

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA MINERA Y METALURGICA
ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERIA METALURGICA



**ANÁLISIS DE LA IMPLEMENTACIÓN DE ZARANDAS DE
ALTA FRECUENCIA EN CIRCUITOS DE MOLIENDA –
CLASIFICACIÓN DE PLANTAS POLIMETÁLICAS**

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

PRESENTADO POR:
CARLOS ALBERTO RABANAL LEÓN

LIMA – PERU

2011

DEDICATORIA

Este trabajo es dedicado a mi familia por el apoyo firme, constante y abnegado.

RESUMEN

El presente informe de suficiencia, analiza, diversos casos de implementación de las Zarandas de Alta Frecuencia, entendiendo con mayor perspectiva el efecto obtenido con la implementación de dicha tecnología en los circuitos de molienda-clasificación, de operaciones metalúrgicas polimetálicas.

Con estos equipos se consigue una eficiencia de clasificación mayor a la obtenida con los hidrociclones, sin embargo, no presentan la flexibilidad y versatilidad suficiente como para reemplazarlos.

Aunque potencialmente, existe oportunidad de mejora en estos equipos, es importante precisar que no garantizan un incremento del tonelaje de tratamiento y que la mayor limitación fundamental que presentan es el área de clasificación requerida.

Las operaciones donde se han implementado dichos equipos, en la mayoría de los casos, tratan de sustentarse en el mayor tonelaje procesado y por ende en la mayor producción de concentrados obtenidos; sin embargo, concluyo que las operaciones donde se han instalado estos equipos, no han sido analizadas y estudiadas adecuadamente, desvirtuando el objetivo por el cual sería pertinente implementar este clasificador. Tenemos así, que se omite el impacto en el consumo hídrico, en los costos de inversión, en la flexibilidad del circuito, en la necesidad de remoliendas posteriores, etc. que hacen que su aplicabilidad sea limitada a campos específicos.

INDICE

| | |
|---|-----------|
| INTRODUCCIÓN | 4 |
| CAPÍTULO I: ASPECTOS DE LA SEPARACIÓN SÓLIDO – SÓLIDO EN HÚMEDO..... | 18 |
| 1.1 HIDROCLASIFICADORES | 18 |
| 1.2 CLASIFICACIÓN POR TAMAÑOS | 29 |
| 1.3 ZARANDAS DE ALTA FRECUENCIA. | 30 |
| 1.4 EFICIENCIA DE CLASIFICACIÓN..... | 33 |
| CAPÍTULO II: ESTUDIOS PRELIMINARES DE CLASIFICACIÓN CON ZARANDAS DE ALTA FRECUENCIA..... | 36 |
| 2.1 CIRCUITO DE MOLIENDA ESTUDIADO | 36 |
| 2.2 PRUEBAS REALIZADAS POR DERRICK CORPORATION | 38 |
| 2.3 CONDICIONES REQUERIDAS..... | 40 |
| CAPÍTULO III: INFLUENCIA DE CLASIFICACIÓN CON ZARANDAS DE ALTA FRECUENCIA EN FLOTACIÓN – ESTUDIOS DE LABORATORIO | 45 |
| 3.1 EFECTO DEL TAMAÑO DE PARTÍCULAS | 46 |
| 3.2 PREPARACIÓN DE MUESTRAS..... | 47 |
| 3.3 CINÉTICA DE FLOTACIÓN..... | 48 |
| CAPÍTULO IV: ANÁLISIS METALÚRGICO - ECONÓMICO EN CONCENTRADORAS DONDE SE HAN IMPLEMENTADO LAS ZARANDAS DE ALTA FRECUENCIA..... | 64 |
| 4.1 CONSIDERACIONES PRELIMINARES. | 64 |
| 4.2 ANÁLISIS DE LAS VARIABLES..... | 65 |
| CONCLUSIONES | 87 |
| BIBLIOGRAFÍA | 90 |
| ANEXOS..... | 91 |

INTRODUCCIÓN

La optimización en la etapa de clasificación, es un aspecto fundamental en las operaciones de beneficio de minerales, puesto que esta etapa, controla el tamaño de partícula que alimentará a la etapa de concentración siguiente y que, como es lógico, repercutirá directamente en los resultados que se obtendrán en el proceso.

Comúnmente los circuitos de molienda funcionan en circuito cerrado con hidrociclones; sin embargo, este esquema presenta dificultades diversas, debido principalmente a que el hidrociclón no realiza una clasificación por tamaños estrictamente, sino más bien, por una combinación de diversos parámetros tales como: tamaño, forma y gravedad específica, los cuales producen altas cargas circulantes, donde el mineral que debiendo haber dejado el circuito de molienda, retorna, provocando sobre molienda de valores, que conllevan a pérdidas posteriores en el proceso.

Esto se agrava debido a que con la caída paulatina de las leyes de cabeza, son más frecuentes, las asociaciones entre especies mineralógicas, en

rangos cada vez más finos, lo que conlleva a realizar un mayor trabajo de molienda, que en los circuitos de molienda actuales, genera altas cargas circulantes, las cuales producirán indefectiblemente, debido al grado de eficiencia al clasificar con hidrociclones, la generación de partículas ultrafinas, que finalmente incrementarán las pérdidas de valores en el relave.

Es por esta razón, que surgen diversos intentos de optimizar la clasificación, mediante la tecnología tradicional (hidrociclones), en los cuales se varía la geometría, forma de ingreso de la carga, inclinación, etc.

Paralelamente a esto, aparece un grupo de clasificadores, denominados Stack Sizer (Zarandas Vibratorias de Alta Frecuencia), los cuales han generado un impacto sustancial, en lo referente a eficiencia y costos de operación.

El objetivo del presente informe es el de analizar el efecto de la implementación de los Stack Sizer en la clasificación de los circuitos de molienda de minerales polimetálicos.

Así tenemos que se analizó el efecto de estos equipos en diversas Plantas Concentradoras en las cuales han sido implementados; se buscó tener un enfoque serio y sin apasionamientos, propios de resultados preliminares, donde la trampa de las "cifras" y rentabilidades asombrosas, que presentó esta tecnología en un inicio y que con un estudio más riguroso tiende a mostrar los alcances reales de este equipo.

- **ANTECEDENTES**

Las referencias históricas, muestran que hasta el siglo XVI, podían encontrarse yacimientos de minerales con altas leyes de valores metálicos, los que podían ser fundidos directamente; sin embargo, se inicia, paulatinamente, un proceso de reducción y escaseo de éstos, lo cual trajo como consecuencia el desarrollo de procesos de concentración, que en el caso de los metales preciosos fueron primeramente de amalgamación con mercurio.

En el proceso de amalgamación, se incorporaba una etapa de clasificación con cedazos manuales, luego del aporte y mezcla de magistrales – se puede decir que es la primera vez que existe testimonio de un proceso de clasificación – y como es obvio formando parte de un proceso de molienda, tal y como lo recoge Georgius Agrícola en uno de los grabados de su *De Re Metallica*.

A medida que continuó el descenso de la ley de los minerales se empezó a aplicar la concentración gravimétrica de modo artesanal, para tratar solamente la fracción “rica”; surgiendo una especie de criba pulsante manual, precursora del JIG, que se conocía como Maritate.

De la mano con la reducción de la ley de los minerales, se empezaron a estudiar y desarrollar procesos de concentración que proporcionaran mayor selectividad y eficiencia, surgiendo así el proceso de flotación, a comienzos del siglo pasado; los procesos gravimétricos no desaparecieron pero pasaron a un segundo plano, a excepción de los minerales conocidos como

"pesados" como el wolframio, estaño, titanio, zirconio, hierro, etc., que siguen tratándose por gravimetría.

Al escasear los minerales ricos y nobles, se hizo necesaria una molienda más fina, combinándose los molinos de barras y bolas. A medida que aumentaba la complejidad de tratamiento, se hizo necesario controlar el tamaño de las partículas, obligando a introducir un clasificador entre ambas etapas, dando lugar al concepto del circuito cerrado de molienda, tal y como ha llegado hasta nuestros días; los primeros equipos de clasificación empleados fueron lo que conocemos como clasificadores mecánicos, bien de rastrillos, o helicoidales.

✓ **Desarrollo industrial**

El período de desarrollo industrial, indujo un aumento de la demanda de los metales primarios, lo que trajo como consecuencia el aumento de capacidad de las plantas de tratamiento y por consiguiente de sus circuitos de molienda.

Las elevadas inversiones en infraestructura y el enorme espacio necesario para albergar la gran cantidad de líneas requeridas, obligaron a aumentar el tamaño de los molinos reduciendo así el número de secciones, y con ello el volumen de la infraestructura. Las dimensiones de los molinos de bolas también aumentaron y consiguientemente el tamaño de los clasificadores, el espacio requerido por éstos, su complejidad mecánica, su peso y costo.

