

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA MINERA Y METALURGICA



**CRITERIOS PARA LA SELECCIÓN DE EQUIPOS DE
SEPARACIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO APLICADO A RELAVES DE
FLOTACION**

**INFORME DE SUFICIENCIA
PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE
INGENIERO METALURGISTA**

**PRESENTADO POR:
LUIS ALBERTO VILLACORTA SIFUENTES**

**ASESOR
MSc. ING. ARTURO LEONCIO LOBATO FLORES**

LIMA – PERU

2013

DEDICATORIA

Este trabajo es dedicado a mi alma máter, la Universidad Nacional de Ingeniería, a Outotec – la compañía donde trabajo, a mis padres y mi abuela por su apoyo constante y abnegado y en especial a Taija, mi esposa.

RESUMEN

En el siguiente Informe se hará una revisión de los fundamentos básicos de la Separación Sólido-Líquido, así como una breve descripción de los equipos de espesamiento y filtración utilizados tradicionalmente en la industria y una introducción a las nuevas tecnologías que buscan incrementar su eficiencia desde el punto de vista de resultados de procesos y costos operativos.

Finalmente se presentará parte de un proyecto de recuperación de aguas en el que se debe utilizar un estudio *Trade-Off* para evaluar y seleccionar adecuadamente equipos de separación sólido-líquido que cumplan los requerimientos del proyecto.

La Compañía Minera Continental (CMC) está planeando expandir dos de sus plantas concentradoras y para ello requiere utilizar mayor cantidad de agua en sus procesos.

La zona donde se desarrollan ambos proyectos ha sido declarada, por La Comisión de Ciencia y Tecnología de Lucha contra la Desertificación del Ministerio del Ambiente, como la zona como la más desértica del país, por lo que los proyectos de CMC no contarán con más licencias de agua de las que usan actualmente.

Para resolver este dilema, CMC ha confiado en Outotec, una importante compañía con vasta experiencia en el desarrollo y fabricación de soluciones tecnológicas en procesos de separación sólido-líquido. Para ello se realizaran pruebas metalúrgicas de espesamiento y filtración que ayuden a evaluar las alternativas de solución y poder hacer una selección adecuada de los equipos requeridos para recuperar al menos 210 l/s de agua desde sus operaciones actuales.

ABSTRACT

In this report we will take a quick review of the basic fundamentals of Solid-Liquid Separation, also a brief description of the different thickening and filtration equipments that has been used traditionally in the industry; as well as an introduction to new technologies that seek higher efficiency and performance from the point of view of process results, operational expenditures.

Finally, we will present a water recovery project where a Trade-Off study shall be used to evaluate and select properly some solid-liquid separation equipments that fulfill the project requirements.

Compañía Minera Continental (CMC) is planning to expand two of its concentrator plants and for that purpose they will need bigger amount of water in their processes.

The region where both projects are located has been declared by the Commission on Science and Technology Against Desertification from the Ministry of Environment, as the driest region in the country, so neither of these projects has the license to use more water than the amount that is being currently used.

In order to solve this dilemma, CMC has trusted Outotec, an important company with large expertise in developing and delivering solid-liquid separation solutions. For that, some thickening and filtration testing will be carried out in order to evaluate and select properly the required equipments to recovery at least 210 l/s of water from their current operations.

INDICE

	Pág.
INTRODUCCIÓN	11
Objetivo General	12
Justificación	12
CAPITULO I: ASPECTOS GENERALES	
1.1 Consideraciones para la Construcción de un depósito de Relaves	14
1.2 Comparación de Costos	15
1.3 Compactación de los relaves	17
CAPITULO II: FUNDAMENTOS DE LA SEPARACIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO	
2.1 Definiciones	18
2.2 Fundamentos de Espesamiento y Clarificación	20
2.3 Fundamentos de Filtración	26
2.4 Mecanismos de Filtración	31
CAPITULO III: EQUIPOS DE SEPARACIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO	
3.1 Equipos de Espesamiento y Clarificación	34
3.2 Equipos de Filtración	41
CAPITULO IV: CRITERIOS PARA LA SELECCIÓN DE EQUIPOS DE SEPARACIÓN SÓLIDO-LIQUIDO	

4.1 Variables Generales de Control en Equipos de Filtración	55
4.2 Variables de Control en Equipos de Filtración a Vacío	56
4.3 Variables de Control en Equipos de Filtración a Presión	59
CAPITULO IV: PROYECTO DE RECUPERACIÓN DE AGUA	
5.1 Precedentes	64
5.2 Planteamiento del Problema	65
5.3 Planteamiento de Soluciones	66
5.4 Balances de Agua	67
5.5 Proyectos de Expansión de GreenHill y BlueHill	70
5.6 Pruebas Metalúrgicas de Espesamiento y Filtración	71
5.7 Evaluación Técnica de los Resultados y selección de tecnologías	78
CONCLUSIONES	84
BIBLIOGRAFIA	85
ANEXOS	

INDICE DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1.1: ¿Cuál solución de filtración es la mejor?	13
Figura 2.1: Diagrama esquemático de un sistema de espesamiento	20
Figura 2.2: Diagrama esquemático de un sistema de filtración	26
Figura 2.3: Mecanismo de filtración por torta filtrante	27
Figura 2.4: Mecanismo de una filtración de lecho profundo	28
Figura 2.5: Ploteo del volumen de filtrado acumulado a través del tiempo	30
Figura 2.6: Representación esquemática de la filtración gravimétrica	31
Figura 2.7: Representación esquemática de la filtración centrífuga	32
Figura 2.8: Representación esquemática de la filtración al vacío	33
Figura 2.9: Representación esquemática de la filtración por presión	33
Figura 3.1: Esquema de un <i>feedweel</i> convencional	35
Figura 3.2: Esquema de un espesador convencional	36
Figura 3.3: Esquema de un espesador de Alta Capacidad (<i>High-Rate</i>)	37
Figura 3.4: Esquema de un espesador de Alta Densidad (<i>High-Compression</i>)	38
Figura 3.5: Esquema de un Espesador Pasta (<i>Paste / Deep Cone</i>)	39
Figura 3.6: Filtro Convencional de Discos de Vacío (RVDF)	41
Figura 3.7: Filtro Cerámicos de Acción Capilar	42
Figura 3.7: Filtro Horizontales de Banda de Vacío	43
Figura 3.8: Filtro Prensa de Placas Verticales	44
Figura 3.9: Filtro a Automático Presión de Placas Horizontales	46

Figura 3.10: Principios de Operación de Filtros Outotec Larox PF	47
Figura 3.11: Principios de Operación de Filtros Outotec Larox FFP	48
Figura 3.12: Principios de Operación de Filtros Outotec Larox RB-SV	51
Figura 3.13: Principios de Operación de Filtros Outotec Larox CC	52
Figura 4.1: Clasificación de equipos de filtración según tamaño de partículas	55
Figura 4.2: Curva Tiempo de Alimentación vs. Tasa de Filtración	61
Figura 4.3: Curva Tiempo de Secado vs. Humedad en la Torta	62
Figura 4.4: Esquema de Consumo de Energía un proceso de filtración a presión	63
Figura 5.1: Balance de aguas de GreenHill 60,000 TMPD	67
Figura 5.2: Balance de aguas de BlueHill 80,000 TMPD	68
Figura 5.3: Balance de aguas de DeepBrook	69
Figura 5.4: Espesador Dinámico de Laboratorio Outotec Supaflo® 99mm	72
Figura 5.5: Filtros de Laboratorio Larox MFP0.3 & Büchner BVB	73
Figura 5.6: Dosificación de Floculante vs. Velocidad de Sedimentación	74
Figura 5.7: Porcentaje de Sólidos en el U/F vs. Yield Stress No Cizallado	74
Figura 5.8: Dosificación de Floculante vs. Velocidad de Sedimentación	75
Figura 5.9: Porcentaje de Sólidos en el U/F vs. Yield Stress No Cizallado	75
Figura 5.10: Balance de aguas de GreenHill expandido a 120,000 TMPD	78
Figura 5.11: Balance de aguas de GreenHill expandido a 120,000 TMPD, Alt.1	81
Figura 5.12: Balance de aguas de GreenHill expandido a 120,000 TMPD, Alt.2	82

INDICE DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1.1: Costo de un depósito de relaves húmedo	15
Tabla 1.2: Costo de un depósito de relaves seco	16
Tabla 3.1: Tipos de Espesadores disponibles en la actualidad	40
Tabla 4.1: Set de pruebas para seleccionar la tela en un filtro de banda de vacío	57
Tabla 4.2: Optimización del Volumen de Alimentación	58
Tabla 4.3: Optimización del Tiempo de Secado	58
Tabla 4.4: Variables de Control en un Proceso de Filtración a Presión	59
Tabla 4.5: Resultados de un Proceso de Filtración a Presión	60
Tabla 5.1: Límites de descarga de U/F	70
Tabla 5.2: Resultados de pruebas de filtración con Relaves de GreenHill	76
Tabla 5.3: Resultados de pruebas de filtración con Relaves de BlueHill	76
Tabla 5.4: Características de los filtros mas grandes con cada tecnología	77

NOMENCLATURA

UNIDAD	SIMBOLO
Metro	m
Centímetro	cm
Milímetro	mm
Micras	μm
Pies	ft
Tonelada métrica	T
Tonelada corta	TC
Kilogramo	kg
Gramo	g
Día	d
Hora	h
Minutos	min
Segundo	s
Litro	L
Kilowatt	Kw
Porcentaje	%

INTRODUCCIÓN

Desde mediados de los 90s, aproximadamente la mitad de la inversión capital y más de la mitad de los costos operativos han sido asociados a procesos de separación en la industria de procesos químicos. Esto por supuesto incluye a la separación química de especies y a la de fases, con la separación sólido-líquido siendo parte de éste último aunque a menudo estrechamente asociado con la primera.

Que la Separación Sólido-Líquido sea una parte de suma importancia en cualquier proceso es una certeza y hay tres razones principales para afirmar esto:

- 1 el incremento continuo en la demanda de productos de mayor pureza, particularmente en las industrias farmacéuticas, biotecnología y alimenticias,
- 2 la reducción gradual en la calidad de las materias primas, siendo este un problema particularmente grave en el procesamiento de minerales,
- 3 la demanda creciente de las regulaciones medioambiental para el control y disposición de desechos industriales.

La mayoría de los procesos industriales, en los que se manejan pulpas de material particulado, usan algún tipo de separación sólido-líquido en sus diagramas de flujo. La separación es usada en muchos procesos con el objetivo de:

- 1 recuperar y/o limpiar sólidos valiosos,
- 2 recuperar y/o limpiar líquidos,
- 3 separar las dos fases entre si antes de reciclar o re-procesar ambas individualmente,
- 4 separar las dos fases, por razones medioambientales, por ejemplo, antes de disponer de cualquiera de las dos o ambas.

Objetivo General

El objetivo principal del presente informe es el de ampliar el nivel de conocimientos alcanzados durante una carrera de pre-grado y poder contar con los criterios básicos para la selección de equipos de separación sólido-Líquido para una determinada aplicación, cumpliendo con los resultados de procesos planteados para dicho equipo, con un costo de inversión que se ajuste al presupuesto del proyecto y manteniendo un costo operacional dentro de un rango sostenible en el tiempo.

Justificación

La creciente demanda de un mundo globalizado por desarrollar nuevas tecnologías, de viajar más rápido, más lejos e incluso más alto nos ha llevado a inventar los barcos, aviones e incluso transbordadores espaciales. Sin contar los avances en comunicaciones, en el ámbito de la ingeniería civil y estructural para la construcción de smarthphones, puentes y edificios de hasta más de 800 m de altura.

En una gran medida, la minería ha servido como plataforma para el constante progreso en esta jornada aunque tradicionalmente la sociedad la condena, ya sea porque en sus inicios no se entendía cabalmente el concepto de “desarrollo sostenible” o porque incluso hoy en día se puede percibir las consecuencias de las malas prácticas de algunas mineras de antaño que aun cuando hayan ya cerrado sus

operaciones, hoy en día siguen generando contaminación de las aguas y suelos. Un ejemplo clásico son los drenajes ácidos de mina.

Es aquí donde entra el dilema del rechazo tradicional a la minería en contraste con las demandas de un mundo globalizado por más metales

Sin embargo, el desarrollo tecnológico no ha sido ajeno a la minera y es por esto que hoy en día cualquier proyecto minero responsable hace uso de los mayores avances en ingeniería para la selección de equipos de procesamiento que consuman menor cantidad de energía y agua para extraer los minerales valiosos, produciendo la menor cantidad de emisiones o por lo menos produciendo emisiones que se encuentren dentro de los límites permisibles según las normativas impuestas por el país en el que se desarrollan.

Una aplicación práctica de estos conocimientos la usaremos en la selección de equipos de Separación Sólido-Líquido cuando se plantea un proyecto de recuperación de aguas de un proceso de flotación para ser re-utilizadas en el mismo, optimizando así su consumo de agua fresca dentro de su circuito. Ampliaremos más la descripción de dicho proyecto en el capítulo V.

Al final del presente informe responderemos a la pregunta planteada en la Figura 1.1.



Figura 1.1: ¿Cuál solución de filtración es la mejor?

CAPITULO I

ASPECTOS GENERALES

1.1. Consideraciones para la Construcción de un depósito de Relaves

Una parte importante para el desarrollo de un proyecto minero es la selección de la mejor forma de depositar los relaves provenientes de cualquier actividad minera. Esta investigación esta generalmente liderada por un equipo geotécnico. Quienes toman en cuenta las siguientes consideraciones:

- La licuefacción del embalse de relaves por movimientos sísmicos
- La percolación de las soluciones de descarte a través de fallas geológicas
- Control de la entrada y salida de agua del área de embalse
- Erosión y contaminación de ríos y suelos
- Topografía del área de deposición de relaves y restricciones del volumen depositado
- Localización del nivel freático

Otra consideración importante, después de la construcción del embalse de relaves son todos los recursos necesarios para monitorear la operación de depósito.

La decisión a favor de una deposición en seco de los relaves involucra inversiones adicionales en equipos, pero ofrece mayores ventajas en un largo plazo:

- Eliminación del riesgo de licuefacción
- Eliminación de la percolación
- Facilidad de control del escape de agua
- No hay riesgo de pérdida del embalse por erosión
- Se eliminan los costos por murallas de retención
- Se puede depositar mayor cantidad de material en una menor área

1.2. Comparación de Costos

En las Tablas 1.1 y 1.2 se comparan los costos para un depósito de relaves en húmedos, con un sistema de deposición de relaves en secos. El objetivo de esta comparación es analizar las ventajas respecto a cambiar de un sistema convencional de deposición de relaves en húmedo a un sistema de deposición en seco.

Tabla 1.1: Costo de un depósito de relaves húmedo

ITEM	COSTO EN US\$
Costos de capital	
Excavación; relleno; drenaje; tuberías; etc.	
Total	748.000
Costos de Operación (8 años en total)	
Espesamiento	5 US c/ton
Bombeo	40US c/ton
Recuperación de agua	40 US c/ton
Mantenimiento y otros	12 US c/ton
Total	4.250.000
Costo de capital para nuevo depósito (después de 8 años)	748.000
COSTO TOTAL PARA 1500 tpd	5.750.000

Tabla 1.2: Costo de un depósito de relaves seco

ITEM		COSTO EN US\$
Costos de capital		
Planta de filtros, espesadores, transportadora; etc.		
Total		1.452.000
Costos de Operación (8 años en total)		
Espesamiento	5 US c/ton	
Filtro de banda	50 US c/ton	
Transportadoras/camiones	20 US c/ton	
Recuperación de agua	4 US c/ton	
Mantenimiento y otros	5 US c/ton	
Total		2.800.000
Costo de capital para nuevo depósito (después de 8 años)		
Depósito tiene vida de 20 años		0
COSTO TOTAL PARA 1500 tpd		4.250.000

Nota: Esta comparación no incluye un estudio financiero, sin embargo las estimaciones demuestran que un sistema seco puede ser económicamente viable.

En la determinación de un sistema de deposición en seco, el primer factor a considerar es la motivación del usuario para considerar un sistema seco. Objetivos tales como:

- Costo del agua
- Restricciones del área de deposición
- Propiedades geofísicas del lugar
- Restricciones de agua en la zona de explotación

1.3. Compactación de los relaves

En lugares en los que existen problemas topográficos, como escape de agua, o problemas geofísicos, tales como fallas en la base del nivel freático, la construcción de embalses húmedos puede ser problemática. Productos filtrados pueden ser compactados a un punto tal que sean impermeables. Esto reduce las posibilidades de percolación, erosión por agua o licuefacción como resultado de la actividad sísmica.

Los relaves filtrados generalmente pueden alcanzar niveles de humedad entre 10 y 20%, dependiendo de las características de la pulpa y del tipo de tecnología de filtración que se selecciona. El nivel de humedad adecuado para la compactación de relaves dependerá de un estudio geotécnico por lo que no existen absolutos respecto a qué equipo de separación sólido líquido es el más adecuado en términos técnicos o económicos. Solo los requerimientos del usuario determinarán los niveles de desaguado que satisfagan sus necesidades.

En el capítulo V, se analizará un caso en el que un sistema de separación sólido-líquido es utilizado para la recuperación de aguas de los relaves de un circuito de flotación para ser reutilizada en el mismo proceso durante una expansión de la planta.

CAPITULO II

FUNDAMENTOS DE LA SEPARACIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO

2.1. Definiciones

Separación Sólido-Líquido: Es una importante operación unitaria que existe en casi todos los *flowsheet* relacionados con industrias de procesos químicos, plantas de beneficio mineral, productos farmacéuticos, alimenticios o tratamiento de agua. Su objetivo es separar mecánicamente una fase sólida de una fase líquida haciendo uso de diferentes principios o mecanismos físicos o físico-químicos.

Filtración: La filtración es un proceso usado en la separación Sólido-Líquido o Sólido-Gas, en el que un gas o líquido pasa a través de un medio filtrante, reteniendo los sólidos dispersos en él, ya sean sobre o dentro del mismo medio filtrante.

Medio filtrante: Es un medio permeable usado en diferentes equipos de filtración y sirve para retener la mayor cantidad de sólidos posibles sobre o dentro de sí, permitiendo pasar a la fase líquida (o gaseosa). Partículas más pequeñas podrían no ser retenidas, dependiendo de la complejidad de los poros del medio filtrante a través de la cual el filtrado debe pasar.

Tasa de filtración: Es la capacidad que posee un determinado equipo de filtración para procesar cierta cantidad de pulpa en términos de sólidos secos (en kilogramos) en una unidad de tiempo (en horas) por unidad de área filtrante (en m²). Típicamente se expresa como (kg d.s./m²h), siendo “d.s.” una expresión para sólidos secos.

$$Capacidad = \frac{Peso\ de\ torta\ [kg] \times 60}{Área\ filtrante\ [m^2] \times Tiempo\ de\ ciclo\ [min]}$$

Donde:

<i>Capacidad</i>	= Tasa de filtración específica (kg d.s./m ² h)
<i>Peso de torta</i>	= Peso seco de la torta (kg)
<i>Tiempo de ciclo</i>	= Tiempo total de ciclo de filtración (min)
<i>Área filtrante</i>	= Área filtrante (m ²)

Ciclo de filtración: En equipos de filtración en batch es el tiempo que se requiere para completar varias etapas de operación dentro del equipo para producir cierta cantidad de torta. El ciclo se reinicia luego de terminado un ciclo completo.

