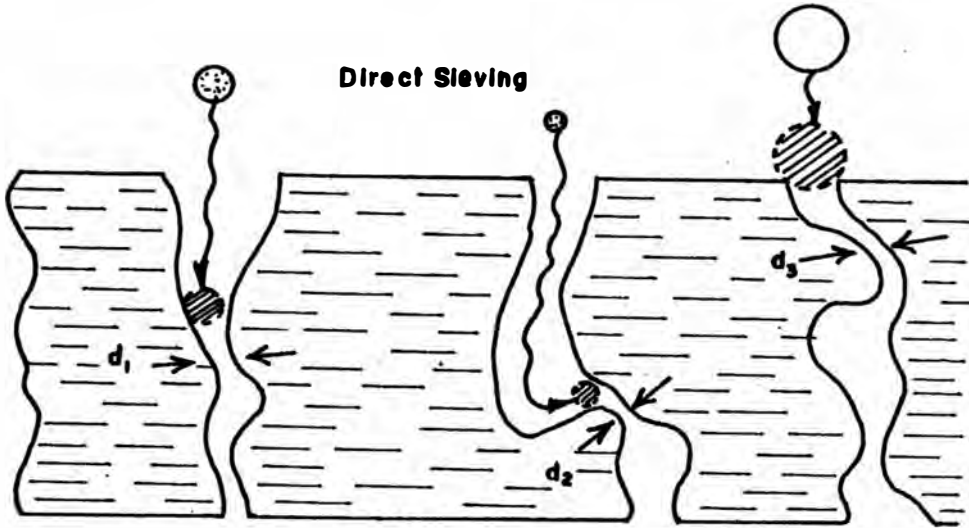
6.2.1.- MECANISMO DE PROMOCION DE PARTICULAS POR EL MEDIO

W.SHOEMAKER²⁵ define dicho mecanismo considerando en el sentido de los sólidos suspendidos en el líquido, en el cual son tres los básicos de remoción clásica de partículas por el medio.

De la figura 12, podemos señalar los modelos diferentes que se presentan, lo que está definido de la manera siguiente:

Modelo A : La abertura en el medio gradual llega hacer completamente obstruida.

Modelo B : Muestran partículas sustancialmente pequeñas que las aberturas a través del cual ellas



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA	
FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA	
FORMACION DEL CAKE Y LUGARES DE ATRAPAMIENTO	
NOMBRE: R. CAMPOS P.	
FECHA :	Fig. 12

poseen, quedando atrapadas en los bordes de los poros.

Modelo C : Es la filtración del cake, en donde una capa de partículas depositado encima del medio, y es seguido por subsecuentes capas que edifican el espesor del cake como se muestra. En estas instancias las características por encima de todo, son gobernadas por la coordinación de las propiedades del medio del filtro original más el depósito del sólido.

6.2.2.- INCREMENTOS DE CAMBIO DEL MEDIO DURANTE EL CICLO

Se sabe que la edificación de partículas al final de la filtración TILLER¹⁶, SHOEMAKER²⁵ incrementa la resistencia del flujo del medio, el cual decrece la permeabilidad. También la abertura del filtro se convierte efectivamente pequeño, y así las partículas retenidas es mejorado. En la filtración del cake la cinta filtrante de por sí se comprime TILLER .

En situaciones donde relativamente poca formación del cake ha tomado lugar, tal como en la clasificación de líquido con bajo contenido de niveles, altas presiones causadas en el medio, tal como el papel de filtro, para graduar la compresión durante el curso de este ciclo. Esta compresión en turno reduce esta permeabilidad e incrementa esta retención.

Veamos un ejemplo a modo de explicar los conceptos considerados: Un filtro rotatorio al vacío considerado hacer un filtro continuo, al examinar verdaderamente un segmento del medio filtrante en el rotatorio como este pasa debajo dentro de una pulpa sólido/líquido, y entonces fuera de la pulpa; puede mostrarse una edificación de sólidos (más la ayuda filtrante si es usada), desde el punto el cual, en medio del filtro toma primeros contactos con la pulpa hasta el punto en el cual el medio suma los sólidos removidos existentes desde la pulpa.

Un problema común que afecta a todos los medios del filtro es "GRINDING" o reducción prematura de permeabilidad; causado por una deformación del material en los medios del filtro.

Así, un material puede aplastarse fuera o manchar la superficie del medio, el cual efectivamente corta el flujo a través del área desarrollada. Materiales tales como geles, disolventes de sólidos incompatible, etc., muestra esta tendencia. Esta respuesta es el uso de ayudas filtrante como ha sido discutido anteriormente.

6.2.3.- CLASIFICACION DEL MEDIO FILTRANTE

El personal de Planta no necesita conocer los detalles de los varios tipos del medio de filtro, pero el puede usar generalmente una información equivocada a las ventajas cuando él encuentra un problema.

Algunas de las diferenciaciones uno puede señalar como sigue :

- 1.- Superficie del medio de filtración vs. profundidad del medio filtrante.
- 2.- Rigides del medio vs. flexibilidad del medio.
- 3.- Medio desatado vs. medio integral.
- 4.- Medio permanente vs. disposición del medio.

En los diversos medios que son usados, esto es posible para clasificar cada una de los diversos de estos sistemas. Como por ejemplo, un screen metálico usado como un septum en ayudas filtrantes en la filtración, puede ser clasificado como superficie rigida, integral y permanente. En el otro caso, un preacondicionamiento de fibras celulosas pueden ser consideras como profunda, flexible, flujo y disponible.

Los medios de filtro se fabrican de algodón, polímeros, sintéticos, vidrio, asbesto, calulosa, también material que forman fibras de carbono y otros sólidos de partículas capaces de formar un lecho permeable. A continuación en un mayor detalle tocaremos este punto por ser gran importancia.

6.2.4.- TIPOS DE MEDIOS FILTRANTES

MAIS⁶ ha realizado una selección de tipos de medios de filtración como son :

ALGODON : El algodón tiene una buena resistencia al calor, a la abrasión y esfuerzos mecánicos. También éste tiene buena resistencia de partículas, por que este gira en forma de sujeción con alambres. Las fibras peludas que se proyectan impensadamente desde la parte superficial, tiene una tendencia a producir dentro del material intersticios y atrapamiento de partículas. Una negativa que presenta el algodón, es que esta sujeto a pudrirse, encojarse y al enmohecimiento.

NYLON : Se encuentra en una mayor proporción en el mercado, dado las características excepcionales de resistencia a la abrasión y fléxion. Esta resistencia alcalina es secundada solamente por los fluorcarbonatos, pero esto tiene generalmente pobre resistencia a los ácidos. El nylon en buena performanse se adecua por encima de los 225 F.

POLIESTER : Los poliester tiene buena resistencia al mineral y ácidos orgánicos, con la excepción de alta concentración de ácido nítrico, sulfúrico y carbólico. Ellos tienen también buena resistencia a los mayores agentes oxidantes y exelente performanse en la mayoría de los solventes orgánicos. Sin embargo, los álcalis a altas concentraciones y temperaturas disuelve al poliester.

ACRILICOS : Estas fibras ofrecen una buena combinación de resistir al calor y a la abrasión bajo condiciones de humedad y secado. Los acrílicos

están siendo usados sucesivamente en la filtración de solventes, barnices, minerales aceitosos, etc. El hilado acrílico es considerado superior a los poliésteres y nylon en pruebas húmedas.

MODACRILICOS : Tiene generalmente buena resistencia química y a la abrasión y una excelente estabilidad dimensional. Los minerales y ácidos orgánicos tienen poco efecto al igual que altas concentraciones. Este incluye agua regia, ácidos arénicos, nítrico, fosfórico y sulfúrico.

La fibra modacrílica es satisfactoria en solución alcalina y casi a todos los agentes oxidantes.

MAIS pone de manifestación que el medio filtrante para el caso de filtros de Discos, el vacío emplea un soplo en el espaldar y un raspador que existe al descargar. Adicionalmente uno del vacío es quebrado para la descarga del ciclo, lo fabricado tiene que soportar el peso del cake. Sin embargo un paño con buena estabilidad dimensional y sobresaliente resistencia a la abrasión, puede ser seleccionado.

TABLA 5

PRIMER FACTOR DE SELECCION - TIPO DE FIBRA TEXTIL

LISTADO DE PROPIEDADES EN ORDEN DESCENDENTE

Resistence to Abrasion and Flex	Resistence to Acid	Resistence to Alkali	Resistence to Heat	Resistence to Organic Solvent	Tensible Strength	Specific Gravity	Hiht Water Absorvems
Nylon	Fluoro-carbon	Fluoror-carbon	Glass	Glass	Glass	Glass	Wood
Vinyon	Olefin	Nylon	Fluoro-carbon	Fluoro-carbon	Nylon	Fluoro-carbon	Rayon
Saran	Acrylic	Olefin	Acrylic	Acrylic	Polyester	Saran	Cotton
Modacrylic	Modacrylic	Saran	Cotton	Polyester	Cotton	Cotton	Acetate
Polyester	Saran	Vinyon	Nylon	Nylon	Olefin	Rayon	Nylon
Acrylic	Polyester	Modacrylic	Nytril	Cotton	Modacrylic	Modacrylic	Nytril
Olefin	Vinyon	Glass	Polyester	Rayon	Acrylic	Vinyon	Acrylic
Nytril	Nytril	Cotton	Acetate	Woll	Rayon	Polyester	Polyester
Woll	Glass	Rayon	Rayon	Modacrylic	Nytril	Acetate	Modacryli
Rayon	Wool	Nytril	Woll	Ninyon	Saran	Woll	Vinyon
Acetate	Nylon	Polyester	Olefin	Saran	Fluoro-carbon	Nytril	Saran
Cotton	Cotton	Acrylic	Modacrylic	Nytril	Acetate	Acrylic	Olefin
Fluoro-carbon	Acetate	Acetate	Saran	Olefin	Wool	Nylon	Fluoro-carbon
Glass	Rayon	Woll	Vinyon	Acetate	Vinyon	Olefin	Glass

TABLA 6

SEGUNDO FACTOR DE SELECCION - TIPO DE HILO

EFFECTO EN PERFORMASE LISTADO EN ORDEN DESCENDENTE

	MAXIMUM RETENTION	MAXIMUM PRODUCTION	MAXIMUM CAKE MOISTURE REDUCTION	MAXIMUM CAKE DISCHARGE	MAXIMUM LIFE	MAXIMUM RESISTANCE TO BLINDING
FIBER FORM	Spun-Staple	Monofilament	Monofilament	Monofilament	Spun-Staple	Monofilament
	Multifilament	Multifilament	Multifilament	Multifilament	Multifilament	Multifilament
	Monofilament	Spun-Staple	Spun-Staple	Spun-Staple	Monofilament	Spun-Staple

TABLA 7

TERCER FACTOR DE SELECCION - FABRICACION GEOMETRICA

EFFECTO EN PERFORMANSE - LISTADO EN ORDEN DESCENDENTE

	MAXIMUM RETENTION	MAXIMUM PRODUCTION	MAXIMUM CAKE MOISTURE REDUCTION	MAXIMUM CAKE DISCHARGE	MAXIMUM LIFE	MAXIMUM RESISTANCE TO BLINDING
YARN SIZE	Large	Small	Small	Small	Large	Small
	Medium	Medium	Medium	Medium	Medium	Medium
	Small	Large	Large	Large	Small	Large
TWIST PER INCH	Low	High	High	High	Medium	High
	Medium	Medium	Medium	Medium	Low	Medium
	High	Low	Low	Low	High	Low
THREAD COUNT PER INCH	High	Low	Low	High	Medium	Low
	Medium	Medium	Medium	Medium	High	Medium
	Low	High	High	Low	Low	High

TABLA 8

CUARTO FACTOR DE SELECCION - MODELO DE TEJIDO

EFFECTO EN PERFORMANSE LISTADO EN ORDEN DECRECIENTE

	MAXIMUM RETENTION	MAXIMUM PRODUCTION	MAXIMUM CAKE MOISTURE PRODUCTION	MAXIMUM CAKE DISCHARGE	MAXIMUM LIFE	MAXIMUM RESISTANCE TO BLINDING
WEAVE PATTERN	Plain	Satin	Satin	Satin	Twill	Satin
	Twill	Twill	Twill	Twill	Plain	Twill
	Satin	Plain	Plain	Plain	Satin	Plain

TABLA 9

COSTO ORIGINAL RELATIVO DE FABRICACION

Detallado en Orden Decreciente

FIBER	Fluorocarbon	Acrylic Nylril Polyester Wool Nylon Modacrylic Vinyon Saran Olefin Acetate Rayon Glass Cotton
FIBER FORM	Monofilament	Multifilament Spun-staple
THREAD COUNT PER INCH	High Medium	Low
TWIST PER INCHE	High	Medium Low
YARN SIZE	High	Medium Low
WEAVE	Satin	Twil Plain

VII.- PROCEDIMIENTO FUNDAMENTAL PARA EL DISEÑO DE EQUIPOS DE FILTRACION

7.1.- PRUEBAS EXPERIMENTALES DE FILTRACION

Por lo general no se puede predecir que la filtración de un producto no probado e incluso los resultados obtenidos tienen una variación mayor que las condiciones de filtración PERRY⁴⁹. Por lo tanto es necesario correr pruebas para determinar las necesidades del filtro para un problema dado. Equipos relativamente simple de pequeña escala son requeridos. Se sabrá de antemano si la filtración va ser al vacío, a presión; aclarandose previamente con pruebas preliminares.

BRAGG²³ recomienda para la obtención de datos los más exactos posibles, que las pruebas de laboratorio deben ser realizadas simulando condiciones en el uso de vacío, presión o compresión como es requerido. Al igual que el medio filtrante, el recipiente o soporte es usado como en la planta a nivel industrial, mantener tanto la más cerca posible a las condiciones de operación de planta.

Los resultados de las pruebas pueden ser mostrados BRAGG:

1.-La consistencia de la alimentación de sólidos, por

centaje de sólidos suspendidos, si la floculación es requerida para ayudar a la filtración y la clarificación del filtrado y descarga del cake.

- 2.- La selección del medio filtrante para la clarificación del filtrado, las características del medio obstruido, descarga del cake, esfuerzo físico, resistencia a la abrasión y química apropiada.
- 3.- Nivel de la presión requerido o vacío.
- 4.- Descarga de la filtración del cake, eficiencia, humedad del cake, peso seco por unidad de área.
- 5.- Formación del cake, lavado, secado, descarga y ciclo de tiempo relativo a la humedad del cake y velocidades de filtración.
- 6.- Método de descarga del cake.

El tamaño de la hoja de la prueba unitaria puede ser tanto mayor en lo posible para reducir errores porcentajes de vacío, pero éste es frecuente limitado por un manejo práctico del tamaño de la muestra viable. Sin embargo experiencias han demostrado DORR-OLIVERSM que el tamaño óptimo práctico es cerca a los 100 cm² de área superficial, aunque para pruebas de filtración a presión los niveles de 100 cm² pueden ser requeridos.

7.1.1.- PRUEBAS AL VACIO

Son realizadas en filtros tipo hoja (ver gráfico 13). Con una valvula chek se gradúa el ingreso el ingreso del nivel del vacío hacia el receptor. Un medio filtrante selecto se sujeta a la hoja que tiene por lo general 4.3 pulg. de diámetro de la cara (0.1 pulg de área de filtración DORR OLIVER).

Dichas pruebas de hoja son útiles para predecir el rendimiento de filtros de tambor giratorio y el de discos, y se deben de realizar considerando el sistema de funcionamiento de esos equipos. Para los efectos se considera un ciclo conformado por tres periodos : formación del cake, secado, descarga del cake. A veces se considera el período de lavado posterior a la formación

del cake. Durante dichas pruebas de hoja se llevan a cabo operaciones correspondientes, y es preciso por tanto establecer un plan de trabajo antes de iniciar las pruebas.

7.1.2.- PROCEDIMIENTO

En el instante que se realiza el vacío, la hoja de prueba se introduce al interior del material que se va a filtrar, y se mantiene totalmente sumergida en la pulpa con una suave agitación durante el tiempo de formación del cake considerado. Luego se retira la hoja para mantener la tubería de drenaje con dirección hacia abajo, para el tiempo de secado que se determine.

Con el vacío todavía en operación se puede llegar a sumergir en un reservorio de agua o algún otro licor de lavado, si se espera un lavado de desplazamiento y a continuación se vuelve a secar. La descarga del cake de la hoja filtrante se realiza con una desconexión del vacío y si es necesario se puede utilizar una espátula para retirar la torta.

Las pruebas son llevadas a cabo considerando variaciones de tiempo de formación del cake, concentraciones de sólidos, niveles de vacío, tiempo de secado (ver cuadro), etc. Como función respuesta encontramos el tiempo total de filtración, volumen de solución filtrada, nivel de vacío, porcentaje de humedad del cake, espesor y uniformidad del cake; también se suma a esto y de gran importancia la velocidad de lavado y su eficiencia, la característica de la descarga, si el cake se quiebra o no, el pH y la tendencia del filtrado a producir espumas.

7.2.- HOJA DE CONTROL PARA LAS PRUEBAS DE FILTRACION A NIVEL BATCH

La hoja de control debe de contar con los siguientes términos:

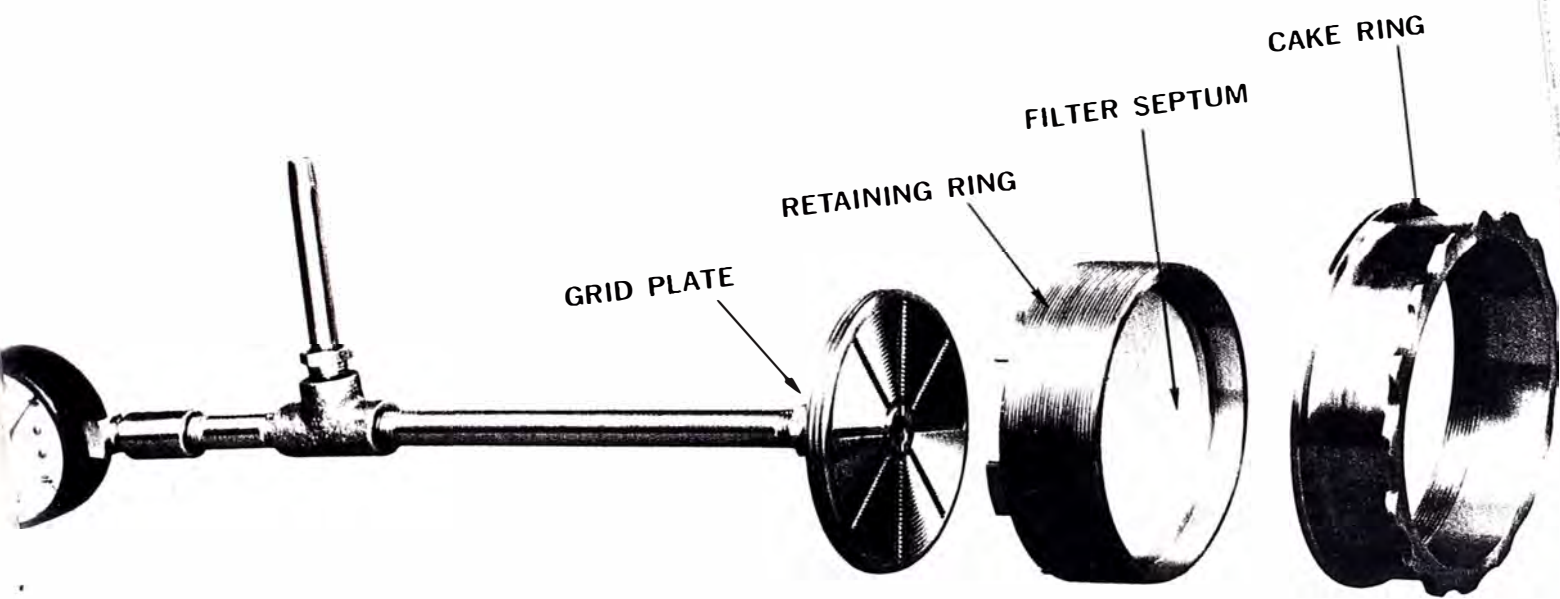


Fig. 13 — Assembly of vacuum filter test leaf elements.

I.

1.- MATERIAL

- Composición química de los sólidos
- Composición química del líquido

2.- CONTENIDO DEL CAKE

- Porcentaje de humedad deseado
- Porcentaje de impurezas (no se considera si el cake no es lavado)

3.- TAMAÑO DE PARTICULA

- Es el porcentaje de análisis de malla por peso en una serie de tamaños.

II.

4.- DATOS

- **N_o. DE PRUEBA** : Número de las pruebas de hoja según orden de corrida.
- **DIA** : Fecha de la prueba realizada.
- **MEDIO** : Es la designación del medio filtrante hacer usado.

5.- PULPA

- **% DE SÓLIDOS** : Es el porcentaje de sólidos en peso en la alimentación.
- **% de sólidos para la formación del cake** = $\frac{\text{peso seco} \times 100}{\text{peso húmedo}}$
- **TEMPERATURA** : Es la temperatura de la pulpa en el momento de la prueba.
- **pH** : Es determinado para establecer condiciones de pulpa y materiales de construcción para el filtro y accesorios.

6.- VACIO (pulg)

El vacío es leído desde el vacuómetro en el receptor filtrante.

- **FORMACION** : Es el vacío obtenido durante el período de formación del cake.
- **LAVADO** : Es el vacío obtenido durante el período de lavado.
- **SECADO** : Es el vacío obtenido durante el período de secado.
- **CFM** : Es la cantidad expresado en pies/mint.

del aire que pasa a través del cake, durante el período de secado. Multiplicando el valor indicado por 10 se consigue CFM/Ft² de área de filtro. Este valor es necesario para el tamaño de bomba de vacío para el producto del filtrado.

7.- TIEMPO DE FILTRACION

Es el tiempo expresado en segundos, leído desde un lavado inicial o desde algún otro tipo de intervalo de tiempo.

- **FORMACION** : El tiempo de permanencia de la hoja filtrante en la pulpa conectado al vacío, para la formación del cake.

- **AIRE** : En el caso donde el cake es lavado: es el tiempo en segundos, transcurrido a medida que la hoja filtrante es removida desde la pulpa (desconectando al vacío) pero que después que el lavado se haya aplicado. En el caso que el cake no es lavado puede considerarse como el tiempo de secado.

- **LAVADO** : Es el tiempo en segundos, la hoja filtrante es dirigido al lavado, al tanto que sumergido en el licor de lavado.

- **SECADO** : Si el cake lavado, es el tiempo en segundos después que el lavado del cake ha sido pesado y antes que el vacío llegue a desconectarse para la descarga del cake.

Si el cake no fue lavado, es el tiempo total entre la remoción de la hoja desde la pulpa hasta el cierre del vacío para la descarga del cake desde la hoja.

8.- LAVADO

Es el tipo de licor para el lavado.

TEMPERATURA : Es la temperatura del licor para el lavado, para el tiempo de prueba.

- **DESPLAZAMIENTO** : El objetivo del lavado es el desplazamiento de algún residual del licor madre en el cake, con el licor lavado.

9.- FILTRADO

- **VOLUMEN DE FILTRADO** : Es el volumen total de filtrado o licor madre clarificado, obtenido en la formación del cake más el licor adicional; para el lavado del cake si hubiera que realizar
- **% SOLIDOS EN EL FILTRADO** : Es el porcentaje en peso de sólidos de la de un filtrado insoluble de sólidos en el filtrado.

10.- CAKE

- **ESPESOR** : Es la medición en pulg. o fracción de una pulgada, tomada de distintas partes de la superficie de la hoja.
- **QUEBRANTAMIENTO** : Puede ser indicado como Si o No.
- **PESO HUMEDO DEL CAKE** : Es el peso expresado en gramos del cake húmedo que fue descargado.
- **PESO SECO DEL CAKE** : Es el peso expresado en gramos de la descarga del cake, después del secado realizado en el laboratorio o por algún otro medio dependiente de las características químicas y físicas del sólido y temperatura permisible.
- **% HUMEDAD DEL CAKE** : Es el porcentaje de la humedad residual en peso de la descarga del cake. Este valor es determinado pesando la muestra del cake húmedo descargado, muestra secada y luego hallando el peso seco neto del cake.

$$\frac{\text{cake húmedo} - \text{cake seco} = \text{licor residual}}{\text{peso licor residual}} \times 100 = \text{humedad del cake}$$

$$\text{peso cake húmedo}$$

11.- EFICIENCIA DEL LAVADO

Es el porcentaje de solubles en el cake original no lavado, removido por dicho lavado.

Esta eficiencia está compuesta por lo siguiente:

- 1.- Establecer un espesor óptimo del cake, consistente con descargabilidad y nulo de tiempo de formación.
- 2.- Determina el peso del filtrado remanente

en el cake al final del tiempo de aireado.
Esto es justo antes de comenzar el lavado.

12.- RESULTADOS

-CICLO : El ciclo actual de filtración, es el total del tiempo usado en sumergir, formación, aireación, lavado y/o secado y descarga; y es expresado en minutos o segundos de una revolución completa.

- SECADO : Todos los datos esta dirigido para establecer una velocidad en seco $\text{lbs/ft}^2/\text{hr}$, tanto que los resultados de la prueba de hoja puede ser interpolado para los requerimientos de la producción del filtro. Puede ser computados dichos valores por la siguiente formula:

$$\frac{\text{peso neto seco (gr)}}{454} \times 10 \times \frac{\text{factor tiempo}}{\text{ciclo tiempo}} = \text{sólido seco} \quad (\text{lbs/ft}^2/\text{hr})$$

donde :

454 = número de gramos por libra

10 = factor por $1/10 \text{ ft}^2$ de hoja filtro

fact. tiempo= 60 para minutos, 3600 para segundos

ciclo tiempo= tiempo calculado para representar la revolución completa para el filtro propuesto en segundos o minutos.

-FILTRADO : Si el lavado y el licor madre no son separados, el volumen total es calculado como uno solo. Si ellos son separados, cada porción puede ser calculado para establecer la tubería del filtrado, recepción y bombas de filtración. El valor puede calcularse de la manera siguiente:

$$\frac{\text{cc filtrado}}{3785} \times 10 \times \frac{\text{factor tiempo}}{\text{ciclo tiempo}} = \text{gal/ft}^2/\text{hr}$$

donde:

3785 = No. de cc/gal.

- LAVADO : Es calculado cuando el cake del filtro es lavado prescindiendo de que si el lavado y licor

madre son separados. Se computa el valor de manera similar al cálculo anterior.

7.3.- FACTORES QUE AFECTAN A LA VELOCIDAD DE FILTRACION

DORR-OLIVER³⁹ manifiesta que tomando en cuenta una aplicación general de las variables de filtración en el cual influyen en las velocidades y facilidades de operación y, teniendo en cuenta en cualquier filtración ya sea operaciones de prueba o a escala de producción; dichas variables mencionadas pueden no ser aplicadas en su totalidad en los procesos o puede no ser practicado desde algún otro punto de vista.

Dichos factores son :

- 1.- Temperatura de la pulpa en el filtrado
- 2.- Tiempo de ciclo
- 3.- Concentración de sólidos en la pulpa
- 4.- Tamaño de partículas en la pulpa
- 5.- Viscosidad de pulpa
- 6.- Velocidad de agitación
- 7.- pH de la pulpa
- 8.- Floculación de partículas finas de la pulpa
- 9.- Aplicación de vacío
- 10.- Tiempo de formación
- 11.- Calidad del medio filtrante
- 12.- Ayudas filtrantes para la pulpa

7.3.1.- TEMPERATURA DE LA PULPA EN EL FILTRADO

Se determino en general, que tanto viscosidad como la temperatura están relacionados en el trabajo de filtración. A medida que la temperatura aumenta la viscosidad es reducida, esto seguido de una alta velocidad de flujo. Esto dá como resultado una alta capacidad de filtración en lbs/ft²/hr de cake y en gl/ft²/hr de filtrado.