Además debido a las nuevas dimensiones de estos molinos, no era posible, debido a la limitada inclinación ascendente de los clasificadores, alcanzar la boca del molino, precisándose un bombeo adicional para conducir la fracción gruesa del clasificador al molino.

Todas estas razones provocan el advenimiento del hidrociclón, entrando a competir con los clasificadores mecánicos.

La primera patente de que se tiene constancia sobre un hidrociclón, fue otorgada a Bretney en Estados Unidos en 1891, pero no es hasta 1914, en que se conoce la aplicación aislada de un hidrociclón en una mina de fosfato, tal y como recoge Bradley en su libro "The Hydrocyclone", una de las primeras publicaciones sobre este equipo.

A mediados de los años 20, se hicieron incursiones con hidrociclones para la depuración de arenas en la extracción de petróleo, y a finales de los 30 se empiezan a emplear con éxito en la industria del papel. Los mayores desarrollos en esta aplicación fueron llevados a cabo por M. G. Driessen, quien publicó numerosos artículos sobre sus trabajos, entre los años 1939 a 1948. El hidrociclón diseñado por Driessen carecía de tobera de rebose (vórtex), evacuándose el mismo a través de una sencilla abertura practicada en la tapa del cuerpo de alimentación.

Algunos años más tarde los derechos sobre las patentes fueron adquiridos por la empresa americana Dorr Oliver Company, la cual comercializó los hidrociclones bajo el nombre "Dorrclone".

En 1954, Kellog Krebs de la empresa americana Equipment Engineers, que más tarde se convertiría en la firma Krebs Engineers, presentó el diseño de un nuevo ciclón de dos etapas; se argumentaba a favor de este diseño, una mejor eficiencia de clasificación, mayor capacidad y menor desgaste. Sin embargo este prototipo desapareció sin mucha historia, pero posteriormente sería el punto de partida para nuevas ideas y versiones desarrolladas por otros fabricantes.

Una vez que el mercado dispuso de varios modelos de hidrociclones, y quizás debido a su sencillez tanto constructiva, como de instalación y empleo, se empieza a generalizar su uso en multitud de aplicaciones, llegando a ser junto con las bombas centrífugas de pulpa, el equipo más popular en las plantas de procesamiento de minerales, y sin lugar a duda el más versátil.

De todas las aplicaciones, es sin lugar a duda en los circuitos de molienda, donde el hidrociclón se muestra imbatible, desplazando a los clasificadores mecánicos, aunque todavía podemos encontrar en operación Plantas Concentradoras de pequeño tonelaje con dichos equipos.

Con el ascenso continuo de las capacidades de los circuitos de molienda, se hace necesaria la instalación de varios hidrociclones en paralelo, surgiendo de este modo las baterías de ciclones, primero con disposición lineal, los cuales fueron perfeccionándose hasta llegar a “los nidos” con distribución

radial concéntrica, para conseguir un reparto constante y uniforme en todos y cada uno de los hidrociclones.

Posteriormente, en la búsqueda de una mayor eficiencia que aumente la productividad de la molienda, se piensa en la doble clasificación. La idea es reclasificar la descarga del hidrociclón que vuelve como carga circulante al molino, de modo que se recupere la mayor cantidad posible de partículas finas, que por defecto de la clasificación se evacuan con la descarga formando lo que conocemos como corto-circuito de finos.

A pesar de los buenos resultados obtenidos, la complejidad de la instalación resultante, y el mayor consumo de energía en el bombeo debido a la altura extra requerida para instalar el hidroclasificador debajo del hidrociclón, fueron la causa de que esta idea se desestimase en un breve plazo.

Algunos intentos más se hacen en este sentido, también clasificando en dos etapas, pero esta vez reclasificando el rebose con hidrociclones de menor tamaño. Se pretendía utilizar el segundo escalón de clasificación como una etapa de clarificación parcial, de modo que el rebose de los ciclones secundarios era reciclado a los ciclones primarios como agua de dilución, disminuyendo de este modo la concentración de sólidos en la alimentación de los mismos, lo que repercutía en un aumento de la eficiencia de clasificación.

Sin embargo, las ventajas del circuito no compensaban la mayor complejidad del mismo, la energía de bombeo extra requerida por la bomba de la segunda etapa, ni por supuesto los costos de inversión.

A medida que empiezan a desarrollarse molinos de bolas de gran diámetro, empiezan a surgir circuitos constituidos sólo por molinos de bolas. Estos circuitos, requieren una alimentación más fina, con tamaños máximos preferentemente en el entorno de 6 a 9 mm, lo cual exigió un desarrollo paralelo en los circuitos de trituración.

Como consecuencia de los avances en la trituración, en los circuitos Barras-Bolas el tamaño de alimentación a los molinos ha ido disminuyendo y la descarga de los mismos también, conteniendo un importante porcentaje de partículas inferiores al tamaño final deseado. Estas partículas finas son sobremolidas dando lugar a una producción elevada de partículas ultrafinas difíciles de recuperar en la flotación y que además causan problemas de filtración en los concentrados finales, y de sedimentación en los relaves y al mismo tiempo suponen una masa de sólidos que podría ser reemplazada por carga fresca.

Surge así la idea del circuito inverso, en el cual la descarga del molino de barras es conducida junto con la descarga del molino de bolas, al clasificador, y la fracción gruesa del clasificador es en este caso la alimentación al molino de bolas obteniéndose así un circuito cerrado con ambos molinos. Al estar formados estos circuitos por molinos de barras y tener éstos un tamaño límite, las capacidades no son muy elevadas.

✓ **Desarrollo ante la Crisis**

A mediados de los 80, como consecuencia de la crisis petrolera, se origina la caída del precio de los metales y los productores se ven forzados a optar por dos caminos típicos de la era industrial: elevar la recuperación, o bien aumentar la capacidad de tratamiento; se llega así a una situación donde hidrociclones de un cierto tamaño, por ejemplo de 500 mm, operando en condiciones desfavorables, alcanzan el corte que darían hidrociclones de tamaño superior, por ejemplo de 650 mm de diámetro.

Además se aumentan los diámetros de las toberas de rebose y se baja la presión de operación, buscando por cualquier medio elevar el tamaño de corte.

En estas condiciones la eficiencia de clasificación disminuye, pero sin apenas inversión se alcanza el objetivo buscado, de aumentar el tamaño de molienda y por consiguiente la capacidad. Aparece en escena el hidrociclón de fondo plano, de diseño diferente, totalmente cilíndrico y acabado en un fondo prácticamente horizontal.

Su menor corto-circuito de finos y menor tendencia al bloqueo lo convierten en una valiosísima herramienta para los circuitos de molienda. Esto se debe a que en el interior del hidrociclón de fondo plano, se genera una tercera corriente en el fondo del cuerpo cilíndrico, que provoca una reclasificación de la fracción gruesa, inmediatamente antes de su descarga, y ello trae como consecuencia que dicho producto contenga menos partículas finas que contendría la descarga de un hidrociclón convencional. Además ésta

provoca que la fracción gruesa esté en continuo movimiento, transportando las partículas desde la pared hasta el orificio de descarga, lo cual hace a este tipo de hidrociclón prácticamente no obstruible, y por tanto muy estable en su funcionamiento, pudiendo ser ajustado desde el primer momento para alcanzar el objetivo previsto, al absorber muy bien las variaciones de la alimentación.

Buscando obtener los mismos resultados, es decir cortes más elevados y un menor corto-circuito, en algunas plantas se han instalado hidrociclones en posición casi horizontal, aunque esta disposición ya fue empleada hace muchos años por la compañía Dorr Oliver, e inclusive con inclinación ascendente en la clasificación de relaves.

También en varias plantas se han reemplazado los hidrociclones existentes por otros de mayor tamaño, pero esto elimina una de las ventajas operativas de los hidrociclones, la flexibilidad. Al disponer tan sólo, de uno o dos hidrociclones, no puede variarse el número de unidades en operación, y no pueden absorberse las variaciones de tonelaje causadas por diferencias en la dureza y granulometría del mineral.

✓ **Desarrollo en Molienda**

En lo que respecta a la molienda, aparecen en escena: la molienda semi-autógena, SAG y la autógena, AG, buscando principalmente reducir los costos operativos al disminuir o eliminar el consumo de los medios de molienda, e igualmente la potencia absorbida por los molinos. Ambos tipos

de molienda producen una fracción llamada “crítica” que debe ser triturada en un chancador de cono, para evitar la sobrecarga del molino primario que de otro modo provocaría la recirculación de este tamaño crítico.

La clasificación en estos circuitos se realiza generalmente con hidrociclones de gran diámetro que dados los enormes tonelajes de tratamiento, deben montarse en gran número dando lugar a enormes baterías de hidrociclones, además, dado el tamaño de partículas, los materiales a emplear en la construcción deben resistir no sólo la abrasión sino los cortes e impactos creados por las partículas gruesas y eventuales trozos de bolas.