Humedad de la torta: Es el porcentaje de humedad residual en un sólido luego de pasar por un proceso de filtración. Típicamente se calcula como el peso de humedad dentro de un peso de torta húmeda expresada en porcentaje.

$$Humedad\ de\ torta = \frac{(Peso\ húmedo - Peso\ seco)}{Peso\ húmedo} [\%] \times 100$$

Donde:

<i>Humedad de torta</i>	= Humedad de la torta (%)
<i>Peso húmedo</i>	= Peso húmedo de la torta (g)
<i>Peso seco</i>	= Peso seco de la torta (g)

Solids-Loading: Una consideración crítica para el espesamiento por gravitación es el *solids-loading*, representa el total de sólidos que pueden sedimentar en una unidad de área por unidad de tiempo; típicamente se representa con las unidades **Ton/m²-h**.

2.2. Fundamentos de Espesamiento y Clarificación

Los espesadores y clarificadores por gravedad representan una clase de separadores sólido-líquido donde la fuerza gravitatoria es usada para incrementar la concentración de una suspensión (o pulpa) mediante la sedimentación, produciendo un lodo espeso conocido como *underflow* y un líquido relativamente limpio conocido como *overflow*.

En líneas generales, un clarificador buscará una mejor calidad (limpieza) del *overflow*, mientras que un espesador buscará incrementar la concentración de sólidos en el *underflow*.

El criterio de diseño de un espesador/clarificador debe definir un ratio de sedimentación (*Solids-Loading*) tan alto como razonablemente posible para incrementar tanto la capacidad de producción como para reducir el área de instalación.

Los ratios de sedimentación (o velocidad de sedimentación) frecuentemente son incrementados artificialmente mediante la adición de coagulantes o floculantes (relativamente de bajo costo).

La figura 2.1 representa esquemáticamente un sistema de espesamiento/clarificación

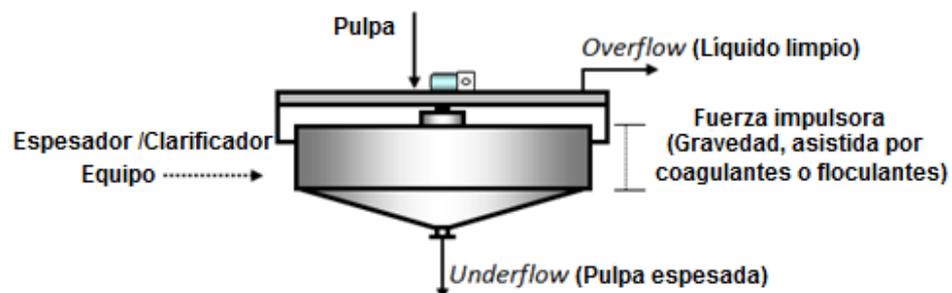


Figura 2.1: Diagrama esquemático de un sistema de espesamiento/clarificación

El diseño confiable de circuitos de espesamiento y clarificación se ha visto complicado por el deseo de minimizar los costos de capital a través de la utilización de floculantes y sistemas de sedimentación de alta capacidad. Estos equipos capital más nuevos y más económicos requieren un mayor grado de control y la atención del operador para asegurar una operación exitosa. Como resultado de ello, se hace cada vez más necesario el uso de pruebas de sedimentación para dimensionar los equipos de manera confiable, mejorando el grado de certeza de que se cumplirá con los objetivos de diseño.

Las pruebas de laboratorio de espesamiento y clarificación se han utilizado con éxito para el diseño por casi un siglo, cuando muestras representativas del proceso han sido evaluadas utilizando métodos de prueba confiable. Desde la mineralogía del yacimiento, el tamaño y forma de partículas de los sólidos, la concentración de sólidos en la alimentación, la química del agua, estado de oxidación, y el envejecimiento de la muestra, todas impactan los resultados de las pruebas, una comprensión de las condiciones de proceso y variaciones operativas deberían ser parte integral del programa de diseño de pruebas. Aunque cuando sean costosas, las prueba piloto se recomiendan cuando se va a procesar un nuevo tipo de mineral, cuando se consideran nuevas condiciones de procesos, o cuando se busca una mejora en la confiabilidad del diseño. Pruebas cuidadosas de floculación son particularmente importantes para obtener un diseño confiable.

El diseño de la separación sólido-líquido es frecuentemente un factor económico clave para la ejecución de un proyecto metalúrgico. Un diseño pobre o falta de atención en los detalles del diseño pueden resultar en cuellos de botella en capacidad de la planta o inclusive fallas en la operación de la planta.

Inicialmente un proyecto es definido y se desarrolla un diagrama de flujo preliminar que proporciona un diseño de procesos para alcanzar los objetivos deseados. Restricciones del proceso, como las limitaciones de uso del agua, las consideraciones de tierras, los impactos ambientales, la eliminación de residuos, eliminación de residuos líquidos, etc. se identifican y se convierten en una parte integral del proceso de diseño. La naturaleza física de la mezcla sólida/líquida y los objetivos de procesos dictará las opciones de equipos a ser evaluadas.

Varios métodos de pruebas de espesamiento han sido desarrollados a través de los años para estudiar las características de sedimentación de sólidos con el propósito de dimensionar equipos de espesamiento y clarificación. Es importante entonces conocer los principios básicos de la sedimentación, los procedimientos de prueba, así los métodos de evaluación de datos para determinar el tamaño y características de espesadores y clarificadores según los requerimientos del interesado.

En los últimos años, los nuevos diseños de espesadores de alta eficiencia, de alta capacidad y de *underflows* de alta densidad han sido introducidos en el mercado. Los métodos para el dimensionamiento de estas nuevas piezas de tecnologías están en manos del proveedor específico como información propietaria. Sin embargo, los métodos de pruebas explicados a continuación, en principio, se aplican a la mayoría de los diseños de equipos probados de sedimentación.

Principales Factores que Influyen en la Sedimentación:

Las principales fuerzas presentes en la sedimentación son la gravedad, el empuje y la fricción y los factores que influyen en estas fuerzas son:

- Densidad del líquido
- Gravedad específica de los sólidos
- Tamaño y forma de las partículas
- Viscosidad del líquido
- Temperatura
- Floculación de partículas
- Concentración de los sólidos
- Reología de la pulpa espesada
- Distancia de asentamiento
- Movimiento horizontal y vertical

Diseño de Pruebas de Espesamiento

La metodología de pruebas debe proveer la siguiente información básica para el diseño de espesadores:

- *Solids-Loading* como función de la concentración de sólidos en el alimento, dosificación de floculante, y concentración de sólidos en el *underflow*.
- Concentración de sólidos en el *underflow* como función del tiempo de residencia de los sólidos.
- Características reológicas de los sólidos espesados versus la concentración de los sólidos espesados.
- Impacto de la floculación en las características de diseño de la unidad.
- Impacto de la variabilidad de las características del alimento, tales como: tamaño de partículas, temperatura, y características de la solución. (pH, Eh, composición, concentración).

- Características de corrosión de la pulpa a ser espesada incluyendo la interface de aire de la superficie y la condensación de la neblina sobre la superficie de estructuras.

Pruebas de Espesamiento a Nivel de Laboratorio:

Pruebas Estáticas: Hay una buena cantidad de métodos de pruebas, procedimientos y análisis de datos. Sin embargo, la mayoría de las empresas que diseñan y fabrican equipos de separación de líquidos y/o consultores tienen una interpretación propietaria de la metodología de diseño. Muchos de los métodos son variaciones del análisis Kynch.

La mayoría de las pruebas de espesamiento estático se llevan a cabo en probetas de uno o dos litros que contienen algún tipo de mecanismo de rastra. Pulpa representativa se introduce en la probeta y se toman los datos de velocidad de sedimentación de la interfaz sólido/líquido. Las pruebas se realizan a menudo en un período de asentamiento prolongado, es decir, 24 horas. Un número suficiente de ensayos se realizan para determinar el impacto de la concentración de sólidos del alimento, dosificación de floculante y las variables de proceso en unidad de superficie, la densidad del *underflow*, la claridad del *overflow* y la reología de los sólidos del *underflow*.

Pruebas que utilizan floculación requieren especial atención ya que variaciones menores en la energía de mezclado (pulpa + floculante) y protocolo de pruebas pueden influir considerablemente en los resultados. Los métodos más comunes utilizados envuelven movimientos verticales de algún tipo de tapón de goma sobre una varilla o la inversión de la probeta.

El uso de personal altamente experimentado es preferible ya que el trabajo consistente es el aspecto más importante de este método.

Pruebas Dinámicas: el uso de floculación puede mejorar substancialmente la claridad del licor del *overflow* y reducir el tamaño de la unidad de sedimentación empleada, así como reducir el costo capital. Sin embargo, hay una prima en el control y atención del operador que debe ser considerado. Esto es particularmente el caso de los tan llamados unidades de Alta Capacidad (High-Rate). Aunque la información de diseño de las unidades de Alta Capacidad puede deducirse de pruebas estáticas, un enfoque más confiable es el uso de pruebas continuas a pequeña escala. Estas equipos de prueba utilizan columnas que poseen diámetros iguales o mayores a 8 cm y vienen acondicionados con un *feedwell*, rebose de *overflow*, mecanismos de rastras y sistemas de floculación. Bombas de alimentación, dosificación de floculante y *underflow* completan el arreglo.

El régimen de pruebas considera el impacto de la concentración de sólidos, dosificación de floculante, método de floculación sobre la capacidad de la unidad como una función de la velocidad de carga de la alimentación. El *overflow* es colectado para determinar la claridad para las condiciones (dinámicas) a las que se está probando. El tiempo de residencia del *underflow* podría no ser suficiente para obtener datos de la concentración de sólidos del *underflow* versus tiempo.

2.3. Fundamentos de Filtración

La filtración puede ser definida como la separación física de una fase sólida de una fase líquida al pasar una suspensión (pulpa) a través de un medio permeable, el cual retiene las partículas sólidas y permite pasar solo la fase líquida. Un sistema de filtración se representa esquemáticamente según se muestra en la Figura 2.2:

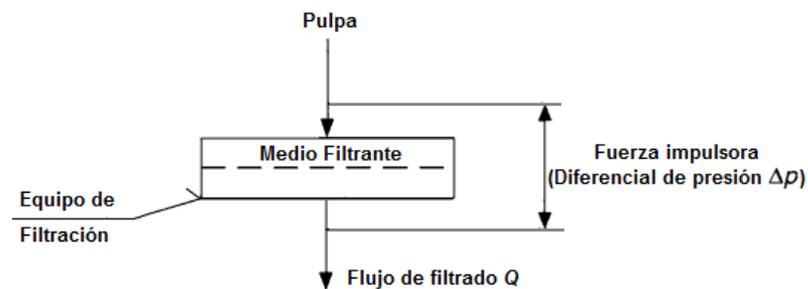


Figura 2.2: Diagrama esquemático de un sistema de filtración

Para que un fluido que fluya a través de un medio filtrante, se debe aplicar un diferencial de presión Δp a través del medio; desde el punto de vista de los fundamentos no es importante como se alcanza este diferencial de presión pero existen cuatro mecanismos típicos para aplicar dicha fuerza.

- Gravedad
- Vacío
- Presión
- Centrífuga

Básicamente existen dos tipos de filtración que son usados en la práctica: los llamados filtros de superficie (*surface filters*) son usados para la filtración de tortas en el cual los sólidos son depositados en la forma de una torta en un lado de un medio filtrante relativamente delgado, mientras que filtros de lecho (*depth filters*)

son usados para la filtración de lecho profundo (*deep bed filtration*) en el cual la deposición de las partículas toma lugar dentro del medio filtrante y generalmente la deposición sobre la superficie es indeseable.

En el caso de los filtros de superficie, el medio filtrante tiene una relativamente baja presión diferencial inicial y, como puede ser visto en la Figura 2.3, partículas del mismo tamaño o más grandes que los poros del medio filtrante crean pasajes más pequeños, los cuales retienen partículas aun más pequeñas dentro de sí. Así se forma una torta filtrante, que a su vez funciona como un medio para la filtración de la suspensión (pulpa) que entra subsecuentemente. Para prevenir la colmatación o impermeabilización del medio filtrante, ayudas filtrantes pueden ser usadas como pre-capas las que formen una capa inicial sobre el medio filtrante. Alguna penetración de sólidos finos dentro de la pre-capa o del medio filtrante es frecuentemente inevitable.

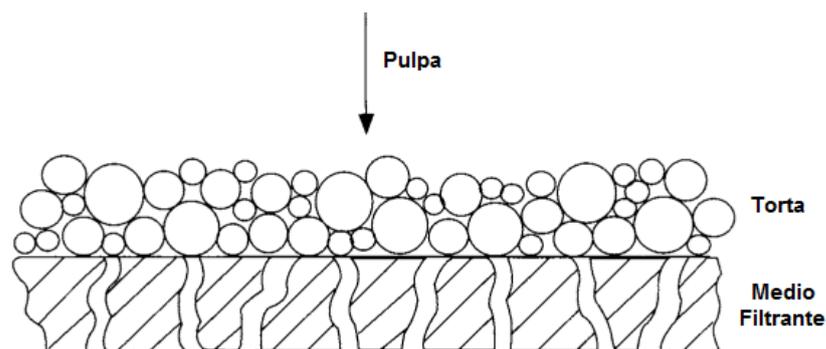


Figura 2.3: Mecanismo de filtración por torta filtrante

En los filtros de lecho, las partículas son más pequeñas que las aperturas del medio filtrante y por ello proceden a través de relativamente largos y tortuosos poros donde son colectados por un número de mecanismos (gravedad, difusión e inercia) son

adheridos al medio por fuerzas moleculares y electrostáticas, tal y como se muestran en la Figura 2.4.

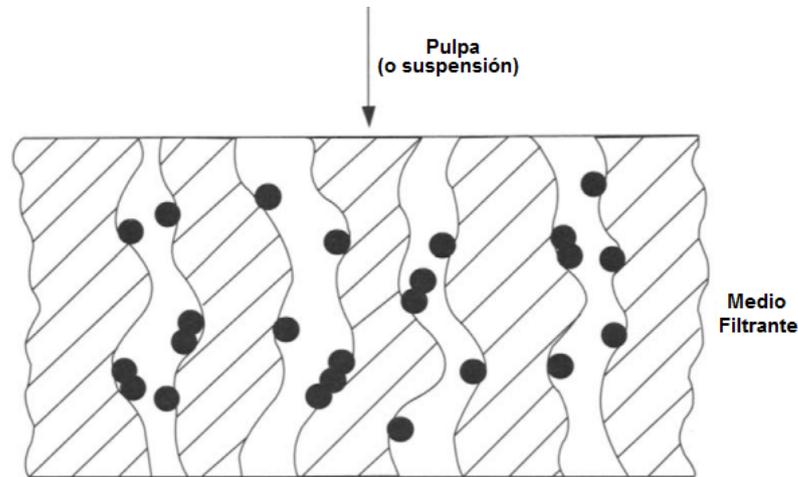


Figura 2.4: Mecanismo de una filtración de lecho profundo

El diferencial de presión inicial en los filtros de lecho es generalmente mayor que las de los filtros de superficie de eficiencia comparable pero el incremento de la presión diferencial es más gradual en los filtros de lecho a medida que las partículas son colectadas. Los filtros de lecho son usados comúnmente para clarificación, como por ejemplo para la separación de partículas finas de una suspensión diluida, digamos menos de 0.1% en volumen.

Un medio limpio

Al principio de una filtración en batch, todo el diferencial de presión disponible se aplica únicamente sobre el mismo medio filtrante ya que no hay torta formada. Ya que los poros en el medio son normalmente pequeños y la tasa de flujo de filtrado es bajo, condiciones de flujo laminar se obtienen casi invariablemente.

La ecuación de filtración básica de Darcy relacionada a la tasa de flujo Q de un filtrado de viscosidad μ que pasa a través de una cama permeable de espesor L y un área transversal A , aplicando un diferencial de presión Δp es:

$$Q = K \frac{A\Delta p}{\mu L} \quad \text{Ecuación 2.1}$$

Donde K es la constante referida como la permeabilidad de la cama. La Ecuación 2.1 es frecuentemente escrita de la siguiente forma:

$$Q = \frac{A\Delta p}{\mu R} \quad \text{Ecuación 2.2}$$

Donde R es llamada la resistencia del medio (y es igual a L/K , el espesor del medio dividido por la permeabilidad de la cama).

Si la suspensión fuera un líquido limpio, todos los parámetros en la ecuación 2.1 y 2.2 serían constantes, resultando en un flujo constante para un diferencial de presión constante y el volumen acumulado de filtrado se incrementaría linealmente con el tiempo, como se muestra en la Figura 2.5.

En la filtración en batch, sin embargo, donde la suspensión contiene partículas, una torta comienza a construirse sobre la superficie del filtro por lo que, gradualmente, una proporción más grande del diferencial de presión disponible es tomado por la misma torta. Esto resulta en un incremento efectivo de la resistencia de la cama, lo que conduce a una caída gradual del flujo Q . Por lo tanto el volumen acumulado de filtrado disminuye con el tiempo como se muestra en la Figura 2.5:

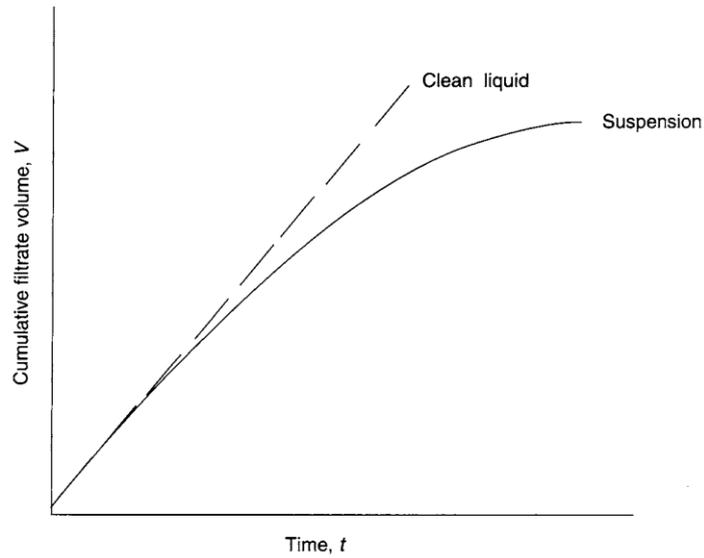


Figura 2.5: Ploteo del volumen de filtrado acumulado a través del tiempo

Tal y como se explico anteriormente, la tasa de filtración a un diferencial de presión constante se convierte en una función del tiempo porque el liquido se presenta con dos resistencias en serie, una de las cuales, la resistencia del medio R puede ser asumida constante y la otra, la resistencia de la torta R_c se incrementa con el tiempo.

Entonces la ecuación 2.2 se convierte en:

$$Q = \frac{A\Delta p}{\mu(R+R_c)} \quad \text{Ecuación 2.3}$$

En la práctica, sin embargo, la asunción hecha acerca de que la resistencia del medio es constante es raramente verdad ya que algunas partículas penetran y bloquean el medio filtrante inevitablemente.