Unas limitaciones serían: el punto de ebullición y la emación de vapores con el cual se destruye al vacío, las características físicas, con la introducción de material

en la solución no pudiendo ser filtrado totalmente, solubilidad de sales a alta temperatura pudiendo ser resultado defectuoso en la filtración de materiales gruesos, etc.

7.3.2.- TIEMPO DE CICLO

Este tiempo de ciclo de la prueba de hoja es análoga a la velocidad de los filtros rotatorios, a una rápida velocidad de rotación, el rendimiento de filtración es alto; llegandose a obtener un cake grueso y algunas veces húmedas. Para una selección final del ciclo o velocidad de rotación es un compromiso de estas condiciones.

7.3.3.- CONCENTRACION DE SOLIDO EN LA PULPA

Generalmente cuando se tiene una alta densidad o un alto grado de porcentaje de sólidos suspendidos en las pulpas, la velocidad de filtración es alta en lbs/ft²/hr para una operación de filtros al vacío. El curso de velocidad de filtración puede ser baja en gal/ft²/hr. La pulpa puede ser espesa o densa en lo posible y aunque la fluidización puede ser retardada, permite que la pulpa suficientemente puede fluir y puede ser bombeado, pero no puede ser tan espeso como para recoger el agitador del filtro.

Los límites presentes son el costo y el tamaño del equipo del espesamiento, particularmente si el espesador requiere un ambiente caluroso en climas fríos.

7.3.4.- TAMAÑO DE PARTICULA EN LA PULPA

Aun mayor tamaño de partícula (+m28), se obtiene una alta velocidad de filtración en lbs/ft²/hr y una baja humedad del cake. Para algunos casos un tamaño de partícula mayor puede favorecer la filtración, sin embargo cuando se tiene partículas gruesas de cuarzo en el cake, tiende a formarse el slough en los paños del filtro conforme ellos emergen del pozo en el rotatorio.

El método siguiente se puede tomar en consideración para tamaños de partículas mayores: A un tamaño de partícula diferente, una clasificación antes de la filtración.

7.3.5.- VISCOSIDAD DE LA PULPA

Cuando la viscosidad es usualmente una función de la temperatura, algunos productos no pueden ser alimentados. Puede ser rebajado la viscosidad al adicionar un solvente apropiado. Para una filtración a presión, la pulpa usualmente requiere de la adición de solventes.

7.3.6.- VELOCIDAD DE AGITACION

Las pulpas con alto contenido de finos "laminas" tienden a clasificarse en los tanques de pulpa. Una correcta medición de la velocidad de agitación es llegar a un punto tal que las partículas gruesas y finas sean fácilmente mezcladas. Las limitaciones serían tal que a una alta velocidad pueden causar el deslizamiento de la porción del cake del filtro, al estar desalojado desde la prueba de hoja o una leve floculación de pulpa puede quebrarse este.

7.3.7.- PH DE LA PULPA

Aun pH de la pulpa y la dispersión de partículas son estrechamente relacionados, en tal que si el pH es cambiado esta puede decrecer la dispersión o incrementar la floculación. Esto no es una regla general, como algunas pulpas pueden ser considerados con una acides a bajo pH y algunas pulpas pueden ser acondicionados con un álcalis a un alto pH. Las limitaciones serían: el producto caro, un alto costo para la resistencia a la corrosión de materiales del filtro y accesorios cuando se usa agentes ácidos y el costo en sí de estos agentes ácidos. Estos productos pueden tener alguna compensación con el incremento del rendimiento del filtro. Una adición óptima de estos agentes se determinaría con pruebas de sedimentación.

7.3.8.- DEFICIENCIA DE LA FLOCULACION DE PARTICULAS FINAS EN LA PULPA

Una pulpa conteniendo finos y tamaños de partículas gruesas en escaso porcentaje, es inherentemente bajo en la filtración. Las partículas finas tienden a obstruir los poros del medio filtrante. Diferentes agentes pueden ser usados para la floculación de la pulpa por cambio de pH, nosotros consideramos para este caso, la permanencia del nivel del pH sin variación al momento del uso de los agentes.

Uno de los agentes serían la gelatina, el alumbre, etc. Una limitación sería que el producto es caro y que el incremento de la velocidad de filtración puede no ser económicamente atractivo.

7.3.9.- APLICACION DEL VACIO

Algunas pulpas requieren una mayor porción del total del ciclo permitido, para el secado que para la formación del cake. Así para reducir el tiempo de formación del cake es necesario un puente de la valvula como ocurre en 10.

Otra manera sería existiendo una valvula reguladora de vacío tal que aun bajo vacío puede aplicarse un recojimiento (con un correspondiente espesor del cake) y un alto vacío para el lavado y/o secado.

7.3.10.- TIEMPO DE FORMACION

El tiempo de formación del cake o posición de la sección de hoja filtrante, con respecto al fondo del recipiente; puede incrementar la velocidad. A una producción del filtro, el puente interno de la valvula que controla el punto exacto de formación, secado y descarga puede algunas veces mejorar el incremento de la velocidad de filtración.

Si la pulpa esta formada de partículas gruesas de cuarzo y también partículas muy finas y también tamaños poco intermedios, esto tiende a clasificar en el tanque del filtro. Pruebas de hoja con contenido de pulpa de

partículas gruesas en el fondo y la partícula fina muy cerca a la superficie de la pulpa en una producción del filtro, puede tenderse un puente de la valvula del filtro que la hoja del vacío puede estar en el fondo del centro del receptor; tal que lleguen a formarse primeramente zona de partículas gruesas para luego encima de este cake duede formarse un cake con las partículas finas. Este puede dar como resultado una mayor velocidad de filtración, en cuanto a velocidad de formación recortado. Esto es porque las lamas pueden ser prevenidos a la formación en la tela filtrante primeramente, ya que tendra a cubrir los poros del medio; obstruyendo la filtración.

7.3.11.- CALIDAD DEL MEDIO FILTRANTE

Puede tenerse en cuenta lo siguiente para determinar una mejor selección para obtener claridad al filtrado con una alta producción y a un razonable costo de tratamiento. Por lo general una lona ajustada y gruesa puede tender a darnos una alta claridad de filtrado, pero esta propenso en oportunidades a tapar la lona de lamas presentes en la pulpa.

Una tela de poros grandes puede darnos una alta producción, disminuyendo la tendencia de la obstrucción de los poros del medio; pero el filtrado puede acompañar un alto porcentaje de sólidos.

Sin embargo el tipo de lona a utilizarse depende mucho de los requerimientos de producción a obtenerse. Se considera también los costos. Siendo las fibras sintéticas en algunos casos un alto costo inicial que las fibras naturales, pero puede compensarse con su duración por su resistencia a la acción abrasiva corrosiva. Ellos también tienden a descargar el cake con mayor facilidad que las lonas de fibra natural.

7.3.12.- AYUDAS FILTRANTES

Los aditivos filtrantes como son el carbón en polvo, tierra diatómicas, o papel en pulpa pueden ser

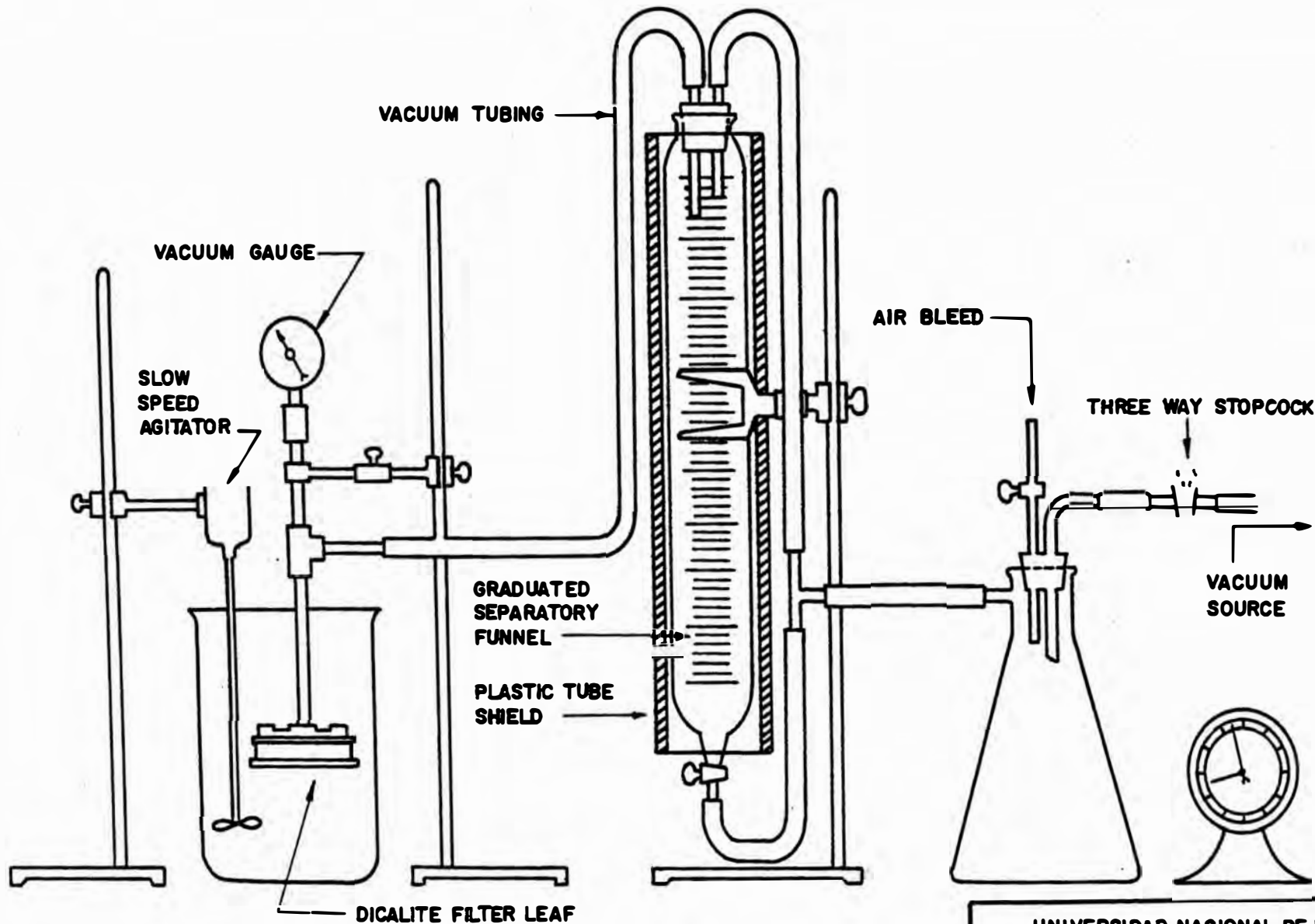
adicionados a la pulpa para incrementar su porosidad y de esta manera su velocidad de filtración. Por otra parte, esta adición puede contaminar los sólidos (cake) y se tiene que considerar el costo que requiere pulpa podría requerir como mucho una filtrante a sólidos alimentados apreciable incremento en la velocidad de filtración embargo la admisión es más o menos limitado para la filtración a presión tipo servicio de la KE SWEETLAND donde la relación

7.4.- EQUIPOS Y MATERIALES REQUERIDOS

Se ha mencionado anteriormente que predecir lo que se puede lograr en la filtración de un producto no probado, es totalmente errado y menos práctico y también, los resultados obtenidos con productos reconocidos varían mucho con las condiciones de la filtración. Para dichas pruebas se requieren equipos relativamente simples y de pequeña escala, por lo tanto es asumido que en el laboratorio se cuenta usualmente con equipos de recipientes, cilindros graduados, reglas, termómetros, etc., tanto que la prueba puede ser realizada.

En adición a estos materiales, se tiene que contar de una fuente de vacío y medios para el secado del filtro del cake; muestra que generalmente son requeridos. La fuente de vacío variable no es una simple válvula en la línea de vacío como un regulador de aire como un medio de reducir el vacío. Esto necesariamente requiere otro tanque o pulmón de vacío, provisto con un válvula de desfogue tanto que el flujo de aire total pueda pasar através del cake pero más bajo que el vacío.

Si en el laboratorio no se cuenta con un horno los requerimientos de secado pueden ser solucionados simplemente por un plato caliente en una estufa. Algunos sólidos orgánicos, sales inorgánicos, sin embargo pueden requerir en el laboratorio un tipo de secado apropiado.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
 FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA

**DICALITE VACUUM FILTER
 LEAF ARRANGEMENT**

NOMBRE: R. CAMPOS P.

FECHA :

GRAFICO N° 14

7.5.- ESCALAMIENTO DE PRUEBAS BATCH

La evaluación de los resultados de las pruebas es el prerequisite para el dimensionamiento de la producción del filtro. De este modo, el método y procedimiento de registro de los datos y evaluación de los resultados es de mayor importancia. Por lo general todos estos datos es dirigido para establecer una velocidad o capacidad en lbs/ft²/hr o gal/ft²/hr.

La velocidad de las pruebas de hoja establecido es por supuesto, tener los mayores condiciones ideales de control. Así mismo un factor de seguridad puede ser aplicado para admitir en la producción variaciones en temperatura, densidad, niveles de pulpa, etc.

El factor de seguridad comunmente usado es 0.65 y esto ha sido fundamental en la mayoría de los casos aplicados. Esto permitiría que para el factor, que una producción del filtro puede tener una velocidad menor que la prueba de hoja indicada.

100 lbs seco/ft² x hr = ha indicado la velocidad de las pruebas de hoja

100 x 0.65 = 65 lbs seco/ft² x hr = es asumido para la veloc. de filtrac.

Sin embargo algunos materiales debido a las características de filtración, puede tener diferente factor de seguridad DORR OLIVER INCSM.

Como se puede apreciar a medida de ilustración; si contamos con 100 lbs/ft²xhr del cake seco, que tamaño de filtro de producción puede ser requerido para manejar 100 tn/día basado en las 24 horas del día?

100 lb/ft²xhrx0.65 = 65 lb/ft²xhr con su factor de seguridad

100 tnx2000 lb/tn = 200,000 lb. requerido/ día
 200,000 / 24 = 8,333 lb. requerido / hr
 8,333 / 65 = 128 área en ft² requerido

Como se definió anteriormente, es de gran importancia contar con datos de velocidad de filtración para realizar su escalamiento respectivo.

De la misma forma, también se puede "escalar" a partir de los valores del producto de filtración.

Supongamos que durante las pruebas de hoja se obtuvo 32 gal/ft²xhr. Que tamaño de producción del filtro puede ser requerido para manejar 138,500 gal/día, basado en las 24 horas del día?

$$32 \text{ gal/ft}^2\text{xhr} \times 0.65 = 20.8 \text{ gal/ft}^2\text{xhr} \text{ con factor de seguridad.}$$

$$138,500 / 24 = 5,775 \text{ gal requerido/hr}$$

$$5,775 / 20.8 = 277.5 \text{ área en ft}^2 \text{ requerido.}$$

7.6.- CICLO DE FILTRACION

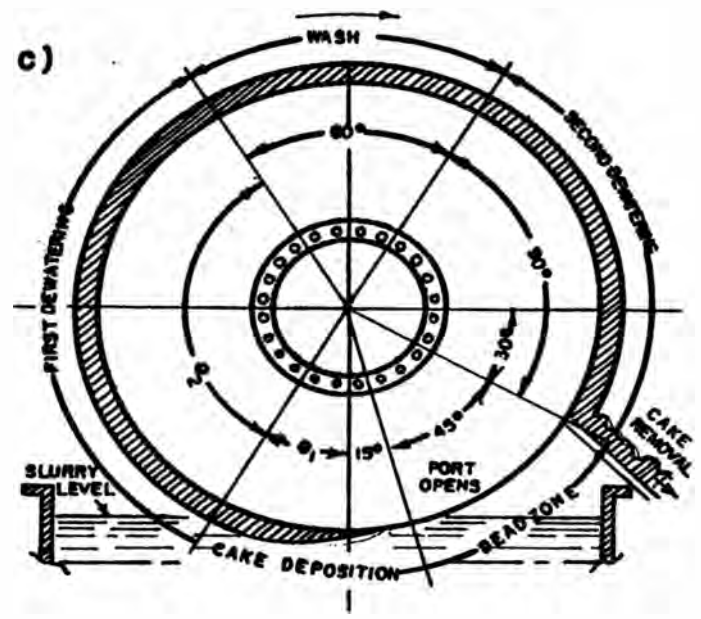
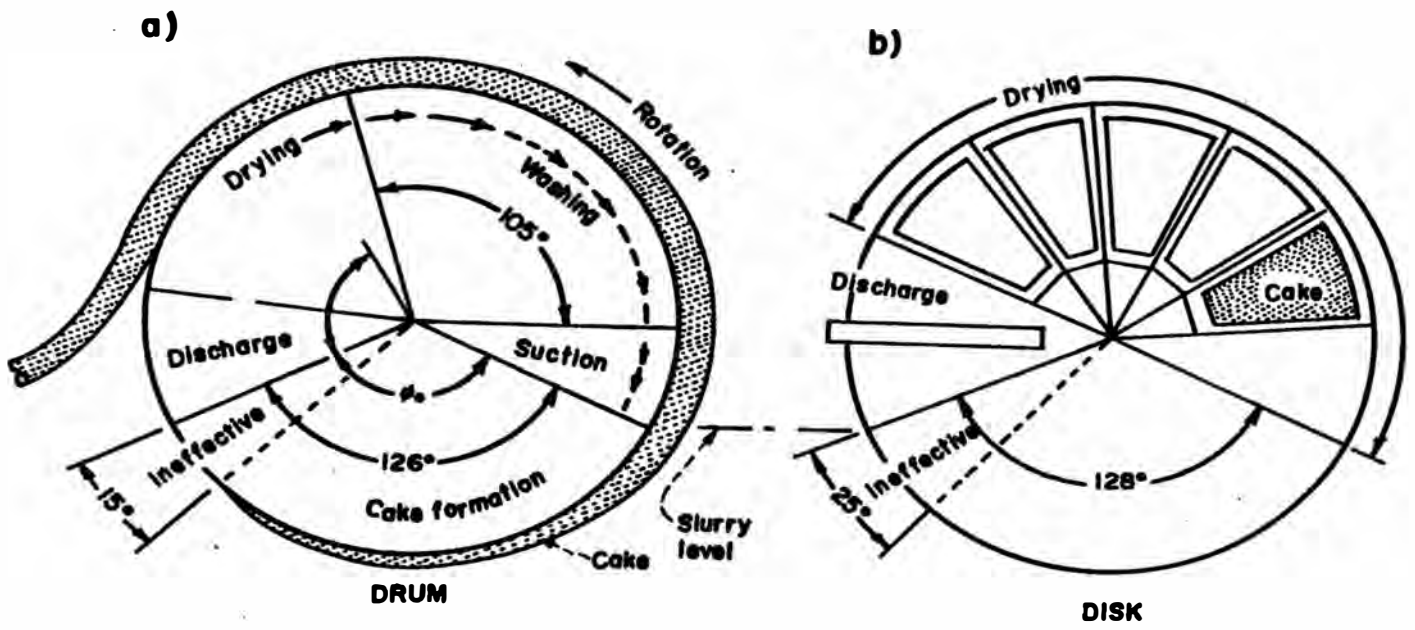
El ciclo de filtración es el tiempo total requerido por una revolución completa. Están comprendidos dentro de esta revolución:

- Formación del cake
- Aire (emergencia antes del lavado)
- Lavado del cake y/o secado
- Soplado
- Descarga
- Sumergencia debajo de la zona de formación.

Por lo tanto existe en definitiva, una firme relación del tiempo permitido para cada función dentro de algún ciclo dado.

El ciclo total de filtración es dependiente del tiempo de formación y de las características físicas del cake deseado.

El tiempo de formación es dependiente de la habilidad de la pulpa para producir un cake descargable en un tiempo corto razonable. El ciclo total de filtración o simplemente ciclo es expresado como el tiempo necesario para una completa revolución, como un ejemplo : Un ciclo de 2 minutos o un ciclo de 180 seg, etc. Las funciones



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
 FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA

a, b : CICLOS PARA FILTROS DE DISCOS Y TAMBOR.
c : COMPARTIMENTO MULTIPLE DE UN FILTRO ROTARIO.

NOMBRE: R. CAMPOS P.	
FECHA :	FIG. 15

individuales dentro del ciclo son expresadas como multiplo de ciclo, como por ejemplo :

ciclo x 4 de formación , ciclo x 2 de secado

Estos multiplos son fijos y definidos para cada uno de los tipos individuales de filtros. Cada tipo de filtro tendria su propio multiplo de ciclo.

del ejemplo citado : ciclo x 4 formación

significa que el ciclo total es 4 tiempos de tiempo de formación, lo que es lo mismo :

ciclo / 4 = tiempo de formación

Las pruebas preliminares determina el tiempo requerido para producir un cake descargable, como también necesarias para establecer el ciclo total. Pruebas de lavado y/o secado son realizados en este cake para determinar si la conveniente característica de descarga puede ser realizada para el ciclo del filtro particular.

7.6.1.- CICLO DE FILTRACION PARA LAS PRUEBAS DE HOJA

A continuación ponemos en detalle (fig 16) los ciclos de filtración para ser evaluados según factores y condiciones de trabajo, de los dos tipos de filtros más importantes enmarcados en las operaciones metalúrgicas.

7.6.1.1.- FILTROS DE DISCOS

Factores de ciclo de filtración

	factor	angulo
formación normal	3	120°
formac. en el plano	4.5	80°
secado	2.5	144°

Computación del ciclo de lavado :

- Sin lavado - tiempo de formación(máxima) normal, factor 3

a.- Si una satisfactoria del cake es producido en 20 seg. el total del ciclo de filtración es :

20 x 3 = 60 seg ó 1 RPM

b.- Si esto requiere 60 seg para un satisfactorio secado de un cake dado, para una máxima humedad del cake dada, el total del ciclo de filtración puede ser :

$$60 \times 2.5 = 150 \text{ seg, de estos 150 seg;}$$

$$150 / 3 = 50 \text{ seg para la formación}$$

Si estos producen también un cake grueso, el tiempo de formación puede ser recortado, por una válvula puente central en el fondo(cambiando el factor a 4.5) ó por una reducción de la formación del vacío a un punto tal que nos dé, el espesor del cake deseado.

Tiempo de formación(máxima) normal - Factor 3

Por cada segundo de tiempo de formación, allí son 1.2 segundos de tiempo de secado.

Formación en el fondo - Factor 4.5

Por cada segundo de tiempo de formación, allí son 1.98 seg. de tiempo de secado.

7.6.1.2.- FILTROS TIPO CILINDRO ROTATORIO

Factores del ciclo de filtrac.

	factor	ángulo
formación normal	4	90°
formac. en el fondo	6	60°
aíre(emergencia)	12	30°
lavado	4	90°
lavado y secado	2	180°
secado	2	180°

Computación del ciclo de filtración :

- Sin lavado - tiempo de formación(máxima) normal - factor 4

a.- Una descarga del cake satisfactorio es producido en 30 seg, luego el ciclo total de filtración es :

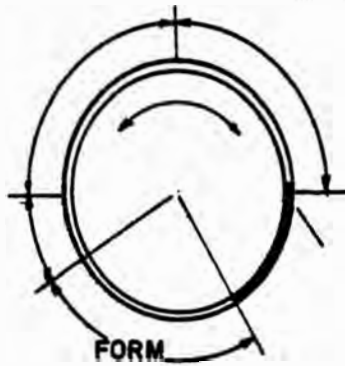
$$30 \times 4 = 120 \text{ seg ó 2 RPM}$$

b.- Si este requiere 100 seg. para un secado satisfactorio, para una máxima humedad del cake dado; el total del ciclo de filtración es:

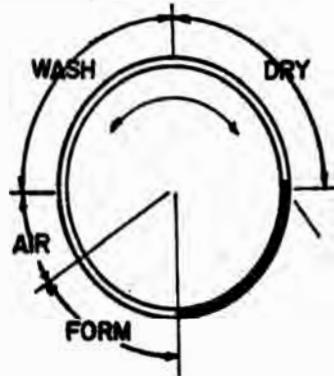
$$100 \times 2 = 200 \text{ seg}$$

de estos 200 seg, $200 / 4 = 50 \text{ seg}$ para la formación del cake.

DRUM TYPE FILTER



NORMAL FORM FACTOR - X4



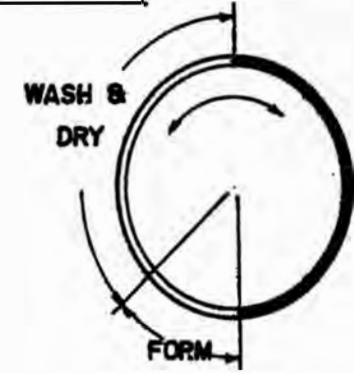
BOTTOM FORM FACTOR - X6

**WASH FACTOR - X4
WASH & DRY FACTOR - X2
DRY FACTOR - X2**

DORRCO TYPE FILTER



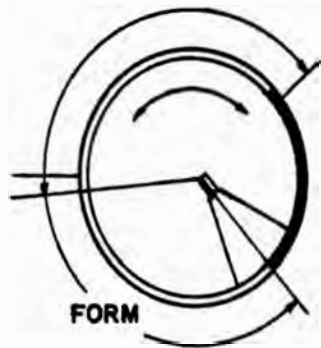
NORMAL FORM FACTOR - X5



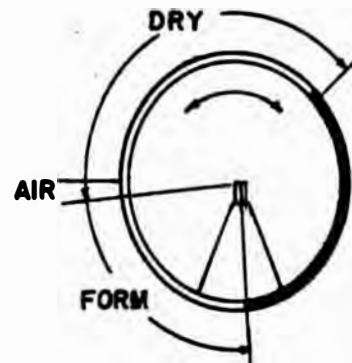
BOTTOM FORM FACTOR - X7

WASH & DRY FACTOR - X3

DISC TYPE FILTER



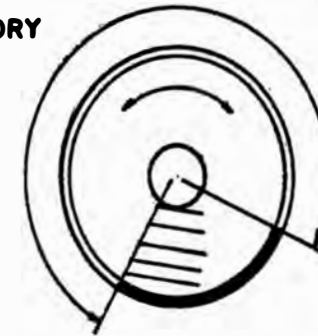
NORMAL FORM FACTOR - X3



BOTTOM FORM FACTOR - X 4.5

HORIZONTAL TYPE FILTER

WASH & DRY



TOTAL FILTER CYCLE OF HORIZONTAL FILTER DEPENDENT ON FORM TIME A TIME REQUIRED TO WASH AND/OR DRY THE FILTER CAKE TO AN ACCEPTABLE VALUE.

TOTAL FILTER CYCLE = 1.33 X (FORM TIME + WASH TIME + DRY TIME)



INDICATES DEAD TIME OF FILTER CYCLE USED FOR BLOW - DISCHARGE OF THE FILTER CAKE AND SUBMERGENCE OF THE FILTER SECTION IN THE SLURRY.

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA**

FILTER CYCLE FROM LEAF TEST DATA

NOMBRE: R. CAMPOS P.

FECHA:

FIG. 16

Si estos producen un cake grueso, el tiempo de formación puede ser recortado por una válvula puente central en el fondo (cambiando este factor a 6).

Tiempo de formación(máxima) normal - Factor 4

Por cada segundo de tiempo de formación, allí son 2 segundos de tiempo de secado.

Formación en el fondo - Factor 6

Por cada segundo de formación, allí son 3 segundos de tiempo de secado.

- Lavado

a.- Si la humedad del cake no es importante, luego un satisfactorio lavado puede ser llevado en 60 seg, el total del ciclo de filtrado es :

$$60 \times 2 = 120 \text{ seg, de estos } 120$$

$$120 / 4 = 30 \text{ seg para la formación del cake}$$

notar que el factor de lavado y el secado es multiplicado por 2.

b.- Si la humedad del cake es importante, entonces usar el factor por 4 (lavado). Usando el 60 seg como anterior:

$$60 \times 4 = 240 \text{ seg, el ciclo total de } 240$$

$240 / 4 = 60$ seg es para formación del cake y 60 seg para el tiempo de secado.