Se han desarrollado bombas centrífugas de pulpas, también gigantescas, de más de 500 mm de diámetro de succión, accionadas por motores de más de 1.000 kW.

Es natural inferir que se está llegando al mismo límite físico al que llegaron los clasificadores mecánicos hace décadas, cuando fueron reemplazados por los hidrociclones, pero por el momento, en mi opinión, no surge ninguna novedad que permita vislumbrar un cambio trascendental.

✓ **Desarrollo en Hidrociclones**

Hace más de 10 años la firma australiana Warman presentó el hidrociclón, **CAVEX**, con dos grandes novedades; la primera: una entrada tangencial con diseño en involuta, pero de sentido descendente, lo cual teóricamente debe reducir las turbulencias y consiguientemente el desgaste y la segunda:

esquinas redondeadas. Estas innovaciones, a decir del fabricante, se traducen en mayor capacidad y eficiencia que los hidrociclones convencionales, y con menor desgaste. Al mismo tiempo incluyen revestimientos en elastómeros sintéticos de alta resistencia al desgaste, por lo cual mencionan una más larga vida que los hidrociclones “convencionales”. Este nuevo diseño ha tenido una gran aceptación en Australia, y una relativa introducción en América.

Paralelamente, la firma Krebs, empezó en el año 2002, a introducir un nuevo hidrociclón, el **gMAX**, reivindicando nuevos criterios de diseño en lo que respecta al cuerpo cónico y longitud de la parte cilíndrica más larga, todo lo cual se traduciría, en “separaciones más finas con ciclones más grandes” y “mayor capacidad que los convencionales”.

Finalmente el desarrollo también está vinculado a la informática, y más concretamente con los programas de control, evaluación y simulación de la clasificación, y de los programas de diseño; la mayoría de los fabricantes, cuenta hoy día con programas informáticos que les permiten predecir los resultados de una determinada clasificación, o bien evaluar la operación de un proceso específico.

Estos programas están basados en modelos matemáticos y algoritmos, que a menudo son utilizados total o parcialmente para el control de las operaciones, existiendo un gran número de plantas que cuentan hoy día con sistemas de control, entre los que podemos mencionar los llamados expertos.

✓ **Variantes a los Hidrociclones**

Finalmente podríamos mencionar algunos procesos singulares de clasificación, como la reclasificación del rebose de los hidrociclones, o la clasificación del alimento a los hidrociclones en circuitos de molienda, mediante zarandas especiales de alta frecuencia o Linear-Screen.

Estos equipos se han posicionado, eventualmente, en el Perú, llegando a reemplazar, inicialmente, en diversas operaciones, a los hidrociclones, puesto que presentan una eficiencia de clasificación mayor a las obtenidas con estos, sin embargo, el incremento de partículas mixtas, ha originado la necesidad de emplear sistemas mixtos hidrociclón-zaranda o implementar etapas de remolienda, lo que demuestra la falta de versatilidad de las zarandas actuales, constituyendo un tema pendiente de análisis, el cual es el objetivo del presente informe; de superar este impedimento, se podría hablar de un hecho importante en la historia de la clasificación, sin embargo, las zarandas de alta frecuencia, parecieran estar confinadas a aplicaciones específicas, donde la operación metalúrgica es mucho más trascendente que el volumen a procesar.

Realmente lo que la técnica de la clasificación demanda, es un cambio notable; es probable que en los años siguientes veamos hidrociclones de diseños variados como por ejemplo: doble entrada tangencial, cuerpos cónicos invertidos, secciones elípticas u otras que se encuentren dentro de la imaginación.

En lo que respecta a los Stack Sizer, el principal aspecto a superar, es el incremento del área libre para tamaños menores a 300 micrones, en donde considero que los nanomateriales tienen un importante campo de aplicación que repercutirá sobre el área de clasificación requerida y por consiguiente en la capacidad del equipo.

CAPÍTULO I

ASPECTOS DE LA SEPARACIÓN SÓLIDO – SÓLIDO EN HÚMEDO

1.1 HIDROCLASIFICADORES

Los hidroclasificadores, son equipos que efectúan la clasificación de las partículas en función de sus diferencias de velocidad de desplazamiento relativo en un medio fluido. Este tipo de clasificación se emplea comúnmente en la separación de partículas finas o muy finas, con tamaños de corte de 0.05 mm a 2 mm.

La clasificación de las partículas sólidas en el fluido, se produce cuando hay un movimiento entre las partículas y el medio fluido, pudiendo este fluido encontrarse en reposo o en movimiento.

La velocidad de desplazamiento del grano sólido en el fluido, es el resultado de la fuerza motriz de inicio, la cual puede ser la gravedad o la fuerza centrífuga, la cual es proporcional a su masa y a la densidad y por consiguiente al volumen del grano y de su resistencia opuesta al movimiento en el medio fluido.

La clasificación en un medio fluido o hidráulico, siempre es isodrómica, es decir, por peso, distinguiéndose 3 posibilidades:

- Clasificación de granos de densidades uniformes pero de dimensiones variadas.
- Clasificación de granos del mismo volumen, pero de densidades diferentes.
- Clasificación de granos en los cuales hay variación tanto de volúmenes como de densidades.

Los hidroclasificadores se pueden agrupar de diversas formas, una de ellas es la clasificación basada en relación a sus funciones que pueden ser sólo de clasificación o a la vez de lavado; en el presente informe los agruparemos en tres categorías: clasificadores estáticos, mecánicos y centrífugos, las cuales son descritas a continuación:

- **Clasificadores estáticos:** estos aparatos operan por decantación, bajo la acción de la gravedad de las partículas cuyo tamaño es superior a la dimensión de corte. El sedimento de estas partículas se concentra en la parte inferior del aparato, mientras que las partículas con tamaño más fino son arrastradas por la corriente y se sitúan en la parte superior.

Los hidroclasificadores estáticos a su vez se dividen en aparatos de corriente de superficie (caída libre), de corriente ascendente (caída retardada) o de movimientos combinados.

- **Clasificadores mecánicos:** son aparatos que operan por separación en el seno de una corriente de superficie, y en las cuales las arenas decantadas son extraídas y elevadas de forma continua a lo largo de un plano inclinado. Este plano se prolonga más allá del nivel del líquido para que las arenas elevadas tengan el tipo necesario de agotarse. Con estos aparatos se puede instalar después de la salida del agua una zona intermedia en la cual un riego de agua clara permita hacer la limpieza del producto granular.

Estos clasificadores permiten la clasificación de pulpa espesa a unas dimensiones de corte comprendidas entre 150 micras y 1.000 micras.

Para separaciones a tamaños inferiores a 50-80 micras, es necesario trabajar con pulpas más diluidas y, por lo tanto, para una misma cantidad de sólido es necesario hacer circular mayores cantidades de agua de evacuación a más baja velocidad y en capas más finas por encima del rebose.

Aunque estos aparatos realizan funciones de clasificación, su principal función es la de lavado tanto de arenas como de gruesos. Los clasificadores mecánicos comprenden los lavadores de paletas o Logwasher, los lavadores de tornillo, los cilindros lavadores o trómeles para el lavado y clasificación de gruesos, los tornillos lavadores y las ruedas de cangilones o norias para el lavado y clasificación de finos.

- **Clasificadores centrífugos:** En estos aparatos las fuerzas centrífugas permiten acelerar los procesos de separación y, por lo tanto, operar con aparatos menos voluminosos que los descritos en los dos grupos anteriores. Estos aparatos reciben el nombre de hidrociclones.

1.1.1 Hidroclasificadores unicelulares

Son los también llamados clasificadores a corriente ascendente y en ellos la alimentación se realiza por el extremo superior. Las partículas gruesas sedimentan rápidamente, depositándose en el fondo del clasificador, con forma de embudo, creando un lecho de partículas sólidas.

Por debajo de este lecho, y a través del fondo, que está perforado, se inyecta agua a baja presión que genera un movimiento de dicho lecho. Este fenómeno da nombre al hidroclasificador conocido como hidroclasificador de lecho fluido.

La corriente ascendente inyectada a través de las perforaciones del fondo del clasificador moviliza a las partículas más finas que se encuentran en el lecho fluido y las manda hacia la parte superior del clasificador por donde son evacuadas a través de un colector periférico. Las partículas gruesas que continúan en el lecho fluido son evacuadas por un conducto de descarga central situado en el fondo del tanque, en forma de pulpa espesa.

Los hidroclasificadores unicelulares son muy eficaces en la separación, pero necesitan una alimentación constante y uniforme, tanto de agua como de sólido, para que permitan realizar el corte de manera regular. En el caso de

producirse variaciones en la alimentación de agua, de sólidos o de ambas, el corte es muy irregular y puede generar obstrucciones en los conductos de descarga. Para evitar esto, no deben de ajustarse demasiado y además es conveniente el uso de equipos de clasificación complementarios.

