

UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CENTRO DEL PERU

FACULTAD DE INGENIERÍA METALÚRGICA Y DE MATERIALES



**“TRATAMIENTO DE RELAVES CON SEDIMENTADORES ULTRA
SEP PARA LA RECIRCULACIÓN DE AGUA INDUSTRIAL A
LAS OPERACIONES METALÚRGICAS DE LA PLANTA
CONCENTRADORA CATALINA HUANCA
SOCIEDAD MINERA S.A.C.”**

TESIS

PRESENTADO POR:

- Bach. WALDIR, TUEROS DÁVILA
- Bach. JOSÉ GABRIEL, RAMOS ÁLVAREZ

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO METALURGISTA

Y DE MATERIALES

HUANCAYO – PERÚ

2009

ASESOR:
Ing. FELIPE RUPAY GÜERE

**“TRATAMIENTO DE RELAVES CON SEDIMENTADORES ULTRA
SEP PARA LA RECIRCULACIÓN DE AGUA INDUSTRIAL A
LAS OPERACIONES METALÚRGICAS DE LA PLANTA
CONCENTRADORA CATALINA HUANCA
SOCIEDAD MINERA S.A.C.”**

A mis padres y a mi esposa Rene. Quienes con sus expresiones de optimismo y amor alentaron y contribuyeron a mi superación profesional. ESTO ES POR USTEDES.

Waldir

A mis hermanos Ernesto, Masías, Silvana y Rocío y especialmente a mi madre Mabelita por su apoyo incondicional durante todo mis estudios.

José

AGRADECIMIENTO

Extendemos especial agradecimiento a nuestra alma Mater Universidad Nacional del Centro del Perú; y de manera muy reconocida a los docentes de la Facultad de Ingeniería Metalúrgica y de Materiales, por brindarnos sus enseñanzas y experiencias para poder desenvolvernos profesionalmente.

Finalmente a los directivos de la sociedad Minera Catalina Huanca SAC., por permitirnos desarrollar nuestra Tesis

Los Autores

INTRODUCCIÓN

El presente trabajo tiene como finalidad mostrarla disposición de los relaves filtrados en la Compañía Minera CATALINA HUANCA SOCIEDAD MINERA SAC. Con el uso de tecnología de punta que permita maximizar el uso de agua en las operaciones minero-metalúrgicas, siendo un método nuevo referente al manejo de relaves; reafirmando la política de cero vertimientos de efluentes al medioambiente.

Con este tipo de trabajo Compañía Minera CATALINA HUANCA SOCIEDAD MINERA SAC se está ubicando dentro de la minería peruana como una empresa social, ambientalmente responsable, comprometida con el desarrollo sostenible de las poblaciones vecinas a sus actividades mineras.

Los relaves generados en la Planta Concentradora de la Unidad Minera CATALINA HUANCA SOCIEDAD MINERA SAC son de 31 – 34% de sólidos (densidad de pulpa entre 1300-1350gr/lit), son enviados a una Planta filtrado donde cuenta con 02 esperadores de alta compresión (ULTRASEP), del cual se obtiene un Under/flow de relaves con 80-83% de sólidos (densidad de pulpa entre 2500 –2700gr/lit), desde este empesador se envía el 55%del relave hacia la planta FILTRADO donde se filtra hasta alcanzar el 86% de sólidos

Estas ventajas que presenta la disposición de relaves con cero vertimiento de agua de la planta SAN JERONIMO , constituye una parte importante de los esfuerzos de CATALINA HUANCA para aplicar su Política de conservación de recursos, prevención de la contaminación del medioambiente y de responsabilidad social.

RESUMEN

El manejo adecuado de los residuos mineros hoy en día es un tema que viene tratando con mucha responsabilidad , sobre todo al tratar de tener efluentes cero al medio ambiente ,el manejo de relaves que son pulpas bastantes diluidas (porcentaje de sólidos bastante bajo)representa un gran riesgo para la industria minera por los posibles problemas ambientales que generan.

La localización de la planta se encuentra en una zona accidentada el cual impide la construcción de relaveras convencionales.

El incremento del tonelaje de tratamiento de minerales de la empresa Catalina Huanca

S.A.C .provoco la necesidad de tratar mayor cantidad de relaves el cual se ha previsto considerando la zona accidentada para la construcción de relaveras dada la capacidad generada de relaves ,obligando a la empresa a buscar otra alternativa de acumulación de desechos sólidos ,es ahí donde la empresa des pues de hacer estudios previos se logra criterios de diseño y proceso de la planta de filtrado con sedimentadoras ultra sep y a la vez maximizar el uso de agua en operaciones metalúrgicas será la alternativa de solución al problema de relaves en la empresa

ÍNDICE

DEDICATORIA

AGRADECIMIENTO

INTRODUCCIÓN

RESUMEN

CAPITULO I

PLANTEAMIENTO DE LA INVESTIGACIÓN

1.1	PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	13
1.2	JUSTIFICACIÓN	14
1.3	OBJETIVOS	15
	1.3.1 OBJETIVO GENERAL	15
	1.3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	16
1.4	HIPÓTESIS	16

CAPITULO II

MARCO CONCEPTUAL

2.1	PROCESO DE FILTRACIÓN	17
	2.1.1 SEDIMENTACION	18
	2.1.2 SEDIMENTACIÓN DE PARTÍCULAS DISCRETAS	19
	2.1.3 SEDIMENTACIÓN DE PARTÍCULAS FLOCULENTAS	20
	2.1.4 SEDIMENTACIÓN POR CAÍDA LIBRE E INTERFERIDA	20
2.2	MÉTODOS DE DISEÑO DE ESPESADORES	21
	2.2.1 MÉTODOS BASADOS EN BALANCES MACROSCÓPICOS MÉTODOS BASADOS EN MODELOS CINEMÁTICOS	21
	2.2.2 MÉTODOS BASADOS EN MODELOS CINEMÁTICOS	22
	2.2.3 MÉTODOS BASADOS EN MODELOS DINÁMICOS	23
2.3	PROCESO DE SEDIMENTACIÓN	23
	2.3.1 ECUACIÓN GENERAL DEL PROCESO DINÁMICO DE SEDIMENTACIÓN CONTINUA	24
2.4	EQUIPOS DE ESPESAMIENTO Y FILTRADO ULTRASEP.	25
	2.4.1 CICLONES	29

2.4.2	FILTROS	41
2.5	DIFERENCIA FILOSÓFICA ENTRE LA DISPOSICIÓN CONVENCIONAL DE LOS RELAVES y EL TTMS.	47
2.6	COAGULACIÓN Y FLOCULACIÓN	52

CAPITULO III

PARTE EXPERIMENTAL

3.1.	ANTECEDENTES	53
3.1.1.	UBICACIÓN Y ACCESO DEL YACIMIENTO	53
3.1.2.	ANTECEDENTES	54
3.1.3.	VÍAS DE ACCESO	54
3.1.4.	CLIMA Y VEGETACIÓN	54
3.1.5.	RECURSOS MINEROS	54
3.1.6.	RECURSOS HUMANOS.	54
3.1.7.	SERVICIOS AUXILIARES	55
3.1.8.	PLANO DE LA PLANTA DE FILTRADO DE RELAVES	56
3.2.	CARACTERÍSTICAS DEL RELAVE	57
3.2.1.	PROCEDENCIA	57
3.2.2	GRANULOMETRÍA	57
3.2.3	ANÁLISIS GRANULOMÉTRICO DE MUESTRAS	57
3.2.4	GRAVEDAD ESPECÍFICA	58
3.3	PRUEBAS DE LABORATORIO	59
3.3.1	PROCEDENCIA:	59
3.3.2	PREPARACIÓN DE LAS MUESTRAS	59
3.3.3	PRUEBAS DE SEDIMENTACIÓN	60
3.3.4	PRUEBAS DE SEDIMENTACIÓN N° 1	61
3.3.5	PRUEBAS DE SEDIMENTACIÓN N° 2	62
3.3.6	PRUEBAS DE SEDIMENTACIÓN N° 3	63
3.3.7	PRUEBAS DE SEDIMENTACIÓN N° 4.- PRUEBA FINAL COMPARATIVA	64
3.3.8	PRUEBA N° 1 DE FILTRADO	65
3.3.9	PRUEBAS N° 2 DE FILTRABILIDAD	66
3.3.10	PRUEBAS N° 3 DE FILTRABILIDAD	73

3.3.11 PRUEBA N° 4 FILTRABILIDAD	80
3.3.12 PRUEBA CON FILTRAID 981 EN LA PLANTA DE FILTRADO DE RELAVES	87
3.3.13 PRUEBA 1 CON FILTRAID	88
3.3.14 PRUEBA 2 CON FILTRAID	89
3.3.15 PRUEBA 3 CON FILTRAID	89
3.3.16 PRUEBA 4 CON FILTRAID	89
3.3.17 PRUEBA DE FILTRABILIDAD EN FILTROS DISCOS	90
3.3.18 PRUEBA DE FILTRABILIDAD CON FILTRO PRENSA A NIVEL DE LABORATORIO	118
3.3.19 PRUEBA N° 1	123
3.3.20 PRUEBA N° 2	124
3.3.21 PRUEBA N° 3	125
3.3.22 PRUEBA N° 4	127
3.3.23 PRUEBA N° 5	128
3.3.24 PRUEBA N° 6	129
3.3.25 PRUEBA N° 7	130
3.3.26 PRUEBA N° 8	131
3.3.27 PRUEBA N° 9	132
3.3.28 PRUEBA N° 10	133
3.3.29 PRUEBA N° 11	134
3.3.30 PRUEBA N° 12	135
3.3.31 PRUEBA N° 13	136
3.3.32 PRUEBA N° 14	138
3.3.33 PRUEBA N° 15	139
3.3.34 PRUEBA N° 16	140
3.3.35 PRUEBA N° 17	141
3.3.36 PRUEBA N° 18	142
3.3.37 PRUEBA N° 19	143
3.3.38 PRUEBA N° 20	144
3.3.39 PRUEBA N° 21	145
3.3.40 PRUEBA N° 22	146
3.3.41 CUADRO N° 23	148

3.3.42	PRUEBA N° 24	149
3.3.43	PRUEBA N° 23	150
3.3.44	PRUEBA N° 26	151
3.3.45	PRUEBA N° 27	152
3.3.46	PRUEBA N° 28	153
3.3.47	PRUEBA N° 29	154
3.3.48	SEGUNDA MUESTRA DE RELAVE GENERAL SIN FLOCULANTE C/FILTRO PRENSA	157
3.3.49	PRUEBA N° 2	158
3.3.50	PRUEBA N° 3	159
3.3.51	PRUEBA N° 1 FILTRABILIDAD UTILIZANDO MUESTRA DEL UNDERFLOW DEL ULTRA-SEP, CON FLOCULANTE DE CADENA LARGA (ARENAS)	161
3.3.52	PRUEBA N° 2	162
3.3.53	PRUEBA N° 3	163
3.3.54	PRUEBA N° 4	164
3.3.55	PRUEBA N° 5	165
3.3.56	PRUEBA N° 6	166
3.3.57	PRUEBA N° 7	167
3.3.58	PRUEBA N° 8	168
3.3.59	PRUEBA N° 9	169
3.3.60	PRUEBA N° 10 FILTRADO UTILIZANDO MUESTRA DE RELAVE CON FLOCULANTE DE CADENA LARGA A1750gr/Lt	171
3.3.61	PRUEBA N° 11	172
3.3.62	PRUEBA N° 12	173
3.3.63	PRUEBA N° 13	174
3.3.64	PRUEBA N° 14	175
3.3.65	PRUEBA N° 15	176
3.3.66	PRUEBA N° 1 FILTRABILIDAD DE RELAVE GENERAL FRESCO CON FLOCULANTE DE CADENA CORTA	178
3.3.67	PRUEBA N° 2	179
3.3.68	PRUEBA N° 3	180
3.3.69	PRUEBA N° 4	181

3.3.70	PRUEBA N° 5	182
3.3.71	PRUEBA N° 6	183
3.3.72	PRUEBA N° 7	184
3.3.73	PRUEBA N° 8	185
3.3.74	PRUEBA N° 9	186
3.3.75	FILTRABILIDAD DE RELAVE GENERAL FRESCO CON FLOCULANTE DE CADENA CORTA DE ORCA(MAGNAFLOC 345)	188
3.3.76	FILTRABILIDAD UTILIZANDO TELA P 314 – Fc.	189
3.3.77	FILTRABILIDAD UTILIZANDO TELA P 305 - Fc.	190
3.3.78	FILTRABILIDAD UTILIZANDO TELA N 485 – Fc.	192
3.3.79	FILTRABILIDAD DE RELAVE GENERAL FRESCO CON FLOCULANTE DE ALTA VELOCIDAD DE ORCA (REHOMAX 1030).	193
3.3.80	FILTRABILIDAD UTILIZANDO TELA P 305 – Fc.	195
3.3.81	FILTRABILIDAD UTILIZANDO TELA N 485 – Fc.	196
3.3.82	FILTRABILIDAD DE RELAVE GENERAL FRESCO CON FLOCULANTE DE ALTA VELOCIDAD 2. DE ORCA (REHOMAX 1050). PRIMERA PRUEBA.	197
3.3.83	SEGUNDA PRUEBA	198
3.3.84	FILTRABILIDAD DE RELAVE GENERAL FRESCO CON FLOCULANTE DE CADENA CORTA DE ORCA (MAGNAFLOC 351)	199
3.3.85	FILTRABILIDAD DE RELAVE GENERAL FRESCO CON FLOCULANTE DE CADENA CORTA DE ORCA (MAGNAFLOC 525)	200
3.4	PRUEBAS A NIVEL PILOTO	206
3.4.1	PRUEBA ULTRASEP	
3.4.2	PRUEBAS DE VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN PARA DIFERENTES DENSIDADES DE PULPA	212

CONCLUSIONES

RECOMENDACIONES

BIBLIOGRAFÍA

CAPITULO I

PLANTEAMIENTO DE LA INVESTIGACIÓN

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Se realizó el Estudio Conceptual, en el cual se definió el proceso en base a lo siguiente:

La Evaluación del Circuito Actual, para lo cual se realizaron visitas a la Planta de Filtrado de la Mina Catalina Huanca con la finalidad de observar y evaluar el funcionamiento actual. Los puntos más resaltantes de la visita fueron:

- El alto contenido de agua en los relaves filtrados por los filtro de disco.
- La recirculación de finos dentro del circuito de filtrado.
- Baja capacidad de almacenamiento de relaves filtrados, debido a que las canchas de almacenamiento se encuentran llenas o parcialmente llenas.

La Revisión de la Información existente y datos proporcionados por la Empresa Minera Catalina Huanca, cuyas conclusiones nos llevo a elaborar las siguientes interrogantes materia del problema Relaves.

- ¿Existen normas para el diseño, construcción y dimensionamiento de depósitos de relaves en nuestro país?.
- ¿Debido a la Topografía accidentada presentada, serán viables o

importantes la construcción de relaveras y cuál será el impacto en el medio ambiente?

- ¿Existirán alternativas de solución al problema de disposición de relaves además del abastecimiento de agua a la planta concentradora?

1.2 JUSTIFICACIÓN

Como justificación del presente estudio indicamos los siguientes criterios:

- La localización de la planta de tratamiento, se encuentra en una zona accidentada el cual impide la construcción de relaveras convencionales.
- El incremento del tonelaje de tratamiento de minerales en la Empresa minera Catalina Huanca SAC. Provoco la necesidad de tratar mayor cantidad de relaves, el cual no se ha previsto considerando la zona accidentada para la construcción de relaveras dada la capacidad generada de relaves, obligando a la empresa buscar otra alternativa de acumulación de desechos sólidos.
- La necesidad de agua es mayor ante el incremento de capacidad de tratamiento en planta, y la alternativa es la recirculación de agua de los relaves, sin contar en el momento tecnología para reciclaje de agua, en tal sentido es necesario para la empresa contar con estudios relacionados al tratamiento de relaves con la finalidad de reciclar el agua a planta concentradora.
- Dentro de los problemas que afronta la minería peruana se encuentra la complejidad de sus minerales, haciendo que en muchos casos se presente una serie de variables a investigar para mejorar la recuperación final y los desechos sólidos que estos generan.
- Los métodos no convencionales de tratamiento de desechos

sólidos y dados las características de la formación geológica del lugar, son alternativas que están siendo probadas exitosamente en la acumulación de relaves y que por esta razón justifica su estudio en este trabajo.

- Los resultados de la investigación de la aplicación de tecnologías no convencionales en la acumulación de relaves del proceso de concentración por flotación resolverá problemas ambientales en la empresa.
- La disposición y conducción de los relaves si no son bien manejados generan riesgos que pueden provocar, accidentes con lesiones personales, daños a la propiedad por rotura de la tubería de conducción de relaves, fallas en la defensa ribereña, desborde y falla en la Planta de filtrado de relaves provocando una posible contaminación ambiental que podría afectar al medio ambiente y terceros en las áreas cercanas al proyecto.

1.3 OBJETIVOS

1.3.1 OBJETIVO GENERAL

- Lograr la mejor tecnología del acopio de relaves como una alternativa para plantear soluciones a la problemática originada en la empresa, y presentar algunos conceptos básicos relacionados a la construcción de relaveras. Establecer un método tecnológico para la acumulación de relaves producto del proceso de tratamiento del mineral. Estudiar y proponer los principales rangos operativos en cuanto al manejo de las variables operativas. determinar con claridad el comportamiento estructural del macizo debido a la excavación de una cavidad y los fenómenos físicos que se presentan frente a esa cavidad y contribuir con el establecimiento de tecnologías para nuestro País en el tratamiento de relaves y hacer un análisis comparativo con lo estudiado hasta la fecha.

1.3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Establecer un método tecnológico para la acumulación de desechos sólidos producto del proceso tratamiento del mineral.
- Estudiar y proponer los principales rangos operativos en cuanto al manejo de las variables operativas
- Determinar con claridad el comportamiento estructural del macizo debido a la excavación de una cavidad y los fenómenos físicos que se presentan frente a esa cavidad.
- Contribuir con el establecimiento de tecnologías para nuestro País en el tratamiento de relaves y hacer un análisis comparativo con lo estudiado hasta la fecha.

1.4 HIPÓTESIS

El tratamiento de relaves con operaciones previas de filtrado como método para maximizar el uso de agua en operaciones metalúrgicas consistirá en la alternativa de solución al problema de relaves en La Empresa Minera Catalina Huanca SAC.

➤ VARIABLES INDEPENDIENTES:

- % de humedad.
- Gravedad Específica.
- Velocidad de sedimentación.

➤ VARIABLE DEPENDIENTE:

- Porcentaje de humedad en los relaves secos.

CAPITULO II

MARCO CONCEPTUAL

2.1 PROCESO DE FILTRACIÓN.

Los relaves de la última etapa de la flotación de zinc provenientes de la planta concentradora son enviados a la planta de filtración de relaves mediante tuberías. Los relaves son clasificados por cicloneo antes de la entrada al Ultrasep, el overflow del hidrociclón conteniendo relave con partículas finas son descargados al Ultrasep para su espesamiento, mientras que el underflow del ciclón con partículas gruesas es enviado a un tanque agitador para su posterior mezcla con el Underflow espesado.

El underflow del UltraSep conteniendo los finos espesados deben alcanzar una densidad aproximada de 1550 gr/lit, si esto no se cumple el underflow del UltraSep pasa por un nido de hidrociclones con la finalidad de densificar los finos espesados hasta la densidad necesaria para la mezcla con los gruesos del primer cicloneo.

El overflow del nido de hidrociclones es recirculado al Ultrasep.

La mezcla de los gruesos y finos espesados se hace dentro de un tanque agitador que también tiene la finalidad de romper los flóculos producidos en el espesamiento, para evitar el efectonegativo que produce en la etapa de filtración.

La mezcla es transferida a un segundo tanque agitador que en el cual se agregara el reactivo dewatering que permite obtener mejores resultados en la filtración. El relave es alimentado a los filtros de disco y a los filtros prensa. El licor filtrado, el agua de lavado de lonas del filtro prensa son llevados a un cajón de pulpa diluida donde se mezclaran con el licor filtrado de los filtros de disco.

Todos los derrames producidos junto con el rebose de los filtros de disco son almacenados en otro cajón de pulpa. Posteriormente estas dos pulpas son llevadas a un segundo UltraSep que se encargará del espesamiento.

El underflow del segundo UltraSep es cicloneado por un segundo nido de hidrociclones con la finalidad de recuperar por el overflow del nido de hidrociclones, la mayor cantidad de agua con el menor contenido de sólidos, esta agua recuperada será llevada hacia la planta de tratamiento. El underflow del nido de ciclones será llevado a un dique temporal.