Sin embargo, como la resistencia de la torta puede ser asumida como directamente proporcional a la cantidad de torta depositada (solo verdad para tortas incompresibles), se deduce que:

$$R_c = \alpha w \quad \text{Ecuación 2.4}$$

Donde w es la masa de torta depositada por unidad de área (en kg/m^2 en unidades del SI) y α es la resistencia específica de la torta (en m/kg en unidades del SI)

Sustituyendo la ecuación 2.4 por R_c en la ecuación 2.3 nos resulta en:

$$Q = \frac{\Delta p A}{\alpha \mu w + \mu R} \quad \text{Ecuación 2.5}$$

La ecuación 2.5 relaciona a la tasa de flujo Q al diferencial de presión Δp , la masa de torta depositada w y otros parámetros, algunos de los cuales pueden, en ciertas circunstancias, ser asumidas como constantes.

2.4. Mecanismos de Filtración

Filtros Gravimétricos: Donde la fuerza de separación es ejercida por la fuerza de gravedad, fuerzas de vibración o por el simple arrastre de partículas fuera del medio líquido en el que se encuentran. Ejemplos típicos los encontramos en los filtros de mesa, filtros de arena, espirales de desaguado, mallas lineales, etc.

La Figura 2.6 representa esquemáticamente un sistema de filtración gravimétrico.

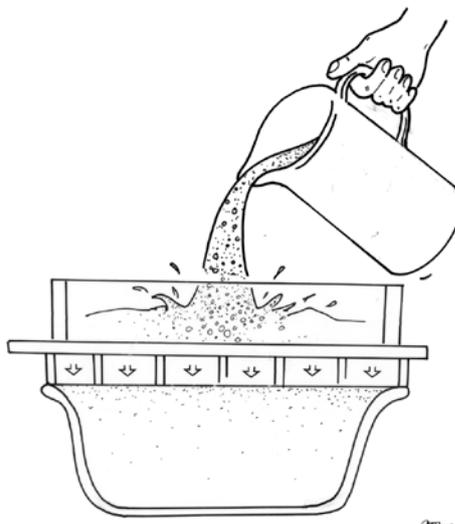


Figura 2.6: Mecanismo de filtración gravimétrico

Filtros Centrífugos: Donde la fuerza de separación la proporciona una fuerza centrífuga. Equipos como estos se usan comúnmente en la industria farmacéutica y alimenticia. Ejemplos: filtros centrífugos e inclusive los hidro-ciclones son formas muy comunes de separadores centrífugos.

La Figura 2.7 representa esquemáticamente un sistema de filtración centrífuga.

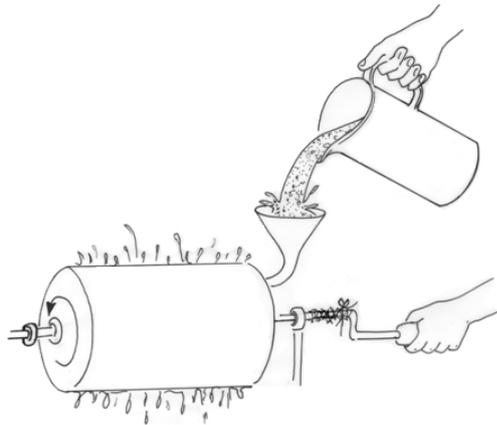


Figura 2.7: Mecanismo de filtración centrífuga

Filtros de vacío: es una categoría de filtros que usan vacío inducido como mecanismo de desaguado y un medio semi-permeable para facilitar la separación de sólidos de la suspensión. Mientras que la presión diferencial a través del filtro está limitada a menos de 85 kPa (usualmente menos de 75 kPa), la mayoría de las unidades son capaces de procesar un amplio rango de materiales de manera continua. Ejemplos típicos los podemos ver en los filtros horizontales de banda de vacío, filtros convencionales de discos de vacío, filtros de tambor, filtros cerámicos (aunque su principio de filtración se encuentre más relacionado a la acción capilar).

La Figura 2.8 representa esquemáticamente un sistema de filtración a vacío.

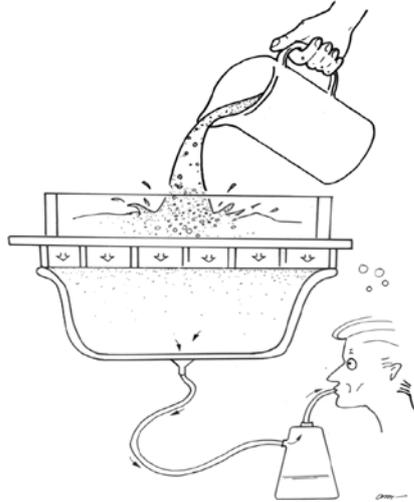


Figura 2.8: Mecanismo de filtración a vacío

Filtros a Presión: Los filtros a presión típicamente operan en batch y su ciclo consiste en, alimentación de pulpa por bombeo, prensado de torta por diafragmas inflados con agua/aire y soplado con aire para remover aun más humedad.

Las presiones empleadas típicamente pueden llegar a los 16 Bar, aunque hay equipos que emplean inclusive hasta 30 Bar.

Algunos ejemplos en esta categoría son: filtros automáticos a presión de placas horizontales, filtros prensa de placas verticales y los filtros de tubo.

La Figura 2.9 representa esquemáticamente un sistema de filtración a presión.



Figura 2.9: Mecanismo de filtración a presión

CAPITULO III

EQUIPOS DE SEPARACIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO

3.1. Equipos de Espesamiento y Clarificación

Los espesadores y clarificadores son equipos típicos que no han cambiado mucho su apariencia desde la invención del espesador Dorr en 1905. Se han hecho más grandes, se han construido de diferentes materiales, tales como madera, acero o cemento y se ha mejorado y modernizado el sistema de tracción de las rastras, pero los elementos esenciales continúan siendo los mismos. Todos los espesadores cuentan con un estanque cilíndrico correspondiente al cuerpo del espesador, la bandeja de alimentación (*feedwell*), la canaleta de rebalse (*overflow launder*), las rastras (*rakes*) y la abertura de descarga (*discharge opening*), todos ellos comunes a cualquier espesador.

La bandeja de alimentación, o *Feedwell*, es un cilindro concéntrico al estanque y de pequeño diámetro, cuyo objetivo principal es permitir una buena distribución de la alimentación al espesador, pero también sirve para mejorar la mezcla de la pulpa y el floculante y, en muchos casos para diluir la alimentación.

En la figura 3.1 se muestra un *feedwell* con tubos tangenciales de alimentación y baffles internos.

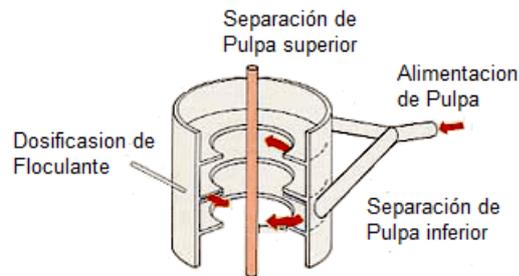


Figura 3.1: Esquema de un *feedwell* convencional

Las rastras, pueden tener una gran variedad de formas, principalmente en la forma de soporte, y tienen por objetivo llevar el material depositado en el fondo del espesador hacia la abertura de la descarga. Las rastras giran a velocidades del orden de 0.5 rpm. Un resultado secundario de las rastras es la formación de canales a su paso por el material depositado, por los cuales escurre agua, permitiendo un aumento de la concentración del sedimento. En varios modelos de espesadores existen mecanismos para levantar las rastras cuando el torque en el motor se hace excesivo.

Las canaletas de rebalse en la periferia del espesador tiene por objetivo evacuar el agua recuperada a una velocidad suficientemente baja para evitar el arrastre de partículas finas. Un flujo aproximado de 0.1 m³/min de agua por metro línea de canaleta es adecuado. La mayoría de las canaletas tienen pequeños vertederos que permiten controlar mejor el flujo de agua.

Espesador Convencional: el espesador convencional se caracteriza porque su bandeja de alimentación (*feedwell*) se encuentra en la parte superior del equipo y, al entrar al espesador, el flujo de alimentación se mezcla con parte del agua recuperada y se diluye a un valor denominado concentración conjugada. Esta suspensión diluida sedimenta a velocidad constante formando un manto de altura variable, para transformarse en sedimento en la parte inferior del equipo.

En la Figura 3.2 se muestra un esquema de un espesador convencional y sus partes:

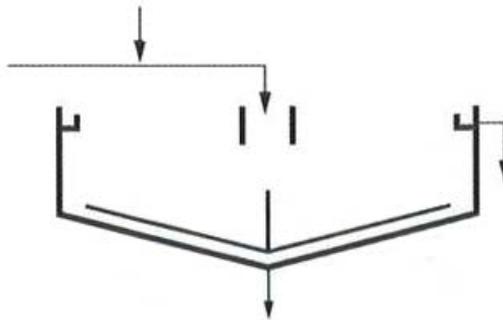


Figura 3.2: Esquema de un espesador convencional

Las características de un espesador convencional son:

- *Feedwell* convencional (corto)
- Floculación no es esencial
- Consistencia a cambios de proceso de corto plazo
- Altura de Pared Lateral, 1.8–3.2 m, Pendiente de Cono 1:6, Diámetro 1–125 m
- Proporciona capacidad de almacenamiento
- No requiere sofisticados sistemas de control
- Ideal para procesos donde no se permite la adición de floculante
- El mecanismo de tracción y rastras se dimensionan según la aplicación

Espesador de Alta Capacidad (*High Rate*): El espesador de Alta Capacidad tiene como parte distintiva una bandeja de alimentación muy profunda que descarga el flujo de alimentación bajo el nivel del sedimento. Al mezclarse la alimentación y sedimento forma una suspensión mayor a la de la alimentación y mayor o igual a la concentración crítica. Es por esta razón que en los espesadores de alta capacidad no existe una zona de sedimentación. Muchas veces se recicla parte de la descarga del espesador de alta capacidad con el objetivo de aumentar la concentración de la alimentación antes de producir la mezcla con el sedimento. El resultado es que generalmente, estos espesadores tienen mayor capacidad que los convencionales. Sin embargo, se ha demostrado que los espesadores de alta capacidad, cuyo tiempo de residencia está en el orden de minutos, en vez de horas para los convencionales, son intrínsecamente inestables y, por lo tanto, requieren de un mejor sistema de control. En la Figura 3.3 se muestra un esquema de un espesador de alta capacidad:

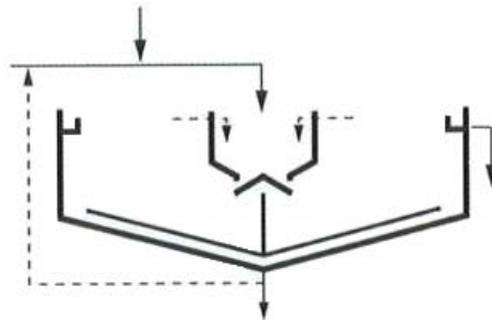


Figura 3.3: Esquema de un espesador de Alta Capacidad (*High-Rate*)

Las características de un espesador de Alta capacidad son:

- *Feedwell* diseñado según la aplicación,
- Proporciona descargas consistentes de alta densidad
- Efectivo control de sólidos en la alimentación

- Altura de Pared Lateral, 1.8–3.2 m, Pendiente de Cono 1:6, Diámetro 1–125 m
- Ideal para la automatización del procesos
- Alta capacidad por unidad de área
- Tiempos de retención cortos
- Recirculación del *underflow* opcional
- Pueden ser usados en una amplia variedad de aplicaciones, concentrados, relaves, circuitos CCD, tratamiento de agua, etc.

Espesadores de Alta Densidad (*High Compression*): El espesador de alta densidad es un espesador convencional o de alta capacidad, pero de mayor altura. Esta altura adicional permite obtener una gran presión sobre el diámetro de descarga del equipo y, por lo tanto, obtiene una concentración de descarga muy grande. En muchos casos, estos espesadores tienen un cono pequeño, de modo de ayudar a evacuar la descarga.

Figura 3.4 se muestra un esquema de un espesador de alta densidad:

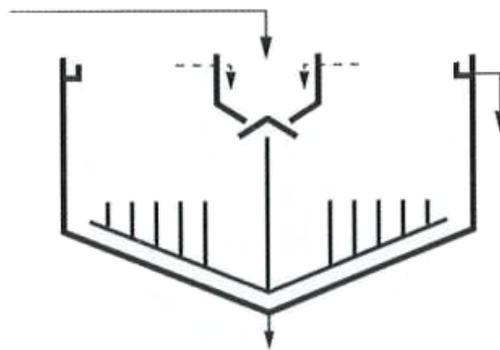


Figura 3.4: Esquema de un espesador de Alta Densidad (*High-Compression*)

Las características de un espesador de Alta Densidad son:

- *Feedwell* diseñado según la aplicación
- Control de sólidos en la alimentación

- Alta capacidad por unidad de área
- Altura de Pared Lateral, 4–6 m, Pendiente de Cono 1:4-1:3, Diámetro 1–70 m
- Tanques sobre columnas o sobre el suelo
- Alta capacidad de torsión de la rastra
- Zona de alta compresión extendida
- *Supapickets* (estático y rotatorio) para mejor liberación del agua
- Densidad del *underflow* mas alta que en los espesadores de Alta Capacidad
- Adecuado para procesos donde se requiere extracción de agua adicional, tales como circuitos CCD, plantas de relleno en pasta y aplicaciones pre-Leach.

Espesadores Pasta: Similar a los espesadores de Alta Densidad, los espesadores en pasta son de mayor altura de paredes, lo cual les permite mayor flexibilidad en incrementar la zona de compresión, pudiendo entonces ejercer mayor presión hidráulica sobre la zona de sedimentación y por ende aumentan aun más la concentración de sólidos en la descarga.

Figura 3.5 se muestra un esquema de un espesador pasta:

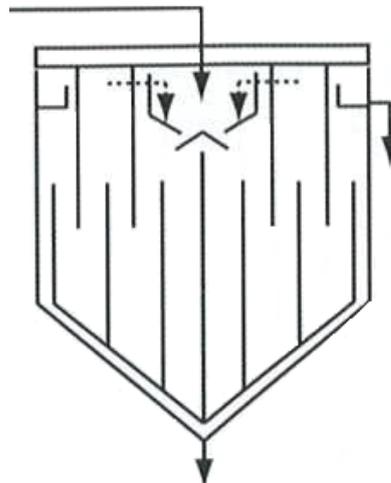


Figura 3.5: Esquema de un Espesador Pasta (*Paste / Deep Cone*)

Las características de un Espesador Pasta son:

- *Feedwell* diseñado según la aplicación
- Control de sólidos en la alimentación
- Alta capacidad por unidad de área
- Altura de Pared Lateral, 6–10 m, Pendiente de Cono 1:1.73, Diámetro 1–45 m
- Tanques sobre columnas o sobre el suelo
- Alta capacidad de torsión de la rastra
- Zona de alta compresión extendida
- *Supapickets* (estático y rotatorio) para mejor liberación del agua
- Densidad del *underflow* mayor al del espesador de alta densidad (aprox. 2-4%)
- Yield Stress >200Pa en el *underflow*
- Sistema de cizallamiento del *underflow*
- Adecuado para procesos donde se requiere extracción de agua adicional, tales como circuitos de relleno en pasta, circuitos CCD y aplicaciones pre-Leach.

En resumen, en la Tabla 3.1 se puede apreciar las características de diseño de los espesadores disponibles en la actualidad.

Tabla 3.1: Tipos de Espesadores disponibles en la actualidad

	CONVENCIONAL	HRT	HCT	PASTA	CLARIFICADOR
DIAMETRO (m)	1 - 125	1 - 125	1 - 70	1 - 45	1 - 125
PARED (m)	1.8 – 3.2	1.8 - 3.2	4 – 6	6 - 10	3 - 4
PENDIENTE	1:6	1:6	1:4 – 1:3	1: 1.73	1 : 6

3.2. Equipos de Filtración

Filtro Convencional de Discos de Vacío: Los filtros convencionales de discos de vacío, ver Figura 3.6, son filtros de operación continua de bajo costo de fabricación, principalmente porque no ha habido mejoras en los diseños en los últimos 30 años. Son usados para desaguar pulpas de granulometría relativamente gruesa. Su diseño es compacto, pero requiere equipos auxiliares que incrementan el área de instalación.

Características de los filtros convencionales de Discos de Vacío:

- Requiere un tanque separador de agua/aire, una bomba de vacío y compresor de soplado para descarga
- Producción: 20-100 ton/h por unidad (en concentrados de hierro)
- Filtrado de turbio (requiere recirculación)
- Operación continua pero generalmente requiere asistencia y supervisión constante del operador durante la descarga y mantenimiento.
- Alto consumo de telas, repuestos y consumo de energía
- Limitado por el nivel de vacío que se puede generar a grandes altitudes.

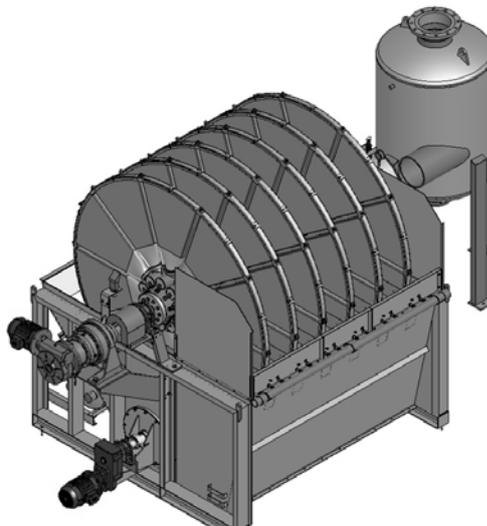


Figura 3.6: Filtro Convencional de Discos de Vacío (RVDF)

Filtro Cerámico de Acción Capilar: Los filtros cerámicos de acción capilar, ver Figura 3.7, son filtros de operación continua que utilizan sectores cerámicos microporosos, los cuales actúan como capilares, extrayendo el agua de una pulpa sin permitir el paso de aire ni partículas sólidas a través de ellas. Es por esta razón que la bomba de vacío que se requiere con este tipo de equipos es de muy poca potencia instalada, aun para grandes áreas de filtración por unidad. Su descarga es por raspadores y no por soplado, a diferencia del filtro convencional de discos de vacío.

Características de los filtros Cerámicos de Acción Capilar:

- Principio de operación: La capilaridad (no requiere equipos auxiliares como bombas de vacío ni compresores de secado ni sopladores de descarga)
- Producción: 2-400 ton/h por unidad
- Filtrado extremadamente limpio (<20 ppm)
- Instalación sumamente simple
- Operación continua, automática con mínima potencia instalada
- Bajo consumo de repuestos (vida de los sectores cerámicos: 16,000-24,000 h)
- Humedad de torta: 1-3% menos que en filtros de disco de vacío convencional

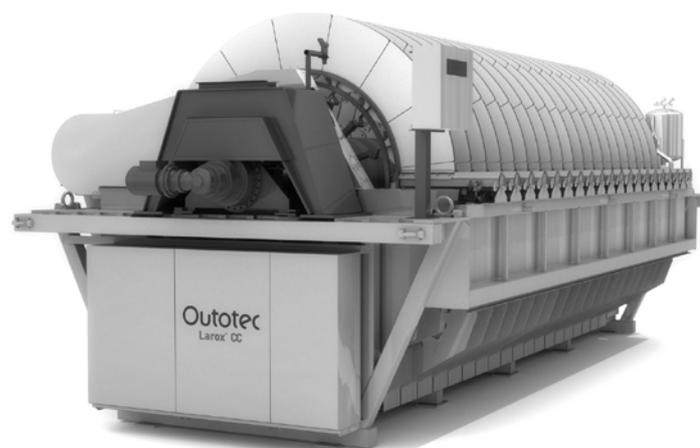


Figura 3.7: Filtro Cerámicos de Acción Capilar

Filtros Horizontales de Banda de Vacío: Los filtros horizontales de banda de vacío, ver Figura 3.8, son de operación continua, de gran capacidad de producción y sumamente versátiles para aplicaciones que requieren lavado de torta. Existen diseños de alta capacidad de producción y diseños más pequeños, adecuados para aplicaciones químicas y farmacéuticas en las que se usan solventes o gases que no se desean liberar al ambiente.