1.1.2 Hidroclasificadores multicelda

Como su propio nombre indica están formadas por varias celdas consecutivas. La pulpa de alimentación se introduce por un extremo del tanque y las partículas van sedimentando medida que avanzan por el tanque siguiendo una trayectoria parabólica debido a las dos fuerzas que inciden sobre ella. Estas fuerzas son una horizontal, que es la generada por la corriente de entrada y desplazamiento a lo largo de todo el tanque, y la otra vertical debida a la gravedad.

Las partículas van sedimentando en función del tamaño a lo largo del tanque. Las partículas de mayor tamaño sedimentan en las primeras celdas de la cámara mientras que las partículas de menores tamaños se van sedimentando en las celdas más alejadas del extremo de alimentación y por lo tanto más próximas al extremo de evacuación. La mayor parte del líquido de transporte es evacuado por el extremo opuesto al de alimentación, arrastrando las partículas ultrafinas.

Habitualmente las dos o tres primeras celdas, que son las que corresponden a las de partículas gruesas, cuentan con mecanismos de inyección de agua ascendente con objeto de remover las partículas finas mal clasificadas que por acción de las turbulencias se han quedado en las primeras celdas.

Se emplean habitualmente, gracias al éxito obtenido, para la obtención de arenas que deban ajustarse a un rango granulométrico muy estrecho. Es comprensible que si se clasifica una determinada arena en numerosas fracciones diferentes y posteriormente se mezcla es fácil obtener una arena que encaje dentro de un rango granulométrico muy preciso.

1.1.3 Cribas de rejilla curva

Las cribas estáticas de rejilla curva se desarrollaron inicialmente para ser utilizadas en los lavaderos de carbón.

La malla va situada en posición prácticamente vertical describiendo una curva descendente. La malla curva utilizada está formada por un círculo de segmentos de 60° hecho de barras de acero inoxidable o poliuretano de tamaño uniforme y sección triangular. La mezcla de partículas sólidas y agua se introduce tangencialmente en la superficie superior de la criba y se traslada a través de esta superficie en dirección normal a las barras. Esta pulpa debe ser de bajo contenido de sólidos, preferentemente no superior al 10% en peso.

Las características más importantes de las cribas de rejilla curva son las siguientes:

- La separación de partículas se produce sobre la base del tamaño físico de las mismas. Por lo tanto, son muy utilizadas cuando se pretende una separación de minerales de alta densidad en un circuito cerrado de molienda donde hay que tratar de evitar la sobremolienda.

- En razón de la naturaleza de las rejilla curvas, no existe limitación sobre el promedio del caudal de alimentación de pulpa a las mismas. Sin embargo, para caudales muy elevados el efecto de cribado desciende.
- Durante el trabajo de una rejilla curva la corriente de alta velocidad de la pulpa que golpea contra cada barra produce el desgaste que se efectúa en el punto de choque. Esto produce un desgaste de las barras dando lugar a un redondeamiento de las mismas y, por lo tanto, su disminución a medida que aumenta el desgaste. Debido a esto, el tamaño de la partícula mayor que aparece en el producto pasante irá cambiando a medida que el tiempo pasa y aumenta el desgaste. Esto da como resultado un cambio de distribución granulométrica del producto pasante.

1.1.4 Cribas de rejillas curvas vibrantes

Basadas en el principio de las cribas estáticas de rejillas curvas, estas cribas se caracterizan porque no se mueve el cajón; lo que se mueve es la rejilla que se encuentra sostenida sobre unos tacos de goma muy finos que permiten un movimiento de 3.000 ciclos/s. El sistema de vibración consiste en una serie de percutores que golpean la malla haciéndola vibrar y provocando, al mismo tiempo, un efecto de limpieza.

La amplitud de la vibración puede variarse de modo que la zona de alimentación y la de descarga vibren a amplitudes diferentes.

Se alimentan mediante una pulpa con concentración de sólidos comprendida entre el 15% y el 25%. Por la parte superior se produce la alimentación y las

partículas finas; por efecto del flujo laminar y de la vibración atraviesan la malla junto con la parte del líquido. El producto de mayor tamaño es descargado por el extremo inferior completamente escurrido.

Se utilizan para clasificaciones finas y sus campos de aplicación más interesantes son los mencionados a continuación:

- En la clasificación de minerales durante los procesos de separación magnética o de concentración gravimétrica.
- En la clasificación de arena silíceo.
- En la clasificación de arena para hormigón de alta resistencia.
- Como rejillas de pre-escurrido en la industria química.

1.1.5 Cribas centrífugas

Este tipo de cribas ha sido desarrollado a partir de las rejillas curvas con el objeto de separar sólidos en pulpa en un espacio más reducido que las rejillas curvas pero con una capacidad de tratamiento mayor. Su capacidad es del orden de 450 m³/h de pulpa con un contenido en sólidos superior al 25%.

Están formadas por un cuerpo cilíndrico que contiene un caracol fijado en su circunferencia que presenta una superficie con mallas de aberturas rasgadas. En función de la colocación de las mallas, si estas están dispuestas paralelas al flujo la separación corresponde con el mismo tamaño de la apertura, pero si por el contrario están colocadas perpendiculares al flujo, la separación corresponde aproximadamente a la mitad de la apertura.

1.1.6 Hidrociclones

Hasta ahora todos los hidroclasificadores estudiados utilizan la fuerza de gravedad como la causante de provocar la clasificación de las partículas en función de sus tamaños, densidades, etc. En los hidrociclones son las fuerzas centrífugas las causantes de esta clasificación empleando aparatos mucho menos voluminosos.

Un hidrociclón es un depósito de forma cilindro-cónica en el cual la mezcla de arena y agua (concentración del 10% al 50%) es introducida a una cierta presión por un conducto situado en la zona superior de la parte cilíndrica. La pulpa entra tangencialmente a la cámara cilíndrica.

La pulpa de alimentación una vez introducida empieza a rotar alrededor del eje longitudinal del ciclón, formándose un torbellino primario que desciende hasta el vértice de la parte cónica. Las partículas de mayor tamaño, debido a la fuerza centrífuga, se pegan a la pared y son evacuadas por este vértice que recibe el nombre de boquilla.

En dicho vértice se crea otro torbellino de trayectoria ascendente, el cual transporta la mayor parte de líquido junto con las partículas finas (concentración del 25% al 30%) en suspensión que no han sido descargadas por la boquilla. Esta corriente ascendente sale del hidrociclón a través del tubo central superior conocido como tobera de rebose.

En el inferior del segundo torbellino se crea una depresión que recoge todo el aire existente en la suspensión, creándose una columna de aire central que asciende hasta el diagrama y sobre el cual gira el torbellino secundario.

En este segundo torbellino tiene lugar una nueva clasificación de las partículas.

El tipo o tamaño del hidrociclón se determina en función del tamaño de corte deseado, y de acuerdo al caudal de tratamiento se tomará la determinación de instalar una o varias unidades. Existen hidrociclones con capacidades desde 20 m³/h hasta más de 1200 m³/h.

Los procesos de ciclonado permiten obtener unas separaciones desde 10 micras hasta las 500 micras e incluso más, siendo el rango 50 – 200 micras el rango promedio.

Las aplicaciones más importantes de un hidrociclón son las siguientes:

- Espesado: eliminación de la mayor cantidad de agua para producir el escurrido de los sólidos.
- Deslamado: eliminación de partículas finas junto con el flujo superior.
- En procesos de refinado de minerales.
- En circuitos cerrados de molienda.
- En la separación selectiva de una alimentación heterogénea en sus componentes minerales.

- En la recuperación de sólidos en los procesos de lavado y escurrido, ya que los flujos superiores transportan fracciones finas que causan pérdidas de producto.
- En el fraccionamiento o clasificación en dos fracciones para un tratamiento posterior en diferentes procesos.
- En pre-concentraciones. Si hay diferencias en el peso específico de los componentes minerales, el producto bruto puede ser enriquecido en los hidrociclones.
- En la recuperación de líquido. Si las aguas procedentes de procesos o soluciones madres se tienen que reciclar, los hidrociclones pueden hacer una clarificación parcial.

1.2 CLASIFICACIÓN POR TAMAÑOS

En nuestro caso particular, al analizar las zarandas de alta frecuencia, nos avocaremos a la clasificación por tamaños, donde denominamos clasificación a la separación de un conjunto de partículas de características heterogéneas en dos partes, donde cada una contiene propiedades más específicas que las del grupo original.

En los hidrociclones la clasificación se realiza por diferencias de tamaño y de gravedad específica; en el caso de las zarandas de alta frecuencia (Stack Sizer) esta se realiza exclusivamente por el tamaño de las partículas, teniendo como principal aplicación, operaciones donde se tenga altas pérdidas en los rangos de granulometría fina (tamaños menores a la malla 635). En la mayoría de los circuitos industriales de molienda, se opera en circuito cerrado con clasificadores de manera tal que:

- El producto final del circuito de molienda, generalmente corresponde al producto fino del clasificador.
- La alimentación al circuito de molienda consiste, en parte, o totalmente, del producto grueso proveniente del clasificador.
- La eficiencia global del circuito de molienda es afectada notoriamente por la eficiencia de separación del clasificador.