Las aguas de rebose de los dos UltraSep son enviadas a la planta concentradora como agua de proceso

2.1.1 SEDIMENTACIÓN

Se entiende por sedimentación la remoción por efecto gravitacional de las partículas en suspensión presentes en el agua. Estas partículas deberán tener un peso específico mayor que el fluido.

La remoción de partículas en suspensión en el agua puede conseguirse por sedimentación o filtración. De allí que ambos procesos se consideren como complementarios.

La sedimentación remueve las partículas más densas, mientras que la filtración remueve aquellas partículas que tienen una densidad muy cercana a la del agua o que han sido resuspendidas y, por lo tanto, no pudieron ser removidas en el proceso anterior.

La sedimentación es, en esencia, un fenómeno netamente físico y constituye uno de los procesos utilizados en el tratamiento del agua para conseguir su clarificación. Está relacionada exclusivamente con las propiedades de caída de las partículas en el agua. Cuando se produce sedimentación de una suspensión de partículas, el resultado final será siempre un fluido clarificado y una suspensión más concentrada. A menudo se utilizan para designar la sedimentación los términos de clarificación y espesamiento. Se habla de clarificación cuando hay un especial interés en el fluido clarificado, y de espesamiento cuando el interés está puesto en la suspensión concentrada.

Las partículas en suspensión sedimentan en diferente forma, dependiendo de las características de las partículas, así como de su concentración. Es así que podemos referirnos a la sedimentación de partículas discretas, sedimentación de partículas floculentas y sedimentación de partículas por caída libre e interferida.

2.1.2 SEDIMENTACIÓN DE PARTÍCULAS DISCRETAS

Se llama partículas discretas a aquellas partículas que no cambian de características (forma, tamaño, densidad) durante la caída.

Se denomina sedimentación o sedimentación simple al proceso de depósito de partículas discretas. Este tipo de partículas y esta forma

de sedimentación se presentan en los desarenadores, en los sedimentadores y en los pre sedimentadores como paso previo a la coagulación en las plantas de filtración rápida y también en sedimentadores como paso previo a la filtración lenta.

2.1.3 SEDIMENTACIÓN DE PARTÍCULAS FLOCULENTAS

Partículas floculentas son aquellas producidas por la aglomeración de partículas coloides desestabilizadas a consecuencia de la aplicación de agentes químicos.

A diferencia de las partículas discretas, las características de este tipo de partículas —forma, tamaño, densidad— sí cambian durante la caída.

Se denomina sedimentación floculenta o decantación al proceso de depósito de partículas floculentas. Este tipo de sedimentación se presenta en la clarificación de aguas, como proceso intermedio entre la coagulación-floculación y la filtración rápida.

2.1.4 SEDIMENTACIÓN POR CAÍDA LIBRE E INTERFERIDA

Cuando existe una baja concentración de partículas en el agua, éstas se depositan sin interferir. Se denomina a este fenómeno caída libre. En cambio, cuando hay altas concentraciones de partículas, se producen colisiones que las mantienen en una posición fija y ocurre un depósito masivo en lugar de individual. A este proceso de sedimentación se le denomina depósito o caída interferida o sedimentación zonal.

Cuando las partículas ya en contacto forman una masa compacta que inhibe una mayor consolidación, se produce una compresión o zona de compresión. Este tipo de sedimentación se presenta en los

concentradores de lodos de las unidades de decantación con manto de lodos.

Una partícula arrastrada por la velocidad del líquido que la contiene, debe dejarse reposar el tiempo suficiente para sedimentar y viaje al fondo del equipo, antes de ser arrastrada nuevamente y expulsada por el flujo natural del agua (hacia la superficie).

2.2 MÉTODOS DE DISEÑO DE ESPESADORES

La revisión de los principales métodos de diseño disponibles en la literatura, muestran que se pueden agrupar en tres categorías: los basados en balances macroscópicos, los basados en la ecuación de balance cinemático y los basados en las ecuaciones de balance dinámico. Sólo este último grupo provee de una completa información para propósitos de diseño.

2.2.1 MÉTODOS BASADOS EN BALANCES MACROSCÓPICOS

La primera ecuación que predice la capacidad de un espesador fue descubierto por Mishler en 1912 y corresponde a un simple balance de masa macroscópico en el equipo. El método de diseño consiste de mediciones en el laboratorio de la velocidad de sedimentación inicial de una suspensión, con la concentración de alimentación de un espesador y calcular luego el área del espesador. El método al hacer el supuesto que la concentración en la zona II es la misma que la alimentación, lo invalida como método de diseño.³ Coe y Clevenger y otros autores asumen que la zona II de sedimentación obstaculizada se forma en un espesador con una dilución dK siendo la mínima capacidad de manejo de sólidos. El método de diseño consiste en mediciones en el laboratorio, de la velocidad de sedimentación inicial de una suspensión en un rango de concentraciones entre la alimentación y la velocidad de sedimentación obstaculizada máxima (concentración crítica), luego

se calcula el mínimo valor de la capacidad de manejo de sólidos (F/S).¹¹

A las mismas conclusiones llegaron Taggart y Dalstrohm y Fitch pero expresando en otras unidades el área unitaria básica A_{uo} .

2.2.2 MÉTODOS BASADOS EN MODELOS CINEMÁTICOS

El establecimiento de la teoría de Sedimentación de Kynch en 1952 abrió un nuevo campo a la investigación, la consideración del diseño del espesador desde un punto de vista teórico y en esta ruta tener a la mano un método rápido y seguro para el diseño de espesadores. Numerosos investigadores se involucraron en este trabajo teniendo sus nombres asociados a los procedimientos de diseño de espesadores. Podemos mencionar entre ellos a W.P. Talmage, B. Fitch, J.H Wilhelm, Y. Nadie, H. Oltmann, N.J Hasset y N. Yoshioka.

Talmage y Fitch, asumieron en 1955 que la sedimentación batch de una suspensión puede ser representado por la teoría de Kynch y además la velocidad de sedimentación para una concentración fK puede expresarse como la pendiente en cada punto del gráfico (z,t) y a partir de estos datos podemos calcular el área unitaria básica A_{uo} .

Fitch y Stevenson en 1976 propusieron el uso de una variante empírica al método de Talmage y Fitch, el método de Oltmann. Ambos realmente identificaron el punto de compresión crítico, para luego calcular el área unitaria básica A_{uo} .

Yoshioka descubrió en 1957 un método de diseño gráfico de espesadores basados en una función de densidad de flujo total de sólidos, y a partir de un tratamiento analítico encontrar también el área unitaria básica A_{uo} .

Wilhelm y Nadie en 1979 también usaron la función de densidad de flujo continua al estado estacionario para calcular el A_{uo} .³

2.2.3 MÉTODOS BASADOS EN MODELOS DINÁMICOS

El principal exponente de los métodos dinámicos es Adorjan. Sin embargo es poco usado en la industria minera, habiendo publicado en 1975 y 1976. Otros investigadores posteriormente emplearon los métodos dinámicos, entre otros Damasceno, Concha y Barrientos.

El principal problema asociado con los métodos dinámicos es la determinación experimental de los parámetros materiales de la pulpa. En el trabajo original, Adorjan propuso el uso de la celda de compresión para determinar la compresibilidad del sedimento.

Desafortunadamente las celdas de compresión requieren de elevadas presiones que aquellas producidas por el peso medio de la pulpa en el espesador.

Es más conveniente la medición de otras variables y calcular el esfuerzo efectivo de los sólidos. Por ejemplo el gradiente de concentración puede ser calculado en un test batch o continuo por modelamiento, por absorción de rayos gamma, por absorción de rayos X, por absorción ultrasónica y mediciones de capacitancia y el gradiente de presión de exceso de los poros puede ser medido con un manómetro. Basados en esta información el esfuerzo efectivo de sólidos puede ser calculado, así como la permeabilidad del sedimento.

2.3 PROCESO DE SEDIMENTACIÓN

La teoría de la sedimentación unidimensional tiene modelos matemáticos estándares para estudiar el fenómeno de sedimentación, sin embargo, como se ha señalado, el camino de

solución se ha abordado empleando: la teoría clásica de Kynch el método de características y el empleo de los métodos numéricos de solución. En este trabajo, a diferencia de los métodos citados buscamos la solución analítica de las ecuaciones de balance, considerando las ecuaciones diferenciales como tales (sin simplificar) y son resueltas haciendo uso del método de separación de variables.

El diagrama de flujo sintetiza las ecuaciones de balance para los proceso Cinemáticos y Dinámicos que son resueltas analíticamente para generar el modelo matemático que la presente investigación tiene por objetivo encontrar y analizar. (ver Anexos)

2.3.1 ECUACIÓN GENERAL DEL PROCESO DINÁMICO DE SEDIMENTACIÓN CONTINUA

Una suspensión floculada puede ser descrita por las variables de campo:

Fracción volumétrica de sólidos $f(z,t)$, Densidad de flujo de sólidos $f(z,t)$, Velocidad volumétrica $q(z,t)$ y la Presión de poros en exceso $Pe(Z,t)$

En el dominio $R = \{(z,t) / 0 < z < 1, 0 < t\}$ ellas deben cumplir las ecuaciones:

$$\frac{\partial \phi}{\partial t} + \frac{\partial f}{\partial z} = 0 \dots \dots \dots (3.1)$$

$$\frac{\partial q}{\partial z} = 0 \dots \dots \dots (3.2)$$

$$f = q\phi + f_{bk}(\phi) \left(1 + k(\phi) \frac{\partial \phi}{\partial z} \right) \dots \dots (3.3)$$

$$\frac{\partial p_l}{\partial z} = -\Delta\rho\phi g \left(1 + k(\phi) \frac{\partial \phi}{\partial z} \right) \dots \dots (3.4)$$

Y en las discontinuidades son válidas las ecuaciones de Rankine Hugoniot y la Condición de Entropía de Lax.

$$\sigma(\phi', \phi) = \frac{f_b^+ - f_b^-}{\phi^+ - \phi} \dots \dots (3.5)$$

$$f_b'(\phi^-) \geq \sigma(\phi^-, \phi^-) \geq f_b'(\phi^-) \dots (3.6)$$

Reemplazando (3.3) en (3.1) para obtener:

La ecuación 3.7 viene a ser la $N_2^- = N_2 + \frac{M_2}{V_1} z_c, M_2^- = \frac{M_2}{V_2}$

Ecuación general del proceso dinámico de sedimentación continua.

$$M_2 = \left[\frac{V_2}{\int_2^+ V_2 dt - V_3 \int_2^1 \frac{dL}{l_3}} \right] \ln \left(\frac{\phi_\infty}{\phi_0} \right)$$

2.4 EQUIPOS DE ESPESAMIENTO Y FILTRADO ULTRASEP.

El separador sedimentario Ultrasep ha sido diseñado para concentrar y separar continuamente los sólidos finos de residuos minerales de la corriente de alimentación entrante.

En este separador, el influente fluye hasta el cono de alimentación Ultrasep a través del tubo de alimentación. Además, se añade un agente de floculación al cono de alimentación, donde reacciona con los sólidos de alimentación formando partículas aglomeradas más grandes. Las partículas aglomeradas se asientan fuera del cono de alimentación en la sección cónica del fondo del tanque. El agua que es separada de los sólidos fluye hacia arriba con dirección al lavadero de efluentes ubicado en el perímetro superior del tanque.

A medida que las partículas floculadas se asientan en el fondo del tanque, las partículas de mayor tamaño serán las primeras en entrar en contacto con el cono de dilución. A medida que los

sólidos se consolidan y se deslizan fuera del cono, se libera agua. Esta consolidación que se produce cerca del cono de dilución crea una diferencia de densidad entre la parte exterior y la parte interior del cono de dilución. Como resultado de esta diferencia, el agua clara que hay dentro del cono de dilución fluye hacia el interior del cono de alimentación por uno de sus costados. Gracias a estas lechadas concentradas de alimentación, esta agua de dilución contribuye a una floculación eficiente.

Con el Ultrasep, la cantidad de agua de dilución que fluye hacia el cono de alimentación se autorregula. No se requiere agua de dilución adicional a la que es alimentada para una floculación eficiente. A medida que la concentración de alimentación disminuye, la diferencia entre la densidad de la parte interior y la de la parte exterior del cono de dilución también disminuye, reduciendo así el flujo de agua de dilución. Debido a los flujos de alimentación muy concentrados, la diferencia de densidad es significativa, lo que da como resultado una mayor cantidad de agua de dilución. Esta dilución que se autorregula asegura que existan condiciones de floculación casi óptimas en el cono de alimentación. A medida que los sólidos se asientan en el tanque, éstos también pueden asentarse en el cono toroidal. Al igual que con el cono de desagüe, se produce una mayor consolidación cuando los sólidos se deslizan por la rampa y liberan agua.

El cono toroidal también sirve para conducir la lechada consolidada hacia la tobera de menor flujo ubicada centralmente. Esto evita la formación de un “rat-hole” y permite retirar el tapón de flujo de la lechada consolidada.

El separador sedimentario Ultrasep también tiene otras características como la de producir un funcionamiento superior al de otros dispositivos de separación. En primer lugar, la forma cónica del cono de alimentación contribuye a una floculación eficiente. El área transversal del cono de alimentación que está

cercana a la parte superior del cono de alimentación es más pequeña, lo que aumenta la turbulencia. Esta región produce una alta energía de mezcla entre el agente de floculación y la lechada de alimentación. Después de producida la alta energía de mezcla, la lechada fluye hacia el cono de alimentación, donde el área transversal se agranda. Debido a este incremento del área transversal, la velocidad descendente disminuye, permitiendo así que las partículas floculadas entren en un suave contacto las unas con las otras sin producir ningún corte. Esta zona proporciona el tiempo necesario así como menor energía para el crecimiento de las partículas floculadas de mayor tamaño y de asentamiento más rápido.

La configuración del cono de alimentación constituye un segundo factor para el aumento de la eficiencia de asentamiento. La forma cónica del cono de alimentación crea un anillo con un área transversal menor entre la parte ancha del cono de alimentación y la pared del tanque. A medida que los efluentes y las partículas pequeñas o sub-floculadas se elevan a través de este anillo, éstos se aceleran provocando una mayor turbulencia en esta región. Dado que hay una cantidad relativamente pequeña de partículas en esta región, se requiere de una turbulencia alta para que las partículas choquen unas con otras y se aglomeren. A medida que el área transversal se agranda, la velocidad ascendente de las partículas disminuye hasta alcanzar un punto en el que la fuerza descendente de la gravedad es igual a la fuerza ascendente. En este punto, se forma una cama floculada inactiva que permite que las partículas se aglomeren más hasta alcanzar un tamaño lo suficientemente grande como para asentarse en el fondo del separador sedimentario.

Los anillos creados entre la sección inferior del cono de dilución y la pared del tanque también permiten obtener la eficiencia de floculación anteriormente descrita.

El separador sedimentario Ultrasep posee los siguientes componentes:

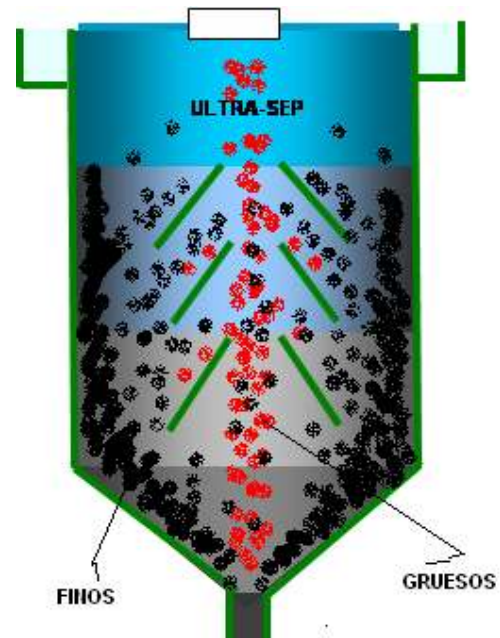
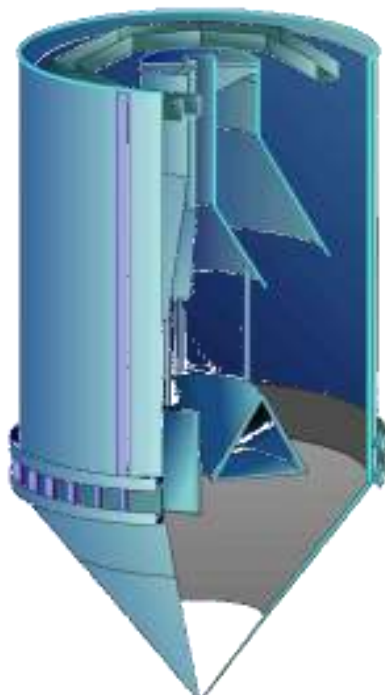
Pasadizo y escalera: Proporcionan acceso a la parte superior del tanque para la observación del proceso y mantenimiento del equipo.

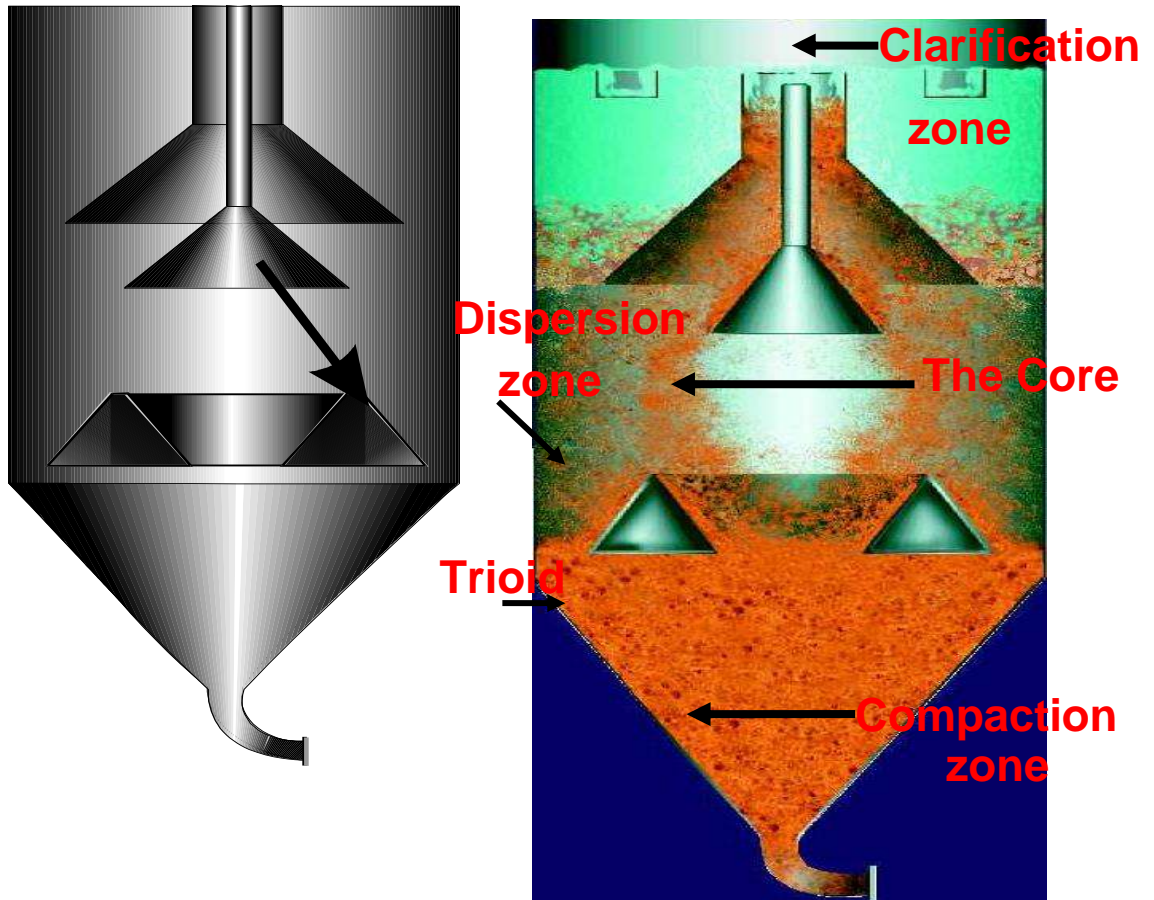
Cono de alimentación: Reduce la energía radial del flujo entrante y proporciona zonas turbulentas y calmadas para una floculación eficiente.

Cono de dilución: Proporciona una superficie inclinada para la consolidación eficiente de los sólidos así como un canal para la dilución de flujo adicional.

Cono toroidal: También proporciona una superficie inclinada para la consolidación eficiente de los sólidos. Previene la formación de un “rat hole” a medida que la lechada consolidada es retirada.