Características de los filtros horizontales de banda de vacío:

- Principio de operación: Vacío generado por bombas
- Producción: 30-510 ton/h por unidad
- Instalación simple pero requiere una gran área de instalación debido a sus disposición Horizontal.
- Operación continua y automática
- Excelentes lavado de torta
- Posibilidad de aplicar dispositivos mecánicos de secado como *SealBelt*, *PressBelt*, y secado térmico
- Algunos equipos pueden encapsularse para aplicaciones que requieren condiciones sépticas o de alta higiene.

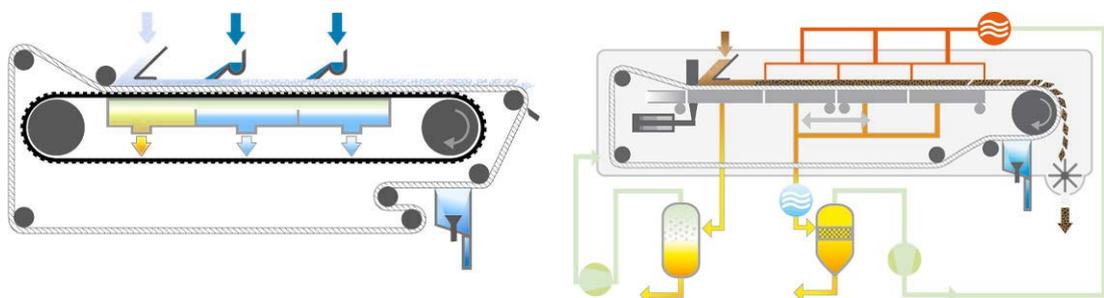


Figura 3.7: Filtros Horizontales de Banda de Vacío, modelo de Alta capacidad

(izquierda), modelo con confinación de gases/solventes (derecha)

Filtro Prensa de Placas Verticales: Los filtros prensa de placas verticales, ver Figura 3.8, son filtros de operación en batch que utilizan altas presiones para desaguar pulpas con material sólido particulado. Típicamente se emplean cuando los filtros de vacío no pueden proveer los resultados de proceso buscados.

Debido a que operan en batch, las tasas de filtración son relativamente bajas por lo que se requiere gran cantidad de área filtrante para procesar un mismo producto.

Características de los filtros prensa de placas:

- Placas en un arreglo horizontal (ocupan un área de instalación grande)
- Amplio rango de capacidad por unidad
- Instalación simple
- Operación desde manual hasta completamente automática
- Descarga de torta por gravedad o por vibración de telas
- Lavado de telas manual o automática
- Consumo de telas relativamente alto, dependiendo de la aplicación
- Lavado de torta pobre
- Ideal para filtrar de relaves para deposición en seco (*Dry stacking*)
- Muchas telas filtrantes individuales (2 por cada placa)

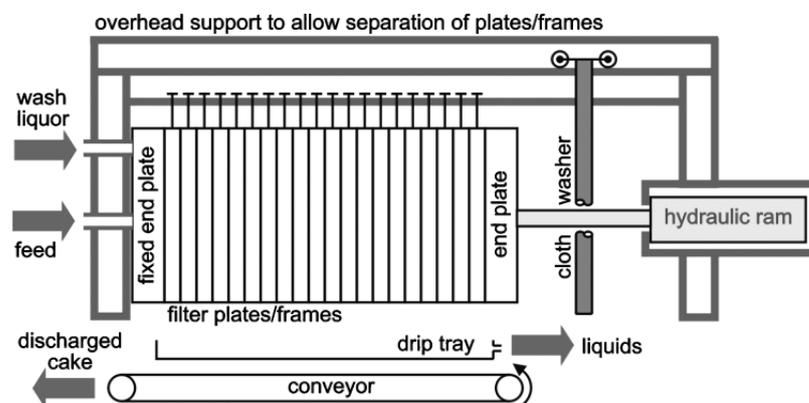


Figura 3.8: Filtro Prensa de Placas Verticales

Filtro a Presión de Placas Horizontales: Los filtros a presión de placas horizontales son filtros de operación en batch, ver Figura 3.9, utilizan altas presiones para desaguar pulpas con material sólido particulado. Típicamente se emplean cuando los filtros de vacío no pueden proveer los resultados de proceso buscados.

Debido a su disposición vertical, el área de instalación típicamente es mucho más pequeño que con filtros prensa de placas verticales. Su alta tasa de filtración permite diseñar equipos de menor área filtrante y equipos auxiliares más pequeños (Bombas de proceso, compresores, tanques, etc.) por lo que los costos operativos por energía, consumo de agua y mantenimiento son típicamente más bajos que con filtros prensa. Estos filtros poseen una sola tela que recorre todas las placas de filtración en forma de faja sin-fin, permitiendo filtrar por ambos lados de la tela.

Características de los filtros a Presión de Placas Horizontales:

- Placas en un arreglo vertical (ocupan un área de instalación pequeña)
- Producción: 2-300 ton/h por unidad
- Una sola tela filtrante para todas las placas (fácil intercambio)
- Operación completamente automática
- Sumamente versátil ante condiciones de proceso cambiantes
- Diseño de larga vida y servicio pesado (*heavy duty*)
- Excelente resultado de lavado de torta
- Ideal para concentrados minerales
- Permite una alta presión de lavado de tela (hasta 14 Bar), por lo que la durabilidad de la misma es de 3-5 veces mayor que las telas de los filtros prensa.
- El mecanismo tipo faja de la tela permite filtrar por ambos lados de la tela, por lo que esta se regenera en cada ciclo, extendiendo su tiempo de vida aun mas.

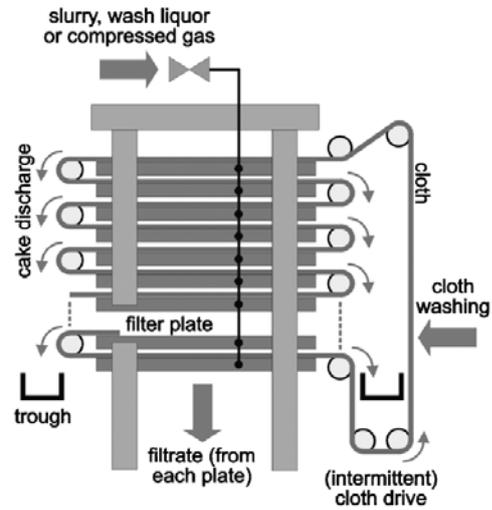


Figura 3.9: Filtro a Automático Presión de Placas Horizontales

A continuación se presentaran los principios de operación de algunas tecnologías de filtración tales como:

Figura 3.10: Principios de Operación de los Filtros Outotec Larox PF

Figura 3.11: Principios de Operación de los Filtros Outotec Larox FFP

Figura 3.12: Principios de Operación de los Filtros Outotec Larox RB-SV

Figura 3.13: Principios de Operación de los Filtros Outotec Larox CC

PRINCIPIOS DE OPERACIÓN DE LOS FILTROS OUTOTEC LAROX PF (Filtro de Placas Horizontales en un arreglo vertical)

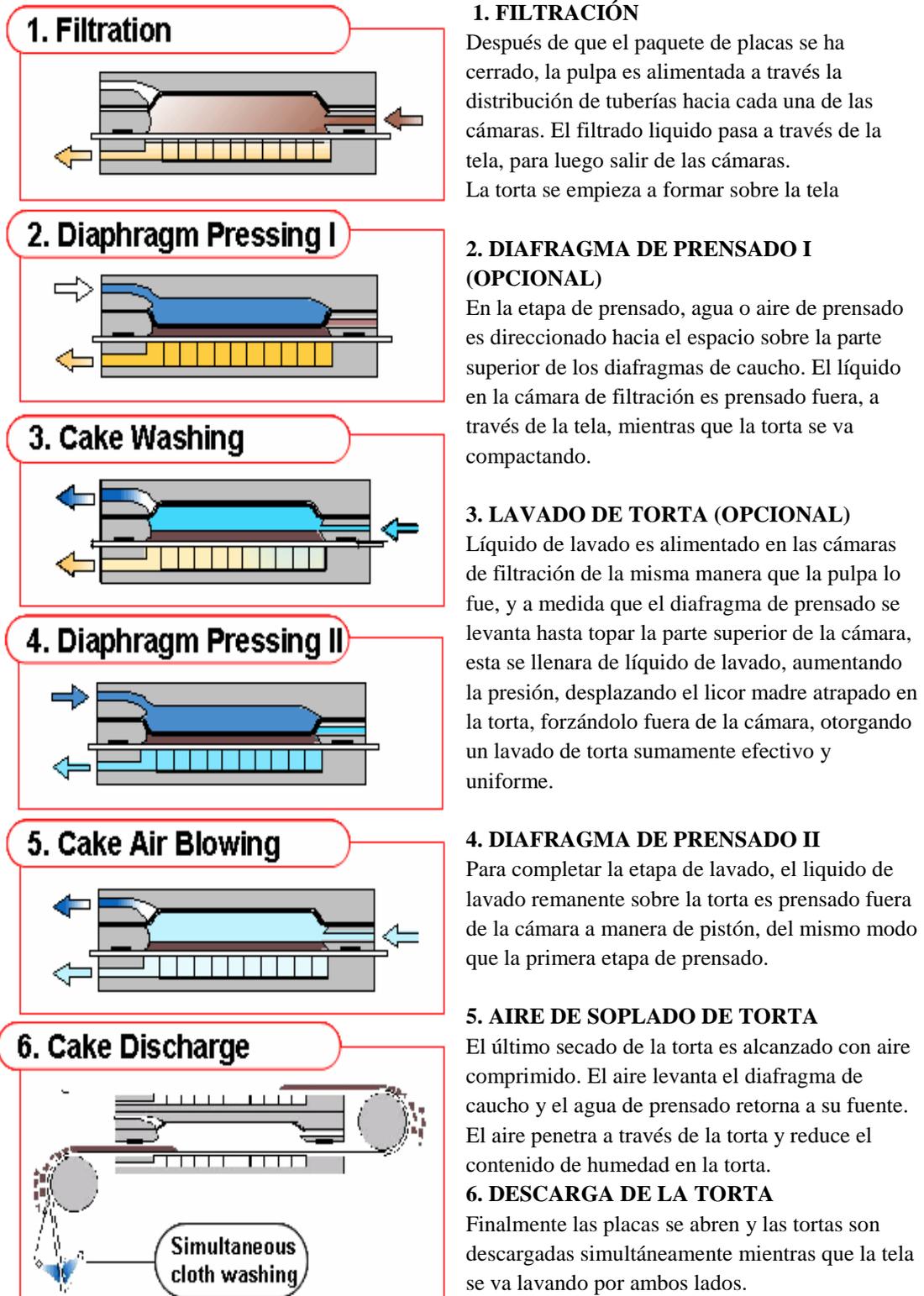
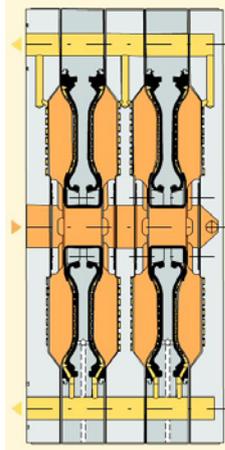


Figura 3.10: Principios de Operación de los Filtros Outotec Larox PF

PRINCIPIOS DE OPERACIÓN DE LOS FILTROS OUTOTEC LAROX FFP (Filtro de Placas Verticales en un arreglo horizontal)

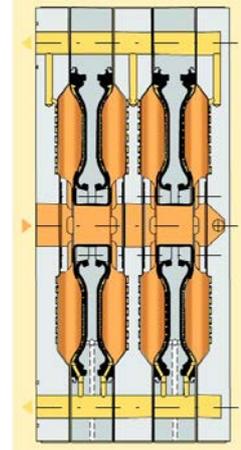
1.- Llenado

La pulpa es bombeada a través de la línea de entrada de pulpa a todas las cámaras simultáneamente hasta que están llenas. Hay una etapa de transición entre el proceso de llenado y el de Alimentación.



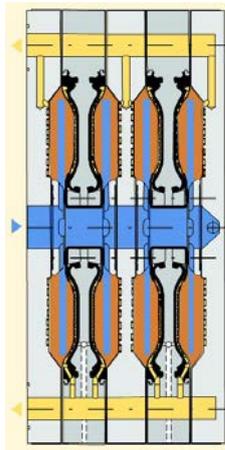
2.- Alimentación

Los sólidos se van acumulando a ambos lados de las cámaras. A medida de que se va alimentando más pulpa al filtro, la torta ofrece mayor resistencia, hasta que la concentración de sólidos deseada sea alcanzada, para lo cual se requiere un ajuste contante de la presión de alimentación.



3.- Lavado de la torta a través del canal de la pulpa (opcional)

Después de alimentar, se cambia la alimentación de pulpa por alimentación de agua de lavado. El agua de lavado desplaza la pulpa del canal de alimentación, llegando hasta la cámara de filtrado a través de los canales de llenado. El líquido de lavado fluye a través de las tortas, removiendo sustancias disueltas en ella y desplazándolas fuera del sistema junto con el licor madre.



4.- Pre-prensado

El medio de prensado (que puede ser agua o aire), presiona la membrana de caucho desde su posición de origen hacia el interior de la cámara de filtración. El inflado de los diafragmas reduce el volumen de la cámara, prensando la torta y desaguándola aun más.

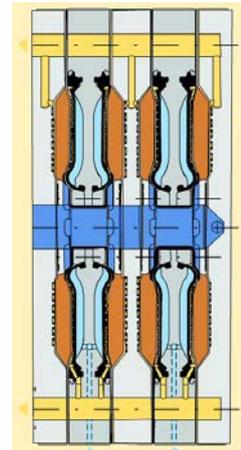
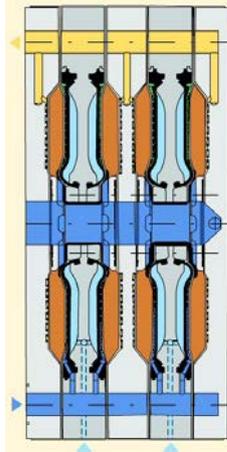


Figura 3.11: Principios de Operación de los Filtros Outotec Larox FFP

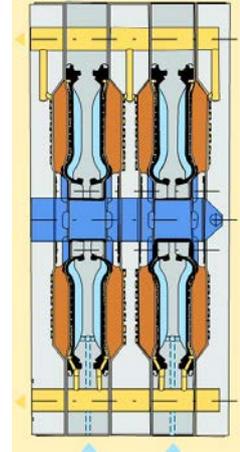
5.- Lavado de torta a través del canal lateral (Opcional)

Líquido de lavado es introducido a través de los de las membranas, desplazando el licor madre aun presente dentro de las tortas. El filtrado de lavado abandona el filtro a través de los canales de filtrado de las placas. La presión de pre-prensado de la membrana se mantiene durante este lavado; esto asegura que la torta no pierda su consistencia y previene la formación de grietas.



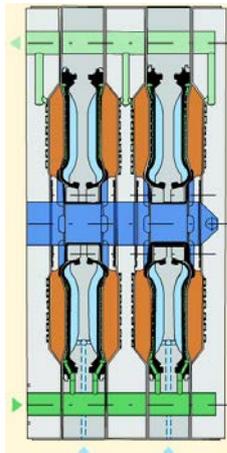
6.- Post-prensado

El proceso y efecto de la etapa de post-prensado es análogo al proceso de la etapa de pre-prensado. La torta del filtro es prensada a una presión de prensado de hasta 16 Bar, lo cual garantiza un máximo secado mecánico. Al mismo tiempo, esta etapa sirve también para preparar la torta para el secado con aire.



7.- Secado con aire

El aire comprimido es introducido a través del canal de filtrado de la membrana y presionado a través de la torta para lograr la mínima humedad residual. Mientras que el aire fluye a través de la torta, este desplaza el líquido remanente dentro de la torta. La humedad residual se obtiene ajustándola presión y el tiempo de secado. Durante el secado con aire, la torta permanece comprimida por las membranas, lo cual previene la formación de grietas en la torta.



8.- Soplado del canal de pulpa y alivio de presión de la membrana

El líquido remanente en el canal de pulpa es soplado fuera desde la última placa hacia el cabezal de tuberías – habiendo sido aliviada la membrana a 3 Bar. Después de esto, la presión remanente en las membranas es aliviada completamente

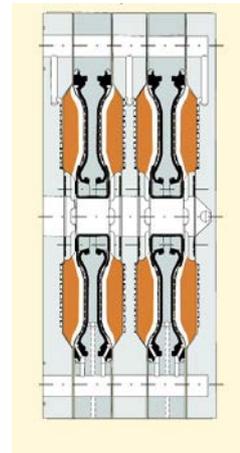
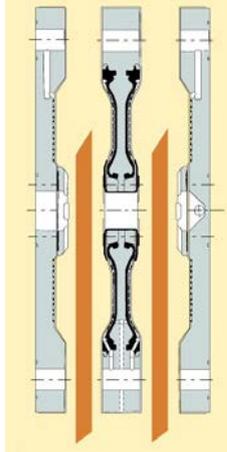


Figura 3.11: Principios de Operación de los Filtros Outotec Larox FFP

9.- Descarga de Torta

Después de que las compuertas giratorias se han abierto, la primera cámara (desplazamiento de una sola placa) o el primer conjunto de placas de filtración (sistema acordeón) del filtro prensa es abierto. El dispositivo de apertura de placas abre las cámaras remanentes una por una o tomando algunas placas juntas.



10.- Limpieza de las telas filtrantes

Cuando sea necesario, todas las telas filtrantes son lavadas por el dispositivo de lavado de telas del filtro, cámara por cámara y de forma completamente automática. La presión de limpieza puede – dependiendo de la contaminación que tenga la tela – alcanzar hasta 100 Bar.

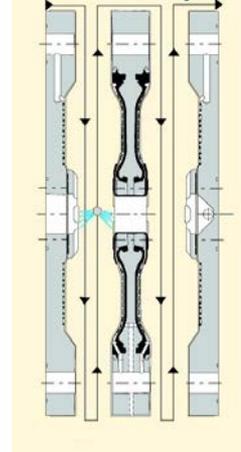


Figura 3.11: Principios de Operación de los Filtros Outotec Larox FFP

PRINCIPIOS DE OPERACIÓN DE FILTROS OUTOTEC LAROX RB-SV (Filtros Horizontales de Banda de Vacío)

El filtro Outotec Larox RB-SV es un filtro de vacío horizontal compuesto por una banda de caucho sin fin dispuesta horizontalmente y cuyo movimiento es controlado por los rodillos de accionamiento delantero y trasero. Poseen cajas de vacío a uno o ambos lados de la banda, según sea el ancho del filtro.