Si el espesor del cake es también grande en este ciclo de tiempo prolongado, el espesor puede ser ajustado como se ha explicado arriba.

7.7.- SELECCION DE EQUIPOS

La selección del ciclo real es mayormente dependiente de las características físicas y químicas deseadas de la descarga del cake o del filtrado, y las características de la filtración de la pulpa DORR OLIVERSM.

Esto puede ser necesario para comprometer una eficiencia de lavado o sequedad del cake, como las dimensiones físicas y aprovechable tiempo del filtro límite; de la cantidad de lavado o secado que puede ser realizado.

Si una extremada alta eficiencia es requerido, esto puede ser necesario para ajustar los límites de admitir la

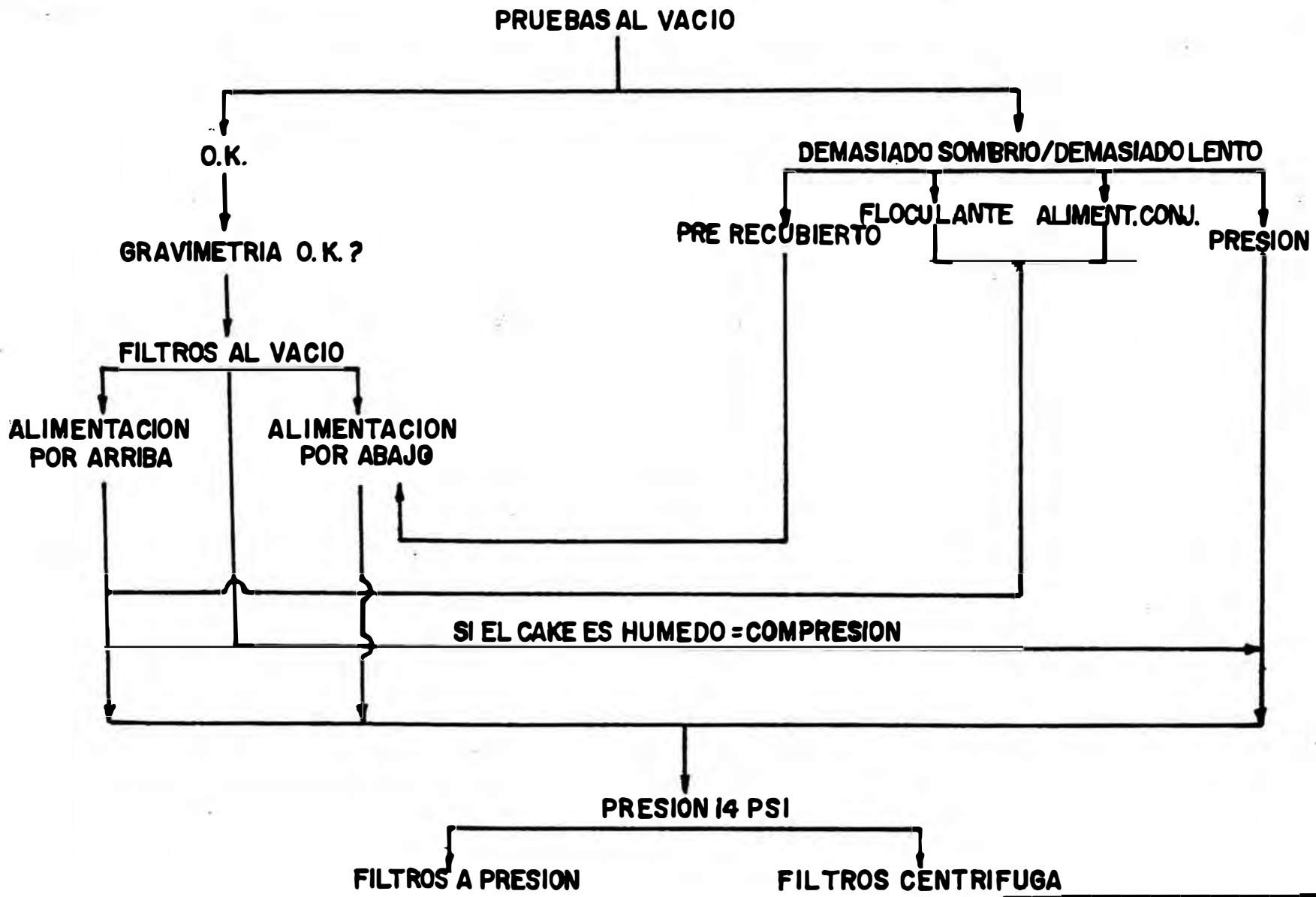


TABLA 12

GUIA PARA LA SELECCION DE FILTROS

Slurry characteristics	Fast Filtering	Medium Filtering	Slow Filtering	Dilute	Very Dilute
Cake formation rate	ins./sec.	ins./min.	0.05 to 0.25 in./min.	< 0.05 in./min.	no cake
Normal concentration	> 20 % rapid difficult to suspend	10 to 20 % fast	1 to 10 % slow	< 5 % slow	< 0.1 % --
Leaf test rate. lb/hr./sq.ft.	> 500	50 to 500	5 to 50	< 5	
Filtrate rate	> 5	0.2 to 5	0.01 to 0.02	0.01 to 2	0.01 to 2

Filter Application

Continuous vacuum filters:

Multicompartament drum	=====
Single compartament drum	=====
Dorrco	=====
Hopper Dewaterer	=====
Top feed	=====
Scroll-dicharge	=====
Testing-pan	=====
Belt	=====
Disk	=====
Precoat	=====
Continuous pressure precoat	=====
Batch vacuuo leaf	=====
Batch nutsche	=====
Batch presure filters:	
Plate-and-frame	=====
Vertical leaf	=====
Tabular	=====
Horizontal plate	=====
Cartridge, edge	=====

humedad del cake en grado a incrementarse el tiempo de lavado; y si un cake extremadamente seco es requerido, la eficiencia del lavado puede tener que ser disminuido para incrementar el tiempo de secado; tanto que el área que pasa a través del cake puede escurrir lo suficientemente al cake por procesos subsecuentemente económico.

MILLER³⁶, considera que para el diseño de un filtro para una aplicación dada, requiere de las siguientes consideraciones:

- Selección de la configuración del filtro.
- Selección del método de operaciones del filtro.
- Selección del medio filtrante, tamaño y profundidad.
- Selección del lavado posterior.
- Selección de la terminal de la pérdida de cabeza, pie de agua, etc.
- Selección de la velocidad de filtración.

Dado que el costo de capital de un filtro es una función principal del área del filtro proveído, el uso de una alta velocidad de filtración es usualmente preferido. En general, el diseño del filtro podría solicitar maximizar el producto neto del agua, por pie cuadrado de filtro consistente con la fácil operación del filtro.

TABLA 12 GUIA PARA LA SELECCION DE FILTROS

7.7.1.- SELECCION DE FILTROS AL VACIO

7.7.1.1.- METODO DE W. PIERSON

W. PIERSON⁴⁶, hace una distribución obvia para la selección de filtros al vacío (presión negativa) y los filtros a presión (presión positiva) estos últimos. Conociendo los resultados de las pruebas de filtración al vacío, uno puede usar la tabla 13, para seleccionar probablemente las piezas del equipo. Si las pruebas al vacío son muy satisfactorias, uno puede tomar primeramente una filtración gravimétrica y ver si este es o no el adecuado. Si no, uno puede calcular la posibilidad de usar tanto los filtros al vacío como

alimentación por arriba ó alimentación por abajo y trabajar dentro de los costos necesarios. Si no fueran satisfactorios dichas pruebas al vacío, ya sea por que la velocidad sea tan baja o, si las pruebas son satisfactorias pero el equipo de filtración al vacío puede ser mayor o más costoso, o simplemente porque la filtración no es de calidad, entonces uno puede tomar uno de las cuatro alternativas:

- Un filtro al vacío con alimentación por abajo con prereducimiento.
- Floculando la alimentación o sumando la alimentación al conjunto, ya sea con filtros al vacío con alimentación por arriba o por abajo o filtración a presión con todas estas ramificaciones con o sin floculante.

Dicho autor, también toma en cuenta la importancia del producto final y los ha clasificado a los filtros por la forma en el cual ellos depositan el cake.

La tabla muestra un análisis de la selección del filtro por la calidad del cake.

TABLA 13 TIPOS DE CAKE PARA LA SELECCION DE FILTROS

CAKE SECO	CAKE HUMEDO/CARGADO	ESCASA PULPA
Filtros al vacío		
Rotatorio pre recubierto	Hoja a presión	Como de arena
Filtros a presión	ó temp. elevada	Mezclado media
Hoja de hilado	Gravitación	Malla
Cinta disponible		Flujo laminar
Cartucho		Filo
Filtros centrifugos		Osmosis invertido
Filtros compresión		

7.7.1.2.- METODO DEL PORTER, FLOOD, RENNIE

Dichos autores⁴⁵, en su trabajo para el seleccionamiento de filtros han considerado los siguientes factores importantes:

- Característica de la pulpa
- Nivel de producción
- Condiciones de proceso
- Resultados requeridos
- Material y construcción

CARACTERISTICA DE LA PULPA : Conociendo la característica de la pulpa, es seleccionado el tipo de equipo específico que se muestra en la tabla. La formación del cake característica de la pulpa, indica se esto podría ser o no filtrado continuamente.

Si un cake de 1/8 pulg no puede ser formado bajo vacío en menos que 5 minutos, la filtración al vacío no es práctico.

La filtración es usado con pulpas, que ranguea estos bajos límites en formación del cake para arribar materiales extremadamente de libre filtración a 2 pulg de espesor; que puede ser formada en materia de segundos. Dentro de este rango, las características de la formación del cake, y otros factores que son discutidos son importantes en la determinación del más lógico cambio de los tipos de equipo de filtración continua.

TIPOS DE PULPAS :

- Pulpas de fácil filtración: Se presentan más a menudo en procesamiento de minerales. Ellos forman un cake grueso de diversas pulgadas en pocos segundos. Ellos sedimentan rápidamente, pero requiere especial cuidado para ser recogido en una hoja de vacío. Si la concentración de la pulpa no es tan alta, esto es frecuentemente expresado antes que sea filtrado.

Cada pulpa puede ser manejado con un solo compartimiento o versiones especiales de filtros al vacío multicompartidos, o para producción a mayor escala con filtros al vacío horizontal. Para producción a pequeña escala los filtros de marco horizontal.

- *Pulpas con medios filtrantes:* Si 1/2 a 2 pulg de cake, puede ser formado con un vacío por cerca a un minuto. Estas pulpas pueden usualmente estar retenido en suspensión por medio de una agitación con una espátula para el retiro. Para la producción a mayor escala, los filtros rotatorios multicompartidos son usualmente los más económicos Si requerimientos de lavado o separación de lavado son altos, otros tipos pueden ser justificados. Para producción a pequeña escala los filtros a presión batch son a menudo usado, también las centrifugas pueden ser alternativa.

- *Pulpas de baja filtración:* Son aquellas pulpas que tienen baja velocidad de filtración: 1/8 de pulg de cake en cerca de 5 minutos con vacío. Estas pulpas son fácilmente suspendidos por medio de un agitador. Generalmente la concentración de sólidos ranguea entre 1 a 10 %, los cakes de delgado espesor son dificultosos para descargar. Para producción a mayor escala, los filtros rotatorios multicompartidos son usualmente el más económico.

El cake puede ser descargado en uno de los diferentes caminos: Cintas o Rodillos, si es necesario un lavado el rotatorio de un solo compartimiento puede ser mejor. Para pequeña escala un filtro a presión batch puede ser usado.

- *Pulpas diluidas:* Incluyendo aquellos que tienen una sustancial cantidad de sólido, pero que no forman una calidad del cake para que sea despejado desde un filtro continuo. Estos se reproducen cuando uno de los sólidos son también finos o la pulpa tan diluida.

Ellos representan un problema en la sedimentación. Los filtros continuos al vacío pre-recubiertos pueden ocasionalmente ser justificado pero, los filtros a presión batch son favorecidos. La centrifugación puede ser económico especialmente si una concentración de pulpa puede ser manejada a otra velocidad.

- *Pulpas muy diluidas:* Representan para todas aquellas concentraciones de sólido muy bajos, generalmente menor que 0.1 %. Los licores son clasificados antes que sean filtrados. Las soluciones viscosas y tamaño de partículas son las más influenciadas, para la separación de partículas mayores de 5 u o más, filtros a presión, filtros de marco horizontal y otros pueden ser usados dependiendo de la velocidad de producción.

Para partículas menores de 5 u, los filtros a presión batch pre-recubiertos son los más comunes; para una alta velocidad de producción los filtros continuos al vacío ó a presión pre-recubiertas pueden a menudo ser justificadas.

Ejemplo de Selección de un Filtro :

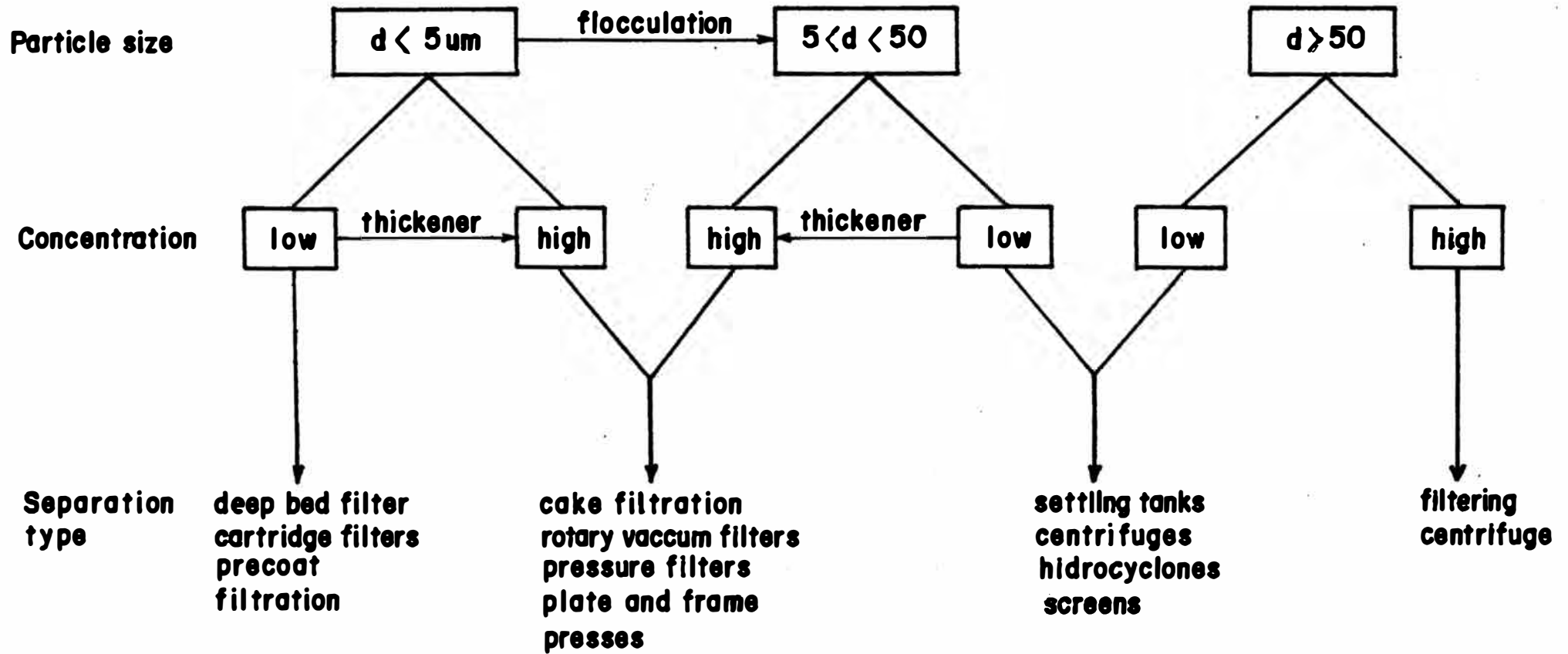
Dado que un cake de espesor $3/8$ pulg es formado en 3 minutos y secado en 2 minutos, el ciclo total puede ser de 6 minutos (se le adiciona 1 minuto para la descarga y sumergencia y un 50% para la sumergencia del rotatorio). Esto toma 10 ciclos o revoluciones del filtro Rotatorio por hora. Si un filtro de 1 pie^2 es conveniente usado y la descarga del cake con peso de 0.85 lb húmedas y 0.51 lbs seco, existe un contenido de humedad de 40 % y una capacidad de 5.1 lbs por pie^2 (0.51×10 ciclos) por hora. Seguidamente 20% de margen por precaución de calculo de laboratorio, a escalamiento de operación en planta una formación de 4lb seco de peso sólido por pie^2 por hora puede ser anticipado.

Para un manejo de 64,000 lbs en 20 horas por día, 800 pies² de filtro puede ser requerido. Este puede ser obtenido en un filtro; por ejemplo 12'0" de diámetro, por 18' 0" de longitud. Pero como esto puede resultar una máquina larga la preferencia puede ser, para 2 filtros cada una de 400 ft² de área y un tamaño de 10' 00" de diámetro por 14' 0" de longitud.

CONDICIONES DEL PROCESO: Algunas veces, severamente cambia los límites de filtración. Por ejemplo, operaciones de vacío no pueden ser posible porque existe limitaciones de temperatura o piston de vapor. Este limita la posibilidad de uno u otro costoso filtro continuo a presión (con o sin pre-recubrimiento) o una a presión batch. Requerimiento de resistencia química y temperatura pueden limitar el cambio del medio filtrante; el cual puede ser fuertemente influenciado el tipo e equipo.

RESULTADOS REQUERIDOS: Materiales volátiles, explosivos y tóxicos requieren uno u otro un costoso filtro continuo vaporador o una operación batch.

MATERIALES Y CONSTRUCCION: Estos influyen cambios de filtros porque afectan al precio de compra, cual depende en las dificultades de fabricación tanto como en los costos del material usado.



VIII.- ANALISIS TECNICO DE FILTRACION DE CONCENTRADOS

8.1.- IDENTIFICACION DE LA MUESTRA

La pulpa alimentada tiene un número en propiedades el cual puede ser identificado y comprendido como sigue:

- a.- Concentración de sólidos suspendidos
- b.- Distribución de tamaños de partículas
- c.- Composición del sistema
- d.- Viscosidad del líquido
- f.- Grado de saturación del líquido o sólido
- j.- Propiedad especial del líquido o sólido.

También se le considera a la temperatura, materiales requeridos para la construcción y velocidad libre.

A.- CONCENTRACION DE SOLIDOS SUSPENDIDOS: La velocidad en la cual los sólidos y los líquidos son separados, es una función directa de la concentración de sólidos suspendidos; cuando se tiene alta concentración de sólidos el problema es la remoción del líquido desde los sólidos para la formación de un cake y cuando se presenta una concentración baja de sólidos en el alimento, el

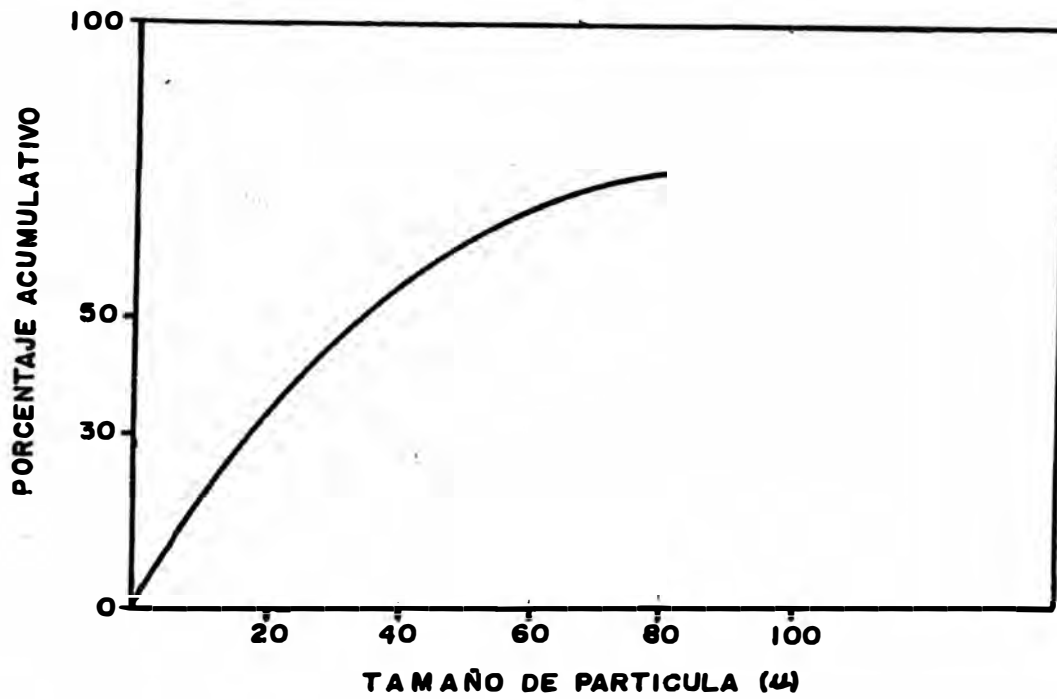
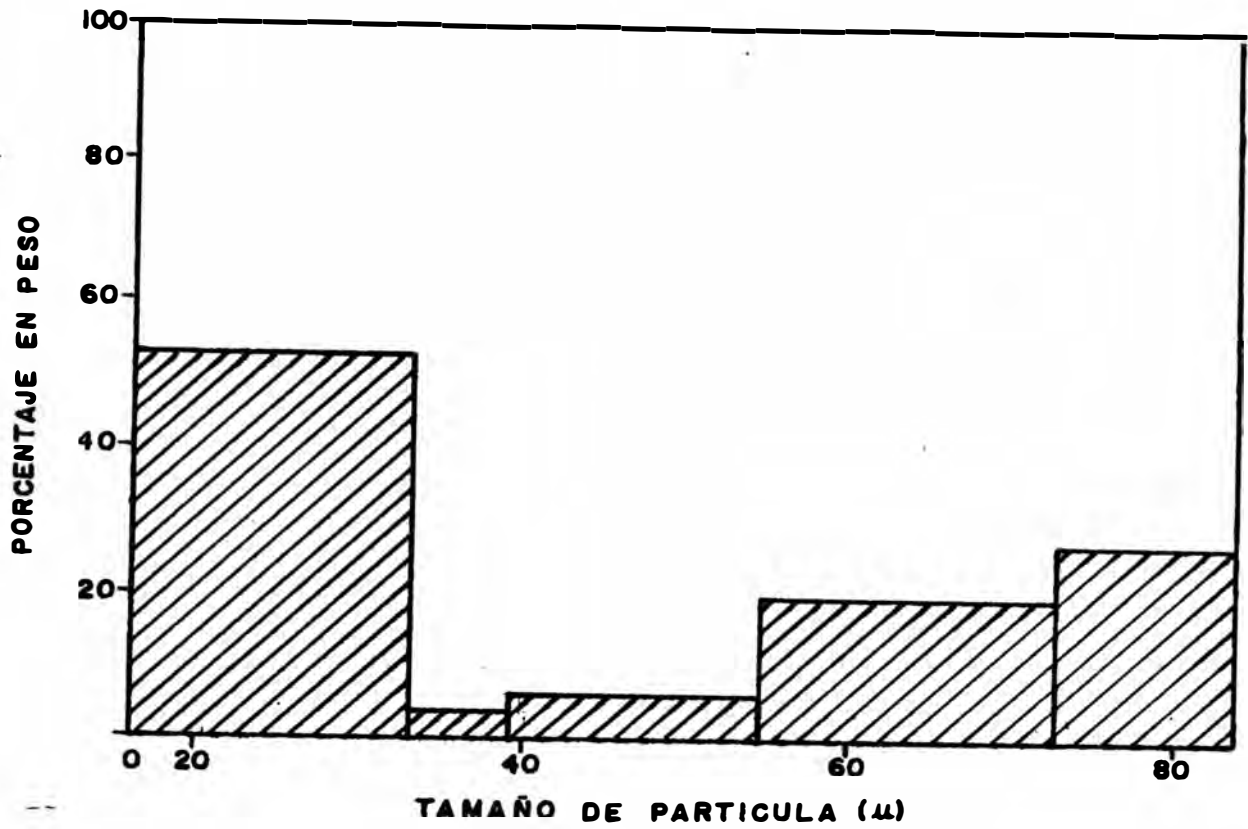


FIG. 21

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA	
CURVAS DE DISTRIBUCION	
NOMBRE : R. CAMPOS P.	
FECHA :	FIG. 20

problema viene a ser la remoción de una pequeña cantidad de sólidos desde el líquido lo cual puede ser solucionado por una sedimentación de partículas para luego ser filtradas o el uso de un filtro pre-recubierto.

Cabe mencionar que en las plantas concentradoras, el segundo problema se suele dar a menudo para lo cual se le tiene que adicionar un tratamiento previo. Para nuestro caso hemos aplicado una concentración de sólidos que ranguea entre 50% a 70% lo cual simula una operación industrial.

B.- DISTRIBUCION DE TAMAÑO DE PARTICULA: Dicha formación del cake también esta influenciado por el tamaño de partícula. Se sabe que para partículas mayores a 12 mm, son facilmente manejables por un screening; materiales relativamente gruesas(-12mm + 200mm) puede ser manejable por algún tipo de continuos unitarios y la fracción de tamaño fino puede ser controlado por una filtración continua. Su mayor performanse está dado por partículas mayores que 5 a 10 micrones.

Es de cuidado un cambio pequeño en la cantidad de este material pudiendo resultar un significado alto en la performanse del filtro.

Cuando se cuenta con materiales muy finos suele definirse a la partícula como un "slime", generalmente un submicrón en tamaño; lo puede estar comprendido a un mínimo de 15 a 20 micrones.

- **ANALISIS GRANULOMETRICO:** Dicha muestra(concentrado) presenta el siguiente análisis:

n	abertura u	% P	% F
200	74	28.19	71.81
270	53	9.88	61.93
325	43	4.92	57.01
400	37	3.55	53.46
-400	-37	53.46	

- **GRAVEDAD ESPECIFICA:** Se aplica el método del picnómetro lo que resulta :

$$Ge = \frac{PM - P}{PH_2O + M - PMH_2O} \quad (1)$$

donde :

PM : peso del picnómetro y mineral

P : peso del picnómetro

PH₂O : peso del picnómetro y agua

M : peso del mineral

PMH₂O : peso del picnómetro, mineral y agua.

reemplazando en (1), tenemos :

$$Ge : 3.7$$

- **AREA SUPERFICIAL:** Se tiene métodos diversos en la determinación del tamaño promedio de partículas LLOYD[®]. El más comunmente usado aunque no es usualmente la intención como tal, es la superficie especifica Sv, definida como:

$$Sv = \frac{\text{Area superficial de las partículas (cm}^2\text{)}}{\text{Volumen total de partículas (cm}^3\text{)}}$$

donde :

$$Sv = 505.6 \text{ cm}^2/\text{cm}^3$$

- **INDICE DE FINURA:** (# AFS)

$$AFS : 245$$

C.- COMPOSICION DEL SISTEMA: La composición del sistema (sólido y líquido) como se presenta , viene a ser un concentrado de plomo que contiene :

$$\% Pb = 28.0$$

$$\% Zn = 3.0$$

$$Ag \text{ gr/tn} = 180$$

$$\% Ins = 72$$

No presentandose ningun tipo de descomposición de la pulpa sin mucho menos alteraciones en la filtración batch.

D.- VISCOSIDAD DEL LIQUIDO: Se sabe que la viscosidad del líquido influye en la velocidad de formación del cake, lavado y escurrido.

Para nuestro caso consideramos como medio líquido, el agua con una viscosidad de 0.1 cp.

E.- VOLATILIDAD DEL LIQUIDO: La temperatura de trabajo son realizados a los de ambiente (20-25 C). No llegando a tener problemas en cuanto al nivel del vacío que es necesario realizar. Se recomienda por otro lado que contando con una alta presión de vapor es necesario hacer uso de una filtración a presión.