Vertederos: Los efluentes salen del tanque al rebosar los vertederos. Los vertederos permiten que los efluentes salgan del tanque de una manera uniforme y controlada.



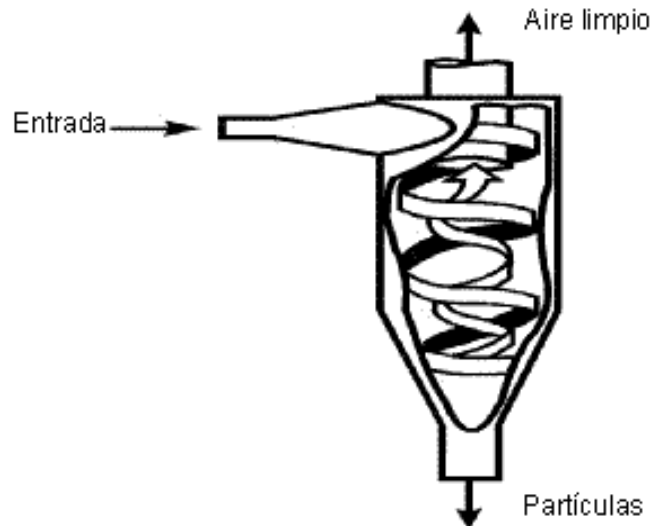


2.4.1 CICLONES

Los ciclones son uno de los equipos más empleados dentro de las operaciones de separación de partículas sólidas de una corriente gaseosa, además de poder emplearse para separar sólidos de líquidos. Su éxito se debe en parte a que son equipos de una gran sencillez estructural debido a que no poseen partes móviles y a que apenas exigen mantenimiento.

Además destaca el hecho de que, al hacer uso de fuerzas centrífugas en vez de gravitatorias, la velocidad de sedimentación de las partículas se incrementa en gran medida haciéndose más efectiva la separación.

Un separador ciclónico está compuesto básicamente por un cilindro vertical con fondo cónico, dotado de una entrada tangencial normalmente rectangular.



La corriente gaseosa cargada con las partículas sólidas se introduce tangencialmente en el recipiente cilíndrico a velocidades de aproximadamente 30m/s, saliendo el gas limpio a través de una abertura central situada en la parte superior.

Por tanto, se observa que el modelo de flujo seguido por el gas dentro de los ciclones es el de un doble vórtice. Primero el gas realiza una espiral hacia abajo y por la zona exterior, para después ascender por la zona interior describiendo igualmente una hélice.

Las partículas de polvo, debido a su inercia, tienden a moverse hacia la periferia del equipo alejándose de la entrada del gas y reuniéndose en un colector situado en la base cónica.

Se trata de un equipo muy eficaz a menos que la corriente gaseosa contenga una gran proporción de partículas de diámetro inferior a unos 10 μm . Aunque se puedan emplear ciclones para separar partículas con diámetros mayores de 200 μm , esto no suele ser muy frecuente ya que los sedimentadores por gravedad o los separadores por inercia resultan normalmente más efectivos y

menos sujetos a abrasión.



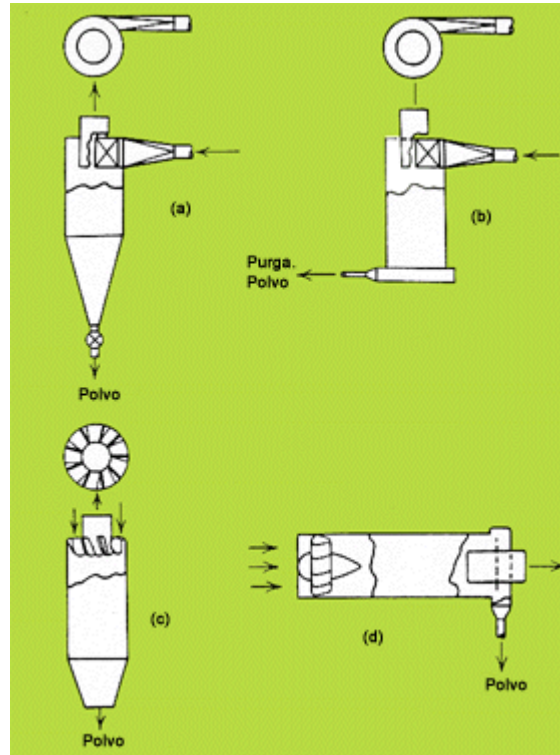
Se puede emplear tanto para gases cargados de polvo como de niebla, es decir, para pequeñas partículas líquidas.

TIPOS

Los ciclones convencionales se pueden encontrar en una gran variedad de tamaños y la entrada al equipo puede ser bien rectangular o circular.

Una forma de clasificar los distintos tipos se puede efectuar atendiendo a la manera en que se produce la carga y la descarga del equipo y otro modo sería en función de su eficacia:

De acuerdo a su disposición geométrica se distinguen los siguientes tipos de separadores ciclónicos:



(a)- entrada tangencial y descarga axial

(b)- entrada tangencial y descarga periférica

(c)- entrada y descarga axiales

(d)- entrada axial y descarga periférica

El principio de funcionamiento en el cual se basan estos tipos de ciclones es muy similar.

(a) Los ciclones de entrada tangencial y descarga axial representan el ciclón tradicional y, aunque se pueden construir con diámetros más grandes, lo más frecuente es que éstos se encuentren entre los 600 y los 915 mm.

(b) En los ciclones con entrada tangencial y descarga periférica, el gas sufre un retroceso en el interior del equipo al igual que ocurre en un ciclón convencional. Sin embargo, presenta el inconveniente de que el polvo no es eliminado en su totalidad de

la corriente gaseosa, aunque sí se produce una concentración del mismo.

(c) En los ciclones con entrada y descarga axial la diferencia fundamental se encuentra en que los diámetros son de menores dimensiones (entre 25 y 305 mm), con lo que gracias a esta característica su eficiencia es mayor aunque su capacidad es menor.

(d) Por otra parte, los ciclones de entrada axial y salida periférica proporcionan un flujo directo que es muy adecuado para conectarlos a fuentes de gran volumen, donde los cambios en la dirección del gas podrían ser un inconveniente.

Otra posible clasificación de los ciclones se puede realizar en función de su eficacia.

La eficacia de un ciclón está determinada en gran medida por su tamaño. Se ha comprobado que los ciclones de menor diámetro son los que proporcionan mejores eficacias en la separación de partículas. Asimismo se observa que la altura total del equipo también afecta a la eficacia, aumentando ésta con la altura.

Según este criterio se consideran los siguientes tipos:

- muy eficientes (98 - 99%)
- moderadamente eficientes (70- 80%)
- de baja eficiencia (50%)

Existen también los denominados hidrociclones que se encargan de separar las partículas sólidas de líquidos.

FUNCIONAMIENTO

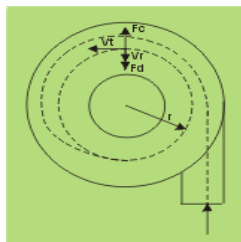
El gas se mueve en el interior del ciclón con una trayectoria de doble hélice. Inicialmente realiza una espiral hacia abajo, acercándose gradualmente a la parte central del separador, y a continuación se eleva y lo abandona a través de una salida central situada en la parte superior dejando atrás las partículas.

Una vez que el gas penetra tangencialmente en el equipo se distinguen dos zonas de características distintas de movimiento:

- En la zona próxima a la entrada del gas y en aquella más exterior del cilindro predomina la velocidad tangencial, la velocidad radial es centrípeta y la axial de sentido descendente. La presión es relativamente alta.
- En la zona más interior del cilindro, correspondiente al núcleo del ciclón y con un diámetro aproximadamente igual a 0,4 veces el del conducto de salida del gas, el flujo es altamente turbulento y la presión baja. Se da el predominio de la velocidad axial con sentido ascendente.

Estas dos zonas se encuentran separadas por el llamado cilindro ideal de Stairmand.

Por tanto, cualquier partícula se encuentra sometida a dos fuerzas opuestas en la dirección radial, la fuerza centrífuga y la de rozamiento. Ambas fuerzas son función del radio de rotación y del tamaño de la partícula, por esta razón las partículas de tamaños distintos tienden a girar en órbitas de radios distintos.



Como la fuerza dirigida hacia el exterior que actúa sobre la partícula aumenta con la componente tangencial de la velocidad, y la fuerza dirigida hacia el interior aumenta con la componente radial, el separador se debe diseñar de manera que la velocidad tangencial sea lo más grande posible mientras que la velocidad radial debe ser lo más pequeña posible.

Donde:

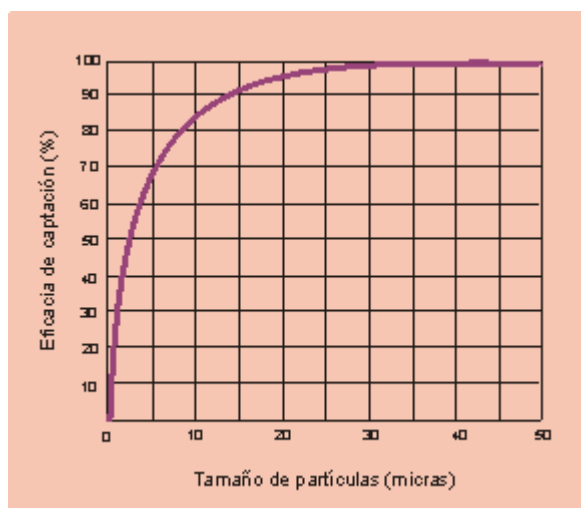
- F_c : fuerza centrífuga
- F_d : fuerza de rozamiento
- V_t : velocidad tangencial
- V_r : velocidad radial
- r : radio de la órbita

Existe una órbita de diámetro $0,4D_e$ (siendo D_e el diámetro del cilindro concéntrico de salida de los gases), conocida como cilindro ideal de Stairmand, que separa la zona en la cual las partículas van a ser capturadas de aquella en la que los sólidos escapan junto con el gas.

Si la partícula sigue una trayectoria cuya órbita se encuentra dentro del cilindro de Stairmand y con una componente axial ascendente, la partícula abandonará el ciclón sin ser retenida. Si en caso contrario la órbita es exterior a este diámetro $0,4D_e$, entonces la componente axial será descendente y la partícula acabará depositándose en el fondo del ciclón.

MECANISMO DEL FUNCIONAMIENTO DE UN SEPARADOR CICLÓNICO

En cuanto a la eficacia, los ciclones son equipos muy eficaces. Sin embargo se observa que partículas de tamaño menor que el mínimo calculado son capturadas mientras que otras de mayor tamaño salen con el gas. Esto indica que existen otros factores que interfieren en la captura de las partículas, como colisiones entre las partículas y turbulencias que pueden afectar a la eficacia del ciclón. Así se tiene una curva con distintos valores de eficacia para cada diámetro.



Son capaces de soportar condiciones de operación extremas, de esta forma las temperaturas pueden alcanzar los 1000°C y presiones de hasta 500 atm.

Para un buen funcionamiento del ciclón se debe garantizar que la salida de las partículas se lleve a cabo con una cierta estanqueidad. Se debe impedir que el aire exterior penetre en el interior del ciclón provocando la dispersión de las partículas ya depositadas.

CALCULO

Los parámetros clave en el diseño de un ciclón son la eficiencia y la pérdida de carga.

Hasta ahora no se ha conseguido definir de manera teórica exacta el funcionamiento de un ciclón. La mayoría de las aproximaciones se hallan en la determinación del diámetro de partícula crítico, es decir, aquel diámetro a partir del cual todas las partículas mayores serían retenidas.

Estas aproximaciones establecen ciertas suposiciones relativas al modelo de flujo del gas y a la trayectoria seguida por las partículas en el interior del ciclón.

De esta manera surge la siguiente ecuación, conocida como ecuación de Rosin-Rammler, que es bastante exacta para la estimación de la eficacia de los ciclones. En ella se supone que la corriente de gas realiza un determinado número de vueltas a una velocidad constante e igual a la de la entrada de la corriente gaseosa en el ciclón, sin considerar turbulencias ni efectos de mezclado.

La eficiencia se define a partir del diámetro de corte que equivale a aquel diámetro para el que la curva de eficiencia tiene un valor del 50%. Este valor constituye una medida del tamaño de las partículas capturadas.

$$D_{\text{corte}} = \left[\frac{9W_i u}{2\pi N V_c \rho_{\text{part}}} \right]^{1/2}$$

Donde:

W_i es una dimensión que representa el ancho de la entrada al ciclón (en la figura aparece como B_c), suele ser función del diámetro del ciclón.

N es el número de vueltas que el gas realiza alrededor del ciclón antes de que salga del área de captura, normalmente se toma $N=5$.

V_c es la velocidad del gas en la admisión del ciclón.

A partir de aquí se puede expresar el rendimiento con la siguiente ecuación, que representa de manera satisfactoria los datos experimentales.

$$n = \frac{(D/D_{\text{corte}})^2}{1 + (D/D_{\text{corte}})^2}$$

Por otro lado, la pérdida de carga se puede representar por la siguiente ecuación:

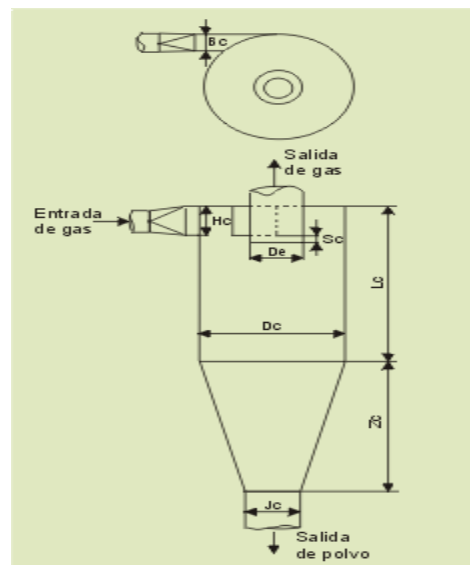
$$\Delta P = K \left(\frac{\rho_{\text{gas}} V_c^2}{2} \right)$$

K es un parámetro cuyo valor suele ser normalmente igual a 8.

La velocidad típica en la admisión de un ciclón suele ser de 15-20 m/s. Esta velocidad se establece por motivos de pérdida de carga, para vencer la pérdida de carga existente se recurre a un ventilador o soplante. Existen dos posibilidades de colocación del ventilador: bien en impulsión o bien en aspiración, colocándolo antes del ciclón en la primera opción o bien tras el ciclón en la segunda opción.

Lo normal es que las dimensiones de un ciclón guarden unas determinadas relaciones entre sí como muestra la figura siguiente:

$B_c = D_c/4$
$D_e = D_c/2$
$H_c = D_c/2$
$L_c = 2D_c$
$S_c = D_c/8$
$Z_c = 2D_c$
Jc arbitrario, normalmente $D_c/4$

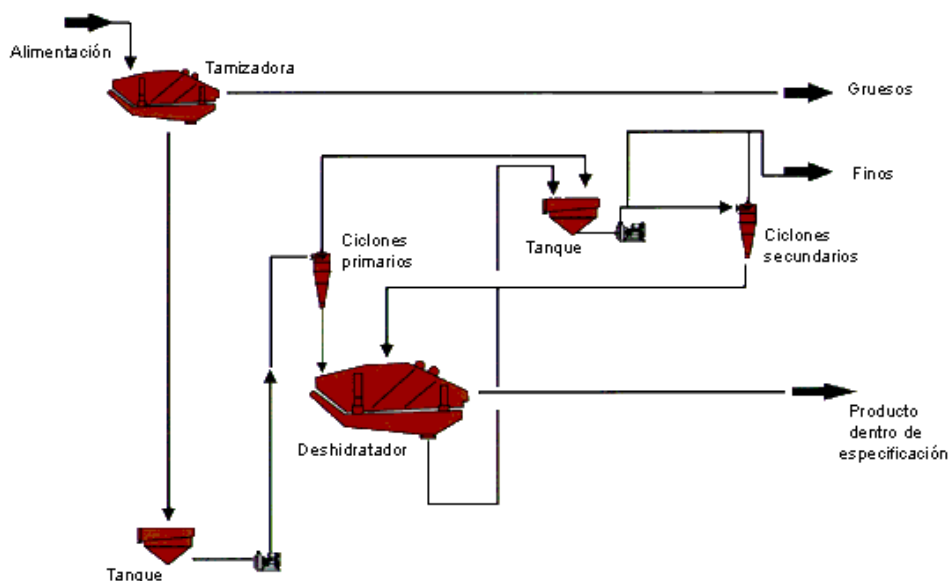


APLICACIONES

En general sus aplicaciones son muy parecidas a las de los filtros de mangas.

Los ciclones se pueden emplear también como equipos de limpieza previos a los filtros de mangas y cuentan con la ventaja de que pueden ser diseñados para tratar con un rango de condiciones químicas y físicas más amplio que cualquier otro equipo de captación de partículas.

El siguiente esquema muestra una instalación para separar partículas de distintos tamaños y seleccionar aquel tamaño que interesa y que cumple las especificaciones requeridas:

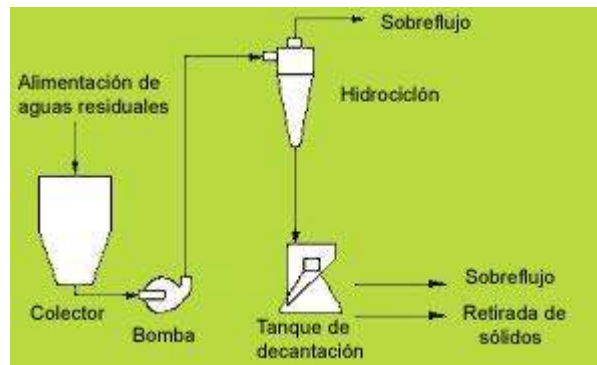


Los ciclones se pueden disponer bien en serie, buscando una mejor separación de los sólidos, o bien en paralelo si se ha de hacer frente a grandes caudales.

Se suelen emplear para el control de la contaminación del aire de determinadas fuentes, tales como plantas generadoras de

electricidad a partir de combustibles fósiles, en hornos de tostación, refinerías petrolíferas, molinos de pasta de papel e incineradores.

Entre las aplicaciones de los ciclones hay que destacar también las de los hidrociclones, muy utilizados por ejemplo para la depuración de aguas residuales y en otros sistemas de lavado.



Empleo de un hidrociclón para la depuración de aguas residuales.

FLOCULANTES

Cuando de espesar partículas muy finas y lamosas (ej.: algunos relaves, pulpas de cianuración etc.) o alternativamente, cuando la superficie del espesador este subdimensionada (tal vez por cambio de parámetros de operación o por un aumento de producción), se suele agregar a la pulpa ingresante un reactivo denominado floculante.

Los floculantes son polímeros de alto peso molecular cuya función es neutralizar las cargas del mismo signo que hace que las partículas finas se repelan. De esta manera las partículas entran en contacto y se adhieran alrededor de las partículas gruesas aglomerándose y sedimentándose.

IMPORTANTE

Los floculantes deben agregarse como soluciones muy diluidas en forma gradual, por etapas, para evitar la formación de coágulos. Además es necesario usarlos en dosificaciones mínimas también por razones de costo y evitar excedentes en el agua que eventualmente puede retornar a la flotación.

2.4.2 FILTROS

En la gran mayoría de plantas concentradoras, la filtración es la última etapa de separación sólido/líquido a llevarse a cabo, previo al embarque por camión hacia la fundición o al puerto marítimo para transporte a ultramar.

Teniendo presente que el propósito de la filtración es preparar el producto para transporte terrestre o marítimo, antes que para algún tratamiento ulterior de pirometalurgia o hidrometalurgia, cabe determinar la humedad residual óptima, que arroja costo mínimo y máxima seguridad de transporte. (ej.: mínimo peso muerto, sin riesgo de oxidación espontánea ni desplazamiento tixotrópico del material en las bodegas de camiones o barcos) y además mínimas pérdidas por polvo durante manejo y transporte.

Esta operación que separa sólidos de líquidos utiliza un medio poroso que retiene el sólido pero permite pasar al líquido y la selección del equipo apropiado depende de varios factores. En cualquiera de los casos se forma gradualmente una torta de filtro (CAKE) sobre el medio poroso.