La caja de vacío está formada por secciones que se adaptan según las etapas que requiera el proceso, como son la separación, el lavado y el secado. Cada sección tiene el tamaño y número de conexiones adecuadas.

La limpieza, ajuste de secciones, mantenimiento y sustitución de los sellos de agua se realizan de manera sencilla desde un lado del filtro y no por debajo.

La banda transportadora de caucho descansa sobre una base de rodillos de soporte sin lubricar y se acciona de forma mecánica y continua mediante un motor eléctrico con engranajes planetarios. El funcionamiento es totalmente automático y continuo.

Etapas del proceso de Filtración

Formación de la torta

La pulpa se alimenta al filtro a través de un dispositivo regulable de distribución.

La tela filtrante, permite que el licor madre la atraviese para ser evacuado del sistema a través de la caja de vacío mientras que los sólidos son retenidos sobre la tela para luego ser descargados.

Lavado de la torta

Cuando se requiere el lavado de la torta, el líquido de lavado se alimenta a través de un sistema de distribución por uno o varios rebosaderos. Estos rebosaderos están diseñados para distribuir el líquido de lavado de manera uniforme sobre toda la torta.

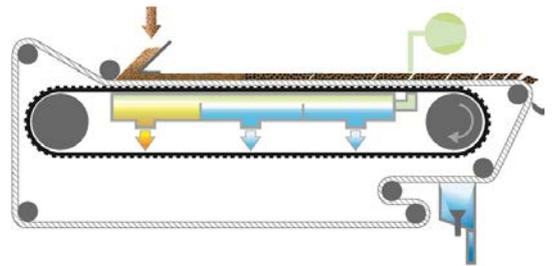
Secado y descarga de la torta

Tras la filtración y el lavado de la torta, tiene lugar el secado mediante succión del aire a través de la torta en la última sección del filtro. El flujo de aire que atraviesa la torta de filtro reduce su humedad hasta niveles óptimos.

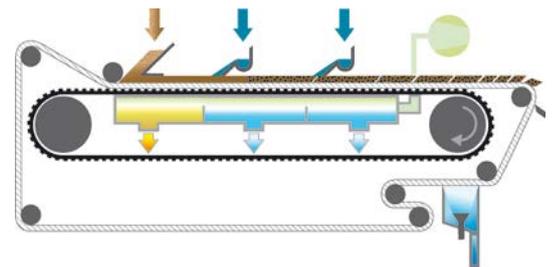
A continuación, la torta de filtro se descarga. La naturaleza de la torta determina el tipo de sistema de descarga, por ejemplo: descarga mediante cuchilla, alambre o rodillo.



Caja de vacío Lateral



Formación de la torta



Lavado en sentido de la corriente

Figura 3.12: Principios de Operación de los Filtros Outotec Larox RB-SV

Nota: Los filtros Outotec Larox RB-SV (*Rubber Belt – Side Vacuum*) son filtros de banda de vacío en el que la caja de vacío se encuentra ubicado un lado del filtro.

PRINCIPIOS DE OPERACIÓN DE LOS FILTROS OUTOTEC LAROX CC (Filtros Cerámicos de Acción Capilar)

1. Formación de la Torta

Cuando los discos giran, los sólidos se forman rápidamente sobre la superficie externa de las placas y la estructura microporosa evita que éstos penetren la superficie de las placas.

Ni aire, Ni sólidos atraviesan las placas, el filtrado es cristalino, menos de 20 ppm TDS. El filtrado que pasa a través de los sectores se evacua con una pequeña bomba de vacío (5,5 kW para 240 m² de área filtrante).

2. Secado de la Torta

A medida que los discos giran, la acción capilar continúa de forma ininterrumpida sobre la superficie y dentro del disco, hasta que todo el líquido libre se remueve de los sólidos.

El aire no penetra la superficie de los sectores cerámicos. El resultado es una torta extraordinariamente seca con una fracción de la energía que requerirían otras técnicas de filtración convencional.

Lavado de la torta (opcional)

El líquido de lavado se pulveriza uniforme y suavemente sobre los sólidos de la torta. Este proceso elimina el filtrado adicional o las impurezas, y logra un auténtico lavado por desplazamiento. Se alcanza una elevada eficacia de lavado con un bajo consumo de líquido. Esto supone un beneficio importante en la filtración de concentrados producidos en plantas que usan agua de proceso salina.

3. Descarga de la Torta

Los raspadores descargan la torta de los discos. Se deja una delgada torta residual en la superficie para protegerla contra la abrasión mecánica. Esto reduce los requisitos de mantenimiento y amplía la vida útil de los discos. La descarga continua de la torta se logra sin necesidad de realizar una extracción por soplado de aire comprimido.

4. Retrolavado

El filtrado se utiliza para enjuagar los discos. Así se elimina la torta residual y se limpia la estructura microporosa. El retrolavado ayuda a los discos a mantener su excepcional eficacia de filtración y garantiza una vida larga y sin problemas. El retrolavado es automático y ajustable para cada aplicación.

5. Regeneración de los discos

En vez de descartar el medio filtrante, las placas cerámicas pueden ser regeneradas y retornar por completo a su permeabilidad original. La limpieza periódica se realiza automáticamente con un sistema conformado por ultrasonido y limpieza química.

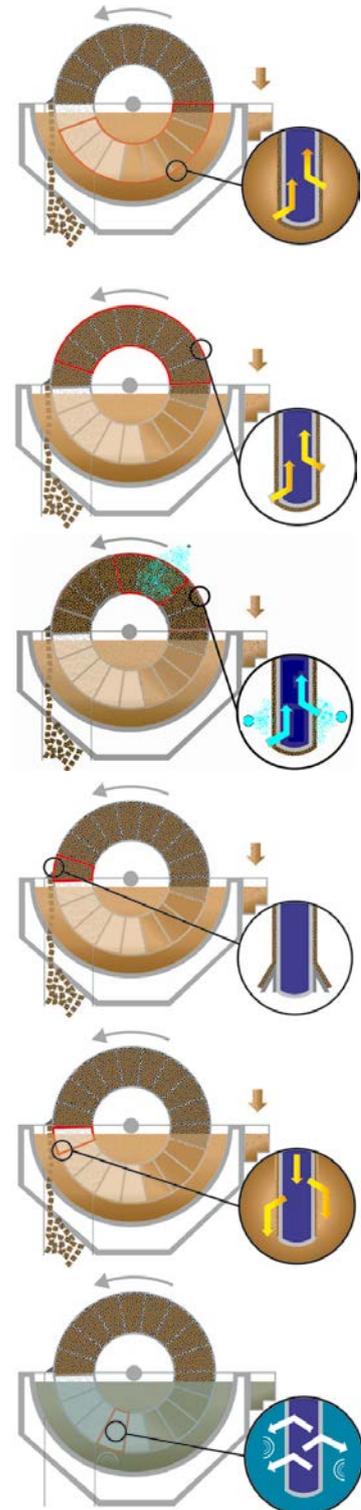


Figura 3.13: Principios de Operación de los Filtros Outotec Larox CC

CAPITULO IV

CRITERIOS PARA LA SELECCIÓN DE EQUIPOS DE SEPARACIÓN

SÓLIDO-LÍQUIDO

Los espesadores son componentes mayores en el arreglo (*layout*) de una planta y su selección podría ser crítica por varias razones:

- Ocupan grandes espacios
- Normalmente se colocan lejos del centro de la planta y debido a los grandes flujos que se manejan, son alimentados por gravedad para ahorrar en bombeo. Por lo tanto, el gradiente hidráulico dado podría determinar la elevación de la planta entera.
- El mecanismo de rastras para una operación continua puede imponer cargas substanciales al capital de inversión.

A diferencia de muchos otros equipos, los espesadores no tienen *stand-bys* por lo que si uno queda fuera de operación, no puede ser puenteado. Consecuentemente, si esto sucede otros espesadores tienen que tomar la carga extra pero si la planta incorpora solo un espesador, entonces la línea entera de producción debe parar.

Para llevar a un espesador fuera de servicio por reparaciones de la parte interna del tanque tal como cuchillas dañadas, o revestimientos de caucho podría tomar días ya

que se requiere vaciar el tanque, remover la cama de *underflow*, volver a llenar, y encontrar un lugar adecuado para el almacenamiento o eliminación para grandes volúmenes de líquido.

La selección de equipos de filtración dependerá siempre de los requerimientos del proceso, priorizando resultados tales como:

- El límite de humedad transportable del mineral o producto, conocida por sus siglas en inglés como TML (*Transportable Moisture limit*).
- La calidad del filtrado en términos sólidos secos totales en suspensión, conocida por sus siglas en inglés como TDSS (*Total Dry Solids in Suspension*), generalmente medidos en porcentaje (%), mg/l o ppm.
- Resultados de lavado de torta, parámetro que busca optimizar el consumo de un líquido de lavado que se usará para desplazar el licor madre remanente dentro de una torta, generalmente medido en términos de m³/ton seca, etc...

La Figura 4.1 es una forma de representar los tipos de equipos de filtración que se pueden considerar teniendo en cuenta el tamaño de partículas en la suspensión.

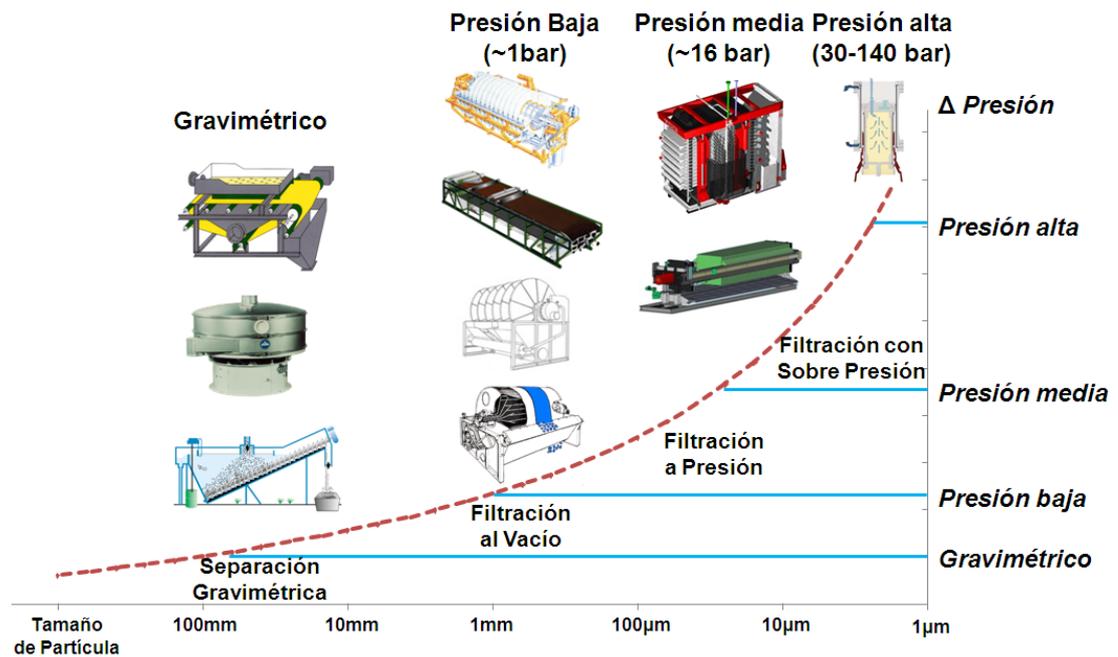


Figura 4.1: Clasificación de equipos de filtración según tamaño de partículas

4.1. Variables Generales de Control en Equipos de Filtración:

- **Medio Filtrante:** Define la calidad del filtrado. Mientras mas permeable la tela mas sólidos en suspensión contendrá el filtrado, mientras que una tela poco permeable ofrecerá un filtrado mas limpio. Sin embargo una tela poco permeable puede influir en el ciclo de filtración; es decir en la tasa de filtración y tamaño final del equipo/sistema de filtración requerido para determinada capacidad de la planta, particularmente en filtros de vacío.
- **Densidad de la Pulpa:** Por regla general, mientras menos agua contenga una pulpa/suspensión, el ciclo de filtración sera mas corto y por ende el equipo/sistema de filtración requerido será mas pequeño. Es por esto la importancia de un buen sistema de espesamiento previo a la filtración reducirá considerablemente los costos operativos de la planta.

- **Ayudas Filtrantes:** En líneas generales no se recomienda el uso de ayudas filtrantes en sistemas que involucran grandes tonelajes ya que esto incrementa considerablemente el costo operativo por tonelada producida. Sin embargo, ciertos productos pueden ayudar a reducir la humedad en la torta con un mismo equipo de filtración por lo que se tendrá que sopesar el Costo/Beneficio entre operar Con o Sin una ayuda filtrante, de otro modo lo mas recomendable sería considerar un cambio de tecnología.
- **Equipos de Pruebas de Filtración:** conociendo el area efectiva de filtración de un equipo de pruebas, es sencillo calcular la tasa de filtración con los sólidos secos obtenidos en dicha unidad de area por unidad de tiempo. Para mayores detalles, referirse a la Pag. 17.

4.2. Variables de Control en Equipos de Filtración a Vacío:

- **Ciclo de Filtración:** Un ciclo de filtración consta de Tiempo de Separación y Tiempo de Secado (tiempo en el que se alcanza la humedad objetivo).
- **Selección del Medio Filtrante (Tela):** En la Tabla 4.1 se muestran 4 pruebas de filtración orientadas a seleccionar una tela que provea menos de 300 ppm (mg/l) de sólidos en suspensión en el filtrado. Para ello se mantiene constante el volumen de alimentación (100 ml), lo cual fija la cantidad de sólidos secos que se alimentan al filtro Büchner de pruebas (para filtros de banda de vacío). También se fija un tiempo estándar de secado de 30 s.

Tabla 4.1: Set de pruebas para seleccionar la tela en un filtro de banda de vacío

Prueba nr.		1	2	3	4
Tela Filtrante		ARTO T20	MARO S50	MARO S60	MARO S90
Permeabilidad de la tela	m ³ /m ² min	2.0	6.0	12.0	36.0
Dp - Tela humeda	bar	0.18	0.04	0.01	0.00
Volumen de Alimentación	ml	100	100	100	100
Contenido de Sólidos en la Pulpa	%	65%	64%	64%	64%
Nivel de Vacío	bar	0.5	0.5	0.5	0.5
Tiempo de Separación	s	15	13	11	8
Volumen de Licor Madre	ml	29	30	31	32
Calidad del Filtrado	mg/l	120	215	280	550
Nivel de Vacío	bar	0.5	0.5	0.5	0.5
Tiempo de Secado	s	30	30	30	30
Espesor de Torta	mm	6.3	6.1	5.6	5.4
Peso de Torta Humeda	g	126.5	125.5	126.5	125.0
Humedad en la Torta	%wt	20.6	20.3	20.1	20.0
Peso de Torta Seca Calculada	d.s. g	100.5	100.0	101.1	100.0
Tiempo Total de Ciclo	s	45	43	41	38
Tasa de Filtración	kg d.s./m² h	804	837	888	947

- Al aumentar la permeabilidad de la tela, el tiempo de separación se reduce, reduciendo en el Tiempo Total del Ciclo y aumentando la Tasa de Filtración.
- El criterio de selección de la tela se realiza teniendo en cuenta la calidad de filtrado obtenida con cada tela. En este caso la tela MARO S60 fue seleccionada ya que provee una mejor tasa de filtración que las telas ARTO T20 y MARO S30. Sin embargo se descarta a la tela MARO S90 debido a que su calidad de filtrado es 550 mg/l, superior a los 300 mg/l requeridos.
- **Selección del Volumen de Alimentación:** seleccionada la tela, se optimiza el volumen de alimentación de manera que se obtenga la mayor tasa de filtración y por ende un equipo/sistema de filtración mas pequeño. La Tabla 4.2 muestra que la mayor tasa se obtuvo con 150 ml de alimentación.

Tabla 4.2: Optimización del Volumen de Alimentación

Prueba nr.		5	6	7	8
Tela Filtrante		MARO S60	MARO S60	MARO S60	MARO S60
Permeabilidad de la tela	m ³ /m ² min	6.0	6.0	6.0	6.0
Volumen de Alimentación	ml	100	150	200	250
Contenido de Sólidos en la Pulpa	%	64%	65%	65%	66%
Nivel de Vacío	bar	0.5	0.5	0.5	0.5
Tiempo de Separación	s	11	28	56	98
Volumen de Licor Madre	ml	31	45	58	70
Nivel de Vacío	bar	0.5	0.5	0.5	0.5
Tiempo de Secado	s	30	30	30	30
Espesor de Torta	mm	6.4	8.9	12.0	17.2
Peso de Torta Humeda	g	127.5	195.0	266.5	338.5
Humedad en la Torta	%wt	20.0	20.3	20.6	20.8
Peso de Torta Seca Calculada	d.s. g	102.0	155.5	211.5	268.0
Tiempo Total de Ciclo	s	41	58	86	128
Tasa de Filtracion	kg d.s./m² h	896	965	885	754

- Del mismo modo, según la Tabla 4.3, habiendo seleccionado la tela y volumen de alimentación, se optimiza el tiempo de secado buscando la humedad objetivo. Ejemplo: Si la humedad objetivo es 18%, se recomienda llevar a cabo pruebas adicionales con 75 y 90 segundos de secado para encontrar la optima de tasa de filtración.

Tabla 4.3: Optimización del Tiempo de Secado

Prueba nr.		9	10	11	12
Tela Filtrante		MARO S60	MARO S60	MARO S60	MARO S60
Volumen de Alimentación	ml	150	150	150	150
Nivel de Vacío	bar	0.5	0.5	0.5	0.5
Tiempo de Separación	s	28	28	28	28
Volumen de Licor Madre	ml	39	43	45	47
Nivel de Vacío	bar	0.5	0.5	0.5	0.5
Tiempo de Secado	s	15	30	45	60
Espesor de Torta	mm	5.9	5.7	5.1	4.7
Peso de Torta Humeda	g	193.5	192.8	187.5	189.8
Humedad en la Torta	%wt	22.1	20.3	19.0	18.5
Peso de Torta Seca Calculada	d.s. g	150.8	153.7	151.9	154.6
Tiempo Total de Ciclo	s	43	58	73	88
Tasa de Filtracion	kg d.s./m² h	1262	954	749	632

4.3. Variables de Control en Equipos de Filtración a Presión:

La Tabla 4.4 muestra algunos de los parametros mas importantes que se controlan durante un proceso de filtración con filtros a presión:

Tabla 4.4: Variables de Control en un Proceso de Filtración a Presión

Tipo de Equipo de Pruebas de Filtración			MFP	MFP	MFP
Area Filtrante, m ²			0.02	0.02	0.02
Espesor de Cámara, mm			60	60	60
Prueba Nr.			1	2	3
Condiciones de Proceso					
Densidad de	Pulpa	kg/dm ³	1.667	1.667	1.667
	Líquido en la Pulpa	kg/dm ³	1.000	1.000	1.000
G.E. de Sólidos en la Pulpa		kg/dm ³	2.930	2.924	2.887
Sólidos en la pulpa		%w/w	60.7	60.8	61.2
Parametros de Filtración					
Duración de	Alimentación	min	3.50	2.50	3.00
	Prensado I	min	0.50	0.50	0.50
	Secado con Aire	min	3.00	3.00	2.00
	Tiempo Técnico	min	5.00	5.00	5.00
Tiempo Total de Ciclo			12.00	11.00	10.50
Parametros de Proceso Medidos Durante la Prueba de Filtración					
Presión de	Alimentación de Pulpa	bar	6.0	6.0	6.0
	Prensado I	bar	12.0	12.0	12.0
Cantidad de Pulpa	Calculada	l	0.927	0.859	0.875
Cantidad de Pulpa	Medidad del Tanque	l			
Cantidad de Filtrado de	Alimentación	l	0.321	0.249	0.277
	Prensado I	l	0.053	0.057	0.054
	Secado con Aire	l	0.074	0.096	0.071
	TOTAL	l	0.449	0.403	0.403
Flujo / Presión de Aire	Al principio	l/min / bar	0/6	13/6	16/6
	a 1 min	l/min / bar	20/6	28/6	29/6
	Al final	l/min / bar	26/6	35/6	38/6

Por supuesto, algunas características inherentes a la pulpa tales como: granulometría, viscosidad, yeild stress, contenido de arcillas, contenido de insolubles, etc, influyen en la filterabilidad del producto. Sin embargo en muy pocos casos es posible variar

alguna de estas características durante el proceso por lo que el filtro debe estar diseñado considerando la variabilidad de todas y cada una de estas características.