1.3 ZARANDAS DE ALTA FRECUENCIA.

Las Zarandas de Alta Frecuencia, cuyo nombre comercial es Stack Sizer (en relación al equipo de última generación desarrollado por Derrick Corporation), son una serie de clasificadores en húmedo que han encontrado aplicación en las operaciones de mediana minería en Perú, reemplazando inicialmente a los hidrociclones, aunque paulatinamente, dicho reemplazo ha degenerado en variantes que distorsionan el objetivo primigenio de estos equipos, el cual es fundamentalmente, proporcionar una mayor eficiencia de clasificación y por tanto reducir las pérdidas en flotación por la generación de partículas ultrafinas, de baja flotabilidad.

Sin embargo, las operaciones en muchos casos están presentando configuraciones mixtas entre zarandas e hidrociclones, lo cual genera la necesidad de analizar el efecto real de estos equipos en los circuitos de molienda-clasificación.

Entre las características principales de los Stack Sizer, tenemos que son clasificadores que operan con altas velocidades, encontrándose en el rango de 1800 a 3600 rpm, lo que conlleva como consecuencia su alta eficiencia de clasificación.

Las zarandas vibratorias ya tuvieron un primer ingreso en la industria en la primera mitad del siglo XX, sin embargo, las limitaciones tecnológicas de aquél entonces (área y material resistente para la clasificación), no permitieron su incorporación a la industria sino hasta hace 10 años, donde

estos equipos irrumpen en los dominios de los hidrociclones, alterando el “statu quo” establecido por estos durante más de 60 años.

Es importante precisar que: El objetivo de reemplazar hidrociclones por Stack Sizer, es el de obtener una mejor clasificación que evite la sobremolienda de valores como por ejemplo el plomo, y no como se afirma comúnmente, el de incrementar el tonelaje de tratamiento.



Figura N° 1.1. Stack Sizer de 5 Pisos, equipo implementado en los circuitos de molienda-clasificación.

1.3.1 Principio de Operación

La operación de los Stack Sizer, se describe a continuación:

- La pulpa a clasificar alimentará a un distribuidor el cual repartirá la carga a los diferentes pisos de la zaranda.

- El flujo que alimenta a cada piso, es distribuido a través de una boca de descarga a fin de repartir la carga en forma uniforme sobre la superficie de la malla de clasificación.
- La alta vibración generada por los motores del equipo, permitirá el tamizaje de la pulpa.
- El material grueso de los pisos, descargará a un solo chute de colección de gruesos, desde donde retornará mediante una tubería al molino constituyendo la carga circulante del circuito.
- El material fino, atravesará la malla de clasificación y será conducido hacia un manifold donde se unirá todo el undersize de los diferentes pisos, constituyendo el producto final de la etapa de molienda.

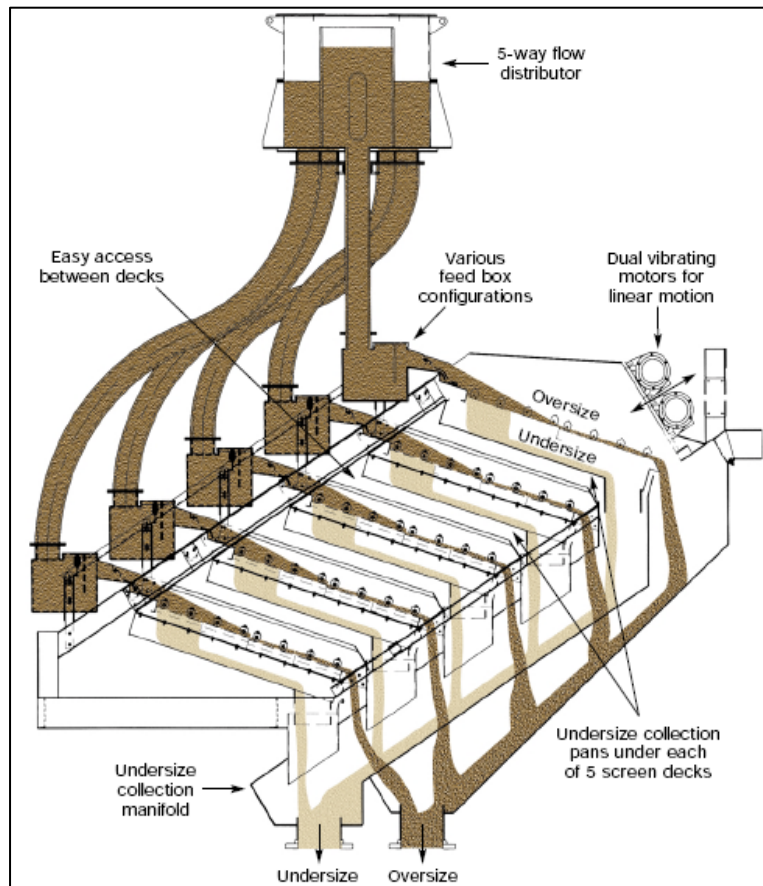


Figura N° 1.2. Esquema general de la conducción de los flujos en un Stack Sizer.

1.4 EFICIENCIA DE CLASIFICACIÓN

El concepto de eficiencia en la clasificación es vinculante con la recuperación y podría establecerse como una relación entre la cantidad de partículas de un determinado tamaño, recuperadas en un determinado producto, y la cantidad de las mismas partículas existentes en la alimentación. Naturalmente, la eficiencia puede referirse tanto a las fracciones finas como a las gruesas.

En el caso de los ciclones, podemos definir la eficiencia de clasificación en función al siguiente ejemplo: Un clasificador que opera con 100% de eficiencia, generaría una curva de partición semejante a la Curva 1 (ver figura 1.3), una medida de cuanto se alejan de este comportamiento ideal las demás curvas constituirá una medida de la eficiencia de separación de los diversos clasificadores empleados, la cual, para una interpretación rápida y comparativa, se recomienda sea expresada en porcentaje.

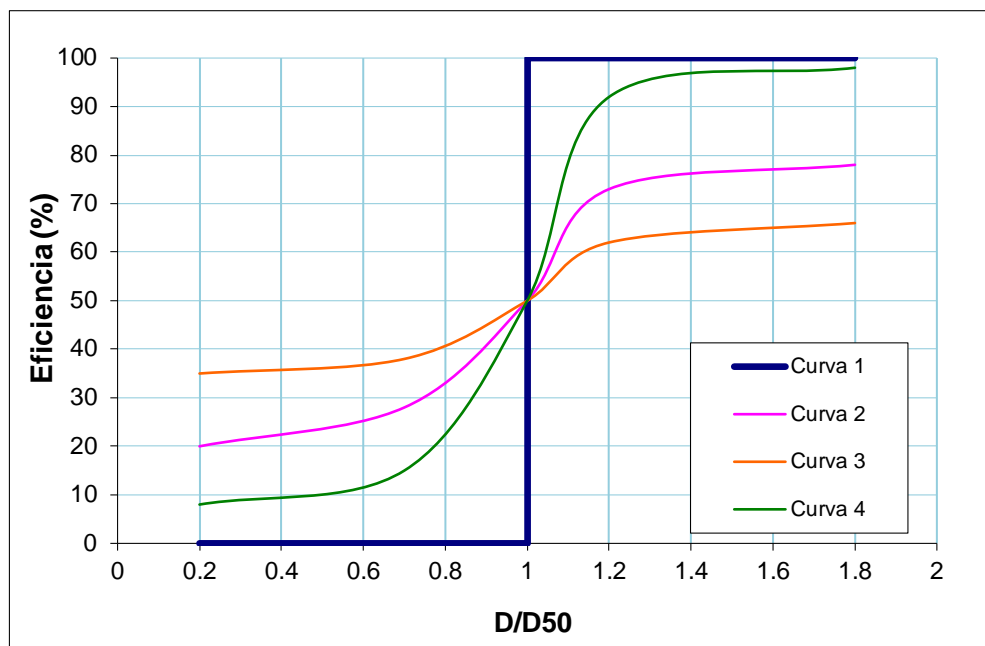


Figura N° 1.3. Curvas de partición en un clasificador.

1.4.1 Eficiencia de Finos de un Clasificador

Al ser clasificadores esencialmente de tamaños, los stack sizer, al igual que los harneros de los circuitos de chancado, la eficiencia de clasificación viene definida, en principio, por el cociente entre la cantidad de material que pasa por la malla de corte respecto a la cantidad total de material con bajo tamaño alimentado al clasificador.

Sin embargo, eso pudiese generar discrepancias en cuanto se requiera comparar su operación con la de los hidrociclones, siendo conveniente, expresar la eficiencia bajo el mismo concepto en ambos casos.