F.- SATURACION DE LIQUIDO: Esto es urgente, tanto que no ocurra enfriamiento dentro del filtro ó en el sistema de manejo del filtrado. Generalmente se presenta cuando se tiene que remover licores ácidos ó salmuera, tanto que el problema se torna menos severo si se aplica un tipo de mecanismo para su remoción. Este último tipo es usualmente debido a la super saturación lo que afecta grandemente al medio filtrante.

G.- PROPIEDAD ESPECIAL SOLIDO-LIQUIDO: Están comprendidos los sólidos que son altamente abrasivos, líquidos corrosivos, sólidos friables, forma de partículas muy heterogeneos, etc.

8.2.- PRUEBAS EXPERIMENTALES A NIVEL BATCH

Las diversas pruebas de filtración discontinuas, han sido realizados contando con el conocimiento de los acápite anteriores; lo que comprenden generalmente los diversos cálculos para el dimensionamiento de equipos. La prueba de hoja TEST LEAF consiste básicamente de un plato circular con un número de ranuras y una lectura de vacío, un collarin de retención de cake; compuesto de ella el medio filtrante y de una manecilla de ayuda aproximadamente de 6 pulg.

8.2.1.- VARIABLES EN LA PRUEBA DE HOJA

Las variables fácilmente pueden ser determinadas en unas pocas horas por ésta área unitaria, las que representa:

- Tamaño del filtro al vacío para la nueva instalación.

- Tipo, grado y comparación para diferentes medios filtrantes

- Cantidad de ayuda filtrante requerido para el pretratamiento

- Efecto de ambas alimentaciones

- Cuchilla de corte

- Comedero(receptor de pulpa)

- Licor clarificado

- Efecto de la velocidad de rotación

- Efecto de la sumergencia

- Efecto de vacío

- Efecto de temperatura

- Costo de operación

8.2.2.- INSTRUCCIONES DE REPORTE

La siguiente información esta incluido para representar las pruebas de ingeniería, el cual no puede estar enteramente familiar con todos los pasos necesarios para obtener datos completos de test. Sin embargo presentamos una información básica lo que puede ser una gran performanse para un gran número de pruebas similares programadas.

Lo que se desea es tener datos completos de importancia, cada columna puede ser enteramente llenado de la información necesaria para proporcionar un tamaño de producción del filtro y asegurar óptimas condiciones en la producción del filtro cuando esté instalado.

Las mayores variables significativas y rangos estudiados se dan en la tabla 14.

TABLA 14 **VARIABLES Y RANGO EN ESTUDIO**

VARIABLES	PUNTOS SELECCIONADOS EN LA PRUEBA
Vacío en la forma y secado del cake	5, 10, 15, 20 pulg de Hg.
Tiempo de secado	9, 15, 20, 45, 60, 75 seg.
Tiempo de formación	7, 12, 18, 30 seg.
Tamaño de partícula	62, 75, 81, 93 % - 325 m
Concentración de sólidos	55, 60, 68 % sólidos en peso
Efecto de pH	10, 11, 12
Ayuda filtrante	0-2, 2-0 lb/tc al 1 %

8.2.3.- RESULTADOS

A continuación, presentamos los datos tabulados de las pruebas experimentales, considerando las diversas variables (ver tabla 15,16,17 y 18).

8.3.- DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

Diversos autores han realizado el diseño de filtros de acuerdo a las mejores performansas que pudiera correlacionar. Describiremos a continuación cada una de ellas en su aplicación.

8.3.1.- METODOS DE LA VELOCIDAD DE ESCURRIDO DEL CAKE

D.DAHLSTROM², autor de este método, considera que la velocidad de escurrido del cake se determina relacionando el contenido de humedad del cake descargado en función del factor de correlación Od/w . Deben considerarse también los parámetros de nivel de vacío.

Para dicha relación a un grado de producción, se debe relacionar el contenido de humedad deseado y un valor de Od/w . Como factor de escala, este valor será multiplicada

Company
 Address

THE EINCO CORPORATION
LABORATORY REPORT

Test No.
 Date Tested
 By
 Location

MATERIAL % solids, consisting of
 % liquids, consisting of
 Date Received Amount Received gal/lbs.
 Slurry pH Vacuum Filter of Sq.Pt.Area
 Type of Filter

REQUIREMENT
 Moisture in cake %
 Impurities in cake %
 Consisting of
 Filtrate Clarity
 Filter Aid % lbs.
 Pre-Coat inches

TEST No.	TEMP. °C	FILTER CLOTH	% SOLID IN FEED	VACUUM FILTERING IN. Hg			AIR FLOW Cfm/ft	FILTERING TIME MINUTE					FILTRATE		WASH		CAKE THICKNESS IN	CAKE WEIGHT gr.		% MOISTURE	DRY lb/HR ² ft ²
				FORM	WASH	DRY		FORM	WASH	DRY	CAKE CRICK	CYCLE	ML	GLS/HR*ft	ML	GLS/HR*ft ²		WET	DRY		
0																					
1																					
2																					
3																					
4																					
5																					
6																					
7																					
8																					
9																					

Remarks:

por 1.2 para tener en cuenta las limitaciones fuera de calidad y otros factores. El peso del cake por unidad de área por ciclo se escoge para que rinda una torta descargable, de forma que el tiempo de escurrido se mida en minutos, el ciclo del filtrado puede ser calculado en RPM, calculando el tiempo de escurrido por la fracción del ciclo de filtrado que puede ser destinado al escurrido de la torta.

8.3.1.1.- RESULTADOS

D O R R O L I V E R

COMPANY _____ TESTED AT _____
 ADDRESS _____ TESTED BY _____

VALVAGIE PRODUCTS: _____ CAKE FORMING SOLIDS AS RECEIVED _____
 SOLIDS: _____ pH AS RECEIVER _____
 MATERIAL _____ Sp. GR AS RECEIVER _____

LIQUID: _____
 CAKE TO CONTAIN _____ % MOISTURE _____ % IMPURITIES
 BLURRY SCREEN ANALYSIS: _____

MA-LLA	GENERAL		PULPA		VACIO			TIEMPO		FILTRADO		C A K E			RESULTADOS					
	TEST No.	FECHA	TIPO DE LONA	% SOLI DO EL A-RA TO	TEMPE RA oC	pH	FORMA DEL CAKE	SECA- DO DEL CAKE	AIRE A TRA VEZ DEL CAKE	FORMA DEL CAKE	SECA- DO DEL CAKE	VOLU MEN DEL FIL- TRA- DO	% SOLIDO EN EL FILTRA- DO	ESPE SOR Pulg	QUEBRAM TO SI NO	PESO o DO Gr.	PESO SECO ME- DAD	% HU MO- DAD	CICLO TOTAL	SECA DO lb/ ft ² -Hr

TIEMPO DE FORMACION

62	31	-	ALG	55	19	8	18	18	0.348	7	90	236	---	3.15	No	126	190.0	22.0	116	130.0	19.35
62	32	-	ALG	55	19	8	18	18	0.382	12	90	248	---	3.15	No	159	163.0	20.1	128	101.0	18.43
62	33	-	ALG	55	19	8	18	18	0.336	18	90	266	---	3.54	No	202	127.0	19.3	137	73.5	18.46
62	34	-	ALG	55	19	8	18	18	0.271	30	90	280	---	3.93	No	233	183.0	18.4	152	51.0	17.52
75	35	-	ALG	60	19	8	18	18	0.472	7	75	228	---	5.19	No	286	330.7	20.0	116	226.0	18.70
75	36	-	ALG	60	19	8	18	18	0.336	12	75	234	---	5.19	No	297	269.8	18.5	128	166.6	17.38
75	37	-	ALG	60	19	8	18	18	0.243	18	75	243	---	5.51	No	325	242.0	17.0	137	140.0	16.87
75	38	-	ALG	60	19	8	18	18	0.243	30	75	256	---	5.90	No	395.5	229.0	16.8	152	119.5	16.02
93	39	-	ALG	68	19	8	18	18	0.498	7	60	167	---	5.90	No	133.5	372.4	18.4	116	254.5	13.69
93	40	-	ALG	68	19	8	18	18	0.464	12	60	177	---	5.90	No	367	326.4	17.2	128	223.0	13.15
93	41	-	ALG	68	19	8	18	18	0.382	18	60	190	---	6.30	No	341	303.2	16.5	137	175.5	13.10
93	42	-	ALG	68	19	8	18	18	0.417	30	60	220	---	7.87	No	440	272.0	15.3	152	142.0	13.76

TAMANO DE PARTICULA

62	43	-	ALG	58	19	8	18	18	0.478	20	30	320	---	3.54	No	268	219.0	18.2	95	182.8	32.03
75	44	-	ALG	58	19	8	18	18	0.522	20	30	298	---	4.52	No	273	221.5	18.9	95	185.0	29.83
81	45	-	ALG	58	19	8	18	18	0.522	20	30	259	---	4.92	No	279	224.5	19.5	95	187.3	25.93
93	46	-	ALG	58	19	8	18	18	0.522	20	30	236	---	1.18	No	292	231.5	20.7	95	193.2	23.62

D O R R O L I V E R

COMPANY _____ TESTED AT _____
 ADDRESS _____ TESTED BY _____

VALVAGIE PRODUCTS: _____ CAKE FOTMING SOLIDS AS RECEIVED _____
 SOLIDS: _____ pH AS RECEIVER _____
 MATERIAL _____ Sp.GR AS RECEIVER _____

LIQUID: _____
 CAKE TO CONTAIN _____ % MOISTURE _____ % IMPURITIES
 SLURRY SCREEN ANALISIS:

MA- LLA	GENERAL		PULPA		VACIO			TIEMPO		FILTRADO		C A K E			RESULTADOS					
					Pulg. Hg			FILTRACION		LIQUIDO										
325 No.	TEST FECHA	TIPO	%SOLI DO EN	TEMPE RATURA	pH	FORMA DEL CAKE	SECA- DO DEL CAKE	AIRE TRA VEZ DEL CAKE	FORMA DEL CAKE	SECA- DO DEL CAKE	VOLU MEN EN EL FILTRA- DO	%SOLIDO EN EL FILTRA- DO	ESPE SOR Pulg	QUEBRAN TAMIE NO	PESO HUM Gr.	PESO SECO Gr.	%HU ME DAD	CICLO TOTAL	SECA DO	FILTRA DO
	No.	DE	DO EL LIMEN TO	EN RATU- RA OC		DEL CAKE	DEL CAKE	DEL CAKE	DEL CAKE	DEL CAKE	FIL- DO	DO		NO	Gr.	Gr.		1b/ ft ² - Hr	ft ² - Hr	

CONCENTRADOS DE SOLIDOS

70	47	-	ALG	55	19	8	18	18	0.475	20	9	226	---	4.33	No	215	168.7	21.5	50	243.0	43.00
70	48	-	ALG	55	19	8	18	18	0.411	20	15	228	---	3.54	No	240	194.0	19.0	56	256.0	38.72
70	49	-	ALG	55	19	8	18	18	0.348	20	30	232	---	2.51	No	285	233.9	18.0	75	247.0	29.42
70	50	-	ALG	55	19	8	18	18	0.313	20	60	234	---	4.72	No	297	245.0	17.5	100	194.0	22.25
70	51	-	ALG	55	19	8	18	18	0.250	20	90	235	---	6.30	No	325	269.6	17.0	135	135.0	16.55
70	52	-	ALG	60	19	8	18	18	0.377	20	9	231	---	4.72	No	248	198.4	20.0	50	314.6	43.44
70	53	-	ALG	60	19	8	18	18	0.290	20	15	246	---	3.93	No	263	214.3	18.5	56	303.0	41.78
70	54	-	ALG	60	19	8	18	18	0.267	20	30	258	---	5.12	No	292	245.2	16.0	75	259.0	32.72
70	55	-	ALG	60	19	8	18	18	0.371	20	60	264	---	5.90	No	329	278.6	15.3	100	221.0	25.11
70	56	-	ALG	60	19	8	18	18	0.348	20	90	266	---	6.70	No	368	314.0	14.8	135	184.4	18.74
70	57	-	ALG	68	19	8	18	18	0.377	20	9	237	---	7.08	No	350	291.2	16.8	50	462.0	45.08
70	58	-	ALG	68	19	8	18	18	0.295	20	15	239	---	6.70	No	392	333.2	15.0	56	472.0	40.59
70	59	-	ALG	68	19	8	18	18	0.307	20	30	241	---	7.87	No	434	374.1	13.8	75	395.5	30.56
70	60	-	ALG	68	19	8	18	18	0.336	20	60	245	---	6.29	No	497	430.0	13.5	100	341.0	23.30
70	61	-	ALG	68	19	8	18	18	0.336	20	90	249	---	9.05	No	585	509.0	13.0	135	299.0	17.54

D O R R O L I V E R

COMPANY _____	TESTED AT _____
ADDRESS _____	TESTED BY _____
VALVAGIE PRODUCTS: _____	CAKE FORMING SOLIDS AS RECEIVED _____
SOLIDS: _____	pH AS RECEIVER _____
MATERIAL _____	Sp. GR AS RECEIVER _____
LIQUID: _____	
CAKE TO CONTAIN _____ % MOISTURE	_____ % IMPURITIES
SLURRY SCREEN ANALYSIS:	

MA-LLA	GENERAL			PULPA			VACIO			TIEMPO		FILTRADO		C A K E				RESULTADOS		
	No.	FECHA	TIPO	% SOLI	TEMPE	pH	FORMA	SECA-	AIRE	FORMA	SECA-	VOLU	% SOLIDO	ESPE	QUEBRAN	PESO	PESO	% HU	CICLO	SECA
			DO EN	RATU-		CION	DO	A TRA	CION	DO	MEN	EN EL	SOR	TAMIE-	HUME	SECO	ME-	TOTAL	DO	DO
			LONA	EL A-	RA OC	DEL	DEL	VEZ	DEL	DEL	DEL	FILTRA-	Pulg	NO	Gr.	Gr.	DAD		lb/	ft ² -
			LIMEH	TO		CAKE	CAKE	DEL	CAKE	CAKE	FIL-	DO							ft ² -	Hr
								CAKE			TRA-	DO								

TIEMPO DE SECADO

62	13	-	ALG	56	19	8	21	21	0.261	20	9	337	---	3.54	No	187	150.2	20.5	50	238.2	64.10
75	14	-	ALG	56	19	8	19	19	0.261	20	9	340	---	4.72	No	259	207.4	19.9	50	329.0	64.67
93	15	-	ALG	56	19	8	17	17	0.232	20	9	250	---	4.72	No	246	197.5	19.7	50	313.2	47.55
62	16	-	ALG	56	19	8	21	21	0.371	20	13	330	---	3.15	No	192	153.8	19.9	60	203.2	52.31
75	17	-	ALG	56	19	8	19	19	0.348	20	15	330	---	2.75	No	263	211.2	19.7	60	274.0	52.31
93	18	-	ALG	56	19	8	17	17	0.180	20	15	242	---	3.15	No	250	202.7	18.9	60	268.0	38.36
62	19	-	ALG	56	19	8	21	21	0.290	20	30	324	---	2.75	No	196	157.6	19.6	75	166.6	41.04
75	20	-	ALG	56	19	8	19	19	0.417	20	30	318	---	4.33	No	269	217.0	19.3	75	229.4	40.33
93	21	-	ALG	56	19	8	17	17	0.266	20	30	228	---	3.43	No	254	210.3	17.2	75	222.3	28.91
62	22	-	ALG	56	19	8	21	21	0.382	20	45	312	---	3.54	No	199	160.8	19.2	90	141.4	32.97
75	23	-	ALG	56	19	8	19	19	0.348	20	45	307	---	5.51	No	274	221.6	19.1	90	195.5	32.44
93	24	-	ALG	56	19	8	17	17	0.272	20	45	222	---	2.93	No	262	219.0	16.4	90	193.0	23.46
62	25	-	ALG	56	19	8	21	21	0.348	20	60	310	---	3.15	No	204	165.2	19.0	105	124.8	28.08
75	26	-	ALG	56	19	8	19	10	0.440	20	60	298	---	4.72	No	289	234.0	19.0	105	176.7	27.00
93	27	-	ALG	56	19	8	17	17	0.190	20	60	215	---	4.72	No	275	231.0	16.0	105	174.4	19.47
62	28	-	ALG	56	19	8	21	21	0.430	20	75	305	---	2.75	No	205	166.5	18.8	120	110.0	24.17
75	29	-	ALG	56	19	8	19	19	0.430	20	75	289	---	5.51	No	293	239.0	18.4	120	158.0	22.90
93	30	-	ALG	56	19	8	17	17	0.300	20	75	210	---	4.72	No	278	234.3	15.7	120	155.0	16.64

D O R R O L I V E R

COMPANY _____
 ADDRESS _____

TESTED AT _____
 TESTED BY _____

VALVAGIE PRODUCTS: _____
 SOLIDS: _____

CAKE FOTMING SOLIOS AS RECEIVED _____
 pH AS RECEIVER _____
 Sp.GR AS RECEIVER _____

MATERIAL LIQUID: _____

CAKE TO CONTAIN _____ % MOISTURE _____ % IMPURITIES

SLURRY SCREEN ANALISIS:

MA-LLA	GENERAL	PULPA	VACIO	TIEMPO	FILTRADO	C A K E				RESULTADOS														
%			Pulg. Hg	FILTRACION	LIQUIDO																			
62	TEST	FECHA	TIPO	%SOLI	TEMPE	pH	FORMA	SECA-	AIRE	FORMA	SECA-	VOLU	%SOLIDO	ESPE	QUEBRAN	PESO	PESO	%HU	CICLO	SECA	FILTRA			
No.	DE	DO EN	RATU-	DO EN	RATU-	DO EN	RA oC	DEL	DEL	VEZ	DEL	DEL	DEL	FILTRA-	Pulg	TO SI	o DO	Gr.	DAD	lb/	ft ² -	Hr		
	LONA	EL A-	RA oC	LIMEN	TO	CAKE	CAKE	DEL	CAKE	CAKE	FIL-	DO	DO	NO	Gr.									

VACIO EN LA FORMACION Y SECADO DEL CAKE

62	1	-	ALG	56	19	8	5	5	0.023	20	30	128	---	0.343	Si	18	3.85	78.6	75	4.07	16.23			
62	2	-	ALG	56	19	8	10	5	0.040	20	60	170	---	1.574	No	102	37.7	63.0	95	31.5	17.02			
62	3	-	ALG	56	19	8	15	5	0.023	20	90	272	---	2.760	No	123	57.81	53.0	140	32.74	18.48			
62	4	-	ALG	56	19	8	5	10	0.061	20	30	122	---	0.787	Si	15.5	2.31	46.4	75	8.78	15.47			
62	5	-	ALG	56	19	8	10	10	0.087	20	60	168	---	1.574	No	91	60.97	33.0	95	50.89	16.82			
62	6	-	ALG	56	19	8	15	10	0.145	20	90	255	---	3.150	No	112	79.52	29.0	140	45.03	17.32			
62	7	-	ALG	56	19	8	5	15	0.359	20	30	118	---	0.787	No	13.4	9.30	30.6	75	9.83	14.96			
62	8	-	ALG	56	19	8	10	15	0.342	20	60	165	---	2.360	No	82.5	66.58	19.3	95	55.57	16.52			
62	9	-	ALG	56	19	8	15	15	0.174	20	90	233	---	2.440	No	76.0	75.84	21.0	140	42.95	15.83			
62	10	-	ALG	56	19	8	5	20	0.208	20	30	115	---	1.180	No	12.0	9.51	20.7	75	10.05	14.58			
62	11	-	ALG	56	19	8	10	20	0.137	20	60	163	---	1.970	No	77.3	62.76	18.8	95	52.38	16.32			
62	12	-	ALG	56	19	8	15	20	0.104	20	90	220	---	2.76	No	88.0	74.00	15.9	140	41.91	14.94			

La velocidad de filtración está determinado por:

$$w \times 60 / \text{RPM} \hat{=} \\ = 60' \times X / 1.2 (\theta d/w) \quad (i)$$

donde :

velocidad de : peso de sólidos secos por unidad
filtración de área por hora

X : fracción del tiempo de ciclo de-
dicado al secado

$\theta d/w$: factor de correlación, valor re-
querido para obtener la humedad
deseada $\text{min}/(\text{kg}/\text{m}^2/\text{rev})$.

y RPM : $1.2 (\theta d)_x / X \quad (ii)$

donde :

$(\theta d)_x$: tiempo de escurrido de $\theta d/w$, con
el espesor adecuado de la torta.

Cabe considerar que el valor de $\theta d/w$ debería ser normalmente seleccionada en los alrededores de la porción baja de la curva, ya que la parte descendiente de la curva es la más inestable. Tomando datos de la tabla de tiempo de secado, tenemos :

TABLA 19

TIEMPO DE SECADO (*)

θd	w	% h	$\theta d / w$
9	313.2	19.7	1.13×10^{-2}
15	268	18.9	2.20×10^{-2}
30	222.3	17.2	5.20×10^{-2}
45	193	16.4	9.20×10^{-2}
60	174.4	16.0	0.135
75	155	15.7	0.189

* concentración de sólidos 56%, 70% -325m (-43 u) y 17
psl.

TABLA 20 **CONCENTRACION DE SOLIDOS (*)**

<i>Od</i>	<i>w</i>	<i>% h</i>	<i>Od / w</i>
9	314.6	20	1.13×10^{-2}
15	303	18.5	1.96×10^{-2}
30	259	16	4.50×10^{-2}
60	221	15.3	0.106
90	184.4	14.8	0.191

* concentración de sólidos 60%, 93% -325m y 18 psi.

Con los datos tabulados en ambas tablas, estamos en condición de graficar el contenido de humedad del cake en función del factor de correlación.

Considerando que deseamos obtener un cake con un porcentaje de humedad de 16%, para una presión operacional de 18 PSI, del gráfico 21, podemos obtener que dicho porcentaje de humedad equivale a 0.03 minutos/(kg/m²/hr) conservando un 50% del tiempo de secado sobre el filtro y reemplazando en la relación (i), tenemos:

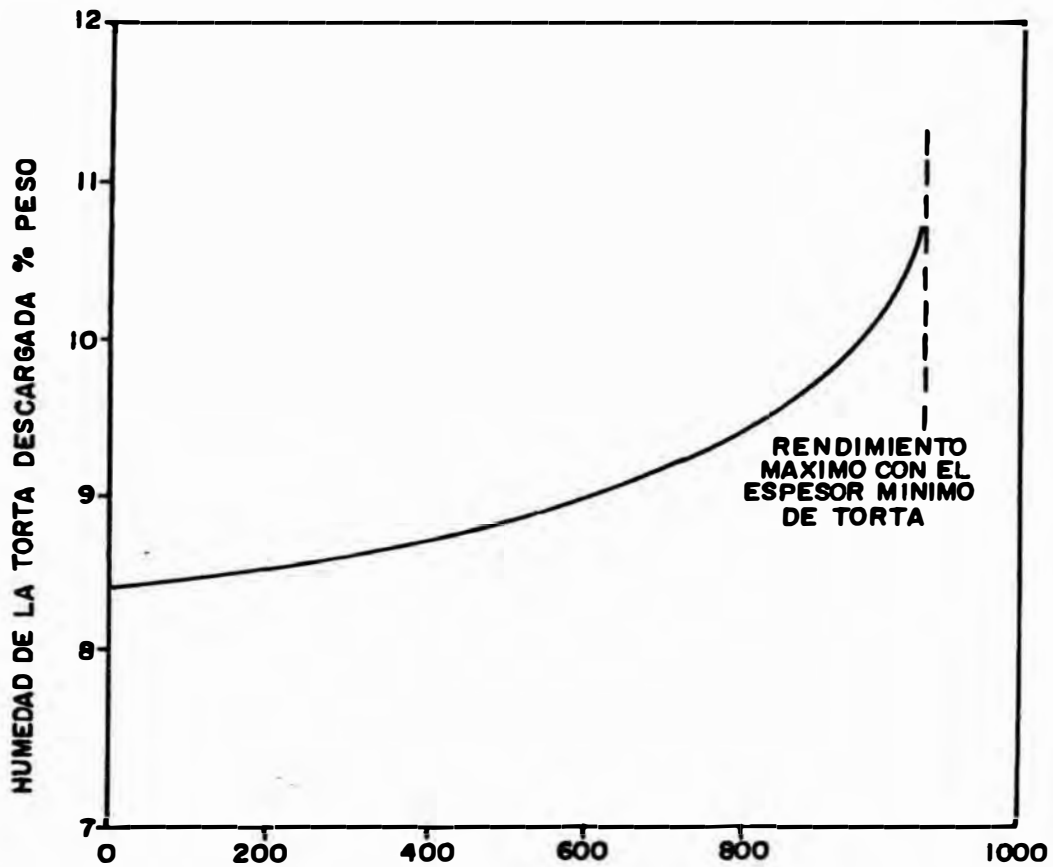
$$\begin{aligned} \text{velocidad de filtración} &: \frac{60 \times 0.5}{1.2 \times 0.03} = 8.33 \\ &: 8.33 \text{ kg sól/hr/m}^2 \end{aligned}$$

Con dichos valores obtenidos, podemos graficar el contenido de humedad en función del rendimiento de filtración previsto. Por lo que existirá un límite superior para el cual el espesor de la torta es demasiado fino para permitir una descarga sin problemas.

Dichos gráficos representa la fig. 21 y 22.

8.3.2.- METODO DORR-OLIVER

La compañía DORR-OLIVER INC., una de las pioneras en equipos de filtración, ha desarrollado uno de los métodos modernos, en cuanto a pruebas a nivel laboratorio y su escalamiento para una producción mayor de filtrado. La evaluación de los datos del test, es el



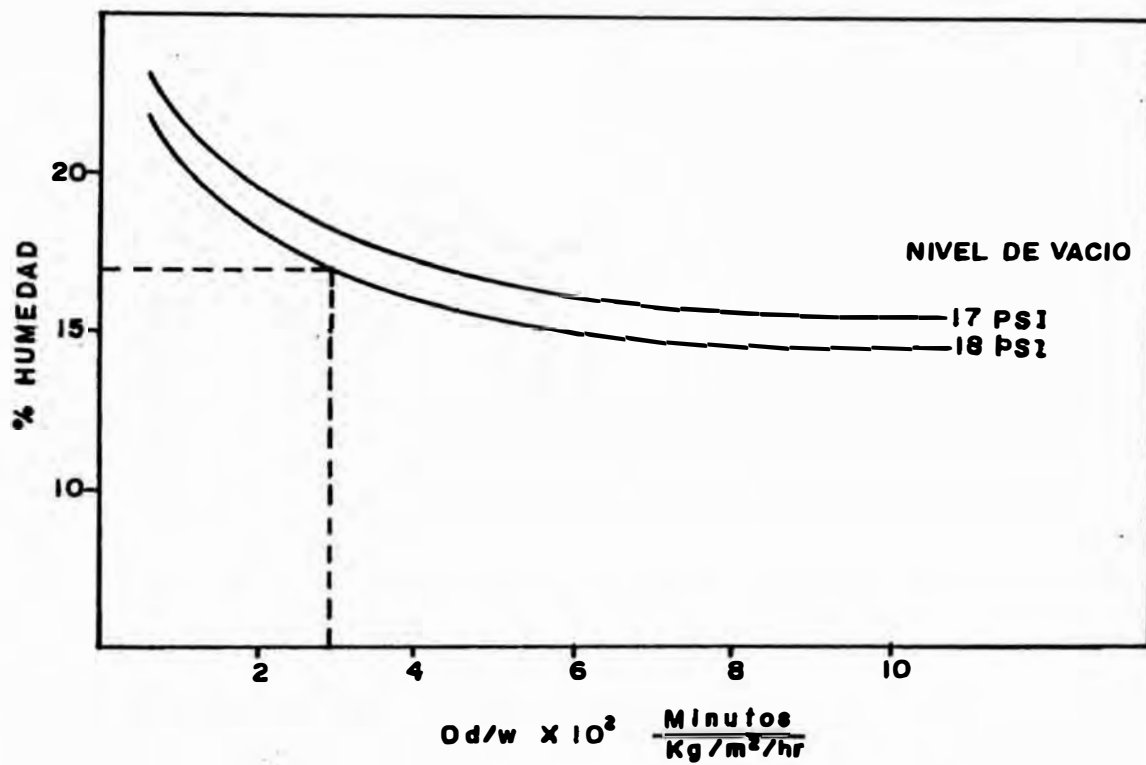
ESTIMACION DE RENDIMIENTO DE FILTRACION A ESCALA INDUSTRIAL EN Kgs. SOLIDOS SECOS/HORA/METRO²

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
 FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA

NOMBRE: R. CAMPOS P.