Otras características de tales como el contenido de sólidos en la pulpa, temperatura, pH, etc, si son controlables y es posible modificarlas según su influencia en la filterabilidad del producto.

La Tabla 4.5 resume los resultados obtenidos durante un proceso de filtración:

Tabla 4.5: Resultados de un Proceso de Filtración a Presión

Resultados de Proceso				
Humedad en la Torta	% w/w	14.4	15.4	15.4
Espesor Promedio de la Torta	mm	46	45	46
Peso Humedo de la Torta	kg	1.096	1.029	1.056
Peso Seco de la Torta	caluclado kg	0.94	0.87	0.89
G.E. Torta Humeda	medido kg/dm ³	2.31	2.26	2.31
Tasa de Filtracion (Sol.Secos)	Calculada kg/m ² h	234.6	237.5	255.2
Tasa de Filtracion (Filtrado)	Calculada l/m ² h	112	110	115
Solidos Contenidos en Filtrado	NTU	++++	++++	++++
Tipo de Tela Filtrante		SL 1114	SL 1114	SL 1114

- **Selección del Medio Filtrante (Tela):** El criterio utilizado es el de alcanzar una calidad de filtrado requerida por el proyecto.
- **Espesor de la Cámara de Filtración:** Para materiales fáciles de filtrar, en el que la humedad deseada es relativamente fácil de alcanzar, se recomienda seleccionar un espesor de cámara más grande ya que esto ayudará a maximizar la tasa de filtración. Por otro lado, para que para materiales difíciles de filtrar una cámara más delgada ayudará a obtener la humedad deseada. Sin embargo esto sacrificará tasa de filtración (el sistema de filtración será más grande).

- **Tiempo de Alimentación:** Para filtros que poseen diafragmas de prensado, existe un rango máximo y mínimo de llenado de las cámaras (espesor de torta), el cual depende del diseño de cada proveedor. El tiempo de alimentación no deberá exceder dicho rango para preservar la vida útil de los diafragmas y asegurar una buena descarga de las tortas.
- **Presión de Alimentación:** La presión de alimentación dependerá del diseño del equipo, pero en líneas generales, la mayoría de filtros a presión se alimentan entre 4.0 y 8.0 Bar y típicamente se prefiere utilizar bombas centrífugas para esta etapa del proceso de filtración. La Figura 4.2 muestra una Curva de Tiempo de Alimentación vs. Tasa de Filtración a una presión ya definida. Esto permite optimizar el tiempo de alimentación para maximizar la Tasa de Filtración. Esta curva se obtiene un control del flujo de filtrado obtenido durante la alimentación cada cierto tiempo (Por ejemplo cada 30 s).

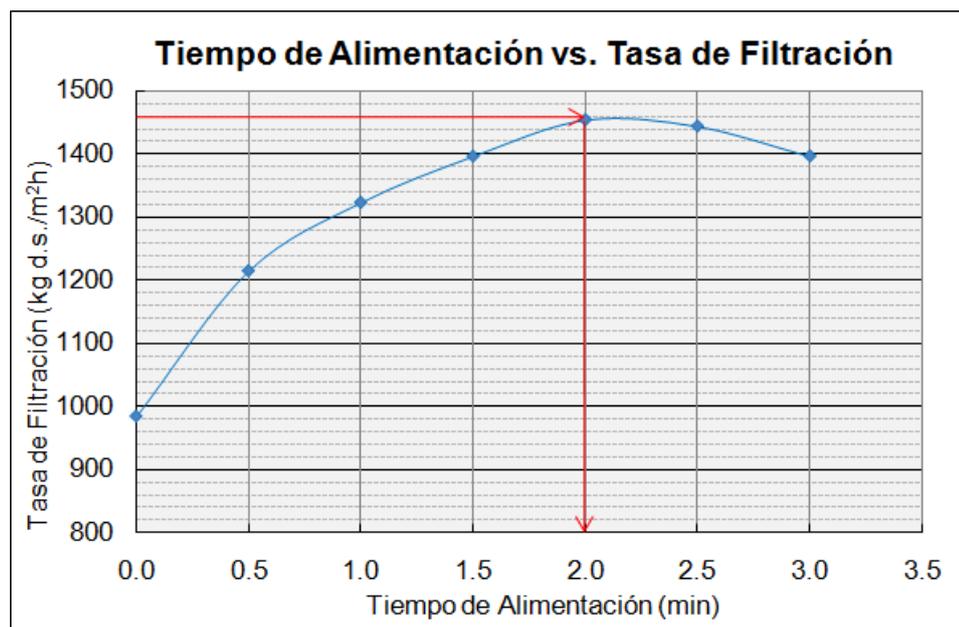


Figura 4.2: Curva Tiempo de Alimentación vs. Tasa de Filtración

- **Tiempo y Presión de Prensado:** Después de la alimentación, una etapa de prensado con diafragmas ocurre cuando se inflan los diafragmas (generalmente de caucho) dentro de las cámaras y que estrujan las tortas, desgauandolas aun mas. El tiempo de prensado varia con la presión utilizada y este termina cuando la pulpa dentro de la cámara pasa de comportarse como un líquido (pulpa) a comportarse como un sólido. Esto crea un diferencial de presión entre la linea de prensado (ya sea con aire o con agua) y la presión dentro de las cámaras que es detectado por el panel de control, quien dá terminada esta etapa, dejando la torta esta lista para la ultima etapa de secado. La mayoría de filtra a presión con posibilidades de prensado con diafragma utilizan entre 8 y 16 Bar de presión de prensado.
- **Presión y Tiempo de Secado:** La presión de secado tiene una gran influencia sobre el tiempo requerido para alcanzar la humedad deseada. La Figura 4.3 representa el tiempo de secado requerido para alcanzar la humedad de la torta deseada, a diferentes presiones de secado.

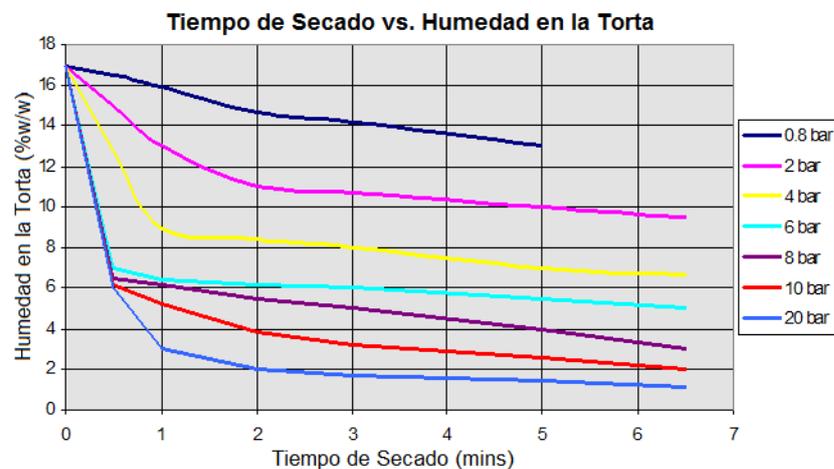


Figura 4.3: Curva Tiempo de Secado vs. Humedad en la Torta

El diseño del filtro determinará la presiones máximas de operación para cada etapa. Sin embargo, la mayoría de filtros a presión ofrecen entre 6 y 10 Bar de presión de secado por lo que durante una campaña de pruebas de filtración es posible variar la presión de secado entre estos valores.

Una consideración final y de suma importancia al momento de seleccionar el tiempo optimo de secado se puede deducir de la Figura 4.4.

Como se puede ver, el mayor consumo de energía (costo operativo) de un filtro se produce durante la etapa de secado por lo que minimizar este tiempo se vuelve crítico por dos razones:

- Reducción del Ciclo de Filtración → Tasa de Filtración mas alta → Equipo/Sistema de filtración mas pequeño.
- Mayor presión de secado → Menor tiempo de secado → Menor consumo energético. Por supuesto, el filtro debe estar diseñado para dichas presiones de operación.

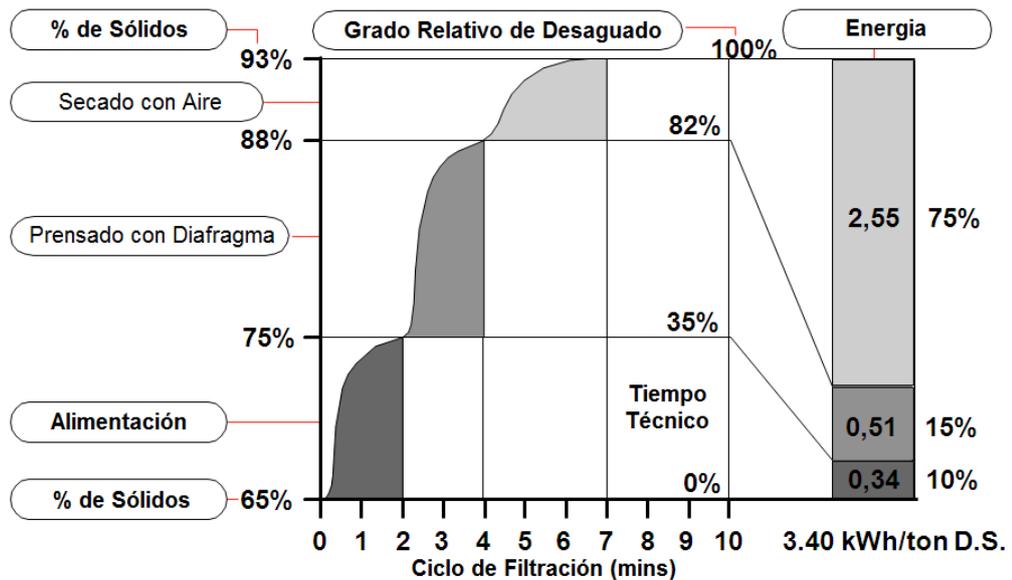


Figura 4.4: Esquema de Consumo de Energía un proceso de filtración a presión

CAPITULO V

PROYECTO DE RECUPERACIÓN DE AGUA

5.1. Precedentes

El siguiente estudio corresponde a un caso hipotético. Los nombres aquí mostrados son ficticios y cualquier similitud con algún otro proyecto es mera coincidencia.

La Compañía Minera Continental S.A. (CMC) cuenta con tres unidades operativas: GreenHill, BlueHill y RedHill.

La planta concentradora de **GreenHill** consiste de una mina a tajo abierto y una concentradora en la que se procesan aproximadamente 60 KTPD de mineral para producir concentrados de Cobre y Molibdeno.

La planta concentradora de **BlueHill** consiste de una mina a tajo abierto y una concentradora en la que se procesan aproximadamente 80 KTPD de mineral para producir concentrados de Cobre y Molibdeno.

La planta de fundición y refinería de **RedHill** procesa los concentrados de GreenHill y BlueHill y produce ánodos con un contenido de 99.7% de cobre, el cual luego pasa por un proceso de refinamiento para alcanzar un 99.998% de pureza en este metal.

Aparte de sus tres unidades operativas, la Compañía Minera Continental posee un embalse de artificial, llamado **DeepBrook**, el cual recibe los relaves de GreenHill, BlueHill. Los relaves de GreenHill y BlueHill convergen en las cercanías de GreenHill en forma de torrentes para luego continúan su camino hacia el Embalse de DeepBrook.

5.2. Planteamiento del Problema

En los últimos cinco (5) años la Compañía Minera Continental (CMC) ha realizado diversos estudios para ampliar la capacidad de sus unidades operativas de GreenHill y BlueHill. Sin embargo, existen dos principales problemas que tienen que resolver antes de poder hacer posible la implementación de sus proyectos de expansión:

- 1.- Las unidades operativas de CMC, GreenHill y BlueHill, se encuentran ubicadas en regiones sumamente desérticas y las comunidades aledañas han venido exigiendo la revocación de los permisos vigentes de CMC por el uso de parte de los recursos hídricos de la zona tales como las aguas subterráneas y fluviales.
- 2.- Las comunidades aledañas muestran su malestar en la forma de protestas continuas ante cualquier tipo de iniciativa que proponga la nueva directiva de CMC, sin importar que estas sea para el bien de las comunidades. Las comunidades insisten en el cese de las operaciones, la reducción del uso de aguas subterráneas o simplemente tratando de impedir que los proyectos de expansión lleguen a concretarse.

5.3. Planteamiento de Soluciones

CMC está evaluando la factibilidad de expandir sus plantas Greenhill y BlueHill, y uno de los puntos más críticos a resolver es la recuperación de agua de sus operaciones actuales para poder utilizarlas de manera más efectiva en sus procesos.

La idea de optimizar la utilización estas aguas es la de poder implementar la expansión de sus plantas sin hacer uso de más recursos hídricos de la zona y para ello se está estudiando una serie de posibles soluciones entre las cuales figuran:

A.- La instalación de una planta desalinizadora para tratar agua de mar y bombearla a sus operaciones actuales y futuras.

B.- Bombear agua tratada desde el Embalse de Relaves de DeepBroke, el cual recibe los relaves de GreenHill y BlueHill en forma de pulpa espesada.

C.- La implementación de un sistema de separación Sólido-Líquido, espesadores y/o filtros, que permita recuperar la cantidad necesaria de agua para sus procesos.

Las alternativas A y B forman parte de un estudio más completo por lo que no formarán parte del presente informe.

A continuación se detallará las consideraciones a tomar en cuenta para el análisis de la alternativa C, Sistema de Separación Sólido-Líquido:

- Balance Actual de Aguas de GreenHill y BlueHill y DeepBrook
- Planes de Expansión de GreenHill y BlueHill y Limitantes Operacionales
- Pruebas Metalúrgicas de Espesamiento y Filtración
- Planteamiento de Alternativas en Equipos de Separación Sólido-Líquido

5.4. Balances de Agua

Balance de Aguas de GreenHill: 60,000 TMPD

La concentradora GreenHill, ubicada a 3,200 m.s.n.m., procesa 60,000 TMPD de mineral, produciendo 1,500 TMPD de concentrados y 58,500 TMPD de relaves.

En su circuito actual, GreenHill utiliza 136,648 m³/d de agua, la mayor parte de esta agua (88,636 m³/d = **3,693** m³/h) se recupera desde los espesadores de relaves.

Las entradas de agua al circuito provienen del mineral (1,112 m³/d) y de agua fresca (46,900 m³/d), mientras que las salidas de agua son a través del concentrado de Cobre y Moly (148 m³/d) y de los relaves (47,864 m³/d = **1,994** m³/h).

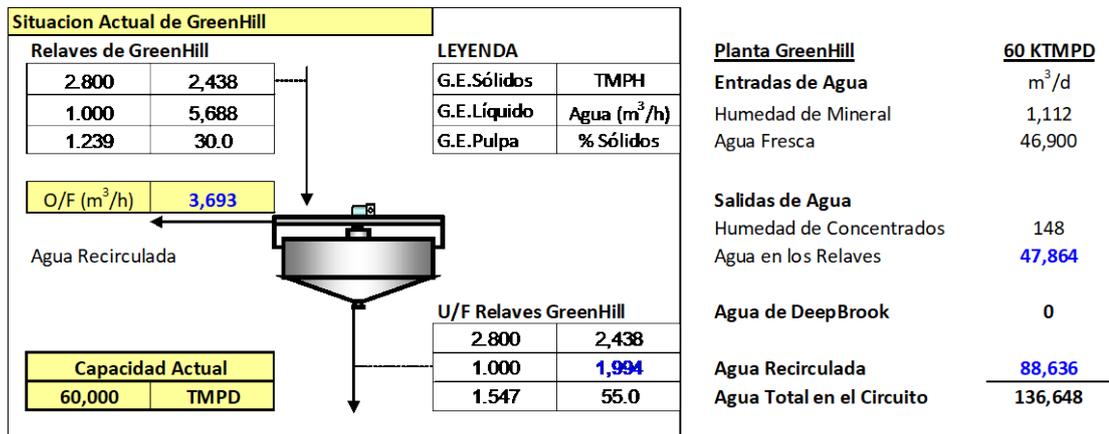


Figura 5.1: Balance de aguas de GreenHill 60,000 TMPD

Nota 1: El espesador mostrado en el esquema anterior es solo representativo, en realidad son varios espesadores de diferentes tamaños y características. Actualmente no se recircula agua desde DeepBrook a las operaciones actuales.

Balance de Aguas de BlueHill: 80,000 TMPD

Del mismo modo, la concentradora BlueHill, ubicada a 4,200 m.s.n.m., procesa 80,000 TMPD de mineral, produciendo 1,500 TMPD de concentrados y 78,500 TMPD de relaves. La ley de cobre en BlueHill es menor que en la de GreenHill.

En su circuito actual, BlueHill utiliza 183,315 m³/d de agua, la mayor parte de esta agua (116,296 m³/d = **4,846** m³/h) se recupera desde los espesadores de relaves.

Las entradas de agua al circuito provienen del minera (1,483 m³/d) y de agua fresca (65,536 m³/d), mientras que las salidas de agua son a través del concentrado (148 m³/d) y de los relaves (66,871 m³/d = **2,786** m³/h).

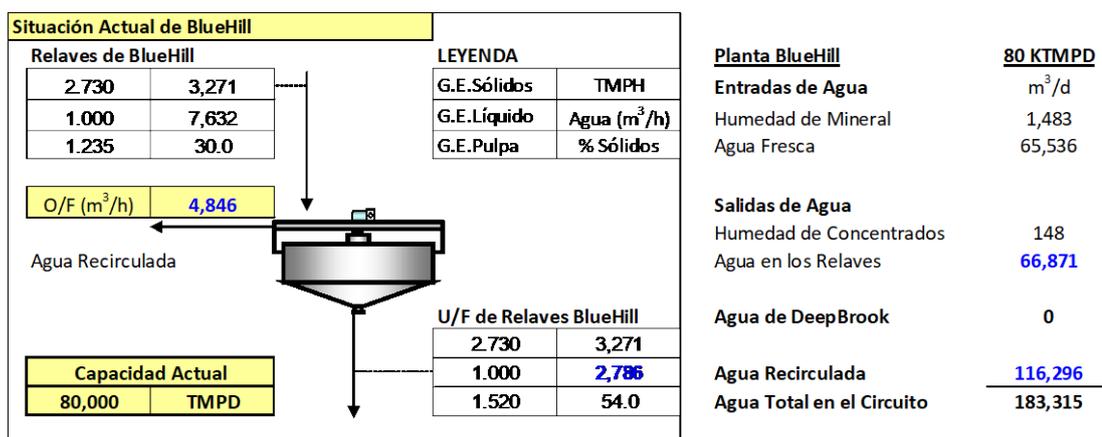


Figura 5.2: Balance de aguas de BlueHill 80,000 TMPD

Nota 2: El espesador mostrado en el esquema anterior es solo representativo, en realidad son varios espesadores de diferentes tamaños y características. Actualmente no se recircula agua desde DeepBrook a las operaciones actuales.