TIPOS DE FILTRACIÓN

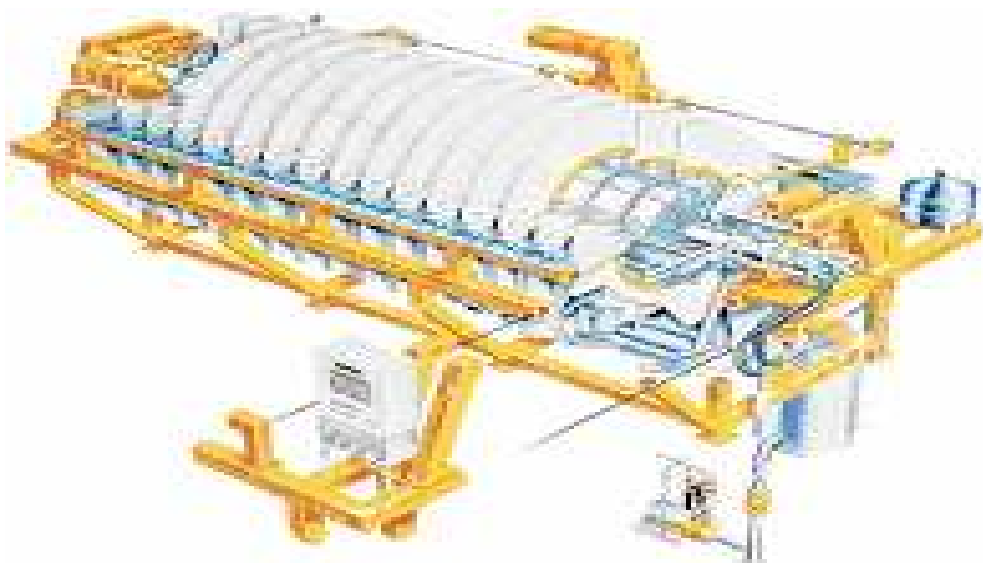
- Filtración al vacío
- Filtración a presión

Adelantaremos que en cuanto a la fuerza para efectuar la filtración a través del medio filtrante y del cake de sólidos, es más débil el vacío (que solamente alcanza a una fracción de la atmósfera sobre todo en la región andina, donde la presión atmosférica se encuentra fuertemente reducida por efectos de la altura); siendo mayor la presión y la fuerza centrífuga, que puede llegar a varias atmósferas.

FILTROS DE VACÍO



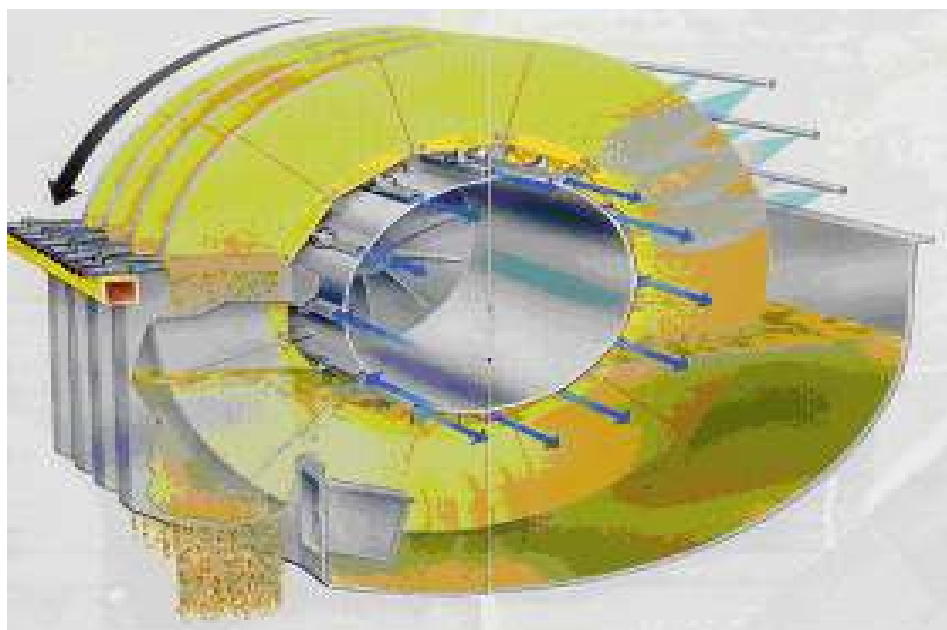
FILTROS DE DISCOS AL VACÍO



ESQUEMA DE UN FILTRO DE DISCOS

Una válvula que constituye el corazón del equipo conecta dichos tubos con una fuente de vacío y con un compresor angular. Están bajo vacío mientras se encuentran en contacto con la pulpa y con aire comprimido en el instante de descargar el cake filtrado.

El vacío que se logra a nivel del mar es de unos 20" Hg, pero a 4 000 – 5000 m. de altura, solamente se alcanza los 2/3, es decir 13" - 15" Hg.

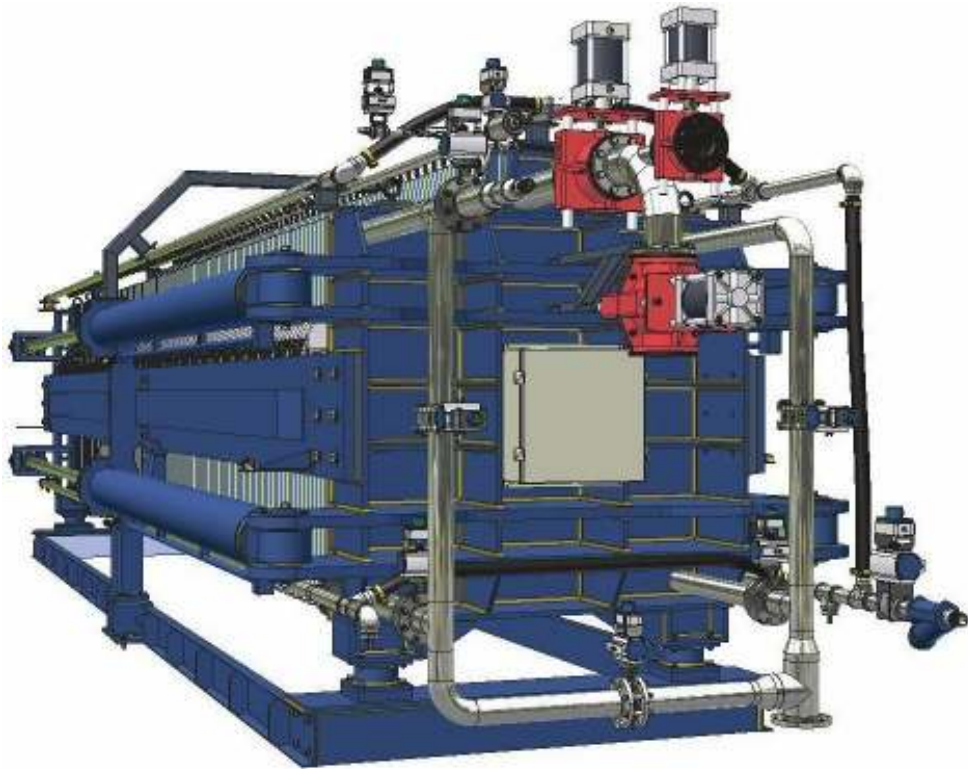


Los filtros de disco tienen la gran ventaja de ser compactos (ya que normalmente, posee varios discos en paralelo, en un solo estanque) pero que padece con otros filtros de problemas de desprendimiento del cake (que requiere chorros de aire comprimido y un par de cuchillas), de una válvula sensitiva de vacío y de desgaste de los sectores de lona del filtro.

El vacío que se logra en plantas ubicadas a unos 4 000 a 5 000 m sobre el nivel del mar, equivale en promedio a unos 2/3 del vacío

alcanzado prácticamente a nivel del mar, que es de unas 20 pulg. De mercurio. En la altura de las plantas de la sierra, se llega en forma práctica solamente a unas 13 a 15 pulg. de Hg.

FILTROS A PRESIÓN



Los filtros a presión producen, por lo general, cakes con humedeces inferiores a los filtros de vacío. Su aplicación se extiende especialmente al campo de la hidrometalurgia e industrias químicas, pero en cuanto al desaguado de concentrados minerales, se los emplea para productos lamosos cuya filtración al vacío resulta en cakes con grado de humedad excesivamente elevado.

Mientras que los filtros de vacío actúan con gradientes de presión máximas de 1 atmósfera (o menos, en plantas situadas a altura), los filtros a presión actúan con fuerzas varias veces mayores.

La mayor parte de estos filtros opera en forma discontinua y actúan con presiones más altas que una atmósfera, por lo que su velocidad de filtración es superior, hasta que se obstruyen los poros del cake.

Su construcción mecánica es más sencilla y robusta que la de los filtros al vacío, pero tienen el inconveniente de una capacidad reducida por lo que son discontinuos.

En la mayoría de los filtros de presión son discontinuos (filtros prensa), con el inconveniente de necesitarse una multitud de unidades de capacidad reducida por la falta de continuidad y al mismo tiempo requerir un estanque intermedio, acumulador y alimentador de pulpa.

Para corregir, aunque fuera parcialmente, estos inconvenientes, los fabricantes han automatizado los filtros prensas más modernos. Ej. Los ciclos de llenado – secado – abrir/descargar – lavar tela – cerrar y llenar de nuevo, etc. Pueden ser pre-programados y ejecutados mecánicamente sin intervención personal.

Uno de los modelos más perfeccionados de filtros prensa automáticos, es fabricado por LAROX, Finlandia. Sin embargo a pesar de las aparentes ventajas mecánicas y metalúrgicas del filtro LAROX, su costo elevado no ha permitido una implantación generalizada y hasta el momento solamente algunas plantas han adoptado dicho modelo. Posiblemente nuevos adelantos y costos más razonables permitirán su aplicación más extensa en el futuro.

CARACTERÍSTICAS:

DATOS GENERALES:

Tipo: Placas Mixtas (membranas y rígidas)

Modelo FPC-CLMX-60/2000/32/7098

Operación Estacionaria

DIMENSIONES DEL FILTRO

Largo: 13,806 mm.

Ancho: 3,220 mm.

Altura: 3,480 mm.

Peso aprox. : 48,000 Kg.

DATOS DE OPERACIÓN Y PROCESO:

Producto Relave de Flotación

Sólido seco a Producir 600 TMSD

PH 9 - 10

Temperatura de Trabajo 5 °C a 28 °C

Densidad ideal de la Pulpa 1.800 Kg/L a 1.900 Kg/L

% de sólidos en el Pulpa 69%

Humedad máxima en la torta 11.2%

Número de cámaras 60

Espesor Inicial de la torta 40 mm.

Espesor de torta después de aplicar el Inflado de Membranas
32 mm.

Periodo de Operación diario 24 H/día

Duración Cantidad de 1 Ciclo de Filtración d de ciclos / día 28.6
min/ciclo 50

Factor de Inflado de Membranas 0.8

Presión de Trabajo 8.0 bar

de aire de Secado 5.0 bar

Presión de Alimentación: 5.5 bar

Producción por Ciclo 13,500 Kg aprox.

Producción por Día 670,339 Kg aprox.

Volumen de sólidos por Ciclo 6,159.60 Lt.

Gravedad específica del Sólido 2.7

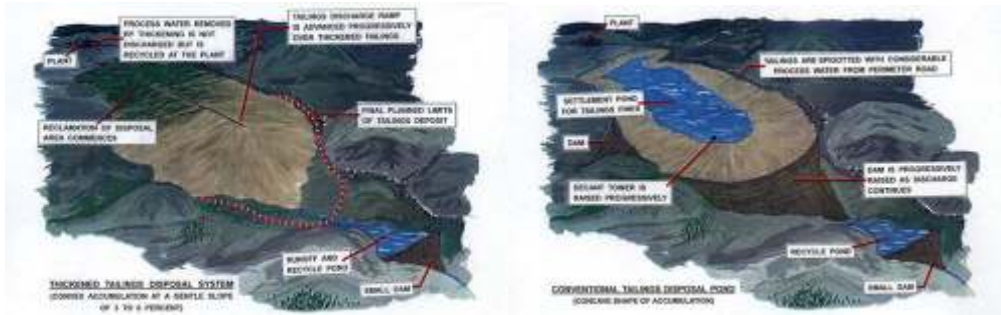
Superficie Filtrante 387.6 m²

Volumen Total Inicial del Filtro 6160 Lt.

2.5 DIFERENCIA FILOSÓFICA ENTRE LA DISPOSICIÓN CONVENCIONAL DE LOS RELAVES y EL TTMS.

Una alternativa a la disposición convencional de los tizones

La disposición espesada de los tizones (TTD) fue introducida por el Dr. Eli Robinsky en 1968 para reducir las consecuencias para el medio ambiente negativas que se asocian al convencional, o tradicional, acercamiento a la disposición de los tizones de la mina. Por razones filosóficas los nuevos dueños utilizan el término el sistema de gerencia espesado de los tizones (TTMS), en lo referente a la “administración” y los “sistemas” se acercan a los artes y a la ciencia de las soluciones de la ingeniería para los tizones. La puntería primaria del TTMS es crear un canto o una colina autosuficiente de tizones, y reducir al mínimo así el requisito para confinar las presas y eliminar la charca sobrepuesta convencional. En la mayoría de los casos, el sistema permite los tizones que el área a ser así como el minar progresivamente reclamado continúa.



Diferencia filosófica entre la disposición convencional y el TTMS

En el sistema convencional las características de tizones son fijadas por la planta de proceso y todos los diques y “control que confinan estructura” en el área de la disposición se deben dirigir para soportar las fuerzas y las condiciones impuestas por la naturaleza.

El TTMS toma un acercamiento enteramente diverso.

En el TTMS las características de tizones y su colocación se dirigen para satisfacer la topografía natural no estructurada del área de la disposición - un acercamiento mucho más seguro y más amistoso al ambiente.

Artículos a considerar en comparaciones de costes

El coste de instalar el espesamiento adicional requerido para un TTMS implica sobre todo la adquisición del equipo del espesamiento que ha experimentado mejoras y reducciones de costes tecnológicas significativas durante los 8 a 10 años pasados. Esto compra un sistema de la disposición que pueda ser reclamado progresivamente, así como minando continúa, y puede concluir con una solución del bajo costo en el encierro. Mientras que el uso del sistema convencional continúa requiriendo las presas costosas grandes, una descarga más grande y reciclando tuberías y las instalaciones de bombeo, los gastos de explotación del colmo en colocar líneas de la espita de nuevo, y presa que levanta operaciones. Finalmente, el sistema convencional con su charca

líquida sobrepuesta grande requiere gastos significativos para para ser reclamado de una manera conveniente

DISPOSICIÓN CONVENCIONAL CONTRA LA DISPOSICIÓN ESPESADA DE LOS RELAVES

Disposición convencional



El acercamiento “convencional” es construir las presas el confinar o del perímetro en un valle o un área plana para crear un lavabo que se suponga al último en perpetuidad. Los relaves, que contienen a menudo el agua de proceso mucha, se descargan continuamente de la impianto del mineral en el lavabo, donde deciden en una estructura muy floja como fango del lago-fondo. A pesar de los muchos derramamientos de los tizones y faltas de la presa que todavía están ocurriendo, ha habido poca evolución del sistema convencional, salvo que la construcción de la presa está recibiendo más atención. Sin embargo, esto no ha parado las faltas.

CARACTERÍSTICAS NEGATIVAS DE LA DISPOSICIÓN CONVENCIONAL

Las características críticas principales del más viejo o “convencional” sistema de la disposición son la presencia de las presas altamente vulnerables construidas de unconsolidated los tizones, la presencia de un depósito extremadamente flojo de tizones, y de una charca que coloca sobrepuesta que promueva la filtración hacia abajo y en el ambiente circundante y no permiten que los tizones consoliden por la sequedad. La razón por la que es la falta de una presa

“convencional” de los tizones así que desastrosa ambientalmente no es tanto la presa sí mismo pero el hecho de que la presa conserva una masa de extremadamente flojo unconsolidated tizones y el agua mucha, o líquido del proceso. Si la presa falla, la opinión debido a los temblores de tierra, construcción pobre, o inspección y mantenimiento inadecuados, el contenido licueface totalmente como los tizones y el líquido de proceso atraviesa la abertura. En este estado líquido pueden fluir muchas millas río abajo. Si la presa sí mismo fue construida del material de los tizones, al igual que a menudo el caso, licuefará y ensamblará también el flujo.

CONSOLIDACIÓN DE LOS TIZONES PARA UN TTMS

Para adoptar el TTMS, los tizones se deben consolidar para permitirte apilar en una cuesta. Esto se puede hacer por el retiro la mayor parte de del agua de proceso que se ha utilizado en la separación del mineral de los tizones. Esto es logrado pasando los tizones a través de los thickeners de alta densidad. La mayor parte del agua de proceso se saca los thickeners y se recicla nuevamente dentro de la planta. El proceso del espesamiento debe ser suficiente cambiar los tizones y el agua de proceso de una mezcla a una no-segregación, pero pumpable, mezcla.

COMPORTAMIENTO DE RELAVES ESPESADOS



Cuando los tizones se lanzan, a pesar de su consistencia pesada y así de gran viscosidad, flujo inmóvil, sin la segregación. El flujo para eventual en una cuesta apacible. La cuesta es controlada por el grado de espesamiento. La puntería es lograr una cuesta de 2 a 6

por ciento (1.1° a 3.4°) en climas moderados. Tales cuestras son suficientemente apacibles evitar la erosión excesiva, con todo proporcionan el buen drenaje para el revegetation futuro. Una de las punterías del sistema es proporcionar suficiente área superficial durante la deposición para permitir secarse de los tizones descargados, así consolidándolos considerablemente. En condiciones climáticas muy secas incluso las cuestras más escarpadas pueden ser contempladas. La característica de la no-segregación de tizones espesados es también responsable de enlazar las partículas de los tizones, en el estado mojado y después de la desecación, así reduciendo potencial de la erosión y el sacar el polvo.

TTMS ES ACEPTABLE EN CUALQUIER TOPOGRAFÍA

Los vertederos de los tizones pueden consistir en los valles o el terreno plano en alguna parte en la vecindad de la planta de proceso. Para formar un depósito de los tizones que se inclina en un valle los tizones espesados serían descargados en el jefe del valle o a lo largo de una de las colinas laterales. La mezcla pesada fluiría abajo del valle hasta que encuentra un aplanador de la cuesta que es poseer, o alternativamente, hasta que es parada por una presa pequeña. En terreno plano los tizones espesados serían descargados de una rampa o de una torre artificial, dando por resultado un canto o un cono de tizones, respectivamente. Solamente un dique bajo del perímetro se requiere para dirigir la precipitación y una cantidad pequeña de agua de proceso sacada a una charca, establecida idealmente más allá de los límites del depósito de los tizones, para reciclar. Típicamente, debido a el espesamiento, tal voluntad 1/3 de recepción únicamente de la charca de la cantidad de agua de proceso que fluye a las charcas convencionales.

2.6 COAGULACIÓN Y FLOCULACIÓN

Cuando de espesar partículas muy finas y lamosas (ej.: algunos relaves, pulpas de cianuración etc.) o alternativamente, cuando la superficie del espesador este subdimensionada (tal vez por cambio de parámetros de operación o por un aumento de producción), se suele agregar a la pulpa ingresante un reactivo denominado floculante.

Los floculantes son polímeros de alto peso molecular cuya función es neutralizar las cargas del mismo signo que hace que las partículas finas se repelan. De esta manera las partículas entran en contacto y se adhieran alrededor de las partículas gruesas aglomerándose y sedimentándose.

IMPORTANTE

Los floculantes deben agregarse como soluciones muy diluidas en forma gradual, por etapas, para evitar la formación de coágulos. Además es necesario usarlos en dosificaciones mínimas también por razones de costo y evitar excedentes en el agua que eventualmente puede retornar a la flotación.

CAPITULO III

PARTE EXPERIMENTAL

3.3. ANTECEDENTES

La planta de sulfuros procesa el mineral (calcopirita principalmente) que proviene de la Mina Bolívar, San Martín perteneciente a la Sociedad Minera CATALINA

3.3.1. UBICACIÓN Y ACCESO DEL YACIMIENTO

La Unidad Minera CATALINA HUANCA SAC. Con su Planta Concentradora “San Jerónimo” se ubica en las estribaciones orientales de la Cordillera Occidental de los Andes del centro del país, políticamente se encuentra en el anexo de Raccaya , Distrito de Canarias Provincia de Víctor Fajardo departamento de Ayacucho, bajo los siguientes coordenadas geográficas

Altura máxima : 3500 m.s.n.m.

Altura más baja : 3300 m.s.n.m.

3.3.2. ANTECEDENTES

La planta de sulfuros procesa el mineral (calcopirita principalmente) que proviene de la Mina Bolívar, San Martín perteneciente a la Sociedad Minera CATALINA HUANCA S.A.C.

3.3.3. VÍAS DE ACCESO

El asiento minero es accesible, desde la ciudad de Lima, de la siguiente manera:

Lima - Nazca - Pampa Galeras - Mina : 715 km.