FECHA :

GRAFICO 21



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA	
FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA	
NOMBRE: R. CAMPOS P.	
FECHA:	GRAFICO 2 &

pre-requisito para dimensionar la producción del filtro. Por consiguiente el método y procedimiento de registro de datos y evaluación de los resultados es el de mayor importancia. Al final todos los datos del test es dirigido para establecer una velocidad o capacidad en lb de sólido seco/ft²xhr ó gal/ft²xhr.

El factor de seguridad comunmente es el de 0.65 y ha sido establecido para su aplicación en la mayoría de los casos. Este factor podría ser más bajo si la producción del filtro tiene una velocidad tanto menor que las pruebas de hoja indicada.

Consideramos en el siguiente desarrollo los dos caminos para poder dimensionar la producción del filtro.

8.3.2.1.- EVALUANDO EL PRODUCTO DEL CAKE

Calculo : De la prueba N 51, tenemos una producción de cake de 135 lb/ft²xhr.

Factor de seguridad : 0.65

Velocidad de producción del filtro : 135×0.65
: 87.75 lb sólido/ft²xhr.

Considerando que manejamos una producción de concentrado de 100 tn, durante las 24 horas; luego tenemos: 87.75 lb/ft²xhr con su factor de seguridad.

$100 \text{ tn} \times 2000 \text{ lb/tn} = 200,000 \text{ lb requerido/día}$

$200,000 / 24 = 8,333 \text{ lb requerido/hora}$

$8,333 / 87.75 = 95 \text{ ft}^2 \text{ es el área requerido}$

De tablas podemos seleccionar un filtro rotatorio de 5'4" x 6 para 100 ft² de área que puede ser requerido.

8.3.2.2.- EVALUANDO EL PRODUCTO DEL FILTRADO

De la prueba No. 48, tenemos una producción del filtrado de 38.72 gal/ft²xhr. Deseamos saber la producción del filtro que puede ser requerido para manejar 150,000 gal/día.

Calculo : $48 \text{ gal/ft}^2 \times 0.65 = 31.2 \text{ gal/ft}^2 \times \text{hr}$

$150,000 / 24 = 6250 \text{ gal/hr}$

$6250 / 31.2 = 200.3 \text{ ft}^2 \text{ área requere-}$
rida.

De tablas, un filtro rotatorio de 8' x 8' de 200 ft² de área nominal puede ser requerido para tratar 150,000 galones por día.

Luego para el seleccionamiento del filtro requerido, consideramos una producción en planta de 30 tn de concentrado durante 24 horas. Por lo tanto de los datos encontrados anteriormente tenemos:

Velocidad de filtración : 163 kg/m²/hr (33 lb/pie²/hr)

Coefficiente de seguridad: 20 %

Velocidad de filtrado : 30/24 t/hr

8.3.2.3.- AREA DE FILTRADO REQUERIDO

$$\text{Area} : \frac{30/24 \text{ t/hr} \times 2000 \text{ lb/t}}{33} \times 1.2$$

$$\text{Area} : 91 \text{ pies}^2$$

Deseando contar con filtros de discos de 4 pies de diámetro, para lo cual; el área efectiva será :

$$\begin{aligned} \text{área del filtrado por disco} &: \text{PI} \times 2^2 \times 2 \\ &: 25.13 \text{ pies}^2 \end{aligned}$$

el número de discos que tendrá el filtro será:

$$\text{No. discos} : 91/25.13 = 3.6 \quad 4$$

Las especificaciones técnicas del filtrado comprenderá :

tipo de filtro : de Discos
diámetro : 4 pies
No. de discos : 4

8.3.3.- METODO DE LA VELOCIDAD DE FORMACION DEL CAKE

Dicho método es aplicable para relacionar a escala industrial datos de laboratorio, la que viene representado de la manera siguiente:

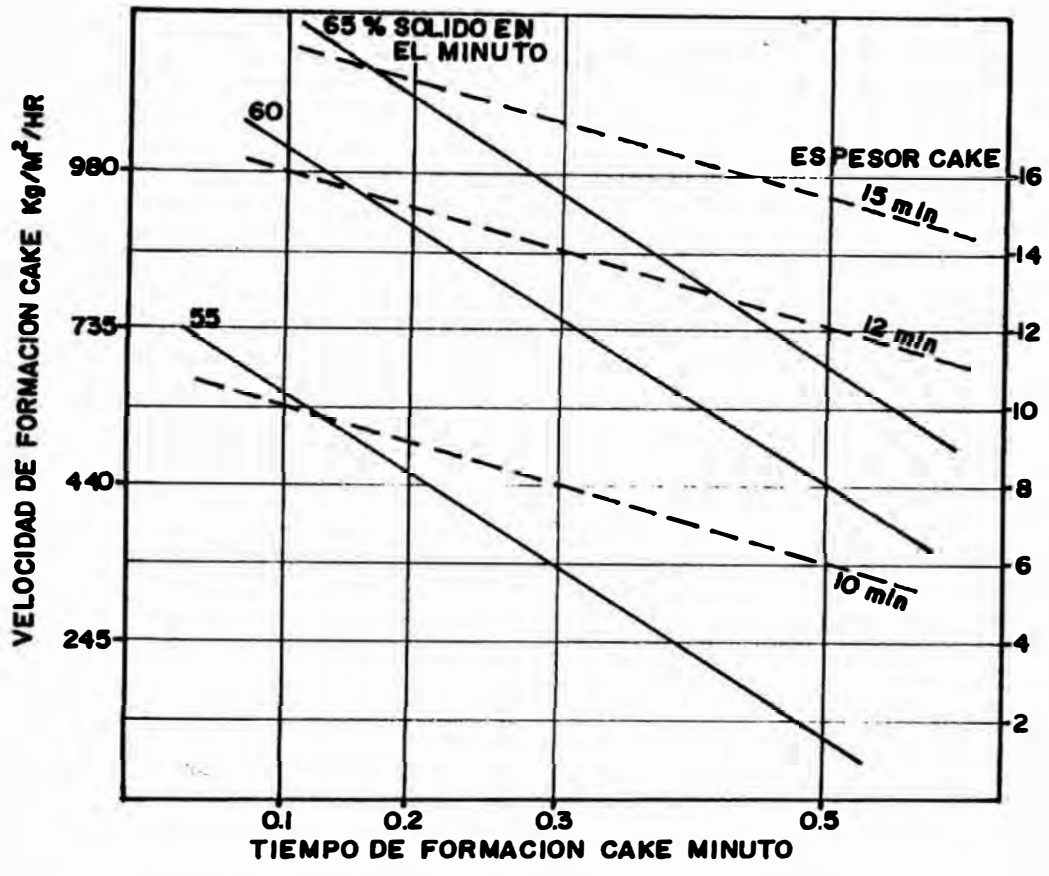
$$\text{velocidad de producc. del cake} : Z \times \%S \times f \quad (i)$$

donde :

Z : velocidad de formación del cake lb/hr/ft²

f : factor de escalamiento, dependiendo del tipo de filtro. Generalmente es 0.8.

%S : sumergencia del "leaf test filter" en la pulpa (33.3 %).



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA	
FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA	
NOMBRE: R. CAMPOS P.	
FECHA :	GRAFICO 23

El factor de escalamiento debe comprender también el cargado de la tela filtrante a medida que transcurre el tiempo, fluctuaciones naturales en el alimento y demás factores operacionales.

Además tiene en cuenta el porcentaje del cake que se descarga y cambios sobre filtrabilidad y concentración de sólidos en la alimentación.

Para la aplicación de dicho método es necesario plotear la gráfica : velocidad de formación del cake en función del tiempo de formación, del cual se hallará la velocidad de diseño para ciertas condiciones requeridas(fig No. 23).

CALCULO: Considerando que deseamos obtener un cake cuyo espesor es 10mm, con una concentración de sólidos de 55%, tenemos del gráfico No.6, que la velocidad de formación del cake es 612 kg de sólidos secos/m²/hr.

velocidad para el escalamiento industrial: $612 \times 0.333 \times 0.8$
: 163 kg sólido/m²/hr.

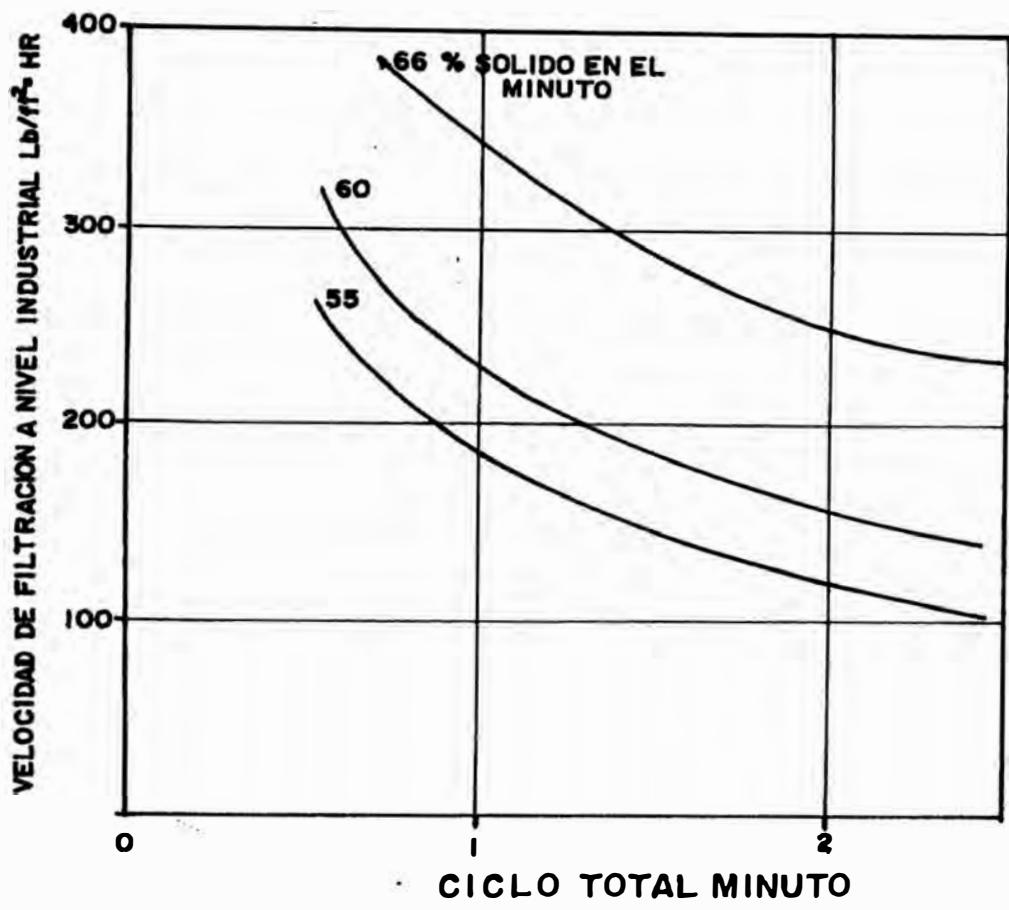
8.3.4.- METODO PRACTICO

D.DAHLSTROM² aplicó este método, teniendo en cuenta que la velocidad de filtración a nivel industrial, esta dado en función de la velocidad de filtración a nivel laboratorio, multiplicada por un factor de escalamiento de 0.8.

Debe considerarse para dicho cálculo, el ciclo total de filtración.

SELECCIONAMIENTO DEL FILTRO: A partir de la tabla 20 y del gráfico de velocidad de filtración a nivel industrial vs. ciclo total(fig 24) podemos hallar la velocidad de filtración requerido y bajo las condiciones presentes, como son : humedad, % sólido, ciclo total, etc.

de los datos :



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA	
FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA	
NOMBRE: R. CAMPOS P.	
FECHA :	GRAFICO 24

El factor de escalamiento debe comprender también el cargado de la tela filtrante a medida que transcurre el tiempo, fluctuaciones naturales en el alimento y demás factores operacionales.

Además tiene en cuenta el porcentaje del cake que se descarga y cambios sobre filtrabilidad y concentración de sólidos en la alimentación.

Para la aplicación de dicho método es necesario plotear la gráfica : velocidad de formación del cake en función del tiempo de formación, del cual se hallará la velocidad de diseño para ciertas condiciones requeridas (fig No. 23).

CALCULO: Considerando que deseamos obtener un cake cuyo espesor es 10mm, con una concentración de sólidos de 55%, tenemos del gráfico No.6, que la velocidad de formación del cake es 612 kg de sólidos secos/m²/hr. velocidad para el escalamiento industrial: $612 \times 0.333 \times 0.8$
: 163 kg sólido/m²/hr.

8.3.4.- METODO PRACTICO

D.DAHLSTROM² aplicó este método, teniendo en cuenta que la velocidad de filtración a nivel industrial, esta dado en función de la velocidad de filtración a nivel laboratorio, multiplicada por un factor de escalamiento de 0.8. Debe considerarse para dicho cálculo, el ciclo total de filtración.

SELECCIONAMIENTO DEL FILTRO:

A partir de la tabla 20 y del gráfico de velocidad de filtración a nivel industrial vs. ciclo total (fig 24) podemos hallar la velocidad de filtración requerido y bajo las condiciones presentes, como son : humedad, sólido, ciclo total, etc.
de los datos :

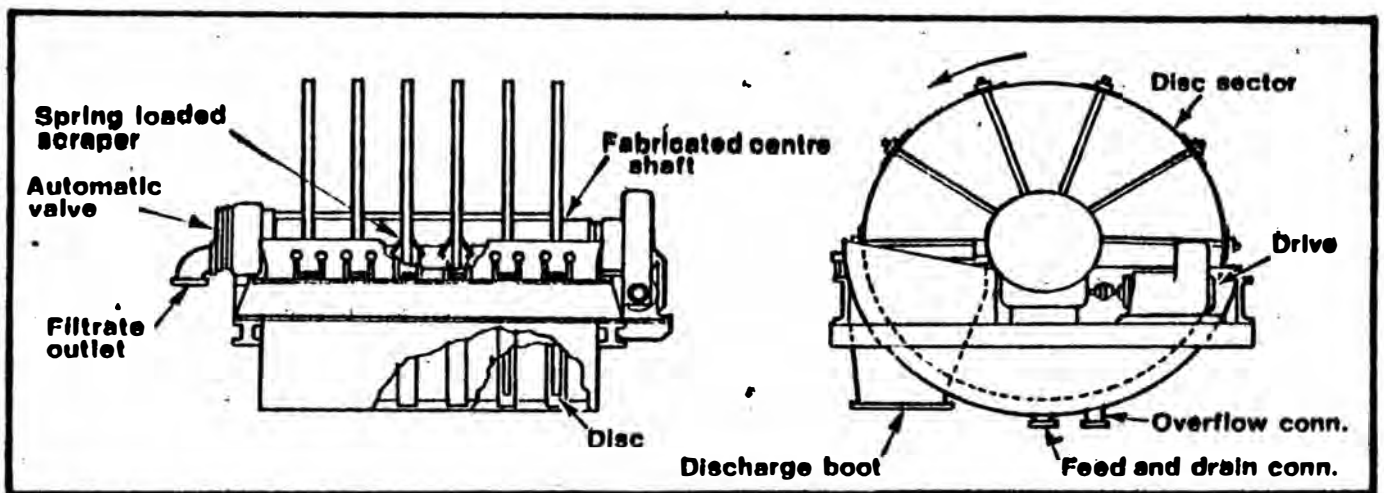


Fig. 25 Rotary vacuum disc filter with scraper and light air blow discharge (courtesy Dorr-Oliver Inc.).

% sólidos : 60
 espesor del cake(mm): 13
 % humedad : 16
 ciclo total (min) : 1.25

de la figura 27, podemos determinar :

velocidad de filtración a nivel industrial : 160
lb/ft²xhr

De igual manera, por interpolación podemos hallar velocidades de filtración a nivel industrial para diferentes porcentajes de sólidos, comprendidos en el rango de 55-68 %.

8.4.- TIPOS DE FILTROS CONTINUOS Y MECANISMOS

Muchos filtros son corrientemente aprovechables con una amplia variedad de diseño, mayormente con performanse a una separación con una variedad de grado de eficiencia, capital y costos corrientes. Generalmente en el campo de la Minería grandes volúmenes de mineral han sido procesados produciendo variedades cantidades de producto fino. Con el desarrollo de alto costo de capital, operaciones continuos en planta a menudo es esencial. Los filtros pueden ser diseñados para continuos, intermitentes ó operaciones batch. Los filtros a describir corresponden a los continuos.

8.4.1.- EL FILTRO DE DISCO

Los filtros continuos de disco al vacío como son el DORR-OLIVER, AMERICAN DISC, etc, son filtros giratorios continuos al vacío que consiste de un cierto número de discos montados a intervalos regulares en torno a un eje central hueco. La rotación se realiza mediante una propulsión de engranajes. Cada porción de disco es referido como un sector.

8.4.1.1.- SECTOR DEL DISCO

Los sectores que forman el disco son trapezoidales de metal, plástico o madera encostillados en ambos lados para soporte de una tela de filtro y

proporcionar drenaje. El sector se abastece de un drenaje superficial para ascender a un medio filtrante y un medio interno para la colección y derivar la filtración a un conducto de la columna central.

8.4.1.2.- SISTEMA DE ALIMENTACION

La columna central abastece un conducto central desde un sector de cada disco a través de una válvula colector al final de la columna. Durante la operación, la alimentación se suministra al fondo del tanque a través de una tubería de múltiple, los discos giran con lentitud, y en cuanto se sumergen parcialmente los sectores, se aplica el vacío de acción automática. A medida que cada sector llega a la raspadora o al rodillo de descarga, se interrumpe el vacío y se aplica un sople suave de aire, produciéndose el descargado del cake.

8.4.1.3.- ELEMENTOS DEL FILTRO DE DISCO

Un filtro de disco completo consiste de las siguientes partes:

1.- Disco con el medio filtrante y divisiones de corrección a la columna central.

2.- Columna central con un conducto y un marco puesto

3.- Impeler con una columna que sobrelleva

4.- Tiro de empuje y soporte

5.- Válvula puente

6.- Tanques

7.- Agitadores mecánicos

Los impeler para la columna central y agitador son usualmente variable su velocidad de rendimiento.

Como se menciona los filtros de discos son los de menor costo de entre los continuos, y su tamaño son los que constituye su principal ventaja.

8.4.2.- EL FILTRO TAMBOR GIRATORIO

Esta conformado de un tambor cilindrico sostenido en un tanque de extremo superior abierto, permitiendo la rotación del cilindro en torno a su propio eje. El casco del tambor se compone de un cierto número de compartimientos pocos profundos cubiertos con una rejilla de drenaje y una tela del filtro.

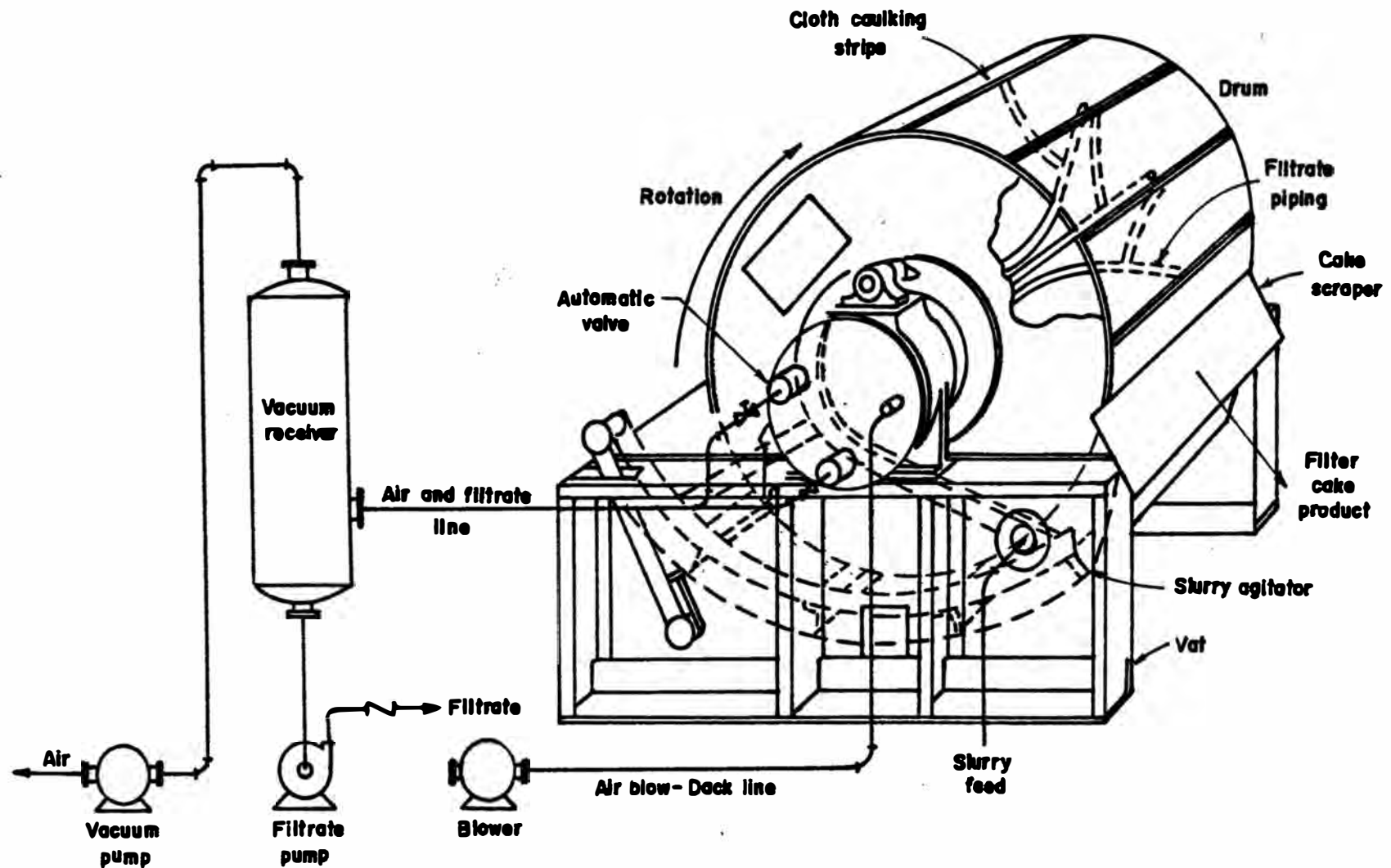
El interior de cada compartimiento se comunica mediante un ducto separado a un mecanismo de válvula que durante el funcionamiento, aplica automáticamente ya sea succión o presión positiva de aire a los diversos ductos en rotación y a través de ellos al interior de los compartimientos. La válvula automática se conecta a un sistema de vacío y, a una fuente de aire comprimido. El cake del filtro se descarga de la superficie del tambor mediante una hoja raspadora.

8.4.2.1.- SISTEMA DE FUNCIONAMIENTO

Durante el funcionamiento del tambor, gira lentamente en tanto que el tanque recepciona el material que va a ser filtrado y se mantiene en el nivel para asegurar una profundidad constante de inmersión de la porción más baja del filtro.

Al accionar la válvula automática, se aplica vacío a los compartimientos del tambor que pasan por la pulpa. El vacío creado dentro de los compartimientos provoca un flujo de filtrado a través del medio de filtración, los ductos y la válvula automática y, se deposita una capa de torta de sólidos sobre el medio de filtración que cubre la porción sumergida del tambor.

A medida que gira el tambor se mantiene el vacío en los compartimientos y la capa de sólidos (torta) asciende y pasa por el arco incluido en la porción superior o expuesta al tambor. Se somete al lavado por medio de agua de toberas de aspersión, el agua de enjuague se infiltra en la torta y desplaza el líquido contenido en ella.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
 FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA

DRUM - TYPE VACUUM FILTER

NOMBRE: R. CAMPOS P.

FECHA :

FIG. 26

8.4.2.2.- CLASIFICACION

Los filtros rotatorios son adicionalmente clasificados de acuerdo al método de descarga. Los métodos son :

- Raspador
- Cuerda
- Rodillo
- Pre-recubiertos

Los filtros OLIVER, es comunmente usado en conjunto con un espesador y la combinación de estos dos mecanismos es probablemente el método más eficiente de escurrido que es posible en plantas metalúrgicas.

8.4.3.- FILTROS MAGNETICOS

Estos filtros son usados para el filtrado de concentrados magnéticos de grano grueso y están trabajando con resultados exelentes. El principio es igual como el cilindro rotatorio, exepto que un magneto está permanente instalados dentro del cilindro. Ba influencia del campo magnético las partículas son clasificados tanto que las partículas grandes sedimentan primero. El cambio de campo magnético induce a las partículas el giro a lo largo de sus ejes, resultando un acérido drenaje y mayor incremento de capacidad.

8.4.4.- FILTROS ROTATORIO DE CINTA

Estos tipos de filtro se caracterizan por ser de bajo mantenimiento, trabaja para aplicaciones de partículas gruesas, rápido drenaje de material especialmente cuando requiere buen lavado de material. Viene hacer una unidad circular con una horizontal seccionado del filtro cubierto, un aro exterior y un centro aislante. La descarga se realiza en rrollos, con un nivel de espesor de cake de 6 mm a 12 mm. El uso de un choque de aire contrario bajo la sección alimentada efectivo en clarificar el medio filtrante una distribución de alimentación mientras que el repulpado, el cake se forma. La alta capacidad angular de drenaje de

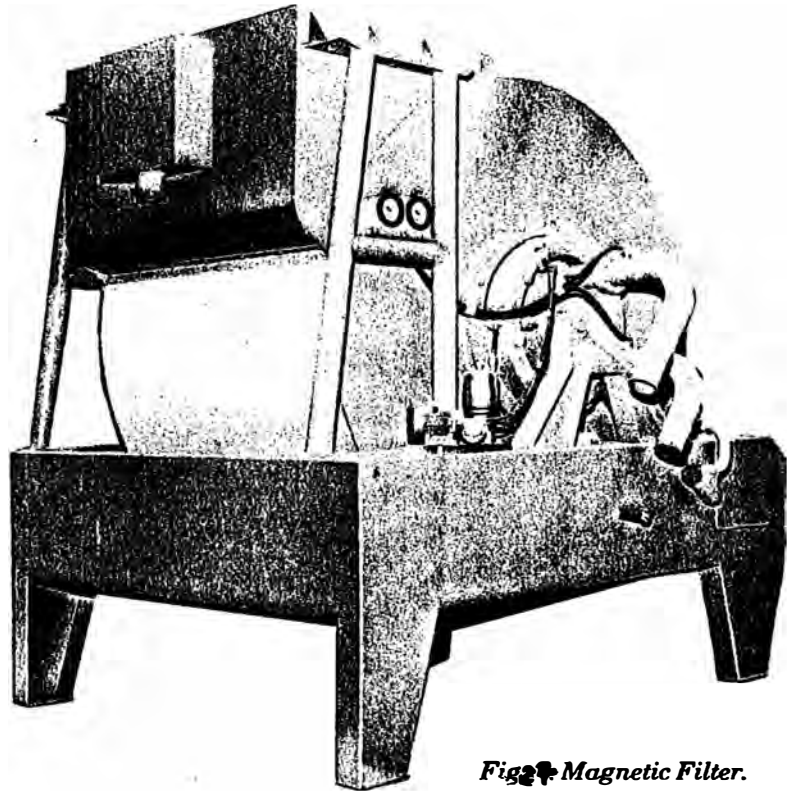


Fig. 2 Magnetic Filter.