Para tal fin se presenta las siguientes fórmulas para el cálculo de la eficiencia en finos de un clasificador:

$$Eff = \frac{100 \times C \times (A - B)}{A \times (C - B)} \quad ec. (1.1)$$

Donde:

Eff : Rendimiento de finos del separador.

A : % pasante en el producto alimentado al separador.

B : % pasante en los residuos del separador.

C : % pasante en los finos del separador.

1.4.2 Desclasificados

Llamamos "desclasificado (D)" a la fracción indeseada que se encuentra en cualquiera de los productos generados en la separación, como motivo de la imperfección de funcionamiento de los equipos utilizados en la misma.

Obviamente en cualquier producto sólido delimitado por sus límites superior o inferior existe un desclasificado grueso, llamado comúnmente "Sobretamaño" (oversize) y un desclasificado fino, llamado comúnmente "finos" (undersize).

Así tenemos que el % de material desclasificado (Dfg), expresado en función de la eficiencia de finos (Eff) establecida en la ec. 1.1, queda expresada en la siguiente relación:

$$Dfg = \frac{A \times (1 - Eff)}{(1 - Eff \times A)} \quad ec. (1.2)$$

Donde:

Dfg : Desclasificados finos en la fracción gruesa.

A : % pasante en el producto alimentado al separador.

Eff : Rendimiento de finos del separador.

La deducción de ambas ecuaciones se detalla en el anexo 2.

CAPÍTULO II

ESTUDIOS PRELIMINARES DE CLASIFICACIÓN CON ZARANDAS DE ALTA FRECUENCIA

2.1 CIRCUITO DE MOLIENDA ESTUDIADO

El circuito de molienda estudiado, corresponde al de una Planta Polimetálica al que denomino “Mina Y”; este circuito presenta la siguiente disposición: un molino primario de barras que es alimentado con el producto de la etapa de chancado y cuya descarga se une a la descarga del molino secundario de bolas (Marcy 12' x 13') y son bombeados hacia los hidrociclones primarios D-20 (2 en operación y 1 en stand by).

El overflow constituye el producto de la etapa de molienda y alimenta a la flotación y el underflow alimenta al molino secundario.

Posteriormente, se produce una etapa de remolienda del relave de la flotación rougher, el cual es clasificado previamente en un hidrociclón D-15, el overflow alimenta a la etapa scavenger de flotación y el underflow constituye el alimento al molino de remolienda.

El circuito de molienda y remolienda se presenta en las figuras 2.1 y 2.2

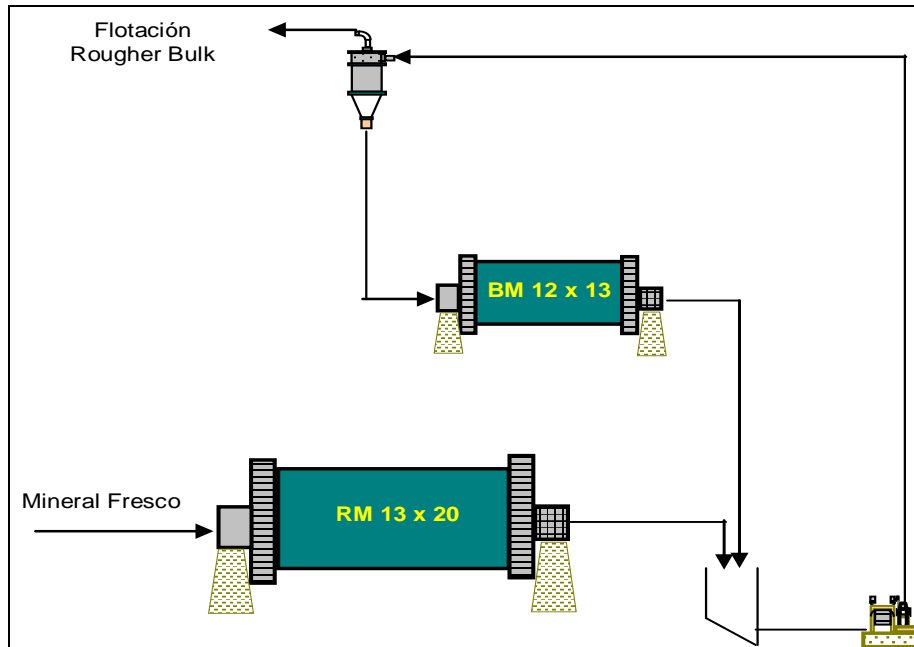


Figura N° 2.1. Circuito de Molienda Primaria – Secundaria con hidrociclones.

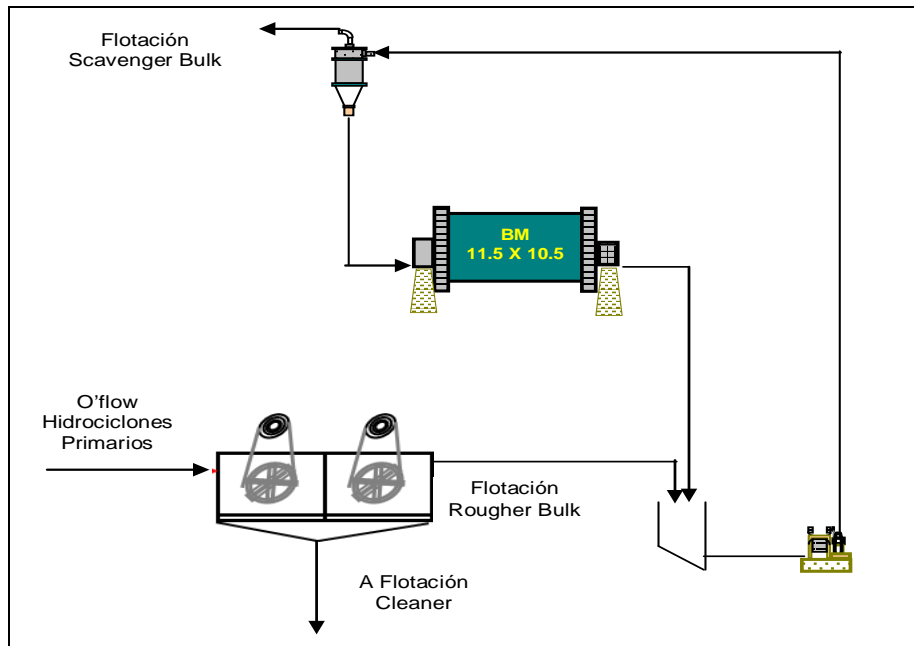


Figura N° 2.2. Circuito de Remolienda.

2.2 PRUEBAS REALIZADAS POR DERRICK CORPORATION

Previamente a la adquisición de las Zarandas de Alta Frecuencia, Derrick Corporation, realiza pruebas de clasificación en sus laboratorios; dichas pruebas son realizadas con pulpas obtenidas de la operación donde será implementado el equipo.

La finalidad de estas pruebas es la de evaluar el comportamiento de la pulpa en el clasificador y determinar si es posible aplicar la tecnología en este caso particular, y posteriormente establecer, las condiciones con las cuales deberán operar los Stack Sizer.

2.2.1 Características de las muestras evaluadas

Se presentan los % retenidos y pasantes de las muestras de cabeza con las que se realizaron las pruebas en las instalaciones de Derrick en EEUU.

Se realizaron 14 pruebas, las cuales fueron agrupadas en 3 grupos (I, II y III). La granulometría IV corresponde al alimento habitual a los hidrociclones primarios.

Dos de las muestras probadas en las instalaciones de Derrick en EEUU, difieren muy poco de la que normalmente es alimentada al hidrociclón primario. Esto puede observarse en la Figura 2.3, donde la curva más “gruesa” pertenece a las primeras pruebas que realizó Derrick.

Tabla N° 2.1. Distribución granulométrica del alimento a las Derrick y al Hidrociclón.

| N° | micrones | I | | II | | III | | IV | |
|-----|----------|-------|--------|-------|--------|-------|--------|-------|--------|
| | | % ret | % pass | % ret | % pass | % ret | % pass | % ret | % pass |
| 20 | 850 | 32,00 | 68,00 | 25,29 | 74,71 | 28,32 | 71,68 | 17,65 | 82,35 |
| 70 | 212 | 69,64 | 30,36 | 59,34 | 40,66 | 61,81 | 38,19 | 54,33 | 45,67 |
| 100 | 150 | 74,93 | 25,07 | 63,99 | 36,01 | 66,61 | 33,39 | 63,87 | 36,13 |
| 200 | 75 | 81,65 | 18,35 | 72,00 | 28,00 | 72,00 | 28,00 | 76,62 | 23,38 |
| 400 | 38 | 85,40 | 14,60 | 75,34 | 24,66 | 76,85 | 23,15 | 83,89 | 16,11 |

En la Tabla N° 2.1, se aprecia la similitud existente entre las muestras II y III, y la gran diferencia que hay entre estas dos con la I; la muestra IV, es la curva característica de la operación, la cual es similar con las muestras II y III.