Lima – Pisco – Huamanga – Cangallo – Huancapi –

Mina: 1022 km.

3.3.4. CLIMA Y VEGETACIÓN

Clima seco y frígido. Con dos estaciones bien marcadas: invierno, entre Diciembre y Marzo, con fuertes precipitaciones fluviales, verano de abril a noviembre con pleno sol y cielo azul de día y frígido por las noches descendiendo fuertemente la temperatura.

3.3.5. RECURSOS MINEROS

Según el estudio que realizaron los entendidos en la materia, la mina cuenta con una reserva para 20 años de producción bajo las actuales condiciones.

Reserva probada = 1'728.749 TM.

Reserva probable = 2'208.685TM

3.3.6. RECURSOS HUMANOS.

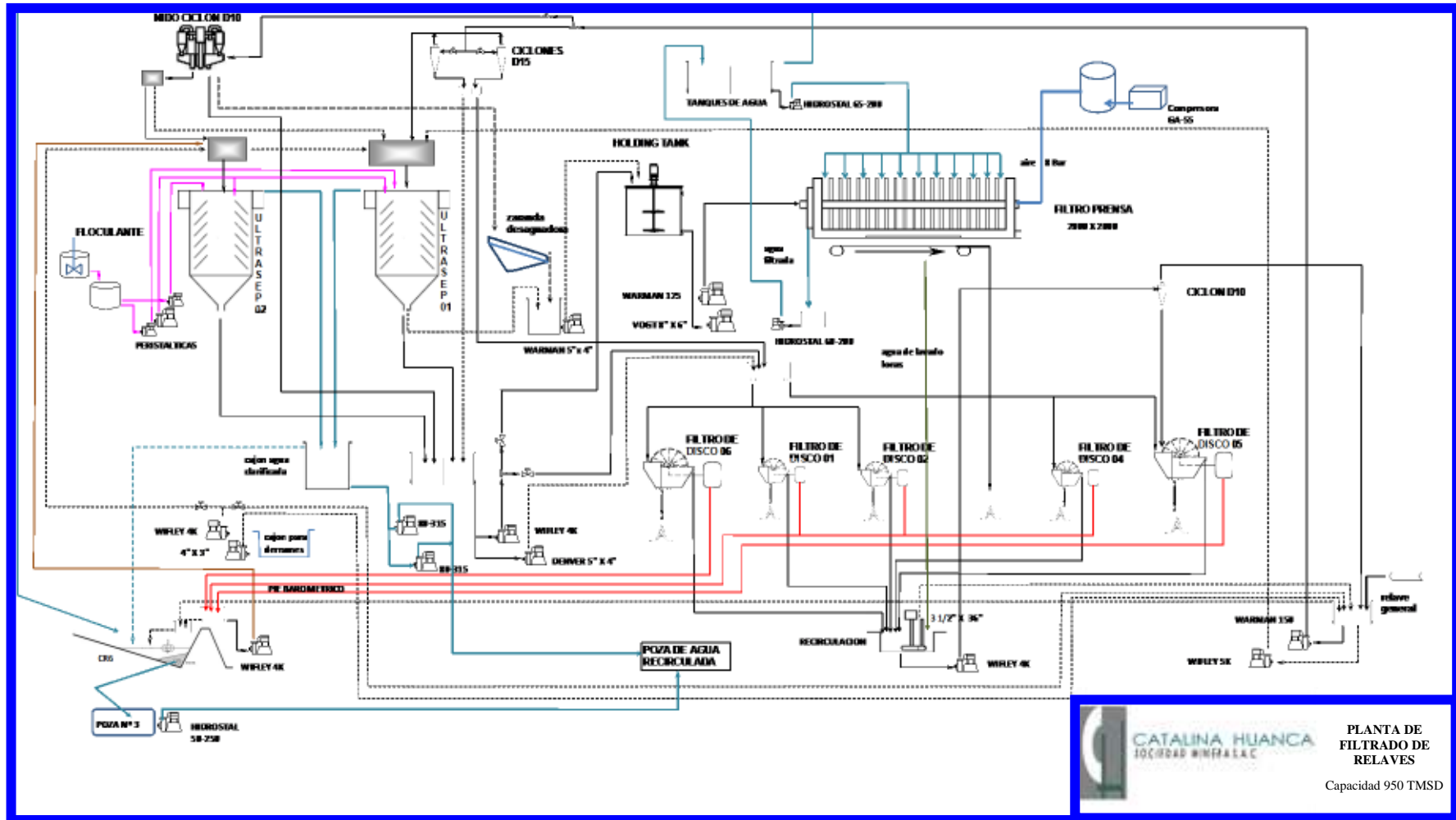
EL personal que labora en la Planta Concentradora, es aproximadamente en un 80% proveniente de Canarias y sus alrededores. Se cuenta asimismo con obreros de otros puntos del país, como Puno, Arequipa y Huaraz; quienes desarrollan trabajos específicos en la mina.

3.3.7. SERVICIOS AUXILIARES

Energía Eléctrica.-La Compañía Minera CATALINA HUANCA SAC compra la Energía Eléctrica requerida para sus operaciones de Luz del Sur S.A. Así como para el consumo doméstico, en la siguiente:

-	Planta Concentradora	750,000 kW – h (66%)
-	Mina	82,000 kW – h (7%)
-	Campamentos	130,000 kW – h (12%)
-	Talleres	13,000 kW – h (1%)
-	Pozos	155,000 kW – h (14%)
	Total :	1'130,000 Km – h(100%)

3.3.8. PLANO DE LA PLANTA DE FILTRADO DE RELAVES



PLANTA DE
FILTRADO DE
RELAVES
Capacidad 950 TMSD

3.4. CARACTERÍSTICAS DEL RELAVE

3.4.1. PROCEDENCIA

Los relaves provienen de la planta de concentración que recupera los minerales de plomo y zinc.

El relave de flotación de zinc ingresa a la planta de filtrado a una tasa de diseño de 1250 TMSD.

La tasa nominal es de 1050 TMSD.

3.3.2 GRANULOMETRÍA

El análisis granulométrico del relave filtrado se detalla se resume en la siguiente información:

3.3.3 ANÁLISIS GRANULOMÉTRICO DE MUESTRAS

ALIMENTO GENERAL - 200grs				
No. Mallas	Peso Gr.	% Peso	Acum.(+)	Acum.(-)
70	29.36	14.68	14.68	85.32
100	21.14	10.57	25.25	74.75
140	20.35	10.18	35.43	64.58
200	18.49	9.25	44.67	55.33
270	15.74	7.87	52.54	47.46
325	5.98	2.99	55.53	44.47
400	5.13	2.57	58.10	41.91
-400	83.81	41.91	100.00	-
TOTAL	200.00	100.00		

MUESTRA DE ALIMENTACION AL FILTRO - 200grs				
No. Mallas	Peso Gr.	% Peso	Acum.(+)	Acum.(-)
70	45.68	22.84	22.84	77.16
100	16.20	8.10	30.94	69.06
140	24.35	12.18	43.12	56.89
200	15.23	7.62	50.73	49.27
270	15.52	7.76	58.49	41.51
325	5.11	2.56	61.05	38.96
400	2.93	1.47	62.51	37.49
-400	74.98	37.49	100.00	-
TOTAL	200.00	100.00		

3.3.4 GRAVEDAD ESPECÍFICA

La gravedad específica de los sólidos del relave fresco fue proporcionada por Catalina Huanca y corresponde al valor de 2.71.

PROYECTO	Pruebas de Caracterización de Relaves
PROYECTO NO	TM-551
CLIENTE	Catalina Huanca S.A.C
PREPARADO POR	CVV / LMLT
FECHA	19/06/2008
REV N°	1

Muestra ID	G.E. (25°C)
MUESTRA 1	2.89
MUESTRA 2	2.98
MUESTRA 3	2.99
MUESTRA 4	2.76
MUESTRA 5	2.79
MUESTRA 6	2.67
MINERAL(GRANZA MOLINO)	2.88
DESMONTE A	2.80
DESMONTE B	2.63

METODO:
 G.E : IC-LAB-33
 MINERALES: DETERMINACION DE GRAVEDAD ESPECIFICA - METODO DEL PICNOMETRO

3.5. PRUEBAS DE LABORATORIO

1.4.1 PROCEDENCIA:

Los relaves Ultra finos producidos por planta concentradora, constituyen un problema residual en Planta de Filtrado de Relaves, debido a que este material es de difícil filtrabilidad, logra pasar a través de los medios filtrantes (lonas), constituyendo un recirculante, que satura el sistema de finos, teniendo que evacuarlos hacia las canchas de relaves, ocasionando el llenado de estas.

1.4.2 PREPARACIÓN DE LAS MUESTRAS

Catalina Huanca Sociedad Minera S.A.C. en conjunto con Golder Associates Perú S.A. (GAPSA) han analizando una nueva alternativa de filtración de los relaves provenientes del proceso de concentración por flotación de su planta de beneficio. El circuito de filtración actualmente empleado no cumple con las exigencias que requiere la mina para su producción, produciendo paralizaciones en la planta de concentración de minerales. A esto se suma la limitada capacidad de almacenamiento de los relaves filtrados, los cuales, debido a problemas con el porcentaje de humedad, ocupan un área mayor a la destinada.

Los ensayos de filtración a nivel laboratorio fueron realizados en Cidelco por Ingenieros de Catalina Huanca Sociedad Minera S.A.C. y fueron supervisados por Golder Associates Perú S.A.

El desarrollo de los diseños de la planta de filtrado de relaves han sido realizados por el equipo de trabajo de las oficinas de Golder Associates Perú S.A. en Lima y en coordinación con ingenieros de Catalina Huanca Sociedad Minera S.A.C.

1.4.3 PRUEBAS DE SEDIMENTACIÓN

PRUEBA EN LABORATORIO CON FLOCULANTES DE BAJO PESO MOLECULAR Y MUESTRAS NUEVAS PARA BAJAR LA HUMEDAD EN EL FILTRADO.”

LUGAR

Las pruebas se realizaron en los laboratorios de la planta de relaves de la planta Concentradora de Catalina Huanca.

OBJETIVOS.

- Realizar pruebas de sedimentación comparativas del floculante usado actualmente con los floculantes nuevos que se tiene y ver si alguno de ellos ofrece mayor velocidad de sedimentación.
- Probar con la pulpa de relaves (ingreso y salida del ultrasep) los floculantes que tienen bajo peso molecular o cadena corta para bajar la humedad en el filtrado.

MECÁNICA DE PRUEBA.

Prueba en vasos para seleccionar los mejores floculantes que presentan mayor velocidad de sedimentación y mejor claridad para luego realizar la prueba en probetas y con la pulpa sedimentada realizar la prueba de filtrado.

CARACTERÍSTICAS DEL RELAVE DE PLANTA

Tonelaje que pasa por el Ultrasep	1200 TM / día
Ph	8.5
Densidad de pulpa ingreso a Ultrasep	1120-1100 gr./ Lt.
Gravedad específica	2.7

% Sólidos	14-15%
Densidad de pulpa descarga a Ultrasep	1390-1480 gr./Lt.
Dosis de Floculante por Tonelada	14-15 ppm
Concentración de Floculante	0.07%
Floculante que se usa en relave	AR-2705

RESULTADO DE PRUEBAS.

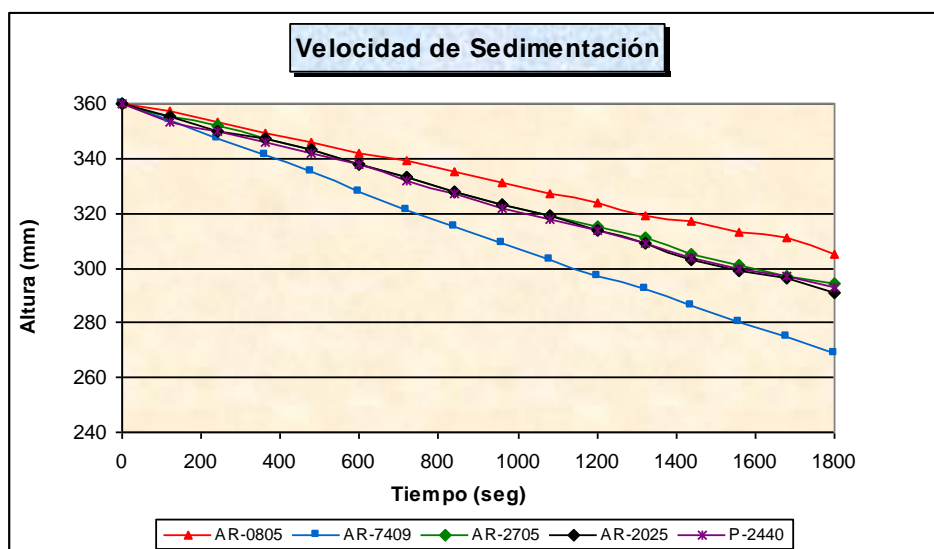
PRUEBA DE SEDIMENTACIÓN

El descarte de los floculantes se realizó en prueba de vasos hasta seleccionar un número pequeño de floculantes, las cuales se realizaron en probetas para determinar el floculante que presente mayor velocidad del que se usa actualmente AR-2705; se tiene los siguientes resultados.

1.4.4 PRUEBAS DE SEDIMENTACIÓN N° 1

Se preseleccionaron los siguientes floculantes AR-0805, AR-7409, AR-2025, AR-2511 AR-3105 AR-2307 y P-2440.

Grafica N° 1



Valores de turbidez

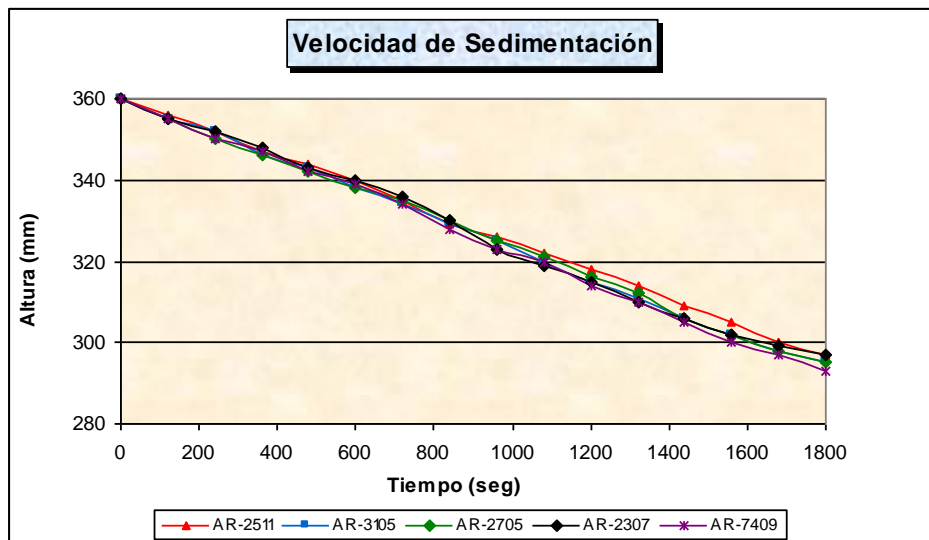
Claridad de la Solución Recuperada					
Floculante	AR-0805	AR-7409	AR-2705	AR-2025	P-2440
ppm	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0
NTU	80.8	40.2	51.9	81.4	48.9

De esta prueba podemos decir que el floculante que presenta mayor velocidad de sedimentación y mejor claridad es el AR-7409.

1.4.5 PRUEBAS DE SEDIMENTACIÓN Nº 2

Se realiza la prueba con los demás floculantes repitiendo en la serie los mejores floculantes de la prueba anterior y adicionando los demás floculantes que salieron en la preselección, teniendo los siguientes resultados:

Grafica Nº 2



Valores de turbidez

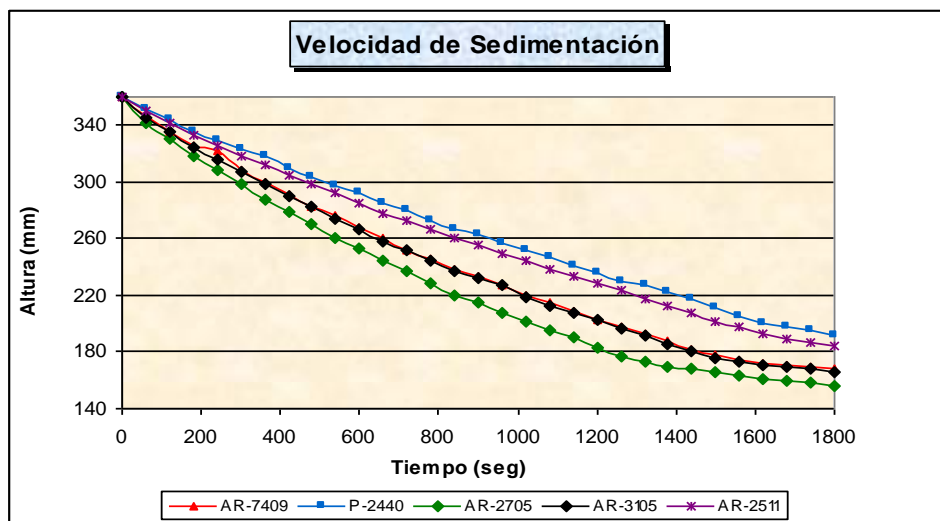
Claridad de la Solución Recuperada					
Floculante	AR-2511	AR-3105	AR-2705	AR-2307	AR-7409
ppm	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0
NTU	53.1	43.7	49.7	58.3	44.0

De esta prueba podemos decir que los floculantes que presentan una mayor velocidad de sedimentación y mejor claridad son el AR-7409 y el AR-2705.

1.4.6 PRUEBAS DE SEDIMENTACIÓN Nº 3

En esta prueba se selecciona los mejores floculantes de las dos pruebas anteriores y se incluye el P-2440 (de muy bajo peso molecular) teniendo los siguientes resultados.

Grafica Nº 3



Valores de turbidez

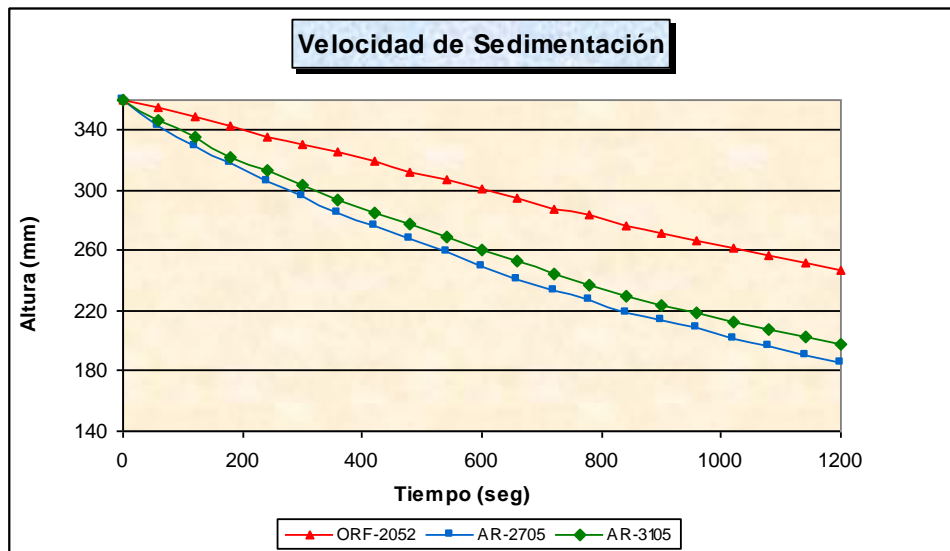
Claridad de la Solución Recuperada					
Floculante	AR-7409	P-2440	AR-2705	AR-3105	AR-2511
ppm	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0
NTU	83.6	62.9	44.1	74.6	72.0

De esta prueba se concluye que el floculante que presenta mayor velocidad de sedimentación y mejor claridad es el AR-2705, floculante actualmente usado en planta seguido del AR-3105 con mejor claridad; vemos que el floculante P-2440 no presenta buena velocidad de sedimentación se probará con la pulpa under del ultrasep.

1.4.7 PRUEBAS DE SEDIMENTACIÓN N° 4.- PRUEBA FINAL COMPARATIVA

Para esta prueba se considera los mejores floculantes de la prueba anterior que nos dieron mayor velocidad y mejor claridad y se compara con un floculante que se realizó pruebas en planta Orifloc 2052, teniendo los siguientes resultados.