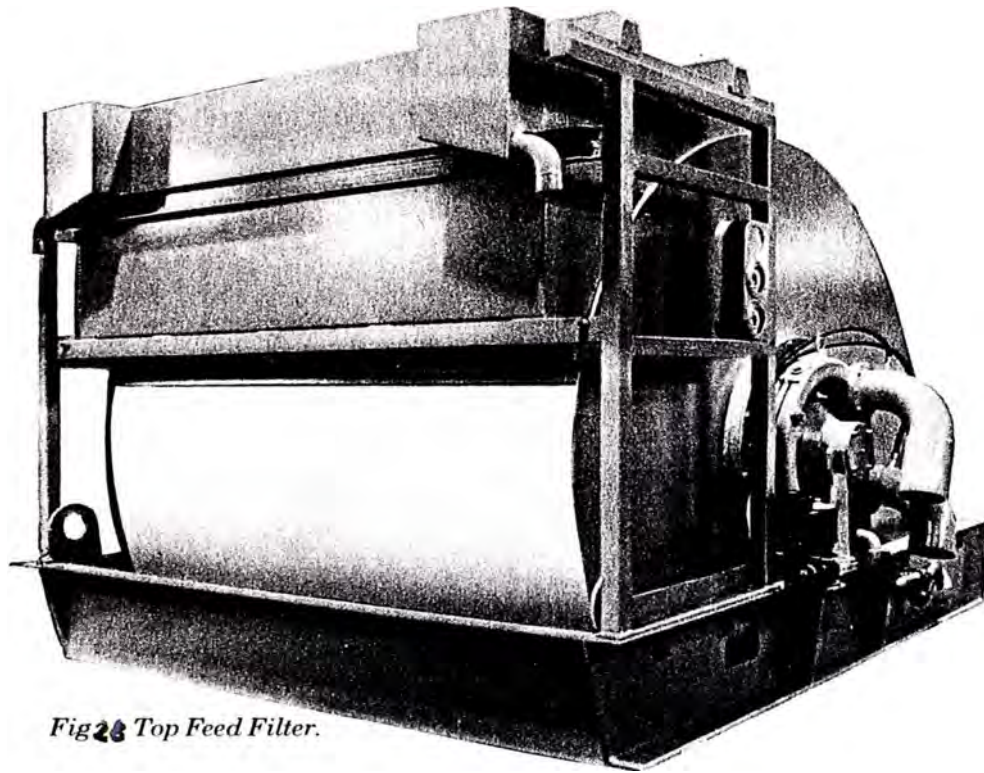


Fig 26 Top Feed Filter.

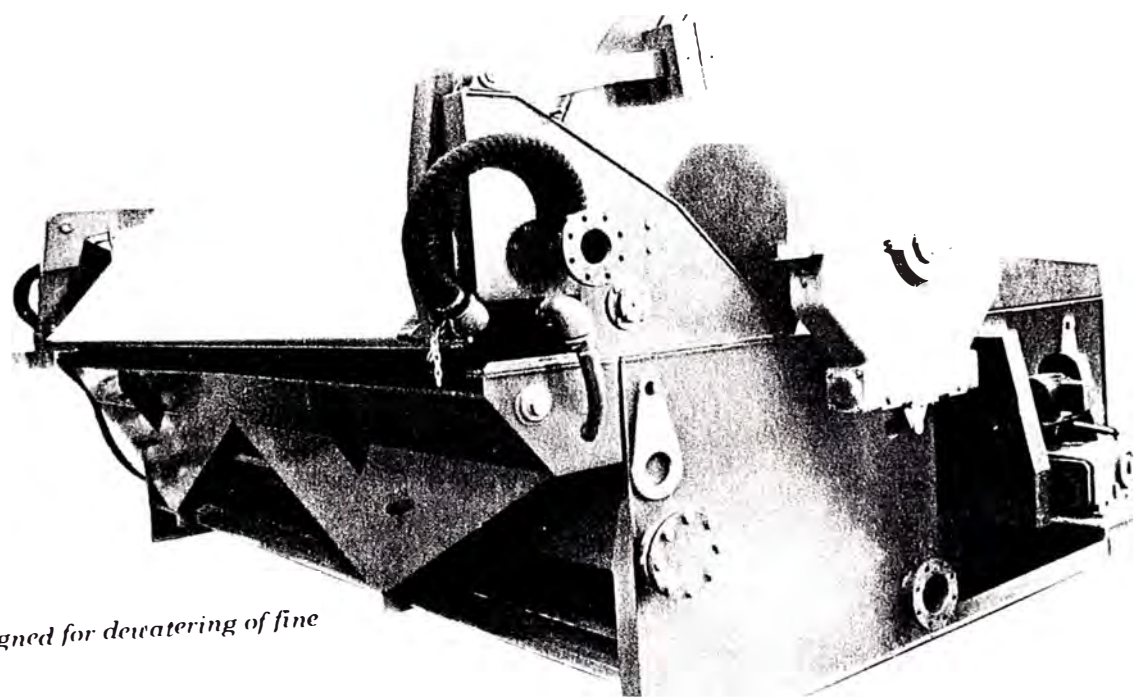


Fig 29 SALA Belt Drum Filter designed for dewatering of fine and sticky materials.

cada sección y la válvula de filtrado mejora el licor drenado, por lo tanto la separación del licor lavado; hace este un excelente lavado contacorriente del filtro. La habilidad para manejar altos flujos de aire y cualquier vacío, permite necesariamente esto a un escurrido del material grueso a una mínima humedad.

8.4.5.- FILTROS DE ALIMENTACION POR ARRIBA (TOP FEED FILTERS)

Este tipo de filtro TFF, es de un diseño especial para manejar sólidos gruesos. En este modelo, la caja alimentadora es alimentada por encima del cilindro y ajustado con selladores de goma para prevenir la alimentación por fuga. La filtración es corrida fuera de la mitad de la parte superior del cilindro y en la mitad de la parte inferior el paño puede ser limpiado desde el interior, pulsaciones de aire y agua con el cual reduce el encubrimiento de partículas a un mínimo. La caja alimentadora tiene un diseño para clasificar al alimento, tanto que las partículas gruesas sedimentan cercanamente al paño y abastece una adicional medio filtrante. Estos equipos tienen una alta capacidad y dan excelentes resultados.

8.5.- EQUIPOS AUXILIARES DE VACIO

Máquinas de vacío auxiliares son requeridos por todos los filtros. Estos consisten en bomba de vacío, receptor de vacío, colector de humedad, bomba centrífuga y ventiladora. La interconexiones de tuberías, válvulas accesorios son suplementarios para cada caso. Detallamos:

8.5.1.- TRAMPA DE HUMEDAD

Una trampa de humedad es siempre recomendable entre el recipiente de vacío y la bomba de vacío. Este es un importante factor de seguridad para remover espuma o atrapamiento de humedad desde el aire antes que éste entre a la bomba de vacío. Esto podría estar ubicado

tan alto como conviene por encima del filtro, no menos de 20 a 25 pies, para dar una positiva protección a la bomba de vacío.

8.5.2.- BOMBA DE VACIO

Una bomba de vacío es necesario para entregar la correcta cantidad de vacío al material a ser filtrado, son del tipo horizontal colectora de agua. Estos pueden operar con fajas de transmisión tipo V. Los requerimientos de vacío son gobernados por el carácter del material, área de superficie del filtro, altitud y otros factores de consideración.

8.5.3.- SECTOR DEL DISCO

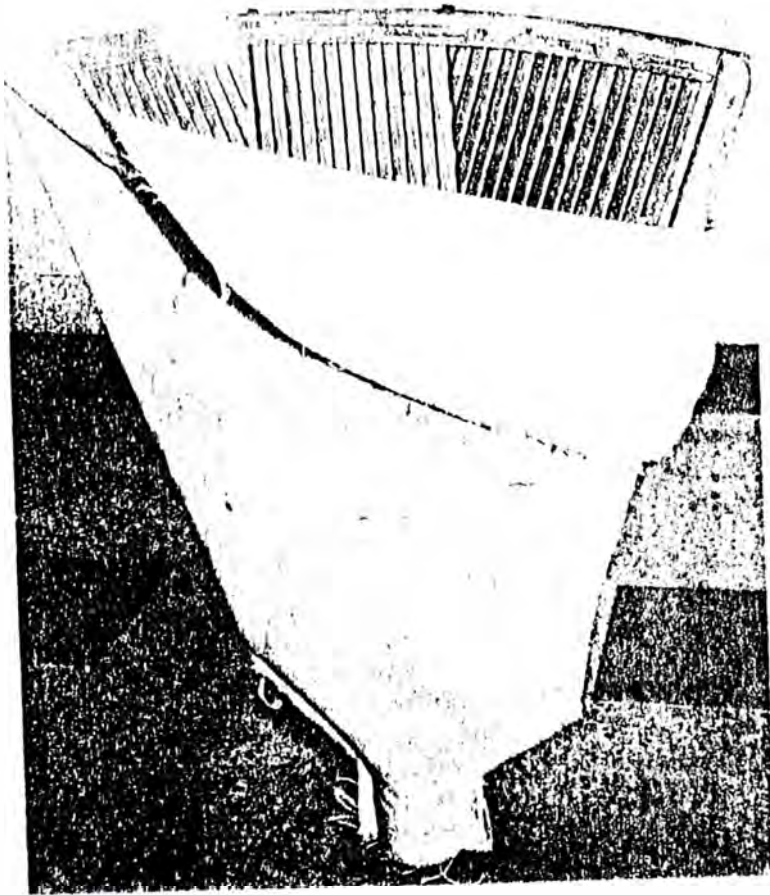
Los filtros de discos, consiste de diversos sectores que son usualmente hechos de madera. Un disco completo combina fuerza y rigidez y, en cada sector drena separadamente por su respectivo canal.

8.5.4.- RECEPTOR DE VACIO

El receptor de vacío esta hecho para exhalar el material, soldado totalmente y son controlados con un vacuómetro, medidor de agua y un control flotante para releer el vacío en emergencia. Cuando se maneja una sola solución, solamente un recipiente de vacío es requerido. Para soluciones de lavado o para mayores de un filtrado y donde éste es deseado para guardar el agua de lavado separado desde el filtrado, recipientes de vacío separados son requeridos.

8.5.5.- BOMBA CENTRIFUGA PARA EL FILTRADO

Bomba centrífuga de tipo horizontal son ideales para el desaguado del agua de lavado y del filtrado desde el receptor de vacío. Una bomba es requerido para cada solución. Una buena práctica para la instalación de dicha bomba es más bajo o debajo del tanque de vacío. Dichas conecciones de tuberías



Disc sector of rotary disc vacuum filter, showing drainage panel and cotton bag filter medium. (Courtesy The Eimco Corp.)

FILTRATE PUMP

BLOW

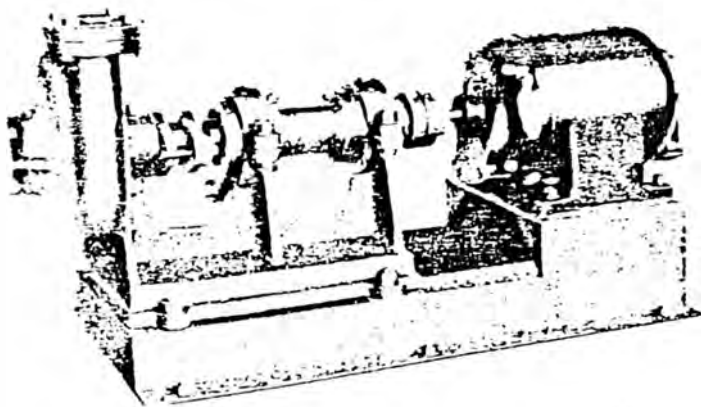
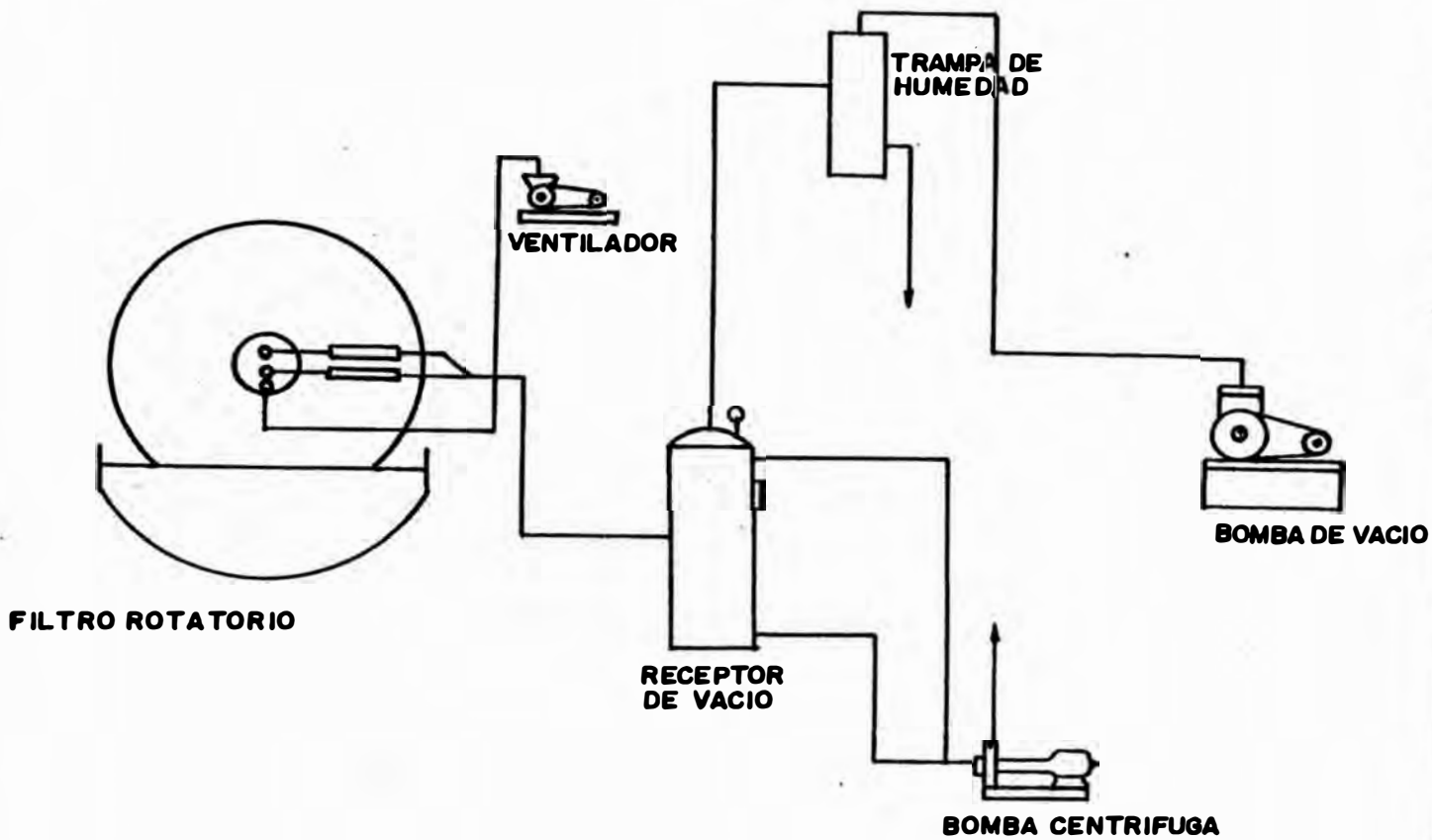


Fig 30



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
 FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA

DISPOSICION DE EQUIPO

NOMBRE: R. CAMPOS P.
 FECHA :

FIG. 31

en esta posición de la bomba, sirve de una ayuda de aire para asegurar una mejor performanse de la bomba.

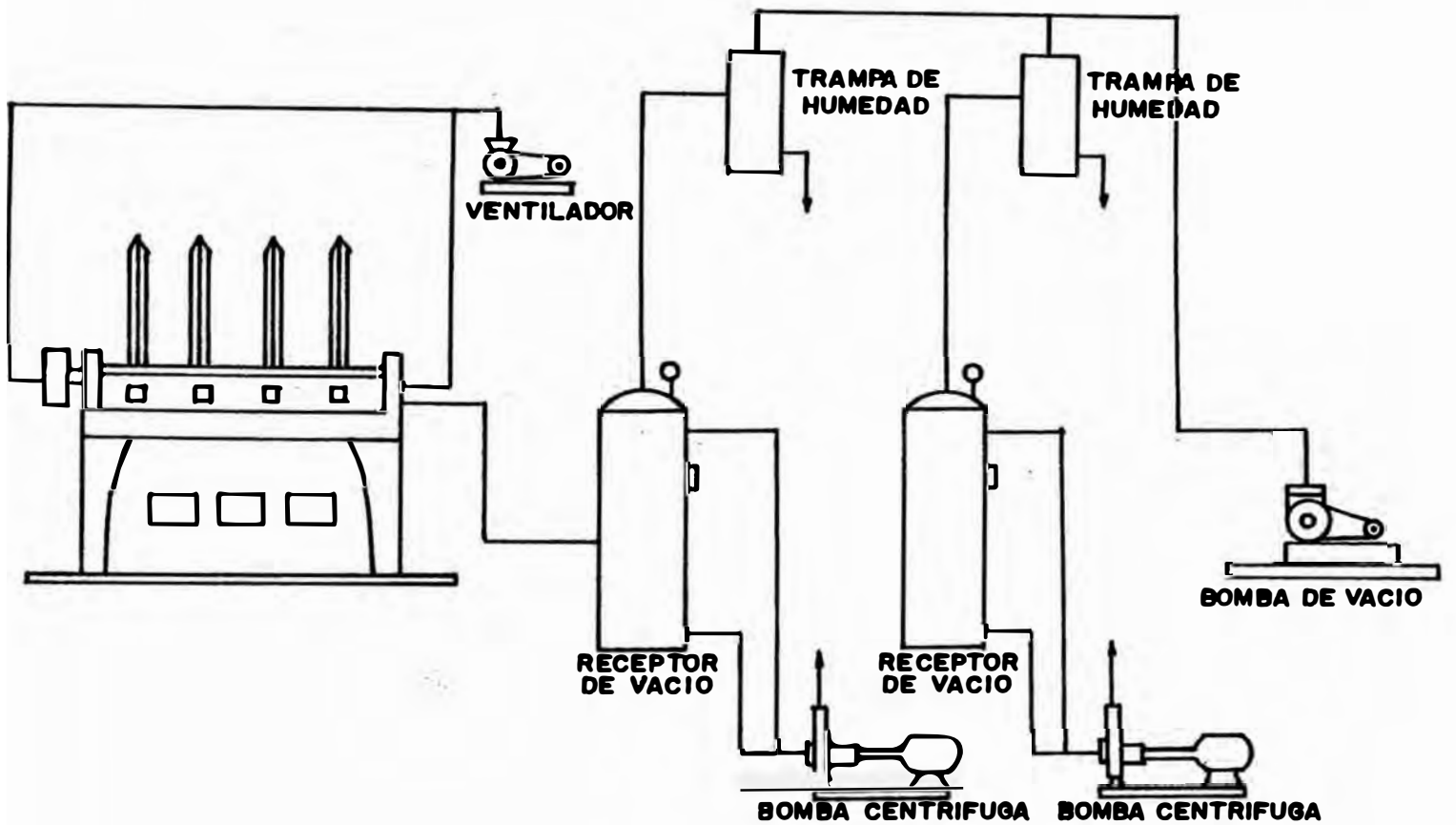
8.5.6.- VENTILADORA

Una pequeña cantidad de baja presión de aire rangeando desde unas pocas onzas acerca de 1 lb/pulg² es necesario para desprender el cake filtrado desde el cilindro o segmento de la superficie del filtro. Ordinariamente 0.10 a 0.25 ft³ de aire por minuto es empleado para un problema promedio. Es recomendable que para el uso del ventilador es conveniente cerrar el filtro(vacío).

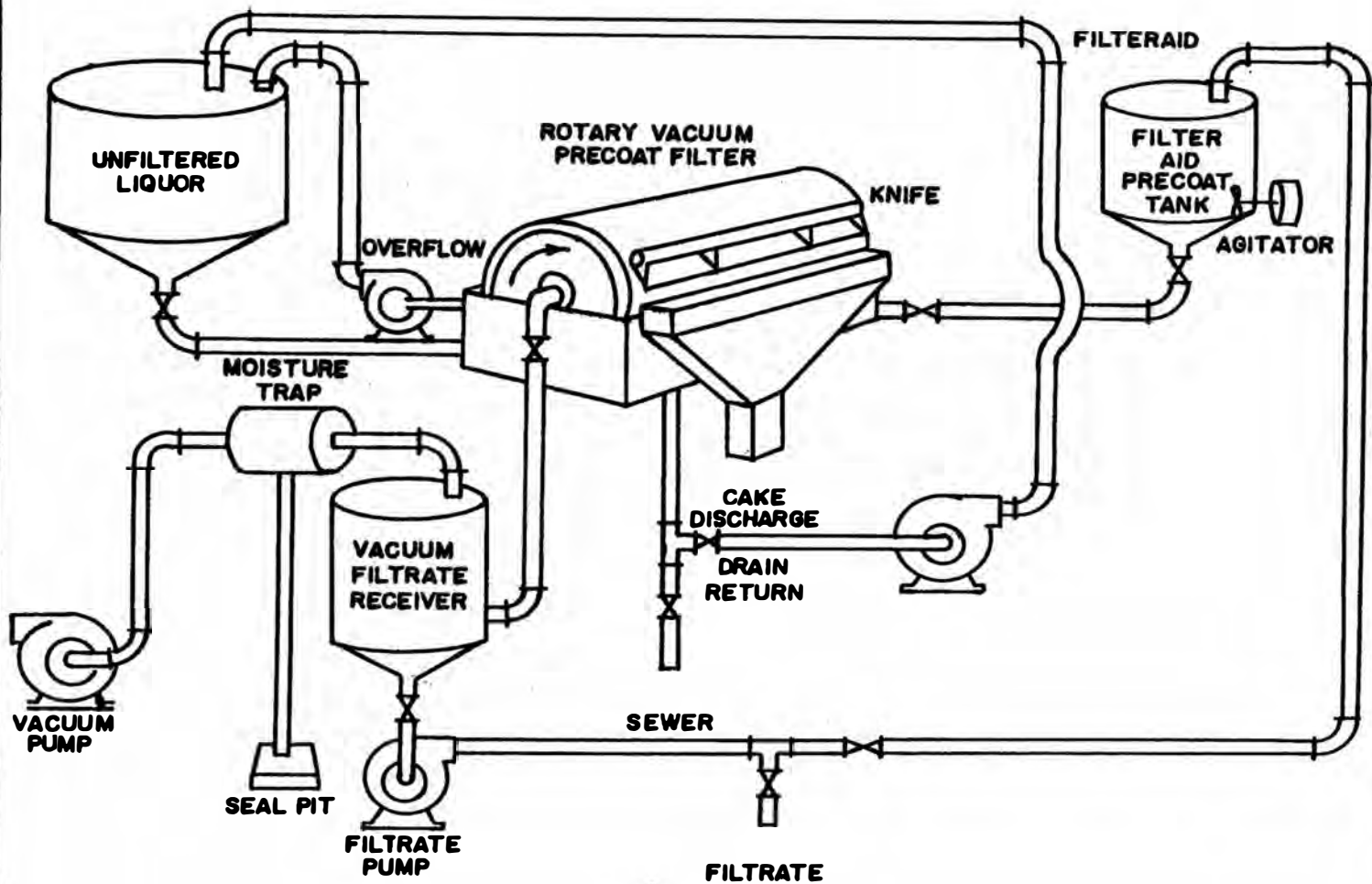
8.6.- DISPOSICION DE EQUIPOS

Una disposición típica de un filtro rotatorio es la que se muestra a continuación, para la obtención de una sola solución(un solo producto) fig 31.

Para el caso de obtener 2 productos(dos soluciones diferentes) se muestra en la fig 32, con ayuda filtrante la fig 33.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA	
NOMBRE: R. CAMPOS P.	
FECHA :	FIG. 36



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA	
DIAGRAM OF A TYPICAL ROTARY VACUUM PRECOAT FILTER SYSTEM	
NOMBRE: R. CAMPOS P.	
FECHA :	FIG.: 33

IX.-

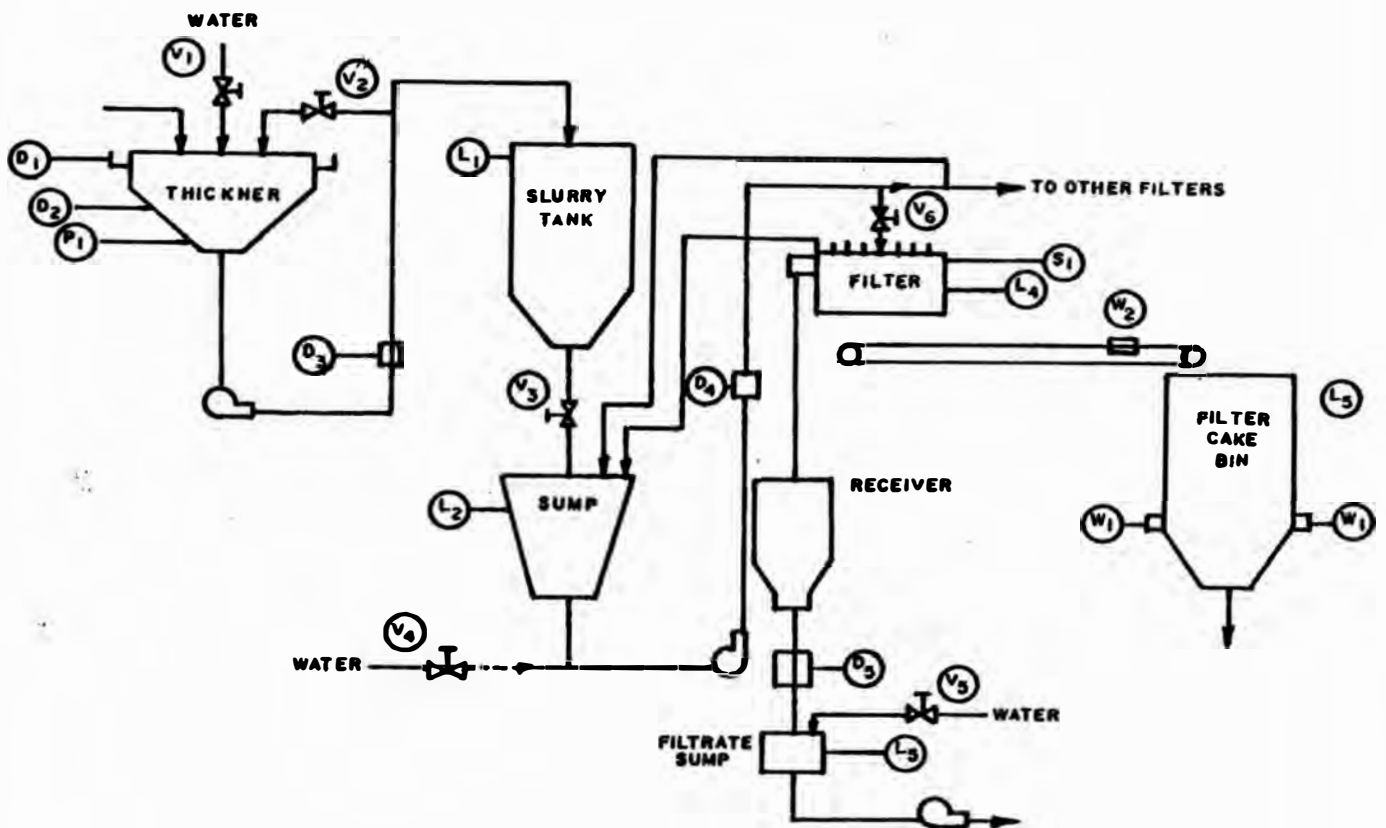
NUEVAS TECNICAS DE FILTRACION

Señalaremos dentro de estas nuevas técnicas a lo que son los controles automáticos, los filtros al vacío Hyperbar y los filtros a presión Larox PF en su última versión.