Balance Actual de Aguas de DeepBrook

DeepBrook es un embalse de relaves artificial creado por CMC en 1998 para la deposición de los relaves de GreenHill y de BlueHill en el que se aprovecha la geografía de la zona para dejar discurrir estos relaves a través de un torrente común.

Las entradas de agua a DeepBrook son: GreenHill (47,864 m³/d) y BlueHill (66,870 m³/d), las cuales hacen un total de 114,734 m³/d.

Las salidas de agua son: por evaporación en las playas de relaves (33,221 m³/d), evaporación en la laguna (6,320 m³/d), la humedad retenida con los relaves (38,990 m³/d) y los flujos por infiltraciones (17,545 m³/d).

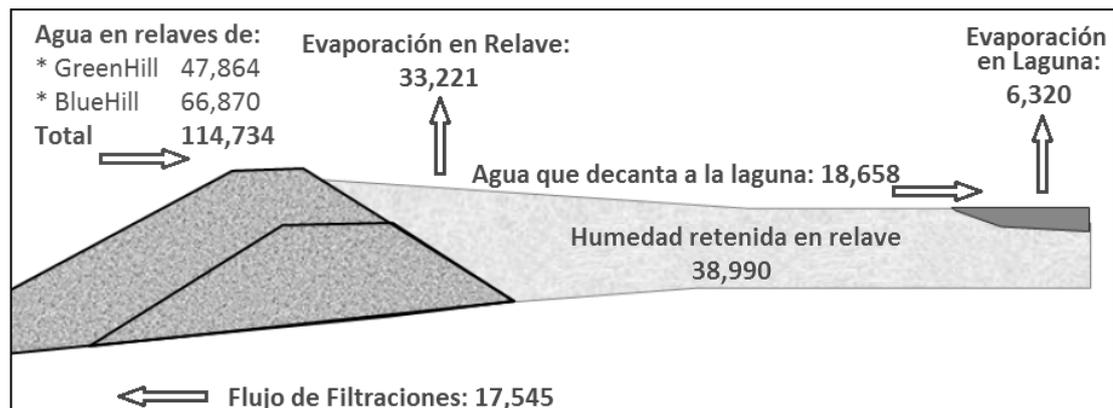


Figura 5.3: Balance de aguas de DeepBrook (Volúmenes expresados en m³/d)

Haciendo un balance del anterior esquema, se deduce que DeepBrook posee un exceso de agua de 18,658 m³/d que puede ser bombeada a las operaciones de GreenHill o BlueHill para hacer factible sus proyectos de expansión sin usar mayores recursos de agua fresca de las que utilizan actualmente.

Dado que GreenHill se encuentra a 3,200 m.s.n.m., BlueHill a 4,200 m.s.n.m y DeepBrook a 800 m.s.n.m., la expansión de GreenHill tendría prioridad para el uso del excedente de agua de DeepBrook debido a que es más económico bombear agua a GreenHill que a BlueHill.

5.5. Proyectos de Expansión de GreenHill y BlueHill

En soluciones que involucran procesos de separación Sólido-Líquido, es importante saber que existe un costo operativo relativo asociado a cada método de separación:

- Sedimentación 1
- Filtración 10
- Evaporación >100

Durante el diseño de una planta es crucial diseñar cada equipo para alcanzar un rendimiento tal que permita optimizar el tamaño de los equipos aguas abajo. En este caso, es importante optimizar las etapas de espesamiento antes de siquiera considerar la utilización de filtros en el proceso.

También se debe tener en cuenta que la premisa más importante para ambos proyectos es que ninguno utilice más agua fresca de la que se utiliza actualmente:

- GreenHill : 46,900 m³/d
- BlueHill : 65,536 m³/d

Según un estudio geotécnico, GreenHill y BlueHill podrían incrementar los porcentajes de sólidos a la descarga de sus espesadores hasta valores de 64 y 58% respectivamente antes de que la pulpa pierda sus características de fluidez:

	Unidades	U/F Actual	U/F Limite
GreenHill	%	55.0	64.0
BlueHill	%	54.0	58.0

Tabla 5.1: Limites de descarga de U/F

Mediante el uso de espesadores tipo Hi-Rate, High Compression o Pasta es posible alcanzar los valores límite de U/F. Sin embargo, pruebas de espesamiento son necesarias para determinar el tipo de equipos más adecuado.

Adicionalmente a las pruebas de espesamiento, se realizarán pruebas de filtración para los relaves de ambas plantas para propósitos de dimensionamiento. Durante estas pruebas se evaluarán diferentes tecnologías de Filtración

5.6. Pruebas Metalúrgicas de Espesamiento y Filtración

Para el planteamiento de la estrategia de estas pruebas CMC confió en una compañía con vasta experiencia en tecnologías de separación sólido-liquido.

Pruebas metalúrgicas de espesamiento y filtración fueron realizadas a los relaves de GeenHill y BlueHill antes de ser enviados hacia el Embalse de Relaves de DeepBrook. Con los resultados de dichas pruebas se evaluará las posibles soluciones a recomendar desde el punto de vista técnico y económico.

Para fines de descripción se estimó conveniente definir las muestras por tipo:

Muestra 1: Relaves de GreenHill

Muestra 2: Relaves de BlueHill

Las muestras se tomaron de los siguientes puntos:

Espesamiento:

Muestra 1: Alimentación a los espesadores de relaves de GreenHill

Muestra 2: Alimentación a los espesadores de relaves de BlueHill

Filtración:

Muestra 1: Del U/F de los espesadores de relaves de GreenHill

Muestra 2: Del U/F de los espesadores de relaves de BlueHill

Pruebas de Espesamiento

Para esta campaña de pruebas se seleccionó un equipo de pruebas de sedimentación dinámicas el cual posee una alta confiabilidad de escalabilidad, que permitan dimensionar los equipos necesarios a escala industrial:

Para las pruebas de espesamiento se utilizó el siguiente equipo de laboratorio:

- **Espesador Dinámico Outotec Supaflo[®] 99mm**, para determinar lo siguiente:

- Determinación del %sólidos de descarga a obtener en el espesador industrial.
- Determinación de Tipo y Dosis de floculante para esta aplicación.
- Determinación de área unitaria ($t/m^2 \cdot hr$) de espesador.



Figura 5.4: Espesador Dinámico de Laboratorio Outotec Supaflo[®] 99mm

Pruebas de Filtración

Dada las referencias en este tipo de aplicaciones, se ha visto conveniente llevar a cabo pruebas con tres (3) tecnologías de filtración diferentes:

- Filtros PF : Filtros de placas horizontales dispuestos en un arreglo vertical
- Filtros FFP : Filtros de placas verticales dispuestas en un arreglo horizontal
- Filtros RB-SV : Filtros horizontales de banda de vacío

Para las pruebas de filtración se utilizaron los siguientes equipos de laboratorio:

- Filtro de Laboratorio Larox PF0.1 : para dimensionamiento de Filtros PF
- Filtro de Laboratorio Larox MFP0.3 : para dimensionamiento de Filtros FFP
- Filtro de Laboratorio Larox Büchner : para dimensionamiento de Filtros RB-SV

para determinar lo siguiente:

- El tipo de tela filtrante más adecuado
- La calidad del filtrado en términos de turbidez
- Curva de Tasa de Filtración vs. % de Humedad en la torta
- Manejo adecuado de los residuos sólidos



Figura 5.5: Filtros de Laboratorio Larox MFP0.3 & Büchner BVB

Resultados de pruebas de Espesamiento

Muestra 1: Relaves de GreenHill

Según la Figura 5.6, el floculante que genera la mayor velocidad de sedimentación dentro del set de floculantes evaluado es el SNF 920 PLUS.

El porcentaje de sólidos óptimo para alimentar al espesador fue estimado en 13.5%

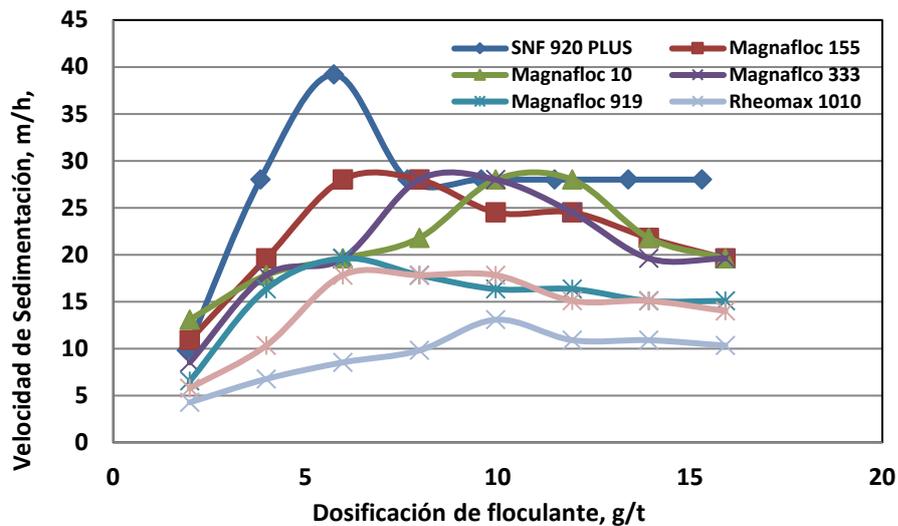


Figura 5.6: Relación: Dosificación de Floculante vs. Velocidad de Sedimentación
El floculante seleccionado fue el SNF 920 PLUS

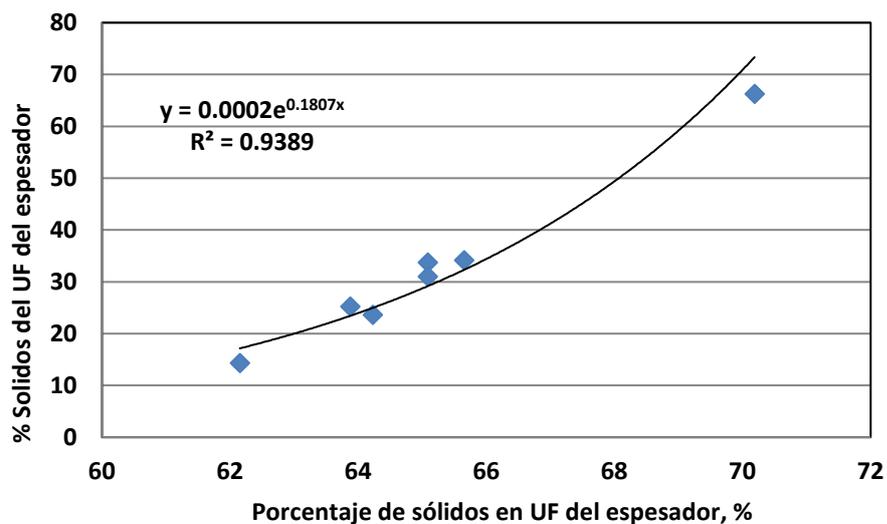


Figura 5.7: Relación: Porcentaje de Sólidos en el U/F vs. Yield Stress No Cizallado.

Muestra 2: Relaves de BlueHill

Según la Figura 5.8, el floculante que genera la mayor velocidad de sedimentación dentro del set de floculantes evaluado es el Magnafloc 336.

El porcentaje de sólidos óptimo para alimentar al espesador fue estimado en 10.0%

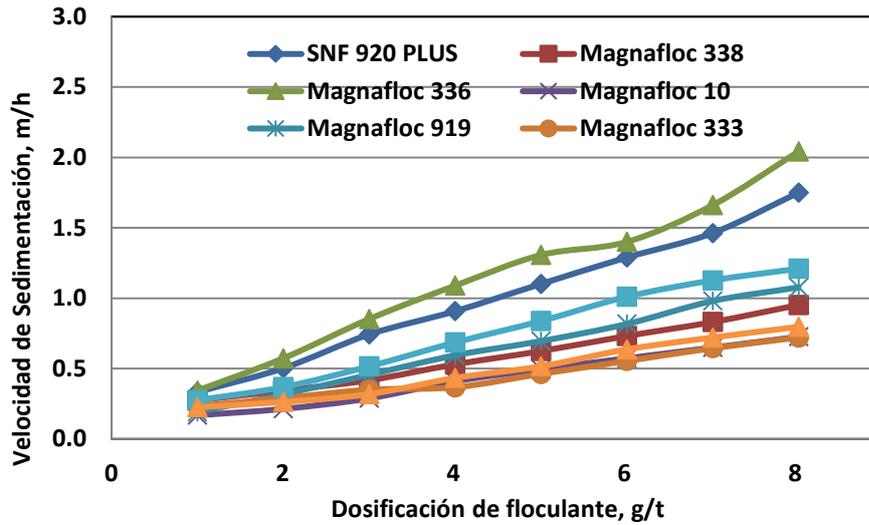


Figura 5.8: Relación: Dosificación de Floculante vs. Velocidad de Sedimentación
El floculante seleccionado fue el Magnafloc 336

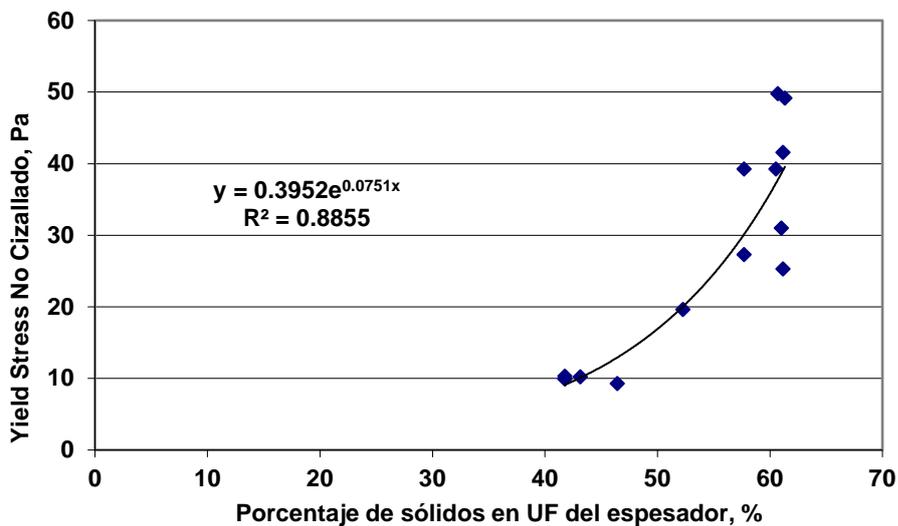


Figura 5.9: Relación: Porcentaje de Sólidos en el U/F vs. Yield Stress No Cizallado.

Resultados de Pruebas de Filtración

Durante las pruebas de filtración, se estableció una relación entre la Máxima Tasa de Filtración y la Humedad a ser alcanzada para con cada tecnología de filtración:

Tabla 5.2: Resultados de pruebas de filtración con Relaves de GreenHill

Filtro FFP		Filtro PF		Filtro RB-SV	
58.0	% Alimento	58.0	% Alimento	65.0	% Alimento
Humedad	Capacidad	Humedad	Capacidad	Humedad	Capacidad
%	kg/m ² h	%	kg/m ² h	%	kg/m ² h
18.7	307.5	20.5	725.3	20.5	1476.0
15.7	285.5	17.4	673.5	19.8	927.0
14.5	266.5	14.8	628.6	19.6	657.8
13.3	249.9	14.0	589.3	19.4	524.6
12.5	235.2	13.5	554.7		
12.1	222.1	13.2	523.9		
11.8	210.4	12.7	496.3		

Tabla 5.3: Resultados de pruebas de filtración con Relaves de BlueHill

Filtro FFP		Filtro PF		Filtro RB-SV	
58.0	% Alimento	58.0	% Alimento	59.0	% Alimento
Humedad	Capacidad	Humedad	Capacidad	Humedad	Capacidad
%	kg/m ² h	%	kg/m ² h	%	kg/m ² h
19.7	152.4	15.7	164.6	26.2	601.6
16.7	144.4	15.2	161.1	25.0	446.5
15.7	137.1	15.0	157.6	22.6	341.2
15.1	130.6			22.4	267.9
14.8	124.7				

En base a estos resultados y los requerimientos de agua cada proyecto de expansión, se buscará la configuración de equipos de separación Sólido-Líquido mas adecuada. El criterio para la selección de equipos de separación sólido-líquido se enfocará desde el punto de vista de:

Espesadores:

- De acuerdo al *Solids Loading* y dosificación de floculante optimo para determinada concentración de sólidos el U/F.
- El U/F del sistema de espesamiento de GreenHill no deberá superar el 64% de sólidos en peso como restricción que asegura la fluidez de la pulpa a través de su recorrido al embalse de relaves de DeepBrook.
- El U/F del sistema de espesamiento de BlueHill no deberá superar el 58% de sólidos en peso como restricción que asegura la fluidez de la pulpa a través de su recorrido al embalse de relaves de DeepBrook.

Filtros:

- Según un estudio Geotécnico, la humedad para compactación en seco (*Dry Stacking*) no deberá exceder el 15% en peso para asegurar su estabilidad.
- Como se puede apreciar de las pruebas de filtración, no fue posible alcanzar humedades menores a 19% con los filtros de banda de vacío por lo que esta tecnología no formará parte de la evaluación.
- Características de los filtros mas grandes disponibles en cada tecnología:

Tabla 5.4: Características de los filtros mas grandes con cada tecnología

Tecnología		PF	FFP
Operación		Batch	Batch
Área Filtrante/unidad	m ²	252	992
Área de instalación/unidad	m ²	190	300

5.7. Evaluación Técnica de los Resultados y Selección de Tecnologías

Expansión de GreenHill de 60,000 TPMD a 120,000 TPMD

Durante la expansión de la concentradora, a 120,000 TMPD, GreenHill produciría 3,000 TMPD de concentrados y 117,000 TMPD de relaves.

Si los requerimientos de agua para la planta expandida fueran los mismos que los de la planta actual, proporcionalmente hablando; entonces GreenHill utilizaría 273,296 m³/d de agua en su circuito, para procesar 120,000 TMPD de mineral.

La humedad del mineral aportaría una cantidad de 2,224 m³/d de agua al circuito y la planta seguiría consumiendo 46,900 m³/d de agua (la misma cantidad de agua fresca usada en la planta actual).

La optimización del sistema de espesamiento se vuelve crucial en este punto ya que esto podría reducir o eliminar el requerimiento de agua adicional, por lo que es importante llevar al límite la concentración de sólidos en el U/F de los espesadores, de 30 a 64% en peso; al hacer esto la cantidad de agua a recircular desde los espesadores sería de 207,188 m³/d (**8,633** m³/h). Siendo así y para mantener el balance de aguas, la planta de GreenHill expandida a 120,000 TMPD requeriría de la asistencia de **16,985** m³/d de agua a ser recirculada desde DeepBrook.