Grafica N° 4



Valores de turbidez

Claridad de la Solución Recuperada			
Floculante	ORF-2052	AR-2705	AR-3105
ppm	14.0	14.0	14.0
NTU	141.1	63.3	90.9

De esta prueba final podemos determinar que el floculante que presenta mayor velocidad y mejor claridad es sin duda el AR-2705 floculante actualmente usado en planta, seguido del floculante AR-3105.

1.4.8 PRUEBA Nº 1 DE FILTRADO

Estas pruebas se realizaron con la pulpa final de sedimentación de las pruebas en probetas, teniendo los siguientes resultados:

% de Humedad					
Floculante	AR-2705	P-2440	AR-7409	AR-3105	AR-2511
Dosis ppm	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0
% de Humedad	25.07	27.04	29.42	26.48	25.79

Podemos ver que con el floculante de cadena corta o bajo peso molecular P-2440 no se obtiene menor humedad en comparación con los demás floculantes de cadena larga.

***Prueba en vasos usando Coagulante y Floculante con la pulpa de ingreso al ultrasep.**

% de Humedad				
Coagulante	Sulf. Ferroso	Sulf. Ferroso	P-193	P-189
Dosis ppm	15.0	15.0	15.0	15.0
Floculante	AR-2705	AR-2705	AR-2705	AR-2705
Dosis ppm	7.5	15.0	15.0	15.0
% de Humedad	35.5	35.60	32.7	32.80

Como podemos observar no es posible trabajar con la pulpa de ingreso al ultrasep, lo mas adecuado sería trabajar con la pulpa de

ingreso a los filtros, que tiene alta densidad, la dosis mas adecuada de floculante para esta pulpa es solo la que presenta un corte no la que flocula.

*** Prueba en vasos con coagulante y solo floculantes de cadena corta y la que actualmente se usa en planta con pulpa de ingreso a los filtros.**

% de Humedad				
Coagulante	Sulf. Ferroso	-	-	-
Dosis ppm	15.0	0.0	0.0	0.0
Floculante	AR-2705	AR-2705	P-2440	P-2510
Dosis ppm	7.5	5.0	5.0	5.0
Peso de queque gr.	50.90	51.88	60.65	77.56
% de Humedad	25.4	24.0	23.0	25.0

De estas pruebas se concluye que trabajando con la pulpa de ingreso a los filtros y agregando floculante a una dosis de 5.0 ppm (dosis de corte) se consigue tener mayor absorción de queque al momento de filtrado y menor humedad, con el floculante P-2440 es la que se obtiene menor humedad, buena formación de queque y mayor absorción de la misma; el floculante AR-2705 también podría ser una buena alternativa; estas pruebas se realizaron con el Ing. Guillermo Erazo de laboratorio Metalúrgico.

1.4.9 PRUEBAS Nº 2 DE FILTRABILIDAD EVALUACIÓN DE FLOCULANTES

ORIFLOC 2054 VS AR 2705

En Relave Total

ORICA CHEMICALS PERU S.A.C., fabricante de los floculantes

ORIFLOC y a la vez representante exclusivo de la empresa **Ciba Specialty Chemicals**, uno de los principales productores de polímeros a nivel global, cuenta con sus líneas de floculantes y coagulantes (Zetag, Magnafloc y Magnasol) consisten en floculantes de alto peso molecular y coagulantes orgánicos de bajo peso molecular, basados principalmente en policrilamidas. Son usados para el tratamiento específico de efluentes industriales, manejo y tratamiento en separación sólido-liquido en procesos mineros-metalúrgicos. Se dispone de un amplio rango de grados Cationicos, Aniónicos y no-iónicos como también de formatos sólidos y líquidos.

OBJETIVOS

- Encontrar en pruebas a nivel laboratorio un floculante Orifloc mejor que el floculante AR- 2705(STD), en velocidad de sedimentación y en claridad.

FLOCULANTES EVALUADOS

Los floculantes evaluados en las pruebas de Sedimentación a nivel laboratorio fueron los siguientes:

AR- 2705(STD) (Actualmente en uso) y Orifloc 2054, AP-3116, etc.

Se tuvo como parámetros de evaluación; velocidad de Sedimentación, Turbidez del agua tratada y altura de lodos finales.

En el informe solo se muestra los resultados con el AR- 2705(STD) vs. Orifloc 2054

CONDICIONES DE LAS PRUEBAS

Datos de Relave en tratamiento:

1.-Relave total (entrada al espesador)

Densidad de Relave: 1,140 g/l

GE: 2.7

Concentración de Floculante: 0.05%

Dosis de Floculante: 25 g/tm de Relave

RESULTADOS

RELAVE FINAL

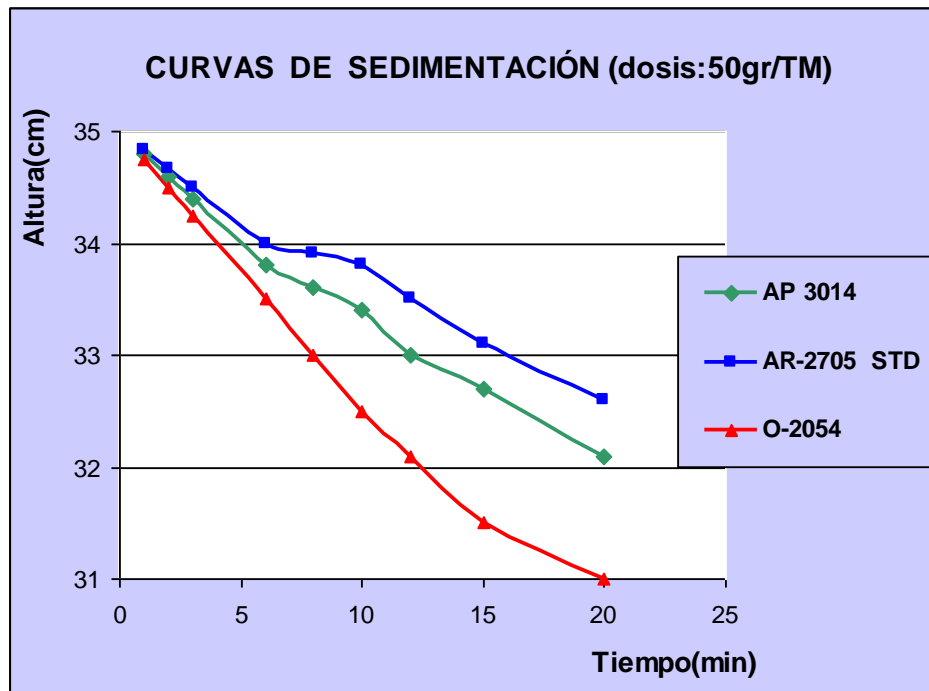


Grafico 01: Se nota con claridad la ventaja del floculante Orifloc 2054 Vs el AR- 2705(STD) con muestra de relave.

La velocidad de sedimentación y claridad en diferentes tiempos es mejor del floculante Orifloc 2054 que el floculante AR-2705(STD)

Dosis de floculante 50 g/TM					
Productos	Velocidad de Sed. (Cm./min.)	Turbidez (NTU) 10 min	Turbidez (NTU) 20 min	Turbidez (NTU) 30 min	Incremento de Vel. De Sed. %
AP- 3014	0.20	425	320	194	25%
AR - 2705 STD	0.16	412	318	168	0%
Orifloc 2054	0.25	293	211	109	56%
Mineral Oxidado(Rojo)					

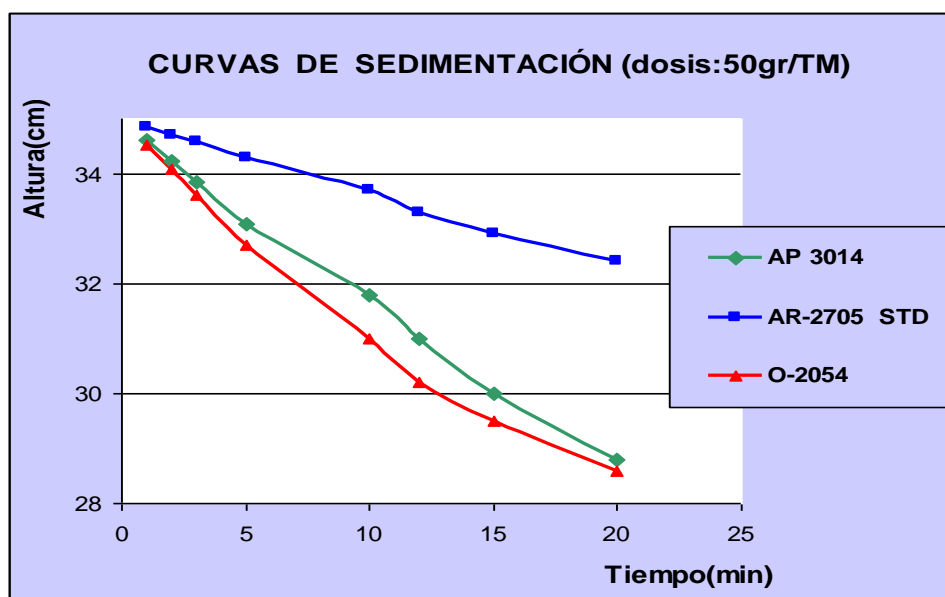


Grafico 02: Se nota con claridad la ventaja del floculante Orifloc 2054 Vs el AR- 2705(STD) con muestra de relave.

La velocidad de sedimentación y claridad en diferentes tiempos es mejor del floculante Orifloc 2054 que el floculante AR- 2705(STD).

Dosis de floculante 50 g/TM					
Productos	Velocidad de Sed. (Cm./min.)	Turbidez (NTU) 10 min	Turbidez (NTU) 20 min	Turbidez (NTU) 30 min	Incremento de Vel. De Sed. %
AP- 3014	0.38	436	323	276	171%
AR - 2705 STD	0.14	395	270	212	0%
Orifloc 2054	0.46	379	256	194	229%
Mineral Gris					

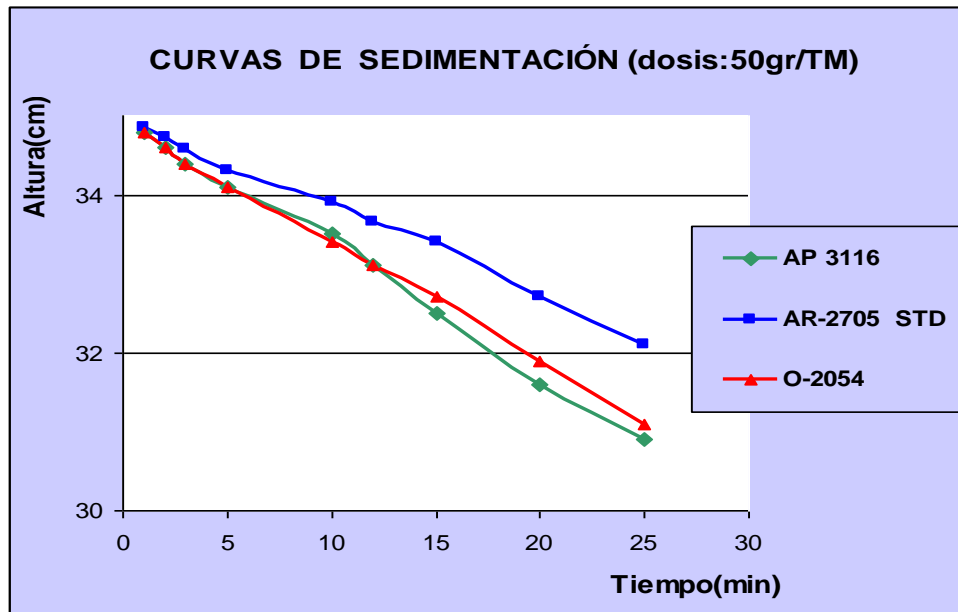


Grafico 03: Se nota con claridad la ventaja del floculante Orifloc 2054 Vs el AR- 2705(STD) con muestra de relave.

La velocidad de sedimentación y claridad en diferentes tiempos es mejor del floculante Orifloc 2054 que el floculante AR- 2705(STD).

Dosis de floculante 50 g/TM					
Productos	Velocidad de Sed. (Cm. /min.)	Turbidez (NTU) 10 min	Turbidez (NTU) 20 min	Turbidez (NTU) 30 min	Incremento de Vel. De Sed. %
AP- 3116	0.20	313	220	234	43%
AR - 2705 STD	0.14	402	329	211	0%
Orifloc 2054	0.20	245	159	78	43%
Mineral Oxidado(Rojo)					

CONCLUSIÓN

- El Orifloc 2054 brinda **mayor velocidad de sedimentación y mejor claridad** de la separación sólido líquido que el floculante AR 2705 actualmente en uso para el relave total.
- En la prueba con mineral se obtuvo los siguientes

resultados:

- ❖ Con Mineral Oxidado 1, el mejor floculante es O-2054 con mejor velocidad de sedimentación y con una claridad de 109 NTU (30min)
 - ❖ Con Mineral Oxidado 2, el mejor floculante es O-2054 con mejor velocidad de sedimentación y con una claridad de 78 NTU (30min)
 - ❖ Con Mineral Gris(STD), el mejor floculante es O-2054 con mejor velocidad de sedimentación y con una claridad de 194 NTU (30min)
- Dados al buen performance obtenido por el Orifloc 2054, mejorara la separación del relave (sólido) del efluente y ayudara a filtrar mas relave dado la velocidad del floculante.



SUGERENCIAS

Realizar una PRUEBA INDUSTRIAL con el floculante ORIFLOC 2054, para ver la diferencia con el Floculante actual,

en velocidad de sedimentación y claridad del EFLUENTE.



1.4.10 PRUEBAS N° 3 DE FILTRABILIDAD“

PRUEBAS EN PLANTA EN FILTROS CON AYUDA FILTRANTE FILTRAID 981 PARA RELAVES”.

1).- LUGAR

- Las pruebas se realizaron en planta de filtros con pulpa de relave

2).- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

- **Tratamiento de relave.-** Cia. Minera Catalina Huanca trata mineral polimetálico; tiene una producción de relave que es aproximadamente 850 TMD que se envía hacia el tanque Ultrasep, donde se dosifica el floculante y se realiza la sedimentación, la densidad de descarga es de 1300 a 1500 gr/lit, esta descarga pasa se alimenta a 5 filtros de discos instalados en forma paralela; el agua clarificada se recircula hacia la planta motivo por el cual se debe mantener la claridad en menos de 50 ppm.
- **Dosificación de Ayuda Filtrante.-** Actualmente se esta utilizando como ayuda filtrante el producto Dewatering 635, este presenta un consumo de 5.6 lt/h.

La dosificación de la ayuda filtrante se realiza en el cajón de alimentación a filtros.

3).- OBJETIVOS.

- Corroborar la eficiencia en planta de filtros, los resultados obtenidos a nivel laboratorio de la ayuda filtrante Filtraid 981.

4).- MECÁNICA DE PRUEBA.

De los resultados obtenidos en laboratorio que demuestran que la ayuda filtrante Filtraid 981 a una menor dosificación permite igualar las condiciones de filtrado del actual reactivo usado en planta, por lo

que se iniciará la prueba realizando la preparación de la ayuda filtrante en agua a un 20% y manteniendo la dosificación (flujo) al tanque de alimentación a filtros.

Evaluar el espesor de la torta filtrada y porcentajes de humedad.

Realizar las variaciones pertinentes de dosificación hasta determinar la dosificación óptima.

5).- PARÁMETROS DE TRABAJO ANTES DE EMPEZAR LA PRUEBA

Tonelaje de tratamiento en Filtros	500 TMD
Densidad de pulpa ingreso	1300-1500 gr/lt
Gravedad específica	2.70
Flujo de Ayuda filtrante	5.6 lt/hr
Concentración de Ayuda Filtrante	100%
Dosis de Ayuda Filtrante por TM	269 ppm

6).- SEGUIMIENTO DE LA PRUEBA CON AYUDA FILTRANTE FILTRAID 981

TURNO DÍA 7am – 7 pm.

Se arrancó la prueba tomando muestras de las tortas filtradas con la finalidad de medir la humedad que proporcionaba el actual reactivo de ayuda filtrante Dewatering 635, se tomaron tres muestras de cada filtro a cada hora a partir del mediodía hasta las 14:00 horas.

Paso siguiente se preparó el reactivo Filtraid 981, a una concentración de preparación de 22.63%, esto equivale a una

dosificación de 30.53 ppm, según resultados obtenidos en laboratorio cantidad suficiente. El producto inicio su ingreso a filtros a partir de las 15:00 horas y se tomo la muestra respectiva a las 18:00 horas tiempo suficiente para desplazar el remanente del anterior reactivo, los resultados de seguimiento y de nuestro producto en humedad de torta fue el siguiente:

PORCENTAJE DE HUMEDAD POR FILTRO Y HORA					
Primera Guardia: 7 AM - 7 PM			Fecha : 29/10/2006		
Horas	Numero de Filtro				
	1	2	3	4	5
07:00					
08:00					
09:00					
10:00					
11:00					
12:00	15.71	15.83	15.15	15.7	15.23
13:00	15.24	15.11	15.86	14.99	16.56
14:00	13.01	14.93	17.34	16.4	16.48
15:00					
16:00					
17:00					
18:00	16.82	17.77	17.96	16.96	16.88
19:00					

Como se puede apreciar en el cuadro superior, las muestras tomadas en el filtro 1 y 2 usando el Dewatering 635, a las 14:00 horas ha alcanzado 13.01 y 14.93%, pero según lo comentado por los jefes de guardias y supervisor estos resultados son puntuales y no existe una continuidad en estas humedades, manteniéndose siempre ente valores de 17.00 y 15.00% la humedad de la torta.

La muestra tomada después de ingresar la ayuda filtrante Filtraid 981, presenta valores dentro del rango de trabajos actuales con la salvedad que se estaba notando el incremento del espesor de la torta filtrada, pero era muy prematuro para establecer conclusiones sobre el reactivo.

TURNO Noche 7pm – 7 am

Se continuó la prueba durante el turno de la noche, pero para facilidad de preparación del reactivo filtrante Filtraid 981, por parte de los operadores, se incremento la concentración de preparación a 32.00%, esta preparación se realizaba en un balde graduado y el numero de preparaciones realizadas durante toda la guardia fue de 10 baldes, el peso de la ayuda filtrante ascendía a 2400 gr por balde este nos arrojaba una dosificación de 96 ppm, a esta dosificación se obtuvieron los siguientes resultados:

PORCENTAJE DE HUMEDAD POR FILTRO Y HORA					
Segunda Guardia: 7 PM - 7 AM			Fecha : 29/10/2006		
	Numero de Filtro				
Horas	1	2	3	4	5
19:00					
20:00	17.99	16.92	18.44	16.74	18.75
21:00					
22:00	17.55	16.86	18.08	19.03	17.32
23:00	16.06	17.42	17.93	17.93	18.54
00:00	18.91	17.29	19.3	20.06	19.69
01:00					
02:00	19.07	15.8	19.85	19.78	17.72
03:00					
04:00	15.65	15.31	15.47	15.29	16.71
05:00					
06:00					
07:00					

Los comentarios recibidos por los jefes de guardia en ese turno y reportado en el cuaderno diario es el incremento del espesor de la torta y que existía un desprendimiento espontáneo de la torta al ser soplado el panel del filtro, y siempre observándose una humedad dentro de los parámetros que trabaja la planta actualmente.

TURNO DIA 7am – 7 pm

Se había determinado que a una dosificación de 96 ppm la ayuda filtrante Filtraid 981 trabajaba, por lo que se procedió a reducir la

dosificación como se había establecido inicialmente 30.53 ppm para evaluarlo durante todo el turno de día tomando muestras cada hora, como lo permitiera la operación obteniéndose los resultados siguientes:

PORCENTAJE DE HUMEDAD POR FILTRO Y HORA					
Primera Guardia: 7 AM - 7 PM			Fecha : 30/10/2006		
Horas	Numero de Filtro				
	1	2	3	4	5
07:00	16.66	16.75	17.83	18.51	17.18
08:00					
09:00	20.62	20.67	19.18	19.85	19.17
10:00					
11:00	15.47	16.03	16.34	14.86	17.06
12:00					
13:00	20.92	21.86	21.08	18.71	22.69
14:00					
15:00					
16:00					
17:00					
18:00	16.71	16.32	17.96	16.17	17.49
19:00					

Como se puede apreciar a las 11:00 am alcanzan valores bajos llegando en el filtro 4 alcanzar un valor de humedad de 14.86%, volviendo a mencionar como sucedía como con el otro reactivo un resultado muy puntual que se repetía en forma no continua.

Siempre se presentaba un mayor espesor de torta de filtrado.

TURNO Noche 7pm – 7 am

Se continuó la prueba durante el turno de la noche, a la dosificación de 30.53 ppm para observar su comportamiento repitiéndose el mismo comportamiento de mayor espesor de torta de filtrado y desprendimiento espontáneo de la torta.