9.1.- CONTROL AUTOMATICO

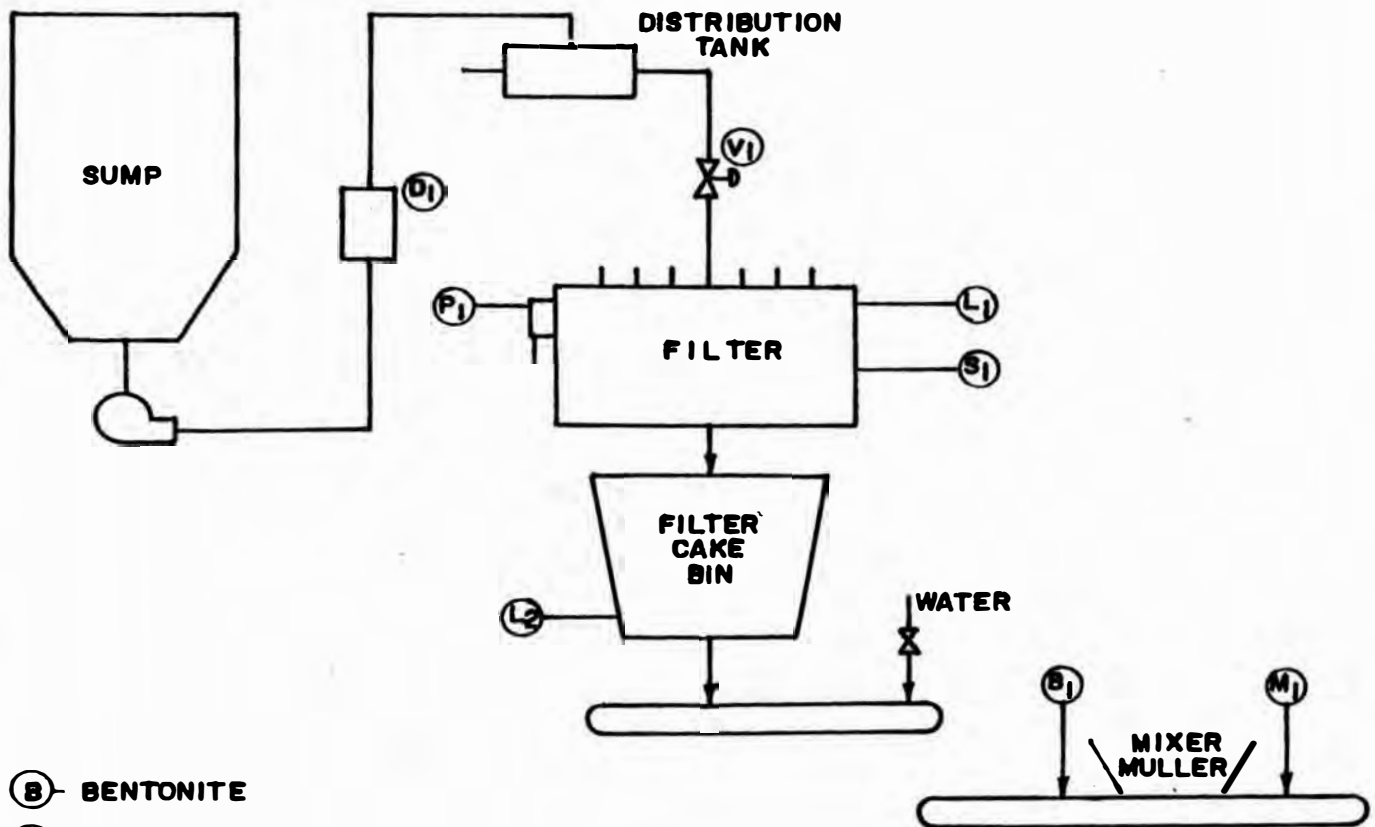
Los controles automáticos hoy en día se encuentran desarrollados en grandes dimensiones y que su aplicación a los filtros no escapan a ello. J. RIEDE⁴³ desarrolló una serie de trabajos los cuales comprenden, la semi-automatización en planta (fig 34) y la automatización en planta con mediciones de humedad (fig 35). También G.W. SHEARY⁴⁴ desarrolla el tema del control automático en la alimentación del filtro (fig 36). Ambos trabajos han sido aplicados para el manejo de concentrados de peletización.

Existen diversas variables el cual podría ser controlado en los filtros por ellos mismos. En algunos casos si unos son controlados, los otros tienden a cuidar de ellos mismos. Cabe destacar que cada planta tiene diferentes condiciones de anulación y esto es imposible al estado en



- ⓓ DENSITY
- Ⓛ LEVEL
- Ⓢ SPEED
- Ⓦ WEIGHT
- Ⓟ TORQUE
- Ⓥ CONTROL VALVES

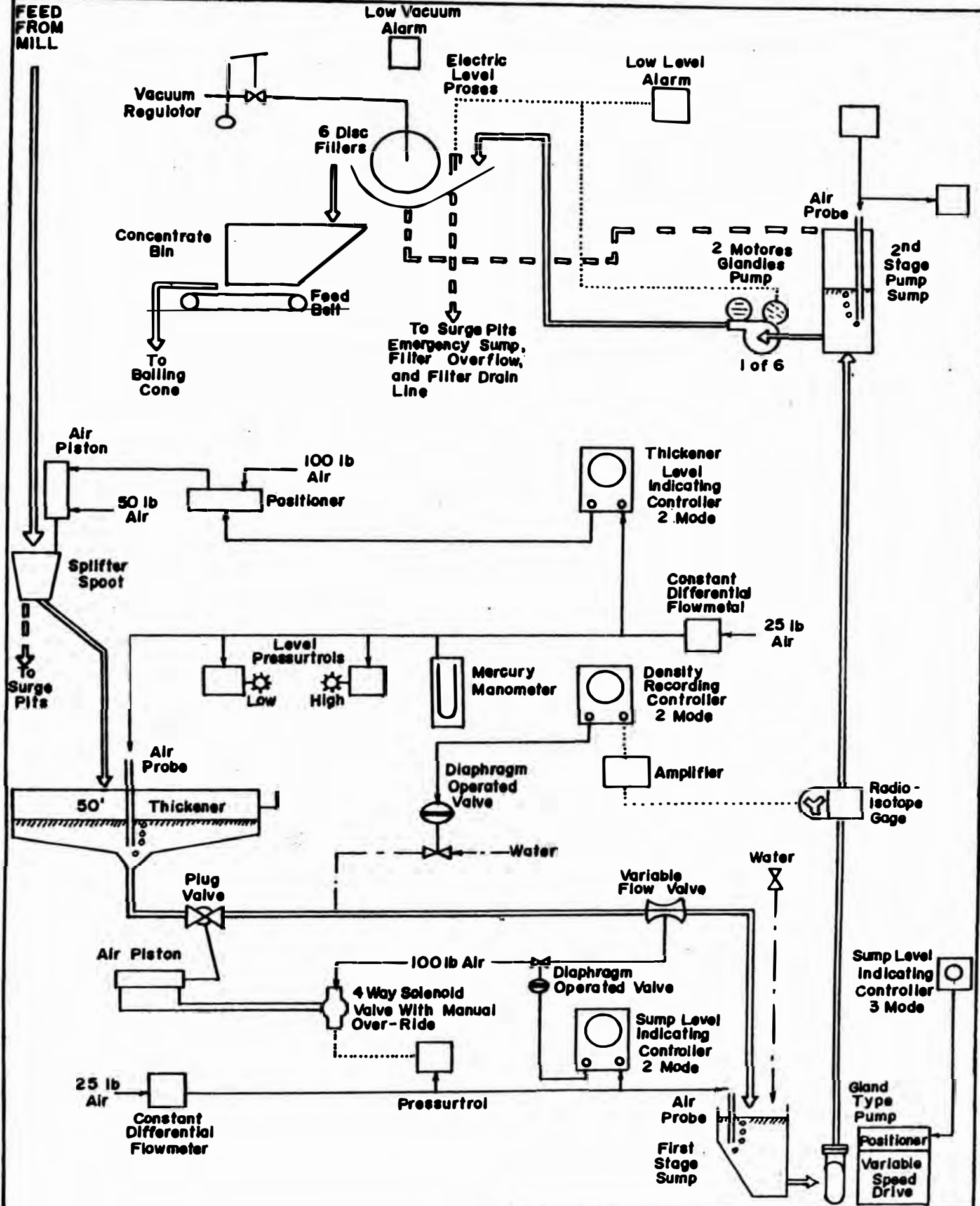
UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA	
FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA	
ABBREVIATED FLOWSHEET OF A SEMIAUTOMATED PLANT WITHOUT MOISTURE CONTROL	
NOMBRE: R. CAMPOS P.	
FECHA:	FIG. 14



- ⓑ BENTONITE
- ⓓ DENSITY CONTROL
- Ⓛ LEVEL
- Ⓢ SPEED
- Ⓜ MOISTURE
- Ⓟ VACUUM
- Ⓥ CONTROL VALVE

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA	
FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA	
Abbreviated flowsheet of one filter section of an automated plant with moisture control	
NOMBRE: R. CAMPOS P.	
FECHA :	FIG. 35

FEED FROM MILL



el cual puede ser controlado sin conocimiento de estas primeras condiciones.

Las variables controlados a menudo son :

Densidad de la pulpa

Alimentación

Nivel del tanque

Velocidad del disco o cilindro

Agitación dentro del tanque del filtro
vacío

Caída de presión y duración

Humedad del cake, etc.

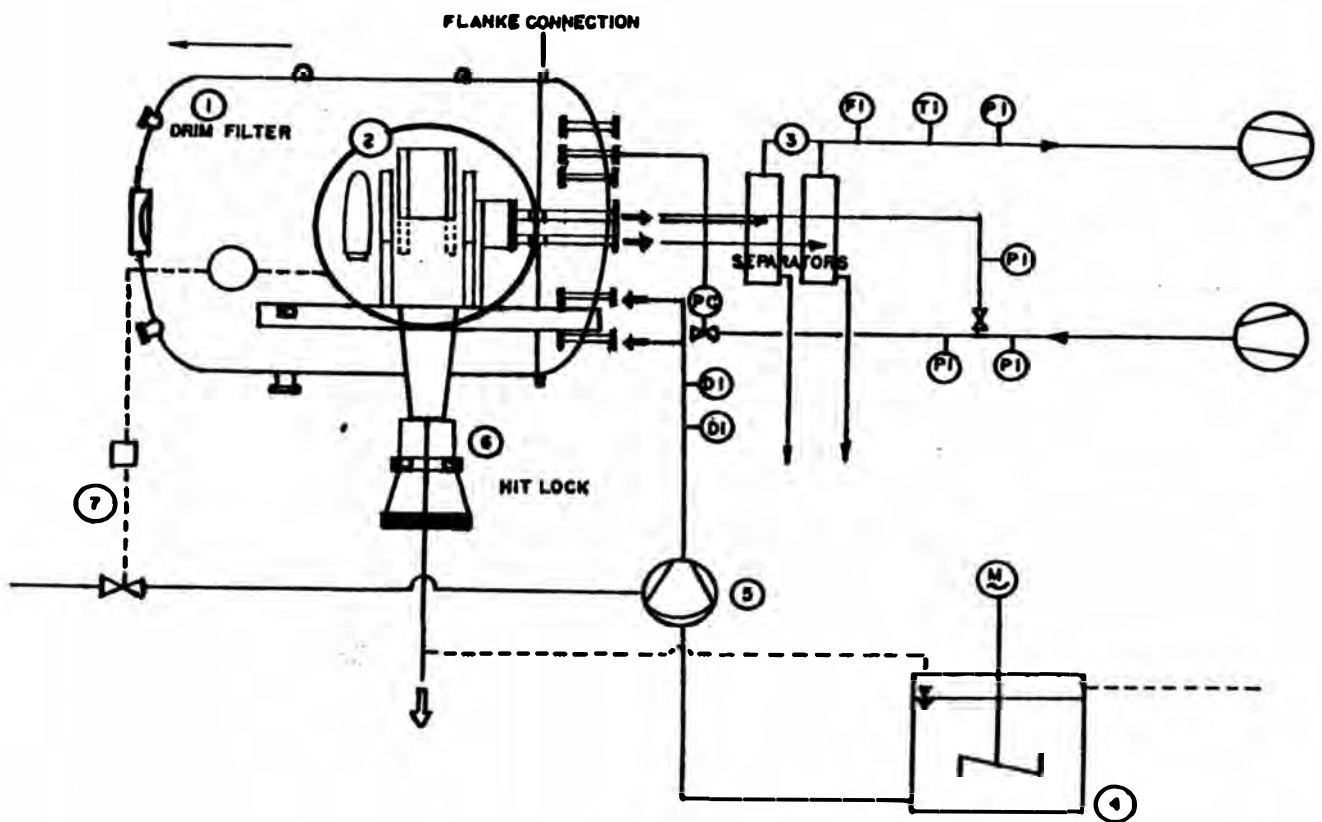
El control de tamaño de alimentación en el curso es muy importante, pero esto puede ser realizado antes que la pulpa llegue a los filtros.

Se ha encontrado que el mejor beneficio en la aplicación de estos tipos de controles no es el de incrementar la producción, pero sí el de reducir la asistencia del operador y la producción de un producto más uniforme, por lo que la selección puede depender: del diseño de la planta, la ubicación física, las condiciones climáticas y el tipo de servicio del instrumento aprovechable.

9.2.- FILTROS AL VACIO HYPERBAR

R.BOTT, W.STHAL⁴⁴, han desarrollado esta técnica que consiste en una filtración al vacío operando en el rango sobre presión, en si es un filtro rotatorio normal que es completamente instalado en un ambiente a presión o cámara. Su funcionamiento de la filtración al vacío se produce con una bomba de vacío standar y su performanse del filtro al vacío HYPERBAR al tanque de presión, es cerrado e introducido aire a compresión.

La operación se lleva a cabo a una sobre-presión del tanque a 1.5 bar lo cual rinde una filtración a una presión diferencial de 1.3 bar, que representa un vacío de 0.2 bar actuando debajo del medio filtrante en las



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA	
F. HYBERBAR	
NOMBRE: R. CAMPOS P.	
FECHA:	FIG. 37

celdas del filtro; mientras que una sobre-presión de 1.54 bar por encima del medio filtrante.

W.LOSEL y STHAL que también participaron en el desarrollo de dicha técnica mencionaron, que es permisible a través del control de entrada, la aplicación de varias diferencias de presión para la formación del cake y desaguado. En este camino, el espesor del cake puede ser disminuido por un bajo vacío y no obstante ser desaguado a un máximo diferencial de presión.

Una de la mayores ventajas de dicho equipo es: el bajo contenido de humedad del cake que produce y, que pueden ser adaptadas especialmente en plantas que operan en altas altitudes(decrece la diferencia de presión en los filtros al vacío).

9.3.- FILTROS LAROX PF

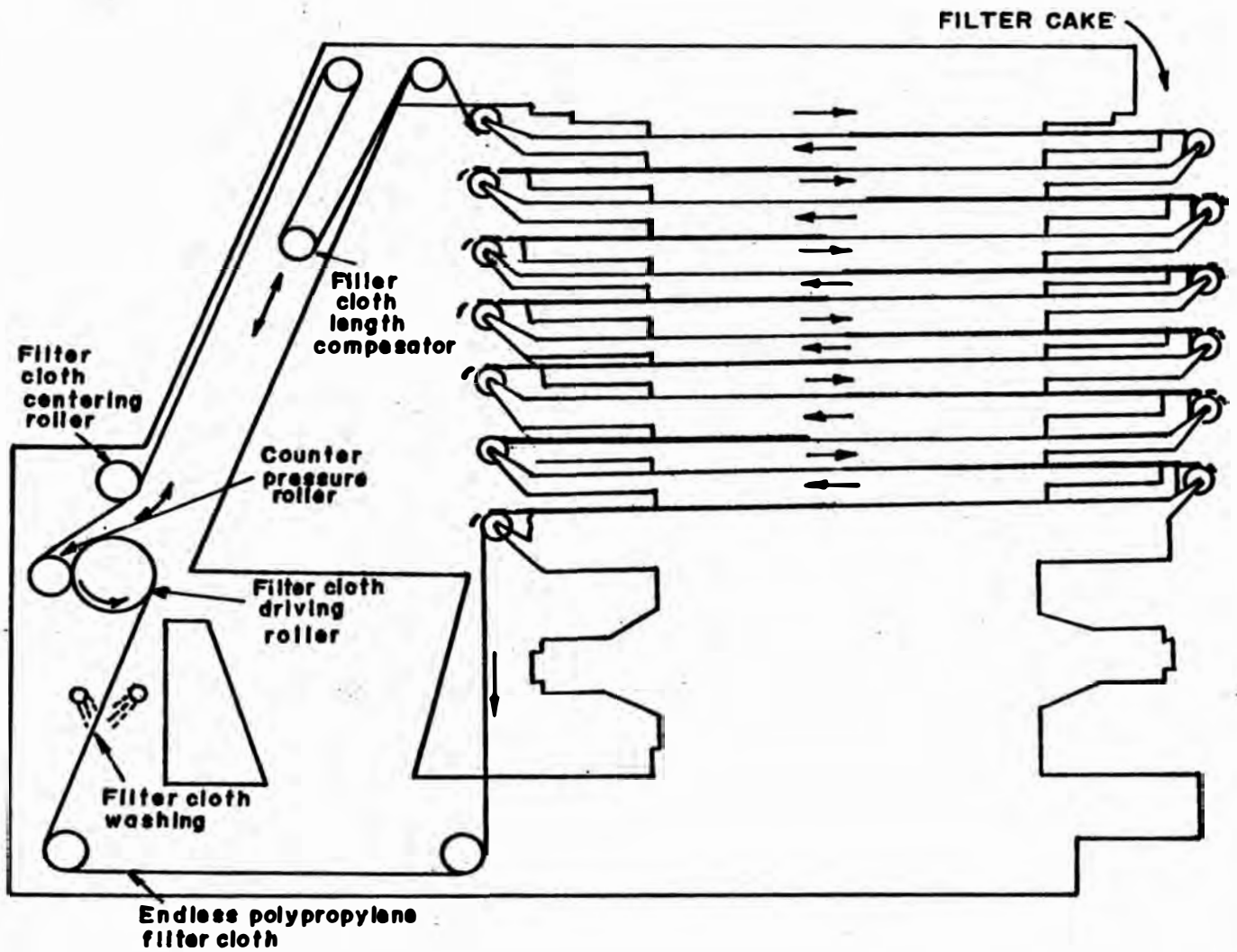
Existe bastante de que hablar de filtros a presión LAROX PF, solamente nos remitiremos a señalar algunos aspectos de importancia; dado que representa una de la últimas innovaciones en equipos de filtración.

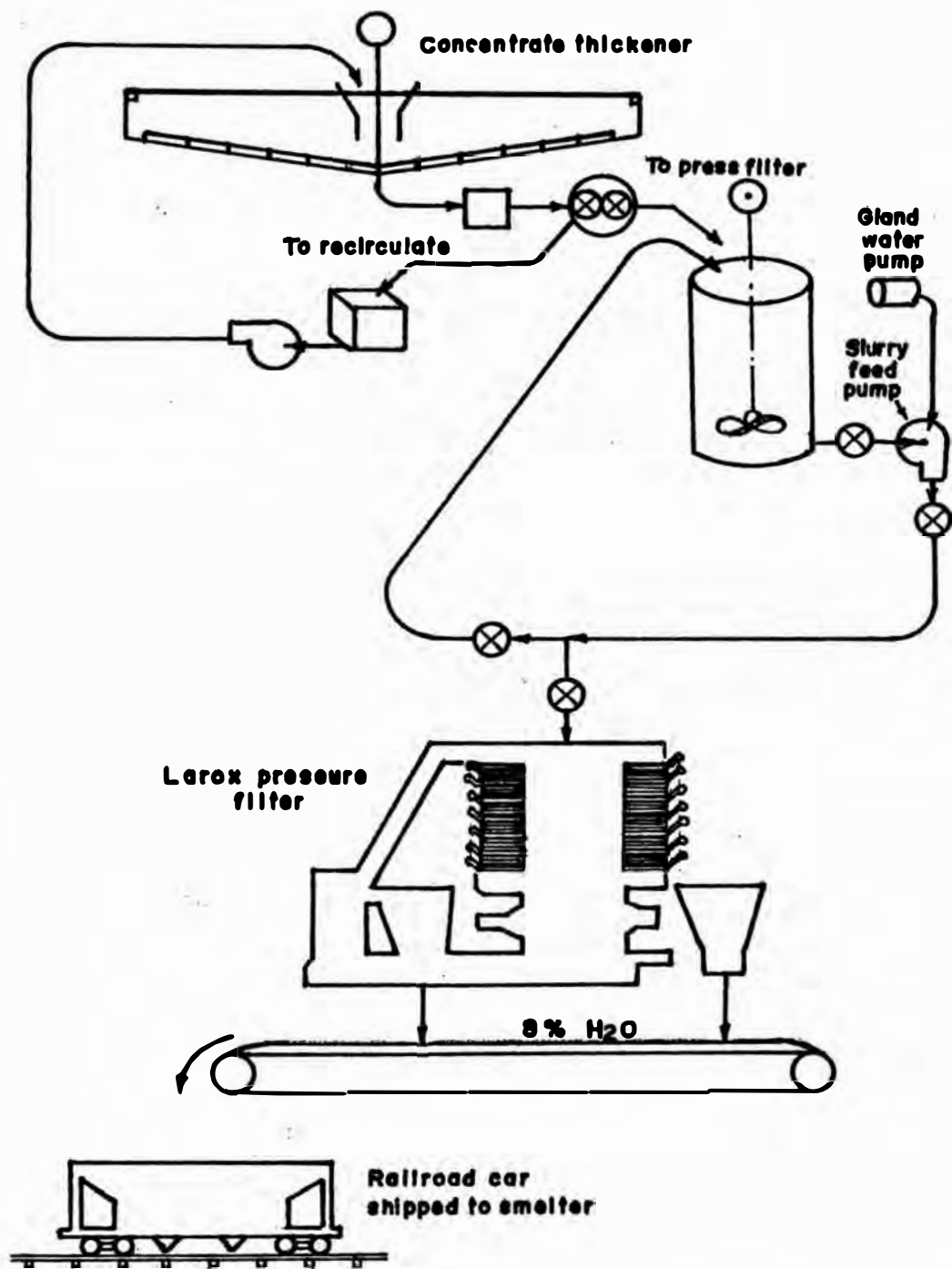
Una aplicación principal de dichos filtros es la permitir la filtración de partículas finas con grados de humedad residual; igual o menor que las obtenidas anteriormente con mayores granulometrías.

Entre las ventajas que puede ofrecer el filtro LAROX PF, se resume en lo siguiente:

- operación automática totalmente*
- mínima humedad residual*
- un lavado continuo del medio filtrante*
- uso del medio filtrante en ambas caras*
- fácil descarga de la torta, etc.*

Los diagramas que se incluyen, son suficientemente explicativos de un proceso típico de filtración en un concentrado metálico de granulometría fina.





UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
 FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA MINERA Y METALURGICA

NEW LAROX FILTER PLANT FLOWSHEET

NOMBRE : R. CAMPOS P.
 FECHA :

FIG. 39

X.-

CAPITAL Y COSTOS DE OPERACION

W.G. WHITMAN y TYLER FUWA³⁶, han realizado un extenso estudio de la economía de la filtración y hasta ahora como es conocido; sus trabajos presentan información específica de costos relativos de la variedad de tipos de máquina que es utilizado modernamente; ellos lo han clasificado dichos costos de la manera siguientes:

10.1.- COSTO INICIAL DEL EQUIPO

Para el caso de los filtros continuos al vacío de los tipos OLIVER, PORTLAND, DORR Y AMERICAN; se muestran en la fig 40a. Los accesorios rengean desde un 30 a 50 % del costo del equipo dependiendo en gran medida de la instalación si es grande o es pequeña. Los costos de instalación representa un 25% dl costo total del equipo. La fig 40b, muestra los costos de los tres tipos de máquinas que son comparadas para tener referencia.

10.2.- COSTOS DE OPERACION DEL FILTRO

Las cargas importantes de operación pueden ser clasificados como sigue: cargas de inversión, cargas de

depreciación, costos de potencia, costos de labor directa, costos de mantenimiento u accesorios.

Todas las cargas de operación, excepto la carga de inversión puede variar con el tipo del equipo; detallamos los respectivos costos:

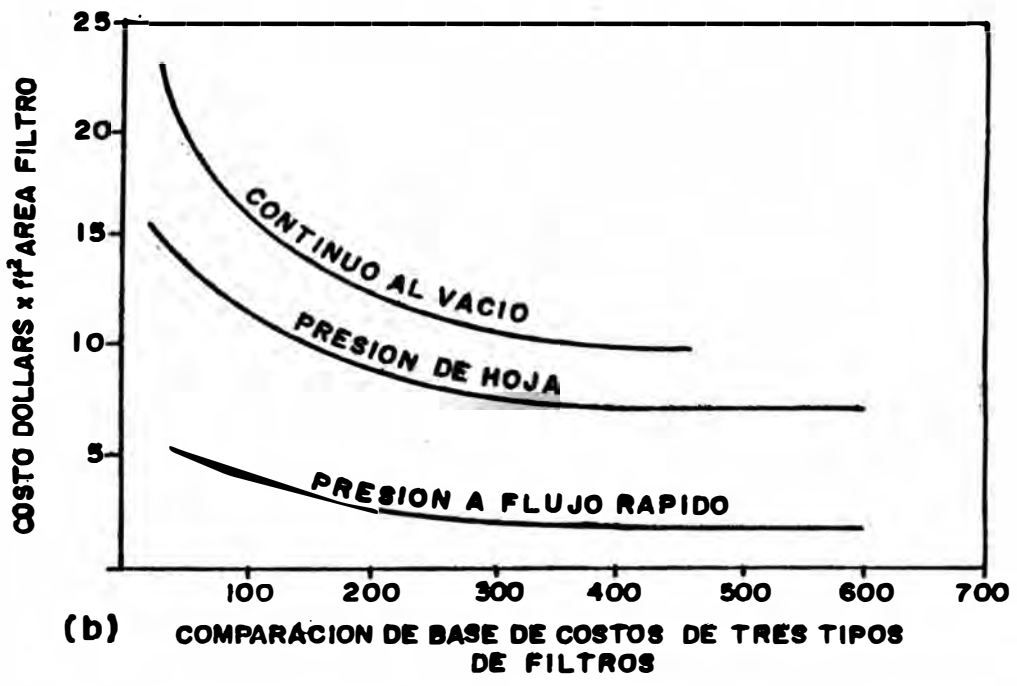
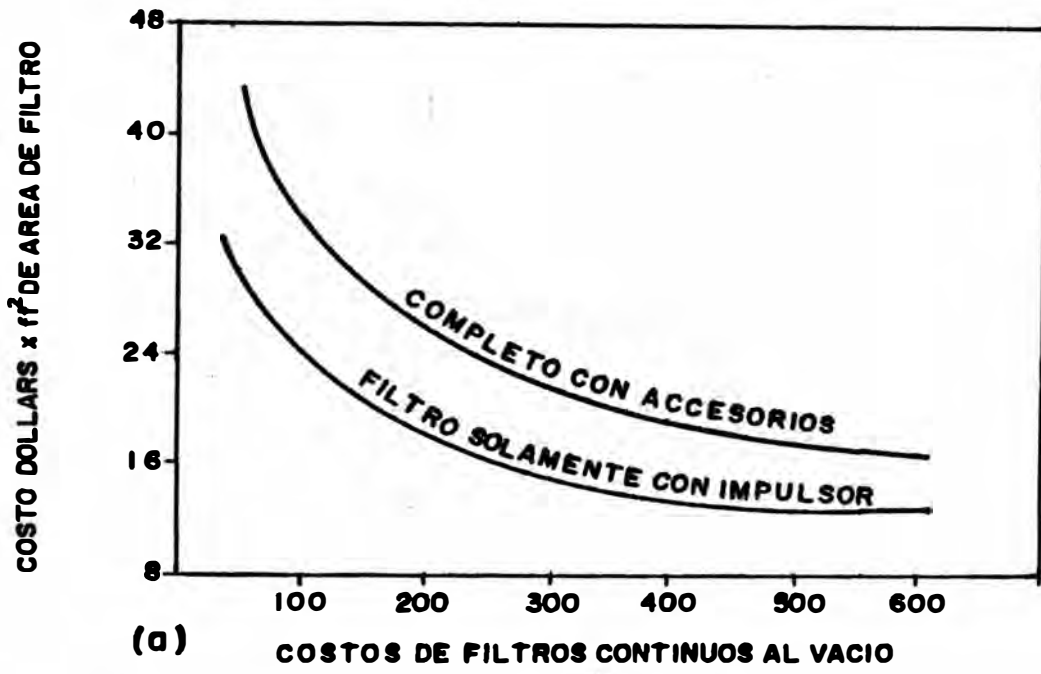
Depreciación	: 5 a 10 % por año
Potencia	: 0.05 HP por pie ² por área filtrante.
Labor	: Un hombre para 4 ó 5 filtros
Manten. del paño	: 5 % de la inversión
Paño	: 1 a 2 años para pulpa neutra, para licores ácidos 8 a 18 semanas.