Por tanto los resultados obtenidos en las pruebas de Derrick con las muestras II y III pueden aceptarse como válidas para extraer conclusiones a partir de ellas al nivel requerido, el cual es evaluar la posibilidad de mejorar la clasificación respecto de los hidrociclones.

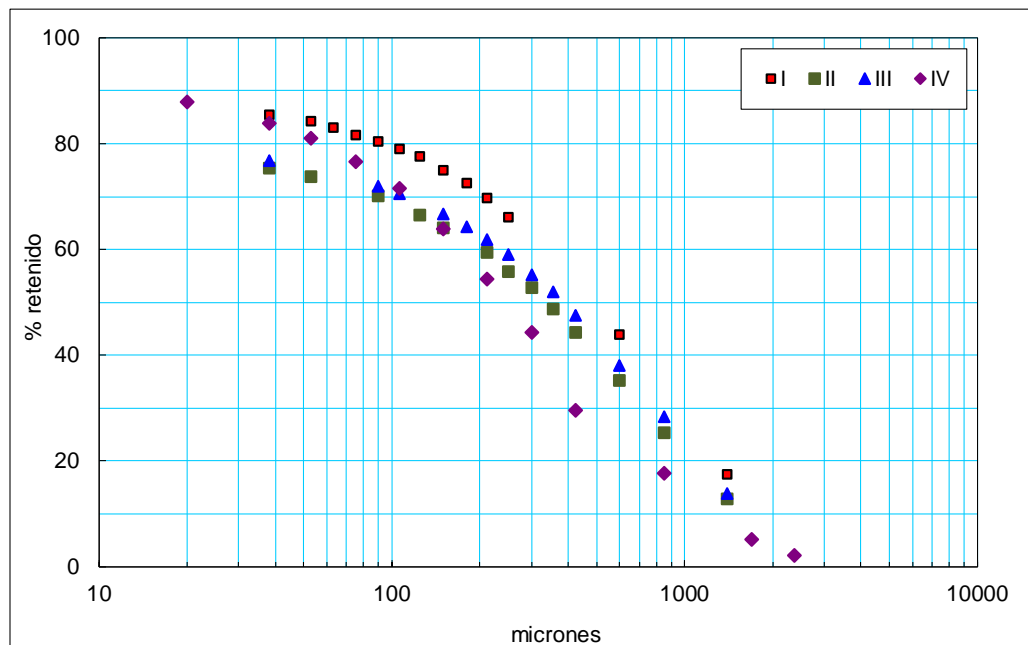


Figura N° 2.3. Distribución granulométrica del alimento a la Zaranda Derrick y al Hidrociclón D20. I: Pruebas Derrick 1, 2, 3, 4, 5, 6. II: Pruebas Derrick 7, 8. III: Pruebas Derrick 9, 10, 11, 12, 13, 14. IV: Granulometría Habitual de alimento a Hidrociclón.

2.3 CONDICIONES REQUERIDAS

A fin de aprobar preliminarmente el empleo de los Stack Sizer, es importante que este equipo cumpla las siguientes condiciones iniciales:

- El producto final del circuito de clasificación y molienda debe tener una granulometría adecuada para la flotación bulk y zinc. Los parámetros actuales son 48% -malla 200 para la flotación bulk; y 55 % - malla 200 para la flotación zinc.
- Que la carga que retorne al Molino Secundario (Marcy 12'x13') no exceda la capacidad del mismo. Actualmente este molino recibe entre 296 y 324 T/h de mineral circulante, ya sea que la planta trate mineral fresco seco a razón de 3550 T/d ó 3890 T/d (148 – 162 T/h).

2.3.1 Granulometría de flotación

La granulometría actual de flotación y la producida por la zaranda de alta frecuencia se muestran en la Figura 2.4 y Tabla 2.2.

Se eligieron las pruebas del N° 7 al 10, porque producen un alimento a flotación con granulometría más cercana a la deseada (55 % -malla 200). Es importante precisar que se amplió el rango, llegando en un grupo de pruebas alrededor de 70 % -malla 200, con la finalidad de evaluar el límite.

La granulometría producida con la zaranda de alta frecuencia es más fina que la que se produce actualmente (64 % vs. 48 %), y es importante anotar que contiene en la fracción +m70 sólo 10% frente al 26% que se tiene actualmente.

Es importante precisar que, el alimento al clasificador presenta también una mayor fineza con el transcurrir de las pruebas, lo cual responde en parte a que en las pruebas con el clasificador, el material va atricionándose paulatinamente en el proceso de bombeo, fenómeno que no ocurriría, en la misma medida, en una operación industrial y que es importante señalar como una observación a las pruebas que realiza Derrick.

Finalmente, consideramos que esta mayor fineza, no sería alcanzada en la operación industrial, pero que nuestro producto a flotación tendría un P_{80} menor al actual (figura 2.4), donde los % passing de tamaños mayores a 300 micrones se reducen sustancialmente en el producto a flotación cuando se clasifica con el Stack Sizer, sin embargo, aunque esto es suficiente a este nivel de análisis, aún no se ha respondido, las implicancias que tendrá en los circuitos de flotación.

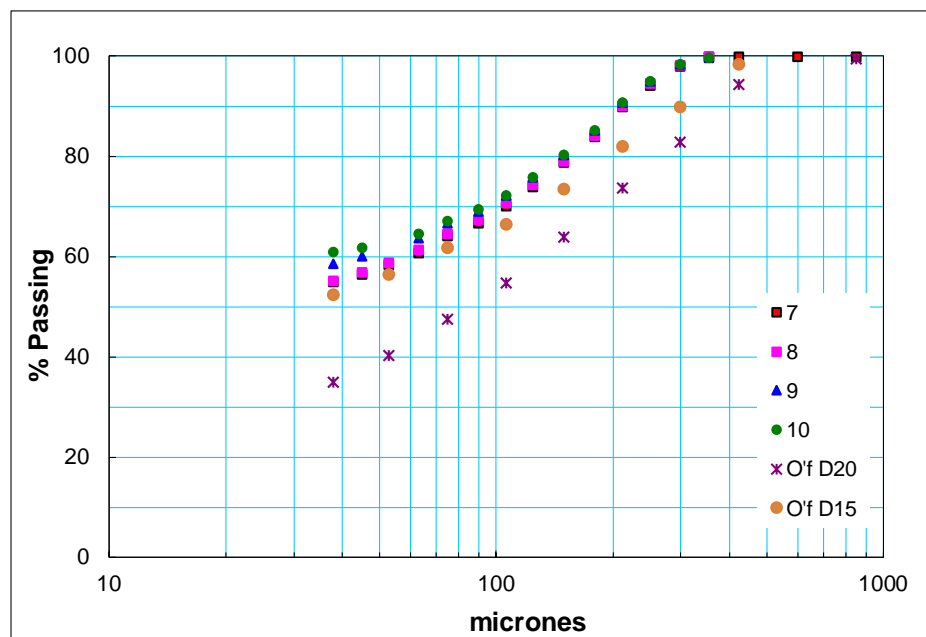


Figura N° 2.4. Distribución granulométrica del alimento a Flotación (U'size de zaranda). Pruebas Derrick 7: 176 t/h; 8: 190 t/h; 9: 169 t/h; 10: 183 t/h (Malla de corte: 300 micrones). Operación Actual: **O'f D20** (overflow del hidrociclón D20), **O'f D15** (overflow del circuito de remolienda).

Tabla N° 2.2. Distribución granulométrica en alimento de flotación producido por Zaranda de Alta Frecuencia (malla de corte 300 micrones) e Hidrociclón D20.

| Mallas | | Granulometría Undersize Zaranda Alta Frecuencia | | | | | | | | Granulometría Overflow | | | |
|--------|---------------------|---|--------|-------|--------|-------|--------|-------|--------|------------------------|--------|---------|--------|
| N° | Abertura (micrones) | 7 | | 8 | | 9 | | 10 | | O'f D20 | | O'f D15 | |
| | | % ret | % pass | % ret | % pass | % ret | % pass | % ret | % pass | % ret | % pass | % ret | % pass |
| 50 | 297 | 1,94 | 98,06 | 1,73 | 98,27 | 1,53 | 98,47 | 1,50 | 98,50 | 17,02 | 82,98 | 10,04 | 89,96 |
| 70 | 212 | 10,16 | 89,84 | 9,98 | 90,02 | 9,18 | 90,82 | 9,14 | 90,86 | 26,27 | 73,73 | 17,92 | 82,08 |
| 100 | 150 | 21,23 | 78,77 | 20,98 | 79,02 | 19,64 | 80,36 | 19,68 | 80,32 | 35,94 | 64,06 | 26,42 | 73,58 |
| 140 | 106 | 29,79 | 70,21 | 29,33 | 70,67 | 27,68 | 72,32 | 27,66 | 72,34 | 45,11 | 54,89 | 33,58 | 66,42 |
| 200 | 75 | 35,84 | 64,16 | 35,34 | 64,66 | 33,29 | 66,71 | 32,87 | 67,13 | 52,46 | 47,54 | 38,18 | 61,82 |
| 325 | 45 | 43,49 | 56,51 | 43,08 | 56,92 | 39,92 | 60,08 | 38,08 | 61,92 | | | | |
| 400 | 38 | 45,09 | 54,91 | 44,81 | 55,19 | 41,45 | 58,55 | 39,00 | 61,00 | 64,92 | 35,08 | 47,63 | 52,37 |

2.3.2 Capacidad del Molino Secundario

La mayor eficiencia en la clasificación con el stack sizer, supone que su oversize presentará un P_{80} mayor, respecto al del underflow de los hidrociclones, por tanto habrá una mayor tarea de molienda y por ende una mayor energía específica para dicha tarea.