Se obtuvieron los siguientes resultados:

PORCENTAJE DE HUMEDAD POR FILTRO Y HORA

Segunda Guardia: 7 PM - 7 AM		Fecha : 30/10/2006			
Numero de Filtro					
Horas	1	2	3	4	5
19:00					
20:00	17.61	14.87	16.47	15.87	17.09
21:00	16.59	17.14	16.40	18.05	17.19
22:00	16.94	19.68	17.72	15.21	16.03
23:00	18.22	16.83	17.16	16.68	15.92
00:00	22.16	18.02	18.11	17.33	17.73
01:00	17.02	18.35	18.64	18.94	18.46
02:00	20.30	20.41	20.55	22.61	22.61
03:00	17.99	13.48	18.01	19.60	17.37
04:00	16.19	16.21	16.81	16.72	16.78
05:00	16.35	16.04	16.52	18.61	15.02
06:00	17.15	16.75	16.48	17.05	16.67
07:00					

Como se puede apreciar se alcanzaron humedades en el filtro 2 en dos oportunidades de 14.87 y 13.48%, a la dosificación de 30.53 ppm, reduciendo el consumo con respecto al Dewatering 635 que estaba en una dosificación de 269 ppm.

7).- OBSERVACIONES

Ante la fuerte dispersión de resultados de humedades durante toda la prueba que iba desde 13.00% a 22.00%, se inició la evaluación de los demás parámetros de la prueba, con la finalidad de establecer dicha dispersión de resultados, observándose los siguientes aspectos:

- La torta al desprenderse del panel del filtro presenta gran cantidad de agua en la cara cercana a la lona del filtro, es decir el soplador está transmitiendo agua a la torta incrementando su humedad ya que por la cara externa de la torta presenta una humedad bastante baja.
- La manipulación de válvulas de alimentación a filtros por un operador provoca el desabastecimiento de las pozas de los filtros provocando caídas considerables en la presión de

vacío, que regularmente deberían trabajar por encima o igual a -15 inHg llegan a presiones de trabajo de – 5 inHg, provocando la baja succión y por ende el incremento de humedad en la torta.

- La manipulación constante de la válvula de descarga del Ultrasep provoca la variación de densidades de pulpa que llegan en momentos a 1100 gr/lit.

Estas observaciones deberían ser corregidas para un resultado operativo constante.

8).- CONCLUSIONES

Se concluye que:

- Con la ayuda filtrante Filtraid 981 se puede alcanzar humedades por debajo de 15.00% en la torta filtrada, reduciendo el consumo de 269 ppm que se usa con el Dewatering 635 a 30.53 ppm.
- La ayuda filtrante Filtraid 981, permite alcanzar espesores de torta mayores que con el reactivo usado actualmente en planta incrementando el tonelaje de tratamiento.

9).- RECOMENDACIONES

Se recomienda mantener un circuito más continuo operativamente sin manipulación de válvulas para estabilizar el sistema, y el excedente de pulpa tanto del Ultrasep como de Filtros ser recirculados enviándolos al cajón de alimentación de los ciclones para su respectiva clasificación.

1.4.11 PRUEBA Nº 4 FILTRABILIDAD

Uso de Reactivos alternos en la Filtración de Relaves.

Se realizaron una serie de pruebas en la planta de relaves filtrados de CH según el flow sheet que se muestra en la (Fig. 1). Se elaboró el correspondiente diseño experimental según el diseño de efectos fijos, sin embargo, debido a los constantes problemas operativos en la planta de filtrado, no se pudo aplicar el diseño y tomar los datos necesarios para el análisis correspondiente. Por este motivo los resultados que se muestran a continuación deben ser considerados como cualitativos, es decir, las pruebas han servido para proporcionar indicios del comportamiento que podría tener el Filtraid 981 y corroborar los efectos del Dewatering E - 364. Asimismo se realizaron pruebas en laboratorio metalúrgico de CH aplicando Filtraid 981, Dewatering E- 364 y Ancool 3610. Las características del Filtraid 981 y Dewatering E – 364 se muestran en el anexo II.

1. Diseño Experimental - Metodología

Realidad Problemática

En el proceso de optimización de planta de filtrado de relaves se inició el uso de ayudas filtrantes para lograr reducir la humedad del queque filtrado de relave, con el fin de obtener humedades optimas para el transporte de Relave filtrado a mina y posterior disposición. El uso del Dewatering E-634, reactivo deshidratante usado en la filtración de relaves y eventualmente en la filtración de concentrados de Plomo y Zinc, ha producido efectos adversos en la flotación de Plomo y Zinc en la Planta concentradora.

El Dewatering E 634, es un deshidratante cuya matriz es un alcohol primario, como tal tiene propiedades espumantes. El Dewatering E - 634 es usado como ayuda filtrante en la filtración de relaves (Planta de relaves Filtrados).

Cuando se usa hasta 100 g/tms el remanente de Dewatering en el agua de recirculación es imperceptible, a cantidades mayores el agua se muestra espumosa y como tal los circuitos de flotación, aun sin espumante, se sobreespuman, haciendo incontrolable el proceso de selectividad en la flotación de plomo, con un alto contenido de zinc (fino) por encima de 15%, afectando la recuperación de zinc además de elevar el contenido de insoluble y fierro en el concentrado.

El incremento gradual de la concentración de Dewatering E-634 en las aguas de recirculación ocasiona la sobre espumacion excesiva e incontrolable en la flotación; la activación del zinc, en la flotación Bulk; el arrastre de insolubles en la flotación Bulk; la caída de la calidad del concentrado de plomo, por incremento de impurezas e insolubles; el levantamiento de insoluble en la flotación de Zn, tanto en Rougher como en Cleaner; Incremento en el consumo de reactivos Colectores (Xantao Z-11).

Entre los factores que favorecen la sobreespumación se encuentra la adición de sustancias tensoactivas, como el Dewatering E-634.

Asimismo, Los minerales de vetas tienen alto contenido de “Tierras Rojas” (RED BED) que en la flotación consumen mayor cantidad de reactivos que los normales. Además se tiene que usar silicato de sodio como dispersor de lamas.

En Junio de 2007 se realizaron pruebas de laboratorio en CH, con antiespumantes existentes en el mercado, los reactivos utilizados en estas pruebas fueron: ANTIMUSSOL BPM Liquid, ANTIMUSSOL 008-AH (Usado en Minería), PREVOL 1030, PREVOL GL, FRONGRAPOL GPE. Los resultados no fueron favorables.

(1) informe de pruebas de laboratorio CH, Esau Bahamontes, junio 2007

(2) Hoja técnica y de seguridad.

Actualmente el Dewatering no es usado en la planta de filtrado de relaves debido a los problemas descritos.

Es necesario determinar la posibilidad de reemplazar el Dewatering E 634, logrando un porcentaje de humedad similar o menor al obtenido con el Dewatering sin afectar la flotación, o determinar de neutralizar el Dewatering E 634 con el uso de un reactivo en la flotación de minerales.

Problema

La presencia del reactivo Dewatering E -634 en las aguas recirculadas a planta concentradora activa el Zinc en la flotación Bulk, lo cual contamina el concentrado de plomo.

Hipótesis

Mediante la dosificación de Filtraid 981, en un rango de 0.10 - 0.50 g Filtraid / Kg Relave Seco, en el filtrado de relaves (Under Flow del Hidrociclón D-15) se logra obtener humedades de queque entre 12 y 13 % sin afectar la recuperación de Plomo por la activación del Zinc en la flotación Bulk.

Objetivos.

Determinar la influencia del reactivo Filtraid 981 en la humedad del filtrado de relaves y en la recuperación del Plomo en el concentrado Bulk.

- Determinar la influencia del Filtraid 981 en el filtrado de concentrado de Zinc.
- Determinar la influencia del Ancool 3610 en las espumas en presencia del Dewatering E - 634

Metodología

Se determina el tamaño de muestra:

TAMANO MUESTRAL

INTERVALO DE CONFIANZA		95%
DESVIACION ESTANDAR, CONSIDERAMOS	1	
α		0,05
NUMERO TOTAL DE PRUEBAS, N		
NIVELES, n		2
FACTORES, K		2
total a=	2 niveles por cada factor	4
r, numero de repeticiones, suponemos	2	
N	$n^k \times r$	$2^2 \times 2$
tamano muestral		
	$T(0,025,8) \times (2 \times \text{desviacion estandar} / 2)^{1/2}$	2,306
variable respuesta, humedad de queque	error aceptado	3%
	$2,306 < 3\%$	se aceptan 2 replicas

Variables de entrada:

- Densidad de Pulpa (Under flow del Hidrociclón D-15)
- Dosificación de Filtraid 981

Variables Respuesta:

- Porcentaje de Humedad (Espesor de Queque)
- Recuperación de Plomo (% Zinc en Plomo)

El diseño experimental corresponde a un diseño de dos factores con dos niveles y dos replicas.

FILTRAIID 981											
DENSIDAD DE PULPA		PRUEBA EN BLANCO		DOSIFICACION DE FILTRAIID 0.10 g / Kg relave seco 0.10%				DOSIFICACION DE FILTRAIID 0.10 g / Kg relave seco 0.10%			
				DENSIDAD DE PULPA	DOSIFICACION ml / Min		DENSIDAD DE PULPA	DOSIFICACION ml / Min			
				HORA				HORA			
1600 (Apex 3pulg)	B11	B21		1600 (Apex 3pulg)	F11	F21	1600 (Apex 3pulg)	F31	F41		
1628	B21	B22			F21	F22		F23	F24		
	B31	B32			F31	F32		F33	F34		
1680 (Apex 2.5pulg)	B41	B42		1680 (Apex 2.5pulg)	F41	F42	1680 (Apex 2.5pulg)	F43	F44		
	B51	B52			F51	F52		F53	F54		
	B61	B62			F61	F62		F63	F64		
1600 (Apex 3pulg)	B71	B72		1600 (Apex 3pulg)	F71	F72	1600 (Apex 3pulg)	F73	F74		
	B81	B82			F81	F82		F83	F84		
	B91	B92			F91	F92		F93	F94		
1680 (Apex 2.5pulg)	B101	B102		1680 (Apex 2.5pulg)	F101	F102	1680 (Apex 2.5pulg)	F103	F104		
	B111	B112			F111	F112		F113	F114		
	B121	B122			F121	F122		F123	F124		

NOTA: LAS CELDAS MARCADAS CORRESPONDEN AL DISEÑO BÁSICO. LAS DEMÁS CELDAS CORRESPONDEN A MUESTRAS ADICIONALES DEBIDO A LA VARIABILIDAD DE LAS CONDICIONES OPERATIVAS.

Las pruebas se efectuaron en el filtro 5 con una modificación en el flow sheet como se muestra en la Figura N° 1. El alimento al filtro lo constituye el under flow del Hidrociclón D-15

Los reactivos se aplican en la descarga del hidrociclón.

Parámetros estimados como constantes:

- Concentración de Floculante, es decir, a condiciones operativas previamente establecidas en la planta de filtrado.

La concentración del Floculante:

Se prepara 7 Kg de Floculante al 100% enrasando a 10 m³ de agua

Concentración = 0.7 g Floculante / L Solución.

La dosificación varía entre 16.8 a 21 Kg de Floculante / día, dependiendo del caudal de relave que envía planta.

- La presión de vacío, aprox. -15 pulg-Hg
- Las revoluciones del disco.
- El tonelaje tratado en planta 1000 TMD; Caudal de Relave.

La densidad de la pulpa (U/F del D-15) se propuso variar entre 1.6 y 1.8 g / L modificando el Apex.

La dosificación del Filtraid 981 se propuso entre 0.10 y 05 g Filtraid / Kg de Relave Seco (El Filtraid se mantuvo en todas las pruebas al 0,10 % (se preparó 7.5 L Filtraid en 75 L de agua)

El proveedor recomendó una concentración de 0.15 g Filtraid / Kg de Relave Seco.

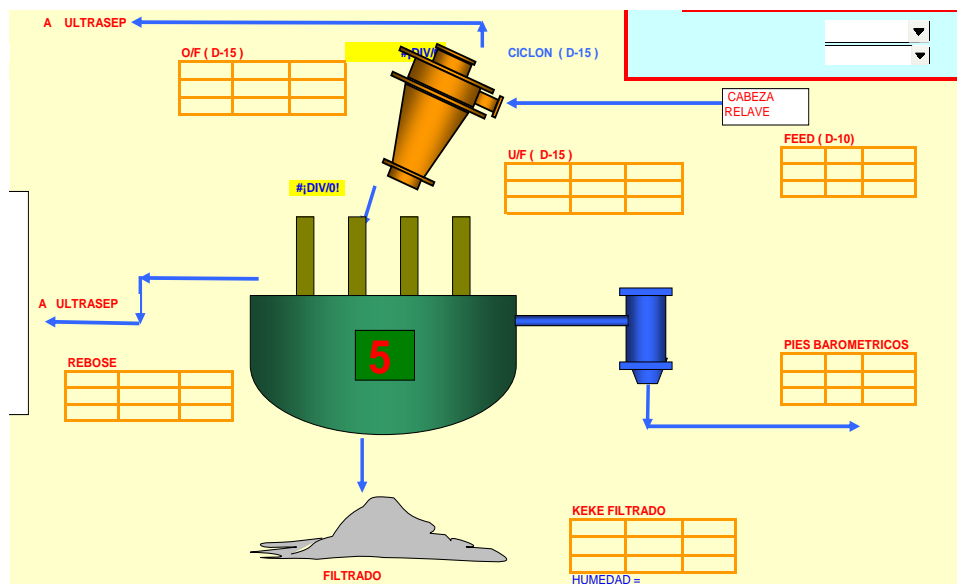


Figura N° 1: Flow Sheet para las pruebas efectuadas.

2. Resultados

Los resultados se pueden ver en el anexo I.

3. Conclusiones – Recomendaciones

En las pruebas realizadas en la planta de filtrado de relaves, **en una solo corrida experimental**, manteniendo los parámetros operativos constantes, se obtiene una humedad de queque de 12.83%. Las condiciones fueron: Presión de -15 Pulg-Hg; densidad 1583 g / L; la

planta trataba 43 TMH. La dosificación de Filtraid fue de 0.13 g Filtraid / Kg de relave seco (3)

Se puede asumir que con el uso de Filtraid, como ayuda, filtrante se podría reducir la humedad del queque en aproximadamente 1.3 %. No se realizaron más corridas debido a los problemas de planta.

En las pruebas efectuadas en la planta de Filtrado del concentrado de Zinc se logra reducir la humedad en 1.16%, con una dosificación de 0.262 gr Filtraid / Kg de Concentrado Seco. Esto es, si se producen 100 TMD de concentrado de zinc se necesitarían 26.2 Kg de Filtraid / día (4). Durante la aplicación del Filtraid se observa que el queque desprende con mayor facilidad y en mayor proporción, es decir, una fracción pequeña del queque se queda adherida en la tela retornando a la taza del filtro.

A nivel cualitativo se puede concluir que el Reactivo Filtraid no origina sobreespumación en la flotación Bulk, sin embargo se debe determinar exactamente a qué concentración el filtraid deprime las espumas. Esta concentración sería el limitante en la dosificación de Filtraid en la planta de filtrado de relaves, siempre y cuando las aguas de rebose de los filtros retornen al ultrasep y de este (El rebose) recirculen a la planta concentradora.

El reactivo Dewatering, en bajas concentraciones, desde 0.1 ml origina la sobreespumación con activación del Zinc.

El Reactivo Ancool 3610 no ejerce una influencia significativa en la neutralización del Dewaterin E 634.

Se recomienda aplicar el diseño experimental elaborado en una prueba real en la planta de filtrado de relaves a condiciones operativas estables, es decir, cuando se solucionen los problemas operativos, en especial, en el sistema de presión de vacío,

Se recomienda realizar una prueba experimental aplicando Filtraid a la salida del relave. Es decir, parte del Filtraid acondicionado llegará al ultrasep. Demostraríamos si representa una ayuda en la dosificación de sólidos en el ultrasep. El remanente que pasa a los filtros se usaría como ayuda filtrante.

Implementar las recomendaciones del Ing. Alberto Palomino en cuanto a evitar el rebose del filtro 5. El rebose se podría dar en el cajón acondicionador antes del filtro. De esta forma evitamos que el reactivo aplicado en el disco, retorne al ultrasep y por ende se recircule (En el rebose del ultrasep) a la planta concentradora.

Se recomienda mejorar la descarga a los filtros tanto de relaves como de concentrado. La descarga no es homogénea para todos los filtros. Un ejemplo es el filtro de concentrado de Zn adyacente a la descarga.

1.4.12 PRUEBA CON FILTRAID 981 EN LA PLANTA DE FILTRADO DE RELAVES

Las pruebas no se pudieron efectuar según el diseño planteado, debido a los constantes problemas operativos que hacen imposible inferir alguna deducción cuantitativa respaldada en un diseño experimental. Se decidió efectuar algunas pruebas para establecer un análisis cualitativo de los resultados observados.

Los problemas operativos fueron los siguientes:

- Rotura de la base del motoreductor del Filtro 5 debido a un sobreesfuerzo. La carga se asienta en la taza del filtro 5 y se opera el filtro sin un procedimiento adecuado.
- Pérdida de presión de vacío debido a que actualmente el sistema de vacío se divide entre la planta de filtrado de relaves y la planta de filtrado de concentrado de zinc.

- Caída del tonelaje pasado por planta, baja la carga de relave y en consecuencia la densidad de la pulpa que va al filtro 5.
- Rotura constante de “telas”

Prueba en Blanco, No se aplica Filtraid 981.

La densidad de pulpa (U/F del D-15) es de 1628, el Apex se mantiene a 3 pulg., la presión de vacío es -13 pulg Hg, y el porcentaje de humedad del queque obtenido es de 14,82 %.

1.4.13 PRUEBA 1 CON FILTRAIID

La segunda prueba se efectuó con una dosificación de 6 ml de Filtraid / seg. (Al 10%), es decir, la concentración de Filtraid es de 0,058 gr Filtraid / Kg de relave seco, menor a la concentración recomendado por el proveedor.

A una presión de -16 Pulg Hg, mineral tratado en planta de 47,8 TM/Hr y densidad de la pulpa 1513, Las revoluciones del disco se mantienen constantes.

Con una carga elevada en relaves y una presión óptima se obtiene un queque con una humedad de 14,32%.

No se continua con las pruebas de este día debido a problemas operativos en la planta de filtrado y a la caída del tonelaje de mineral tratado. La densidad del U/F disminuye y la humedad se incrementa. Se decide postergar las pruebas.

1.4.14 PRUEBA 2 CON FILTRAIID

Se realiza una nueva prueba en blanco, con una densidad de alimento al disco de 1583, el apex se modifica a 2.5 Pulg. Con una presión de vacío de -15,5 pulg Hg, se obtiene un queque de 14,1 % de humedad. El tonelaje tratado en planta era de 43 TMS Hr. Densidad de pulpa 1583.

1.4.15 PRUEBA 3 CON FILTRAIID

Se inicia la dosificación de filtraid a una concentración de 0,33 gr Filtraid / Kg de relave seco,

No se tomaron los datos operativos debido a que a los pocos minutos la presión de vacío cae a valores de -10 Pulg de Hg. Aparentemente por un exceso de Filtraid La carga de relave se asienta en la taza del filtro N° 5, lo que origina "perdida de vacío". La pérdida de presión se debe también a que el sistema de vacío es compartido con el filtro del concentrado de Zinc. Se decide parar la operación. Se toma la humedad del queque siendo de 14,71 %.

El tonelaje tratado en planta era de 43 TMS Hr.

1.4.16 PRUEBA 4 CON FILTRAIID

Reguladas las variables operativas, se reinicia la prueba.

El tonelaje tratado en planta es de 43 TMS Hr con una concentración de Filtraid de 0,13 gr Filtraid / Kg de Mineral. Es decir, ligeramente sobre la concentración recomendada.

La presión era de -15 Pulg Hg. Es decir, las condiciones eran las óptimas debido a que las variables operativas se encontraban estables. Después de 45 min, debido a rotura de las telas, parada para recambio y posterior daño al motoreductor del disco 5 se decide suspender la prueba. Sin embargo se toma la humedad del queque

la cual indica 12,83 % de humedad. No se tomaron otros datos debido a que se paró la operación de la planta.

1.4.17 PRUEBA DE FILTRABILIDAD EN FILTROS DISCOS

I.- OBJETIVO:

- El objetivo principal es encontrar el procedimiento adecuado para obtener relave filtrado con bajo contenido de humedad y mejor rendimiento.
- Objetivo inicial 15 %
- Objetivo final 13 %.