TILLER y CRUMP³⁰ da otro enfoque, manifiesta que usualmente los datos de costos de filtración son "cerrados" por lo general por convenio acordado y no son demasiados aprovechables.

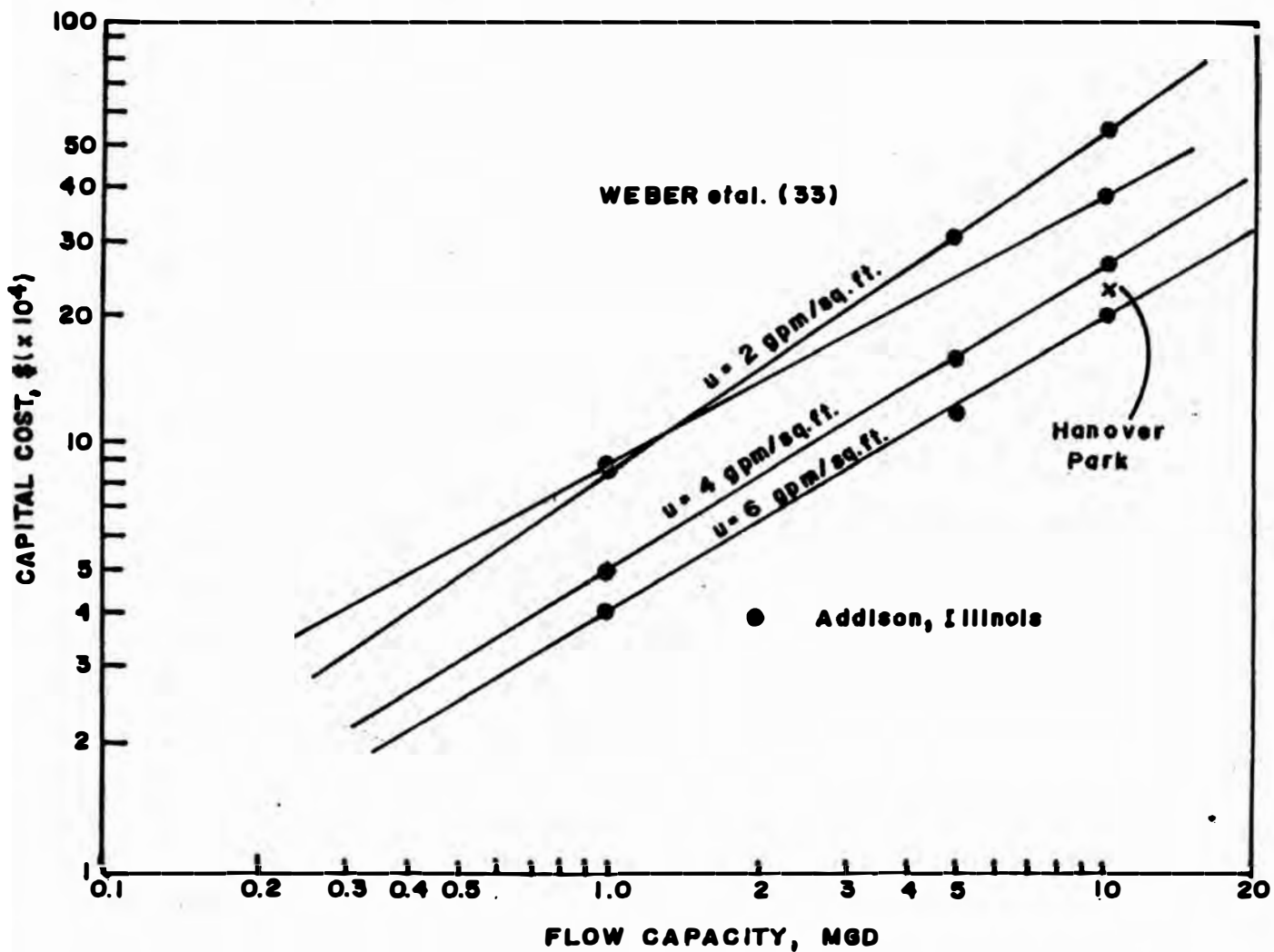
El principal ítem de importancia de variación en el costo de una variable, declina en la velocidad de filtración, del tipo del control, el costo de la construcción del filtro de planta y ensamblaje del equipo. El contratista usualmente ofrece un contrato general usando diversos precios unitarios por concreto en el lugar dependiendo de la ubicación de la planta. Un precio unitario de \$200 yd³ para el concreto en el lugar, fue estimado para los costos de la construcción del filtro. Los costos incluidos fueron:

- Piso del filtro
- Cajon de elementos
- Paredes del filtro y celdas
- Todo el equipo
- Depreciación (10%)
- Asesoría legal e Ingeniería (20%)

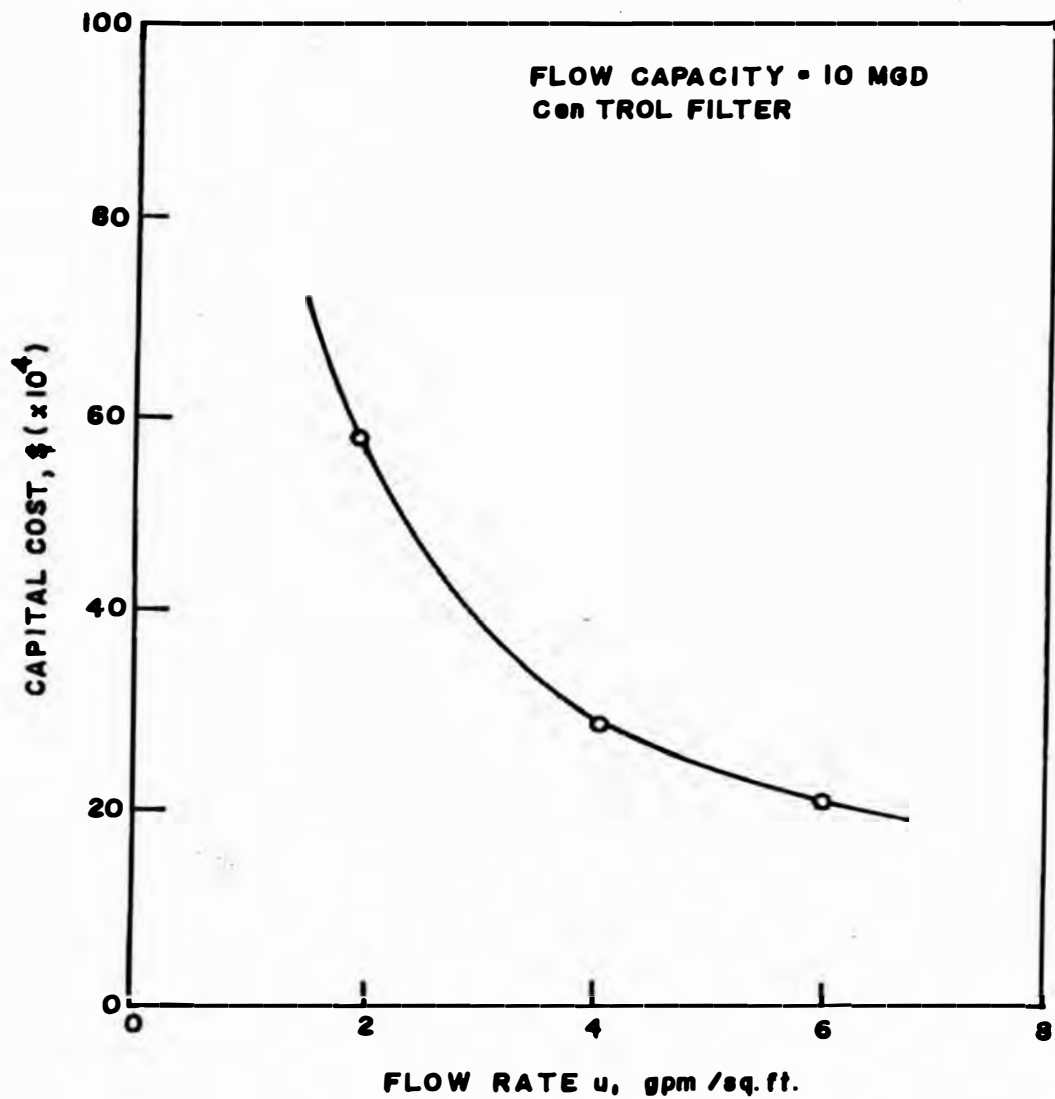
Las tres capacidades de flujo (1, 5, 10 MGD) y tres velocidades de filtración (2, 4 y 6 gpm/ft²) fueron usados. En cada caso, la actual área del filtro usado fue



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA	
NOMBRE: R. CAMPOS P.	
FECHA :	FIG. 40



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA	
FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA	
CAPITAL COST vs DESIGNED FLOW CAPACITY FOR VARIOUS FLOW RATES.	
NOMBRE : R. CAMPOS P.	
FECHA :	FIG.41



**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA**

**CAPITAL COST vs FILTRATION RATE FOR A
DESIGNED FLOW CAPACITY OF 10 MGD**

NOMBRE: R. CAMPOS P.

FECHA :

FIG. 42

incrementado 33.3% de compensación por filtro bajo el tiempo del sector no lavado. La relación entre el flujo de capacidad de planta para cada velocidad de filtración y costo de capital se muestra en la fig 41.

La fig 42 muestra la sencibilidad del costo de capital del cambio de la velocidad de filtración para una capacidad de planta de 10 MGD. La figura indica que sustancialmente el costo de capital puede ser economizado por el uso de una alta velocidad de filtración.

Datos de costos similares indican que muy poco de costo unitario ahorrados es afectado a medida que incrementa el tamaño de la planta por encima de los 60-80 MGD, dado que mayores tamaños de plantas; necesariamente requiere un mayor número del máximo tamaño del filtro unitario. Para uso referencial LYMAN y BACOM, estima el costo operativo total de unos 10 MGD de la capacidad de performanse de la planta. Basado en la planta de HANOVER, los datos de costos fueron:

Costo de capital	:	\$ 240.100
Costo amortizado/MG	:	3.804
Operación y Manten/MG	:	13.009
Química/ MG	:	6.990
Potencia	:	0.202
total	:	264.105/MG

10.3.- COSTO DE FABRICACION EN FUNCION DEL AREA FILTRANTE

Los costos de los equipos de filtración dependen del material hacer fabricado y del área filrante. Los costos de fabricación en función del área filtrante son mostrados en la fig 43, publicada por la Canadian Institute of Mining and Metallurgy in Mineral Processing Equipement - Cost and Preliminary Capiltal Cost Stimations por PARKINSON y MULAR², por consiguiente dicha ecuación viene dada por :

Costo = $a (X)^b$ en dolares

donde :

X : área del filtro en pies²
a y b: constantes

TABLA 21

Tipo	Area filtrante ft ²	a	b
Disco Rotatorio	225-288	1138	0.652
Tambor Rotatorio	19-75	8236	0.292
	75-113	2602	0.649

Los mencionados costos han sido calculados para el año 1976, los cuales deberán ser actualizados.

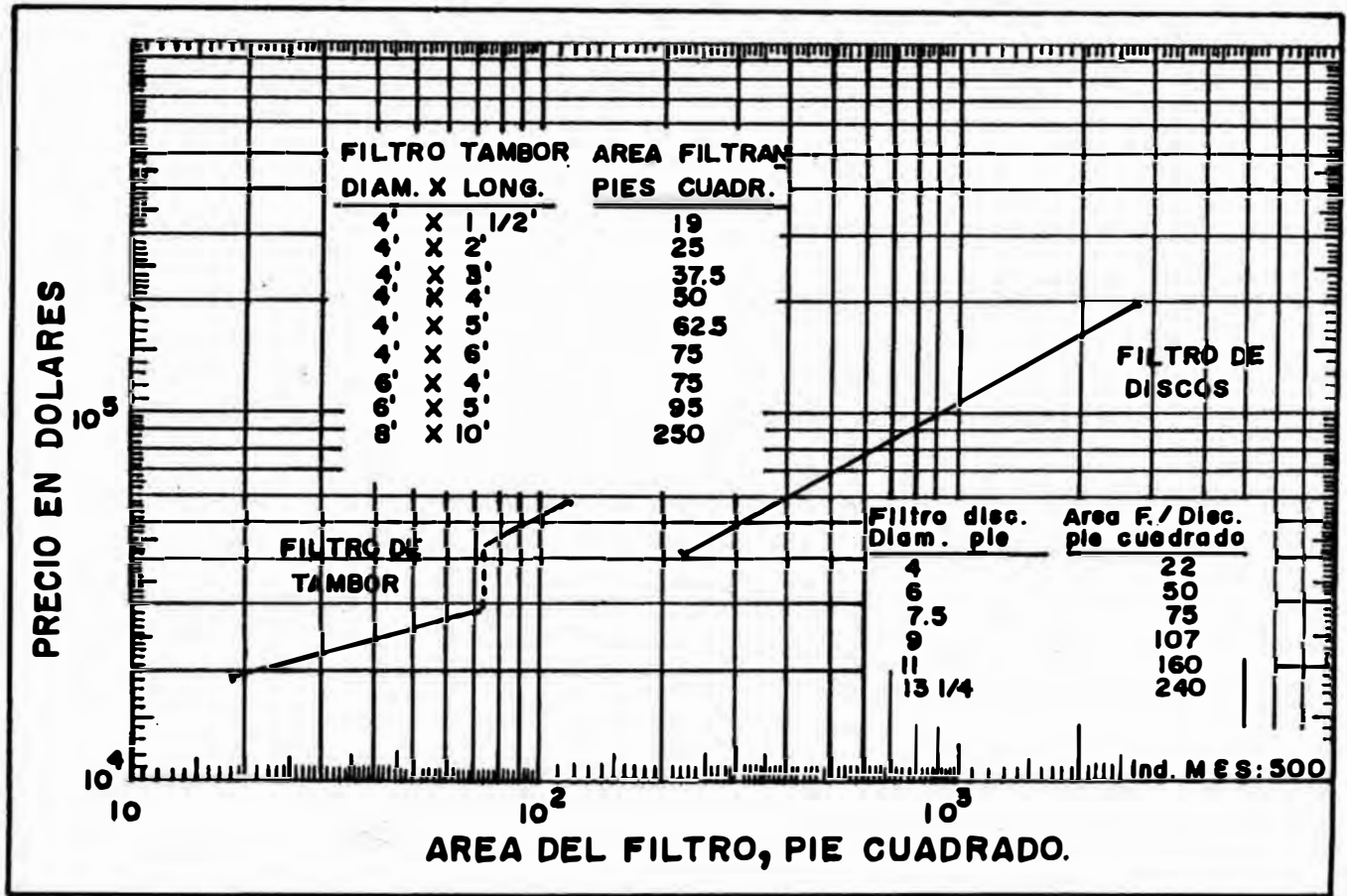
COSTO ACTUALIZADO: Existen índices de costos para equipos de la Industria Minera y Metalúrgica que pueden ser usados para estimar los costos de dichos equipos.

Los índices de costos de MARSHALL y STEVENS son los más usados, que consiste de un cierto número con validez para una cierta fecha; son frecuentemente publicados en la revista "Chemical Engineering".

CALCULO: Conociendo el costo del equipo para una cierta fecha pasada, el costo actual del equipo puede determinarse multiplicando el costo original por el cociente entre el índice actual y el índice del costo válido para la fecha anterior.

Costo actual = Costo original x $\frac{\text{valor índice actual}}{\text{valor índice de la fecha anterior en la cual el costo original se obtuvo.}}$

Los costos de filtros para diferentes áreas filtrantes pueden ser calculadas partiendo del grafico 47, que corresponde al año 1976 cuyo índice de MARSHALL y STEVENS



es igual a 500 y, actualizando para 1990 cuyo índice es igual a 930.9 tenemos lo siguiente:

TABLA No. 22

ESTIMACION DE COSTOS PARA FILTROS DE DISCOS

Diámetro Disco ft	Area filtrante ft ²	Costo 1976	Costo 1990
6	50	16,000	29,789
7.5	75	21,500	40,029
9	107	27,000	50,269
11	160	35,000	65,163
13 1/4	240	44,000	81,919

TABLA No. 23

ESTIMACION DE COSTOS DE FILTROS TAMBOR ROTATORIO

Diámetro por longitud ft	Area filtrante ft ²	Costo 1976	Costo 1990
4' x 1 1/2'	19	19,000	35,374
4' x 2'	25	22,000	40,960
4' x 3'	37.5	25,000	46,545
4' x 4'	50	27,000	50,269
4' x 5'	62.5	28,500	53,061
4' x 6'	75	45,000	83,781
6' x 4'	75	45,000	83,781
6' x 5'	95	50,000	93,090
8' x 10'	250	92,000	171,286

CONCLUSIONES

La filtración es aplicado en procesos metalúrgicos para la separación sólido/líquido a partir de concentrados. Dicho principio se basa en los mecanismos de una filtración profunda : mecánicos y fisicoquímicos.

La teoría de la filtración desarrollada a través de los diversos modelos matemáticos desde d'ARCY hasta TILLER fueron generalmente para interpretar resultados de laboratorio y predecir modificaciones en las condiciones de operación. Ultimamente, J. Dahlstrom y Dorr Oliver han desarrollado modelos que a la vez involucra el dimensionamiento de un filtro para una operación industrial; con la única condición la de simular pruebas de filtración de nivel batch.

Tanto los floculantes como ayudas filtrantes son los más usados para tener mejor filtración, puesto que, generalmente se llega a concentrar los sólidos (denso) antes de filtrar. El medio filtrante y su mejor relación dependen de una buena filtración, los de tipo algodón y nylon son los más usados en estos casos. La técnica "Test

Leaf" desarrollada experimentalmente a nivel batch, justamente para desarrollar dimensionamiento de filtros tipo seco y también Rotatorio, se ha podido observar lo siguiente:

- A un nivel mejor de vacío, en una de 15 PSI, para su tamaño dado de partícula, se obtiene un cake con humedad permisible dando por lo tanto, alta velocidad de filtración.

- A mayor tiempo de frecuencia se consigue un mejor espesor del cake, decreciendo la humedad a medida que se incrementa el ciclo total.

- A concentraciones de sólidos altas se obtiene un mayor espesor del cake, con porcentaje de humedad baja y una velocidad de filtración intermedia.

- A mayor cantidad de partículas finas, se obtiene un cake bastante humedo, dando baja capacidad de filtración.

La disponibilidad de equipos y sus controles respectivos está de acuerdo a las necesidades de operación, teniendo en cuenta que la automatización es importante para la reducción de costos.

En términos económicos, se tiene que tener en cuenta el costo inicial del equipo y costo de operación del filtro para así tener una estimación de los costos totales y aplicar los índices de Marshall y Stevens.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Donal A. Dahlstrom, "SELECCION Y DIMENSIONAMIENTO DE FILTROS, MINERAL PROCESSING PLANT DESIGN SOCIETY OF MINING ENGINEERS-AIME, New YORK 1978
- 2.- Parkinson E.A. y Mular A.L., MINERAL PROCESSING EQUIPEMENT COST AND PRELIMINARY CAPITAL COST ESTIMATION.
- 3.- W. Laddy, FILTRATION, Non Ferrous Metallurgy
- 4.- P.J. Lloyd and A.S. Word, FILTRATION APPLICATIONS OF PARTICLE CHARACTERIZATION, Aiche Symposium Series No. 171-vol. 73- 1977/
- 5.- P.J. Lloyd, PARTICLE CHARACTERIZATION, Chemical Engineering, April 29, 1974.
- 6.- L.G. Mais, FILTER MEDIA, Chemical Engineering Des-book Issul, February 15, 1971.
- 7.- J.J. Joseph, WHAT, WHEN, AND WHY OF COOLANT FILTRATION SYSTEMS, Aiche Symposium series No. 171, vol 73-1977.
- 8.- C. Hosten and K.V.S. SASTRY, EMPIRICAL CORRELATIONS FOR THE PREDICTION OF CAKE DEWATERING CHARACTERISTICS, Minerals Engineering, vol.2, No. 1- 1989.

- 9.- D.G. Osborne, SCALE-UP OF ROTARY VACUUM FILTER CAPACITIES, Institution of Mining and Metallurgy, Set '75
- 10.- J.L.Englesberg, NEW TECHNIQUES IN FILTRATION, Industrial and Engineering Chemistry, vol. 54, No. 11, November 1962.
- 11.- Ning Hsing Cheu, LIQUID-SOLID FILTRATION: GENERALIZED DESIGN AND OPTIMIZATION EQUATIONS, Chemical Engineering, July 31, 1978.
- 12.- N.L. Paviy, ROTARY VACUUM FILTERS FOR WASTE DISPOSAL International Mining, February 1984.
- 13.- R. Bragg, FILTERS AND CENTRIFUGES No.1-2, Mining Magazine - August 1983.
- 14.- Morse, CONTINUOUS VACUUM DRUM AND DISC FILTERS, Bulletin No. 4710.
- 15.- E.W.Gieseke, FLOCCULATIONS AND FILTRATION OF COAL FLOTATION CONCENTRATES AND TAILINGS, Transaction December 1962.
- 16.- Frank M. Tiller, HOW TO SELECT SOLID-LIQUID SEPARATION EQUIPEMENT, Chemical Engineering, April 29, 1974
- 17.- John Weyand, COMPUTER ASSISTED DESIGN OF MICRO FILTRATION SYSTEMS, Aiche Symposium series No. 171, vol 73- 1977.
- 18.- L.N. Cook, LABORATORY APPROACH OPTIMIZES FILTER AID ADDITION, Chemical Engineering-July 23, 1984
- 19.- Group U.C.B., FILTER
- 20.- A.F. Henderson, C.F. Cornell, A.F. Dunyon and D.A. Dahls- trom, FILTRATION AND CONTROL OF MOISTURE CONTENT ON TACONITE CONCENTRATES, Mining Engineering, March '57.
- 21.- Dpto. Técnico Cía. THERON S.A., LA FILTRACION DE CONCENTRADOS METALICOS DE GRANULOMETRIA FINA
- 22.- W. Shoemaker, FUNDAMENTALS OF FILTRATION, Aiche Sym- posium series No. 171, vol. 73-1977.
- 23.- J.P. Herzing, D.M. Legler, P.L. Goff, FLOW OF SUSPEN- SIONS THROUGH POROUS MEDIA APPLICATION TO DEEP FIL- TRATION, Industrial and Engineering Chemistry vol 62 No. 5, May 1970.
- 24.- F.B. Hutto Jr., WHAT THE FILTR MAN OUGHT TO KNOW ABOUT FILTER AID FILTRATION , Aiche Symposium series

- No. 171, vol.73, 1977.
- 25.- W. Shoemaker, THE SPECTRUM OF FILTER MEDIA, Aiche Symposium series No. 171, vol 73- 1977.
 - 26.- R.C. Eminett and C.E. Silverblatt, WHEN DOUSE CONTINUOUS FILTRATION HARDWARW, Aiche Symposium series No. 171, vol 73- 1977.
 - 27.- Genter A.C., VACUUM FILTRATION OF SLUDGE, Siwage Works , June 13- 1941.
 - 28.- Bronw G., OPERACIONES BASICAS DE LA INGENIERIA QUIMICA, Barcelona 1955.
 - 29.- McCabe, G.R.Smith, HOW TO USE ROTARY, VACUUM, PRE-COAT FILTERS, Chemical Engineering, February 16, 1976
 - 30.- C.B.Silverblatt, H. Risbuel and F.Tiller, BATCH CONTINUOUS PROCESSES FOR CAKE FILTRATION, Chemical Engineering, April 29, 1974.
 - 31.- R.S.Olson, ANALISIS OF THE WASH THICKENER TWO STAGE FILTRATION CIRCUIT, Transaction March 1963.
 - 32.- C.M.Thomas, FACTS ABOUT FILTRATION PRE TREATMENT, Aiche Symposium series No. 171, vol 73-1977.
 - 33.- D.Dahlstrom, SOLIDS-LIQUID SEPARTION "FILTRATION" Portfolio of suscessful Mining and Processing techniques.
 - 34.- C.B.GILL, NON FERROUS EXTRACTIVE METALLURGY, Lafayette College .
 - 35.- G.D. Dickey and Ch.L.Beyden, THEORY AND PRACTICE OF FILTRATION, 1946.
 - 36.- F.Tiller, P.J.Lloyd and anothers, CAKE FILTRATION, theory and practice of solid-liquid separation, University of Houston.
 - 37.- G.Dickey, FILTRATION- 1961.
 - 38.- F.Tiller, J.Chump and F. Ville, A REVISED APPROACH TO THE THEORY OF CAKE FILTRATION, Fine Particles Processing vol 2. SUMASUNDARAN.
 - 39.- Dorr Oliver Inc., DETERMINATION OF FILTRATION CHARACTERISTICS OF ANY GIVEN SLURRY, BY LABORATORY TEST LEAF, U.S.A. 1955.
 - 40.- G.W.Sheavy, AUTOMATIC CONTROL OF FILTER FEED, S.M.E. G2851.

- 41.- Información Técnica SALA, VACUUM FILTERS.
- 42.- TECHNICAL FILTRATION BULLETIN B-16.
- 43.- J.R.Rilde, AUTOMATIC CONTROL OF FILTERING PLANTS FOR MINERALS BENEFICIATION, Mining Engineering, March '67.
- 44.- R.Bott, W.Stahl, W. Loel, HYPERBAR VACUUM FILTRATION, International Mining-January 1985.
- 45.- H.F.Porter, J.E.Flood,W.Rennie, FILTER SELECTION, Chemical Engineering, February 1971.
- 46.- H.G.W.Pierson, THE SELECTION OF SOLID-LIQUID SEPARATION EQUIPEMENT, Book Sedimentation or Filtration.
- 47.- B.Fitch, WHEN TO USE SEPARATION TECHNIQUES OTHER THAN FILTRATION, Aiche Symposium series No, 171, vol. 73, 1977.
- 48.- E.M. Nelson, PRESSURE FILTRATION AT INSPIRATION, Mining Magazine- February 1983.
- 49.- Perry, MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO, Mc Graw Hill Quinta Edición.
- 50.- C.A.Jahreis, FILTRATION: ADVANCES AND GUIDELINES, Chemical Engineering-February 1976.
- 51.- D.N.Moir, BATCH PRESSURE FILTRATION, Chemical Engineering, July 26, 1982.