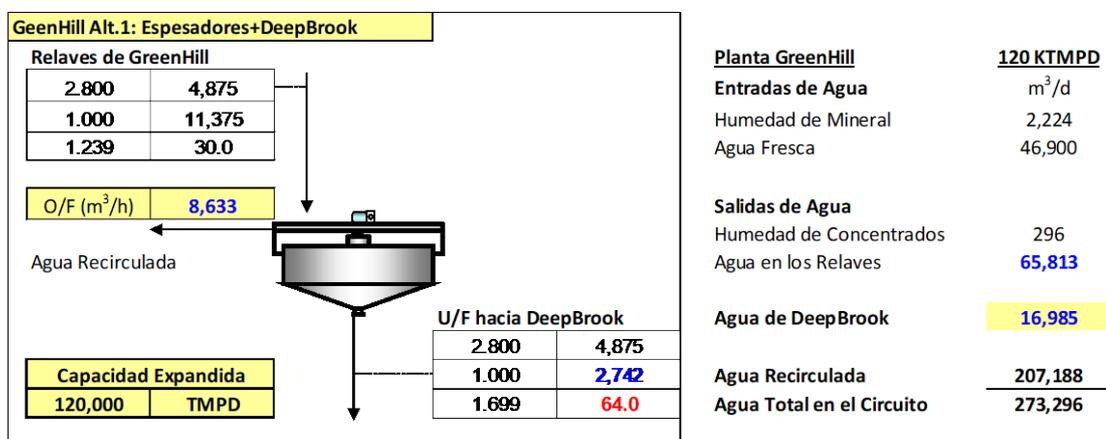


Figura 5.10: Balance de aguas de GreenHill expandido a 120,000 TMPD

Del balance de aguas de DeepBrook (Figura 5.3), tenemos que el embalse artificial cuenta con un exceso de agua 18,658 m³/d disponible para las expansiones. En el caso de GreenHill, su expansión requeriría de 16,985 m³/d, es decir, únicamente el 91% del agua disponible en DeepBrook. **FACTIBLE!**

GreenHill 120,000 TMPD: Equipos involucrados en la recuperación de agua

Sistema de Espesamiento:

- Espesar la totalidad de los relaves de GreenHill, 4875 TPMH, desde 30% en la alimentación a los espesadores para descargarlos a 64% de sólidos en el U/F y dejarlo discurrir hasta DeepBrook.
- Según las pruebas de espesamiento, es posible alcanzar 64% de sólidos en el U/F con un *Solids Loading* de 0.5 t/m²-h con la tecnología de espesadores Hi-Rate, con un Yield Stress No Cizallado de entre 20-30 Pa y utilizando alrededor de 6 g/ton de floculante SNF 920 PLUS.
- Dado el tonelaje, se consideran 3 espesadores Hi-Rate de 65 m de diámetro.

Sistema de Bombeo:

- Bombear 16,985 m³/d desde DeepBrook hasta GreenHill, desde 800 m.s.n.m hasta 3,200 m.s.n.m por una trayecto de aproximadamente 25 km. La inversión estimada para este parte del sistema deberá ser calculada por la especialidad correspondiente, posiblemente considerando un sistema de bombas centrifugas por estaciones instaladas cada cierto tramo (1 en operación y 1 en stand-by).
- Ejemplo: la cabeza hidráulica a vencer sería de 3,200-800 ≈ 2,400 m. Una bomba centrifuga estándar opera entre 70-80 m de cabeza hidráulica por lo que

se estima que se requerirían entre 30 y 34 bombas con caudales nominales de 197 l/s. Los factores de diseño de las bombas dependería del proyecto.

- En líneas generales se define los requerimientos de agua para la expansión de GreenHill podrían resolverse implementándose únicamente un sistema más eficiente de espesamiento en la planta y un sistema de bombeo de agua desde DeepBrook hasta GreenHill, sin la utilización de equipos de filtración.

Expansión de BlueHill de 80,000 TPMD a 120,000 TPMD

Durante la expansión de la concentradora, a 120,000 TMPD, BlueHill produciría 2,250 TMPD de concentrados y 117,750 TMPD de relaves.

Similar al caso anterior; BlueHill utilizaría 274,973 m³/d de agua en su circuito, para procesar 120,000 TMPD de mineral.

La humedad del mineral aportaría una cantidad de 2,224 m³/d de agua al circuito y la planta seguiría consumiendo 65,536 m³/d de agua (la misma cantidad de agua fresca usada en la planta actual).

Teniendo en cuenta que GreenHill tiene prioridad para usar hasta el 91% del agua de DeepBrook, podemos considerar que BlueHill no contaría con ninguna asistencia de agua por parte de DeepBrook.

Bajo el planteamiento anterior, es necesario que el nuevo sistema de separación sólido-líquido recupere 207,213 m³/d de agua (**8,634** m³/h) de agua y esto solo es posible si los relaves fueran descargados a **63.5% de sólidos en el U/F**. Sin embargo,

según la tabla 5.1, quedo establecido que BlueHill no debe exceder el 58% de sólidos en el U/F ya que la pulpa tendría problemas para fluir hacia DeepBrook.

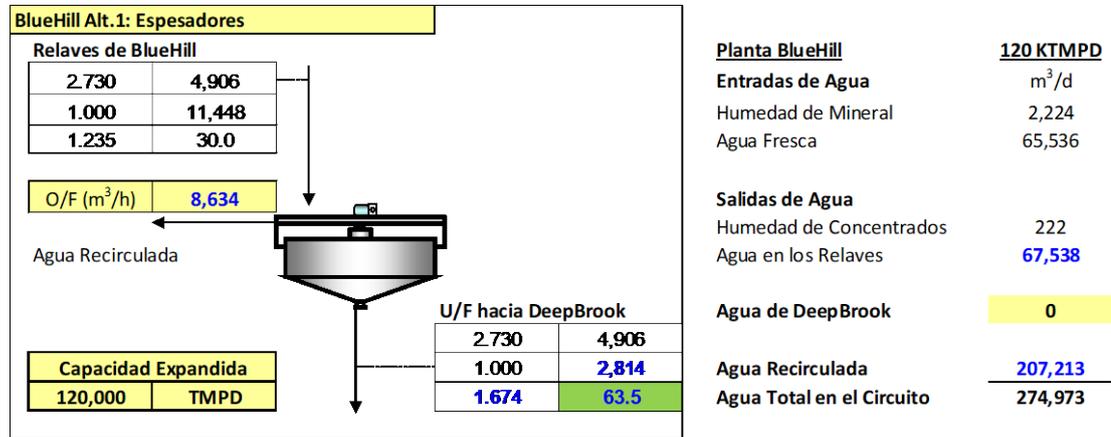


Figura 5.11: Balance de aguas de BlueHill expandido a 120,000 TMPD, Alt.1

La Alternativa 1, utilizando únicamente espesadores para BlueHill, queda entonces descartada por lo que se debe considerar una combinación de espesadores y filtros.

Una segunda alternativa considera que del total de relaves procesados (4,906 TMPH), podemos espesar una parte (3,557 TMPH) hasta 58% de sólidos en el U/F, para ser enviados a DeepBrook, mientras que otra parte (1,349 TMPH) podría continuar siendo espesado a 54% de sólidos en el U/F y luego desaguado en un sistema de filtración hasta obtener 85% de sólidos en las tortas, manejando las torta mediante un sistema de disposición en seco (*Dry Stacking*). Recuperando **7,723** m³/h del sistema de espesamiento y **911** m³/h del sistema de filtración (total **8,634** m³/h).

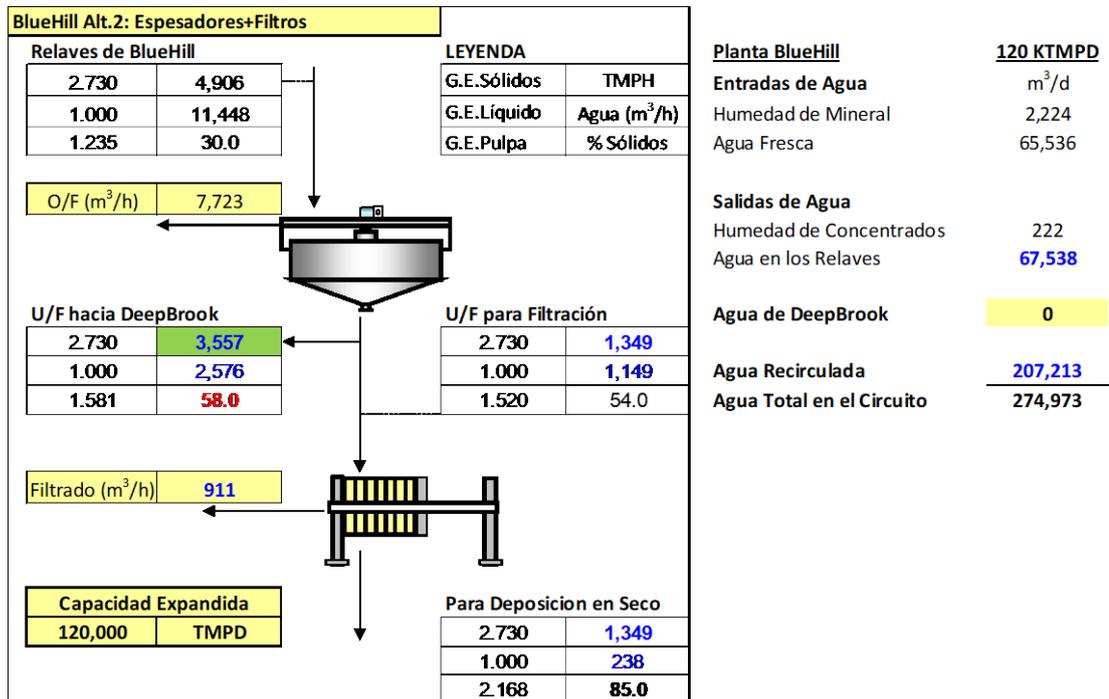


Figura 5.12: Balance de aguas de GreenHill expandido a 120,000 TMPD, Alt.2

BlueHill 120,000 TMPD: Equipos involucrados en la recuperación de agua

Sistema de Espesamiento:

- Espesar 3,557 TPMH desde 30% en la alimentación a los espesadores para descargarlos a 58% de sólidos en el U/F y dejarlo discurrir hasta DeepBrook.
- Según las pruebas de espesamiento, es posible alcanzar 58% de sólidos en el U/F a un Solids Loading de 0.5 t/m²-h con la tecnología de espesadores Hi-Rate con un Yield Stress No Cizallado de entre 20-30 Pa y utilizando alrededor de 8 g/ton de floculante Magnafloc 336.
- Dado el tonelaje a procesar, se consideran al menos 3 espesadores Hi-Rate de 55 m de diámetro.
- La inversión estimada para equipos de espesamiento es de 5,770,000 USD.

Sistema de Filtración:

- Adicionalmente se puede utilizar el sistema actual de espesamiento para procesar 1,349 TMPD de relaves y llevarlos a 54% de sólidos en el U/F y filtrar el total de dicho tonelaje.
- Con los resultados de las pruebas de filtración se hace uso de un programa de dimensionamiento, propiedad de Outotec, definiéndose una tasa de filtración para dimensionamiento de 165 kg d.s/m²h.
- Con la tasa de filtración anterior y el tonelaje de 1,349 TMPH, se recomienda utilizar 9 filtros prensa de 992 m² de área filtrante cada uno.
- La inversión estimada para equipos de filtración sería de 21,600,000 USD sin considerar los equipos auxiliares como bombas de proceso, compresores de prensado, compresores de secado, bombas de lavado de tela y tuberías, bombas de filtrado, tanques agitadores de pulpa, tanques de filtrado, tanques de agua de lavado de telas y tuberías, bombas sumidero, tuberías de conexión, aire de instrumentación, estructura de la planta de filtración, etc.
- Tampoco se cuenta con los costos asociados para el manejo y disposición de relaves en seco.

CONCLUSIONES

- Durante la selección de equipos de procesamiento, es crucial optimizar el rendimiento de los equipos aguas arriba ya que esto permite mantener costos operativos por energía, mantenimiento y repuestos en niveles manejables.
- En proyectos de recuperación de agua similares este, el balance de aguas del sistema debe ser bien conocido, así como las restricciones de operación tales como máximo porcentaje de sólidos en la descarga de un sistema de espesamiento o máxima humedad permisible para la disposición de relaves en seco producidos por un sistema de filtración.
- Cuando se considera como alternativa un sistema de separación sólido-líquido para el manejo de relaves, se debe partir de la premisa de que se manejarán grandes volúmenes y que el costo operativo de dicho sistema estará íntimamente relacionado con dicho volumen por lo que es necesario optimizar cualquier etapa que requiera más consumo de energía de lo necesario.
- Un ejemplo de lo anterior lo vemos en la etapa de secado con aire comprimido en los filtros prensa. Considerar que cada minuto de secado adicional en 9 filtros de 992 m² de área filtrante podría tener un impacto de más de 0.5 USD/ton seca de relave filtrado dada la cantidad de aire comprimido utilizado a dicha altura.
- La calidad del filtrado no es relevante en este caso ya que la totalidad del filtrado y líquidos de lavado de tela y tuberías de los filtros puede ser recirculado en su totalidad en los espesadores.
- Respondiendo a la pregunta planteada en la Figura 1.1, la mejor solución es siempre la que satisfaga las necesidades del cliente.

BIBLIOGRAFIA

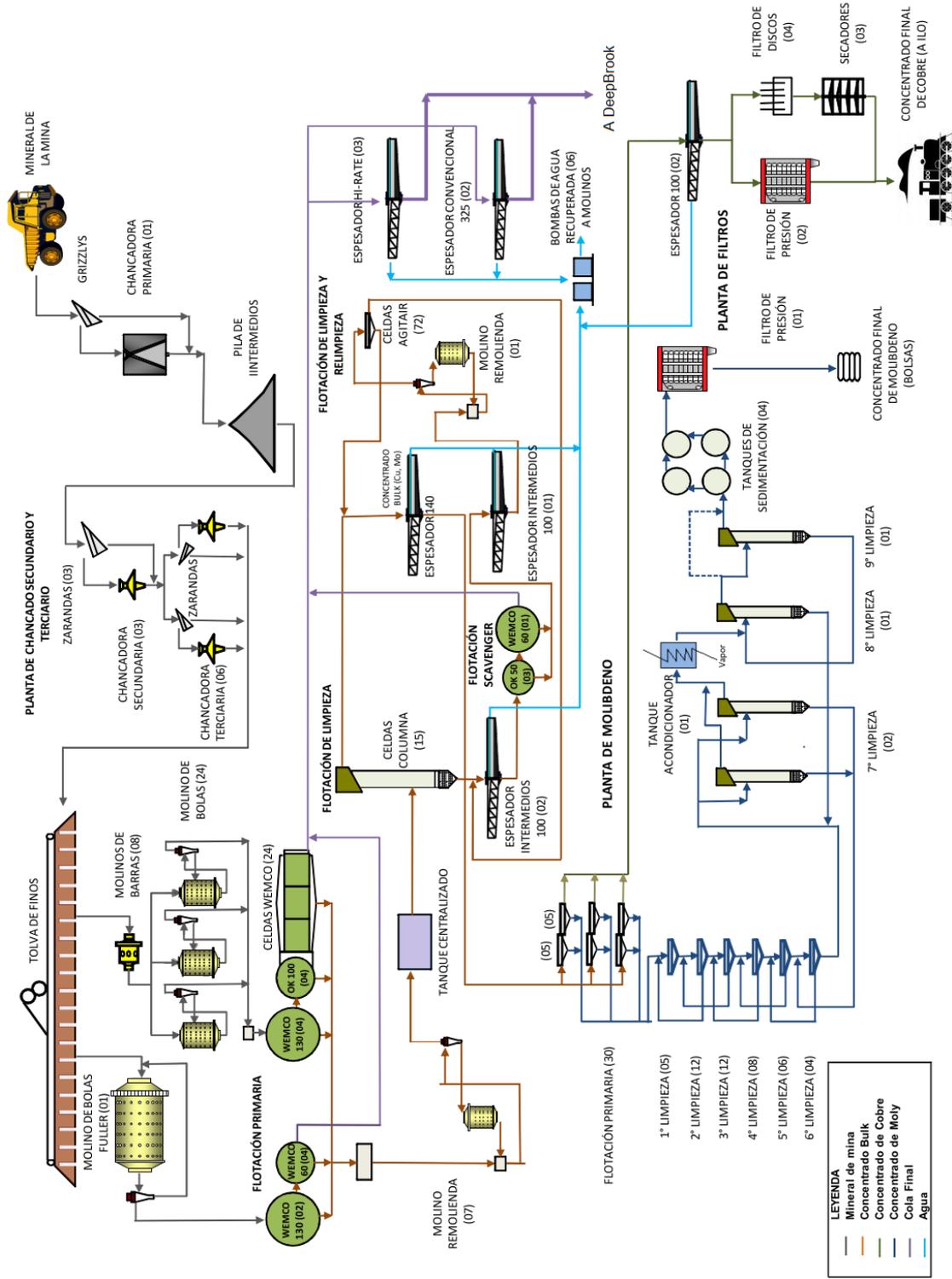
- 1.- Filters and Filtration Handbook (5th Edition) 2008
By Ken Sutherland
- 2.- Solid-Liquid Separation (4th Edition) 2000
Ladislav Svarovsky
- 3.- Filters and Filtration Handbook (4th Edition) 1997
Dickenson, T. Christopher
- 4.- Solid-Liquid Separation: Equipment Selection and Process Design 2007
Steve Tarleton and Richard Wakeman
- 5.- Solid-Liquid Separation: Scale-up of Industrial Equipment 2005
Richard Wakeman and Steve Tarleton
- 6.- Spellman's Standard Handbook for Wastewater Operators: Fundamental level
Frank R. Spellman
- 7.- Manual de Filtración & Separación 2001
Fernando Concha A., Ph.D.
- 7.- <http://www.solidliquid-separation.com/>

ANEXOS

Anexo N°1: Diagrama General de Flujo de Compañía Minera Continental (CMC)

Anexo N° 2: Equipos de Pruebas de Filtración utilizados en CMC

ANEXO 1: Diagrama General de Flujo de Compañía Minera Continental



ANEXO 2:

Equipos de Pruebas de Filtración Utilizados en CMC
(Cortesía de Outotec Oyj)

Filtro de Laboratorio Larox PF0.1



Filtros Outotec Larox PF (Torre)



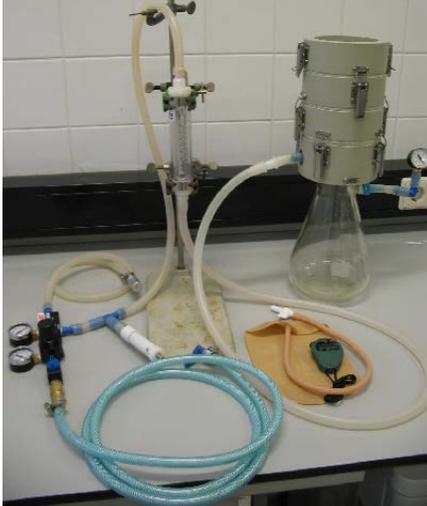
Filtro de Laboratorio Larox MFP0.3



Filtros Outotec Larox FFP (Prensa)



Filtro de Laboratorio Büchner BVB



Filtros Outotec Larox RB-SV (Banda)



Filtro Piloto Cerámico CC-1

Filtros Outotec Larox CC (Cerámicos)