II.- MATERIALES Y EQUIPOS UTILIZADOS:

Los materiales y equipos utilizados fueron:

- Embudo de Buchner.
- Tela tipo SEQ – 450.
- Matraz de Erlenmeyer de 250 ml.
- Recipiente (balde de un galón.
- Espátula.
- Bomba de vacío NASH 3000.
- vacuo metro 0 – 30 inHg.
- muestra (relave).

III.- FUNDAMENTO:

La separación de las partículas sólidas de líquidos, dependen mucho del tipo de sólido, de la proporción de sólido a líquido en la mezcla, de la viscosidad de la solución y de otros factores. En la filtración se establece una diferencia de presión que hace que el agua filtrada pase a través de poros pequeños que impiden el paso de las partículas sólidas, las que a su vez se acumulan sobre la tela, formando la torta porosa.

En la filtración, las partículas suspendidas en un fluido, se separan mecánicamente o físicamente usando un medio poroso que retiene las partículas en forma de fase separada que permite el paso del

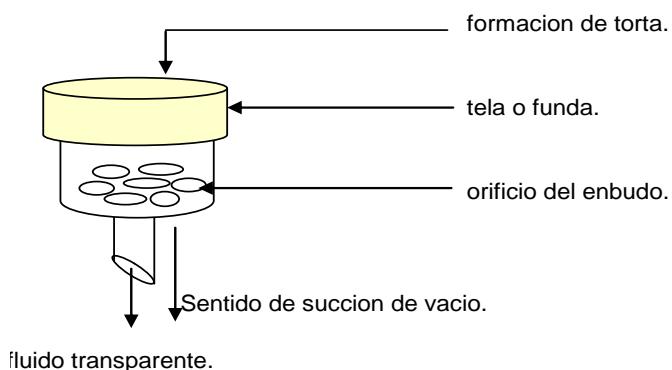
agua filtrada sin sólidos. Las partículas suspendidas pueden ser muy finas del orden de 38 micrómetros o bastante grandes de 212 micrómetros, muy rígidas o plásticas, esféricas o de forma muy irregular, agregados o partículas individuales.

La alimentación o suspensión de entrada puede contener una gran carga de partículas sólidas o una proporción baja. Cuando la concentración es mínima, el resultado de % humedad y rendimiento en los filtros en la mayoría de las veces no son favorables.

IV.- PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL:

El equipo industrial de filtración difiere del laboratorio únicamente en lo que respecta a la cantidad de materia que se maneja y en la necesidad de operar a costos bajos. En este caso usamos un embudo de Buchner, donde el flujo del líquido a través de la tela, debido al vacío en un extremo de la salida es desplazado, la muestra en suspensión consta de líquidos y partículas suspendidas las cuales dependen mucho del % de sólidos. Las pequeñas aberturas de los poros de la tela bloquean el paso de las partículas, la tela se apoya sobre el embudo el cual tiene orificios bastante grandes, donde las partículas sólidas se acumulan en forma de torta de filtrado a medida que se observa el proceso durante los tiempos de formación y de secado, mientras la torta crece la resistencia al flujo aumenta.

ESQUEMA DE FILTRADO - LABORATORIO



V.- DATOS Y RESULTADOS EXPERIMENTALES:

Los datos y resultados experimentales obtenidos en laboratorio con diferentes muestras, % de sólidos, tiempo de formación y secado se muestran en los siguientes cuadros.

velocidad menor, manteniendo así la suspensión, este proceso se llama sedimentación frenada.

- En la prueba realizada con el relave fresco se observa que las partículas finas están en suspensión, mientras las partículas gruesas se sedimentan con facilidad en cuestión de décimas de segundo a pesar de una agitación turbulenta y se obtiene un producto con una textura muy liza que atrapa la mayor cantidad de agua, comportándose como un material igroscópico, debido a la película de finos (torta) que cubre la funda, que esta apoyada al filtro de disco, lo que aumenta el % de humedad y bajo rendimiento.
- En el trabajo con la pulpa se observa que el tiempo de suspensión de las partículas gruesas es prolongado, como consecuencia de que la pulpa conformada en su mayoría por finos aglomerados ofrece resistencia a la precipitación, dando como resultado un producto (torta) con una textura ligeramente áspera, con una mejora del % de humedad y rendimiento.
- Al trabajar con la mezcla de estos dos: relave fresco y pulpa observamos que la pulpa actúa como un fluido frente a la partícula que contiene el relave, del cual podemos deducir que.
Si las densidades del fluido y de la partícula son iguales en una proporción de 1:1, la fuerza de flotación sobre la partícula contrarrestará a la fuerza externa y la partícula no se moverá con respecto al fluido. Para este movimiento de la partícula rígida en un fluido existen tres fuerzas que actúan sobre los cuerpos: la gravedad que actúa hacia abajo, la fuerza de flotación que actúa hacia arriba y la resistencia o fuerza de retardo que actúa en dirección opuesta al movimiento de la partícula.

En el momento de la formación de la torta observamos que las partículas gruesas atrapadas en la pasta forman pequeños poros, dando el rompimiento de alguna tensión superficial que se opone a

la fuerza de succión, el resultado es una torta con una textura áspera y porosa, con un % de humedad favorable, mayor rendimiento; pero se recomienda usar densidades por encima del 60%S, Granulometría adecuada, tiempo de formación y secado en relación de 1:1, como se detalla en los cuadros y gráficos presentados.

VI.- CONCLUSIÓN:

- La densidad adecuada es de 1695 gr/Lt con un 65 %S a una densidad de 1790 gr/Lt con un 70 %S. Lo que si se puede controlar.
- La densidad de pulpa y el relave cicloneado (Underflw) deben estar en una relación de 1:1.
- Las partículas gruesas atrapadas en la pasta, al momento de la formación de la torta actúan como moléculas macroscópicas, formando grietas en la superficie y dando como resultado, un producto de textura áspera y porosa.
- La granulometría adecuada en pulpa es $m_{70} = 26.81\%p$; $-m_{400} = 31.24\%p$. y en la mezcla $m_{70} = 28.07\%p$; $-m_{400} = 26.72\%p$.
- Al ciclonear se mejora el % de los sólidos presentes., el 35% que quedan son enviados al ultra sep, lo que garantiza una agua de recirculación con 50 ppm de sólidos
- Es necesario contar con dos cajones de distribución una que reciba la pulpa o pasta proveniente del ultra sep y la otra que reciba el relave cicloneado, Underflow, para que estas dos se pueden mezclar en cada una de las tazas de los filtros. Finalmente tendremos una pulpa con partículas gruesas suspendidas por un tiempo adecuado de formación en la taza del filtro. Veamos el Flowsheet. Los filtros que trabajaran son el N° 3, 5 y 6.
- Los 3 filtros N° 1, 2 y 4 de 6' X 8 serán exclusivo para la pulpa proveniente de la cancha N° 7, los cuales también se mezclaran en cada una de sus tazas con el relave fresco cicloneado.

1.4.18 PRUEBA DE FILTRABILIDAD CON FILTRO PRENSA A NIVEL DE LABORATORIO

I.- OBJETIVOS:

- Obtener un KEKE con un % de humedad por debajo del 12%.
- Obtener agua filtrada por debajo de los 50 ppm.
- Reducir el gasto que ocasiona el movimiento de tierra y transporte.

II.- FUNDAMENTO:

Tratamiento de Pulpa:

La filtración es el método más utilizado en el tratamiento de lodos producidos en el tratamiento de las aguas residuales. Puede consistir en el drenaje, en lechos de arena o puede ser mecánico por medios de aspiración o en condiciones de alta presión que requieren de procedimientos y equipos más sofisticados.

Los filtros prensa funcionan mediante la aplicación de altas condiciones de presión (desde 5 a 15 bares o más).

FILTROS PRENSA DE PLACAS:

La técnica de prensado es la más extendida a pesar de la operación intermitente y altos costos de inversión.

CICLOS DE FILTRACIÓN

Los filtros de prensa son sistemas de deshidratación intermitente.

Cada operación de prensado supone los siguientes pasos:

- 1.** Cerramiento de la prensa: cuando el filtro está totalmente vacío, la cabeza movable que es activado por el sistema hidráulico-neumático cierra las placas. La presión de cerramiento es autor regulada mediante la filtración.
- 2.** Rellenado: Durante esta fase corta la cámara se llena con lodos para su filtración. El tiempo de relleno depende del flujo de la bomba de alimentación. Para lodo con gran capacidad de filtración es mejor rellenar el filtro rápidamente para evitar la formación de una pasta en la cámara primaria antes de que se haya rellenado del todo.
- 3.** Filtración: Una vez rellenada la cámara, la llegada de manera continua de pulpa a tratar para ser desaguado provoca un aumento de la presión debido a la formación de una capa espesa de pulpa en las membranas. Esta fase de filtración puede reducirse de manera manual, mediante un temporizador o un indicador del flujo que activa una alarma de parada cuando se alcanza el final de la capacidad de filtración. Cuando se ha parado la bomba de filtración, los circuitos de filtración y ductos centrales, que están todavía rellenos de lodo se les aplican aire comprimido para su purgado.
- 4.** Apertura del filtro: La cabeza movable se retira para desarmar la primera cámara de filtración. La pasta cae por su propio peso. Un sistema mecanizado tira de las placas una por unas de forma continua. La velocidad en la separación de las placas puede ajustarse teniendo en cuenta la textura de la pasta.
- 5.** Limpieza: La limpieza de las membranas puede llevarse a cabo entre 15-30 operaciones del proceso. Para unidades largas o medias esto tienen lugar en prensados usando spray de agua a

1.5 PRUEBAS A NIVEL PILOTO

1.5.1 Prueba ultrasep

Se realizaron pruebas a nivel piloto en un cono sedimentador estático, con la finalidad de dimensionar un sistema sedimentador clarificador que trabajara en la planta de, perteneciente a CATALINA HUANCA Sociedad Minera S.A.C

Este sedimentador clarificador deberá ser capaz de sedimentar y clarificar el flujo proveniente de la planta de filtrado que actualmente se recicla directamente al ULTRASEP.

Por lo anterior se realizaron pruebas de de sedimentación y clarificación con este material los días del 4 de Agosto al 8 de agosto del 2008

Estos días se realizaron las pruebas con el floculante empleado en la operación.

El cono decantador comprende de un tanque cilíndrico con 60 grados de fondo cónico y superficies internas de fijación sin mecanismo de caída, en el cual se obtienen altas proporciones de sedimentación y clarificación bajo el principio de que los sólidos se fijan en las superficies inclinadas, se deslizan y se consolidan por la liberación del agua mucho mas rápido de lo que se consolidan en superficies planas de apoyo.



Para realizar las pruebas nos definieron el % de sólidos óptimo para su floculación y así tener mejor capacidad de tratamiento; este % de sólidos fue de 1600 de densidad de pulpa y 58 % de sólidos

Para el diseño final del cono espesador se considera un tratamiento de 8.5 a 9.2 TPH de pulpa y usando áreas unitarias obtenidas de la prueba piloto se tiene un diámetro posible de usar, y el % de sólidos que se requiera obtener en la descarga del espesador

PROCEDIMIENTO DE LAS PRUEBAS

Se realizaron pruebas utilizando pulpa alimentada directamente de los pies barométricos procedentes de la planta de filtro de discos en una unidad piloto trasladada a la unidad de San Geronimo esta es de 0.47 MT de diámetro por 5 m de altura en fibra de vidrio.

Se proporciono un flujo de alimentación de 0,2 m³/Hr promedio con una densidad de pulpa de 1020 obteniéndose densidades de hasta 1600 con un contenido de sólidos de 58%.

Test del 1 al 11 fueron realizadas en continuo con una toma de muestra cada 30 minutos durante el día 08 de agosto del 2008 y

Con estos resultados es posible escalar hasta el tamaño necesario y permitir que los parámetros para esta operación se pre configuren para una rápida operación en línea.

Tamaño requerido

% Sólidos : 58%

s.g. sólidos secos : 2.7

s.g. pulpa alimentada: 1020 g/lt

Capacidad de planta requerida es 10 TPH de pulpa

Diámetro requerido es de = 4.0mt

La seguridad asignada para este caso es de 30%

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

La principal conclusión que se obtiene de esta prueba es obtener una densidad de pulpa por los 1600 y 58% de sólidos con tiempos de retención de 3 horas sin necesidad de diluir la pulpa incluso se podría llegar concentraciones mayores de sólidos

Para el tratamiento de la carga completa se recomienda un equipo cono decantador de 4 mts de diámetro y 11 mts de altura con un peso aproximado de 14 TM.sin incluir los soportes.

En este escalamiento se considera un 30% de margen de seguridad

Se logro obtener como promedio una claridad de 50 ppm en el Overflow, esto fue evaluado por el muestreo del mismo por personal del laboratorio metalúrgico.

Se podría obtener una mayor claridad del Overflow luego de un estudio detallado del material a tratar usando menos cantidad de floculante combinado con coagulante.



BENEFICIOS DEL USO DEL CONO DECANTADOR:

- Un diámetro más pequeño para trato de esta alimentación comparado con otro espesador y/o clarificador que quisieran colocar
- Un diseño simple sin partes móviles lo que significa no repuestos y mantenimiento mínimo.
- Sistemas de dilución internos permitirían la reducción de dosis de floculante y alta tolerancia en las fluctuaciones en la dilución de la alimentación.
- Menos capital y disminución de costos de instalación y de operación para cualquier otro sistema espesador.

- Optimización y disminución del uso de Floculante previas evaluaciones en laboratorio.
- Ocasionalmente este tamaño de equipo podría retener 250TPD de relave con una densidad promedio de 1260 para cualquier eventualidad.

1.5.2 PRUEBAS DE VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN PARA DIFERENTES DENSIDADES DE PULPA

G.e. 2.80 gr/cc

ANÁLISIS GRANULOMÉTRICO

mallá	% w
65	16.18
100	10.34
140	10.03
200	0.099
-200	63.35
100	

Objetivo:

Determinar la velocidad de sedimentación del relave general (alimento al espesador)

Cada prueba se realizo con las mismas características del mineral (granulometría, G.e, etc).

Observación:

* Se menciona que las pruebas realizadas fueron con el relave del mineral de Bolivar

(Planta trato mineral 100% Bolivar)

* El mineral se observa con mayor presencia de lamas al mineral común que suele tratar planta (BLENDING)

- Es necesario dosificar el floculante solo a los finos que contiene el Ultra-sep, para luego volver a juntar estos dos materiales, los finos como pasta con una densidad aproximada de 1500gr/Lt, que lleva floculante y otra gruesa de una densidad aproximada de 1900 – 2000gr/Lt.

Al momento de mezclar el floculante de la pasta se diluye con el agua fresca de los gruesos y con la agitación se rompe el floculo presente, para luego obtener un filtrado con sólidos, que al ser dosificados nuevamente con floculante se precipitan como si el material fuera un relave fresco.

- Por lo tanto este material está listo para ser procesado en el filtro prensa, con resultados de %H y espesor, ya mencionados en cada una de las pruebas realizadas, como indican los cuadros y gráficos.

MUESTRA DE CONCENTRADO DE ZINC.

- En concentrados se requiere que la muestra espesada tenga una densidad mínima de 1710 gr/Lt.
- Observemos los gráficos a diferentes densidades y comparemos, los resultados obtenidos de % humedad se encuentran dentro de los rangos obtenidos con ambas densidades, con respecto al espesor.

RECOMENDACIÓN:

Se recomienda que el material fino que será espesado en Ultra-sep. No contenga exceso de floculante, para así evitar la saturación de los orificios de la tela utilizada en el proceso de filtración, el % de sólidos presentes en la pulpa deben estar por encima de los 60 %. Se recomienda para el proceso el siguiente diagrama de flujo, donde el filtro prensa recibe un material acondicionado

CONCLUSIONES

1. El floculante más recomendable para la pulpa de relave de Minera Catalina Huanca sigue siendo el AR-2705 usado actualmente ya que presenta mayor velocidad de sedimentación y mejor claridad.
2. El floculante alternativo es el AR-3105.
3. Para mejorar el filtrado y bajar el porcentaje de humedad es recomendable trabajar con la pulpa de ingreso a los filtros y el floculante mas recomendable es el P-2440 seguido del AR-2705.
4. La densidad adecuada es de 1695 gr/Lt con un 65 %S a una densidad de 1790 gr/Lt con un 70 %S. Lo que si se puede controlar.
5. La densidad de pulpa y el relave cicloneado (Underflw) deben estar en una relación de 1:1.
6. Las partículas gruesas atrapadas en la pasta, al momento de la formación de la torta actúan como moléculas macroscópicas, formando grietas en la superficie y dando como resultado, un producto de textura áspera y porosa.
7. La granulometría adecuada en pulpa es $m_{70} = 26.81\%p$; $-m_{400} = 31.24\%p$. y en la mezcla $m_{70} = 28.07\%p$; $-m_{400} = 26.72\%p$.
8. Al ciclonear se mejora el % de los sólidos presentes., el 35% que quedan son enviados al ultra sep, lo que garantiza una agua de recirculación con 50 ppm de sólidos

9. Es necesario contar con dos cajones de distribución una que reciba la pulpa o pasta proveniente del ultra sep y la otra que reciba el relave cicloneado, Underflow, para que estas dos se pueden mezclar en cada una de las tazas de los filtros. Finalmente tendremos una pulpa con partículas gruesas suspendidas por un tiempo adecuado de formación en la taza del filtro. Veamos el Flowsheet. Los filtros que trabajaran son el N° 3, 5 y 6.

10. Los 3 filtros N° 1, 2 y 4 de 6' X 8 serán exclusivo para la pulpa proveniente de la cancha N° 7, los cuales también se mezclaran en cada una de sus tazas con el relave fresco cicloneado.

RECOMENDACIONES

1. Se recomienda que el material fino que será espesado en Ultra-sep no contenga es exceso de floculante, para así evitar la saturación de los orificios de la tela utilizada en el proceso de filtración. El % de sólidos en la pulpa deben estar por encima de los 60 %
2. Se recomienda para el proceso que la prensa reciba material acondicionado
3. Se debe hacer lo posible para preparar e introducir en cuanto sea posible un programa de evaluación en función a sus características mineralógicas. Esto será esencial para mantener estable y razonablemente buenos resultados de filtrado.
4. Implantar nuevas investigaciones utilizando mezcla de floculantes para el filtraje.
5. Hacer pruebas de pilotaje para optimizar las variables de trabajo con la finalidad de hacer un buen escalamiento a nivel de planta industrial.
6. Evaluar y realizar un buen cálculo de escalamiento en cuanto a la cinética de filtrado ya que esta variable es de suma importancia para el diseño y la selección de los circuitos de espesaje y filtrado de planta industrial.
7. Aplicar la técnica de los diseños experimentales en la evaluación de reactivos ayuda filtrantes de otras empresas suministradoras de insumos para evitar gastos innecesarios de reactivos.
8. Inducir los resultados de la tesis en la docencia universitaria y a la aplicación a diferentes empresas con similar problemas en disposición de relaves.

BIBLIOGRAFÍA

1. A. BALLESTER, L. F. VERDEJO, J SANCHA Metalurgia Extractiva Vol. I Fundamentos.
2. A. BALLESTER, L. F. VERDEJO, J SANCHA Metalurgia Extractiva Vol. II Procesos de Obtención.
3. BLAZY P. (1979). La métallurgie Des Metaux non ferreux. Societe de L'Industrie mineral.
4. Bray J.L. (1962): metalurgia extractiva de los metales no ferrosos. Interciencia. Madrid.
5. Jackson E. (1986): hydrometallurgical extraction and reclamations . ellis Horwood. Ellis Horwood Ltd.. chichester.
6. Friedrich, H. J. y Knappnik, R. "Method for raising the pH of acid waters", European Patent 0 814 060 A2 (1997)
7. Al-Shammari, A.A., Rahman, S.U. y Chin, D.-T.; "An oblique rotating barrel electrochemical reactor for removal of copper ions from wastewater", Journal of Applied Electrochemistry 34: 447–453, 2004.
8. Berdous, D. y Akretche D.E.; "Recovery of metals by Donnan dialysis with ion exchange textiles", Desalination 144 (2002) 213–218
9. Weijun Wang, J.; Bejan, D. y Bunce, N.J.; "Removal of Arsenic from Synthetic Acid Mine Drainage by Electrochemical pH Adjustment and Coprecipitation with Iron Hydroxide"; Environ. Sci. Technol. 2003, 37,4500-4506
10. Grebenyuk, V.D., Linkov, N.A. y Linkov, V.M.; "Removal of Ni and Cu ions from aqueous solutions by means of a hybrid electrosorption/electrodialysis process"