Esto nos induce a pensar que la capacidad teórica del molino 12'x 13' se reduciría al implementar los Stack Sizer, sin embargo, hay un efecto considerable asociado a la mayor eficiencia de clasificación, el cual es que la carga circulante es mucho menor a la obtenida con hidrociclones, lo que compensa el mayor consumo de energía asociado al engrosamiento del alimento al molino.

La tabla N° 2.3, presenta el cálculo teórico de la capacidad del molino secundario con hidrociclones y con Stack Sizer.

Tabla N° 2.3. Cálculo teórico de la capacidad máxima del molino secundario.

| Descripción | Und. | Hidrociclón | Stack Sizer |
|------------------------------|-------------|--------------------|--------------------|
| Parámetros | | | |
| F ₈₀ | micrones | 1000 | 1400 |
| P ₈₀ | micrones | 400 | 400 |
| Energía Específica Calculada | kWh/tc | 2,57 | 3,26 |
| Factor de corrección | | 1,075 | 1,075 |
| Energía específica Real | kWh/tc | 2,77 | 3,50 |
| Energía específica Real | kWh/tm | 3,05 | 3,86 |
| Carga Circulante | % | 200 | 150 |
| Capacidad Máxima | | | |
| Alimento Fresco | t/h | 170,5 | 179,5 |
| Alimento Fresco | t/d | 4092,9 | 4309,0 |
| Alimento Total | t/h | 341,07 | 269,31 |
| Alimento Total | t/d | 8186 | 6464 |

Actualmente con el tonelaje de mineral fresco diario que se trata en el molino 12'x13', se llega a moler entre 156 T/h y 164 T/h. En ambos casos el tratamiento está por debajo de la capacidad teórica del molino (170.5 T/h).

En el caso de la zaranda Derrick, siendo el alimento al molino más grueso, la capacidad teórica disminuye, sin embargo, esta es suficiente para poder alcanzar un tratamiento de mineral fresco de hasta 4300 T/d. Es preciso mencionar que el máximo tonelaje (total) que podría alimentarse al molino secundario sería de 6464 T/d, y que para un tratamiento promedio de 164 T/h, este tonelaje sólo llegaría a 5903 T/h, teniendo el circuito con los Stack Sizer cierta holgura para operar.

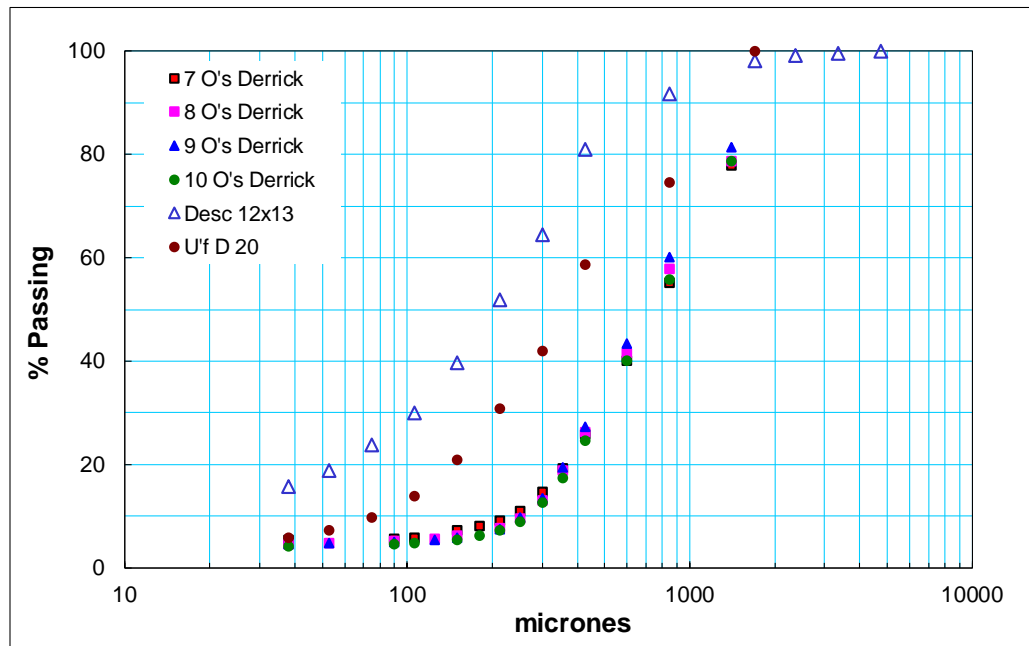


Figura N° 2.5. Distribución granulométrica del alimento al Molino secundario 12' x 13' (O'size Derric & U'flow D20) y la Descarga del molino en operación (año 2007).

CAPÍTULO III

INFLUENCIA DE CLASIFICACIÓN CON ZARANDAS DE ALTA FRECUENCIA EN FLOTACIÓN – ESTUDIOS DE LABORATORIO

El presente capítulo comprenderá todo el estudio a nivel de laboratorio metalúrgico realizado, con el objetivo de precisar el comportamiento que tendrá el mineral en una eventual clasificación con los Stack Sizer.

En el capítulo anterior se estableció que el análisis de los resultados de las pruebas realizadas por Derrick, aunque importantes, eran insuficientes para definir la aplicación del equipo en reemplazo de los hidrociclones, puesto que no se tenía respuesta de lo que ocurriría en los circuitos de flotación.

Es así que el estudio de laboratorio, responde a esta interrogante, pero a la vez orienta la forma en que debe realizarse la evaluación metalúrgica a fin de tener un mejor panorama del fenómeno analizado.

Preliminarmente incluimos un corto análisis del efecto del tamaño de partículas.

3.1 EFECTO DEL TAMAÑO DE PARTÍCULAS

El tamaño de partícula es de alta relevancia desde el punto de vista de la flotación. Se puede establecer que altos grados de molienda tienen un impacto en la flotabilidad. Así tenemos que tanto más fina es la partícula, tanto más se aleja de un comportamiento de sólido y adquiere características más cercanas a un comportamiento coloidal

3.1.1 Presencia de Finos

A medida que se reduce el tamaño de partícula, se presentan dos características dominantes: el incremento de la superficie específica y la reducción de la masa de la partícula. Estas dos características tienen relación directa con el comportamiento durante el proceso de flotación.

- **Reducción de Masa:** El reducirse el tamaño de una partícula, esta va a sufrir un cambio en algunas de sus propiedades lo que da lugar a diferentes fenómenos tales como:
 - La reducción de la probabilidad de colisión con una burbuja, lo cual está relacionado con la cinética de flotación.
 - Atrapamiento de partículas finas, debido a que las partículas finas son atrapadas en los espacios intersticiales de las burbujas y son arrastrados en las espumas inselectivamente.
 - Dispersión y floculación, debido a la carga superficial producto de las reacciones electroquímicas en la superficie, a medida que las partículas se reducen, su comportamiento tiende al de un coloide, donde las fuerzas intermoleculares de largo alcance y las de la doble capa eléctrica dominan y controlan las interacciones de las partículas en una

suspensión. Si la doble capa es gruesa, las fuerzas repelentes controlan el comportamiento y las partículas permanecerán dispersas, en tanto que si se reduce la doble capa, el dominio es de las fuerzas de atracción y las partículas se coagularán o flocularán.

- Recubrimiento por lamas, debido a que si las partículas finas son valiosos y los gruesos gangas, el concentrado tenderá a tener una baja calidad; si las partículas finas son gangas y recubren a las partículas gruesas de mineral valioso, impedirán la adhesión de las burbujas de aire, afectando la recuperación de valores.

➤ **Superficie Específica:** En el proceso de reducción de tamaño se crean nuevas superficies con puntos muy activos tales como:

- Capacidad de Absorción, al incrementar la superficie específica, la capacidad de absorción se torna considerablemente grande, de tal manera que el consumo de reactivos por estas partículas es mayor respecto al consumo de partículas de mayor tamaño.
- Alta energía superficial, lo que genera que el colector se absorba inselectivamente sobre la superficie de los minerales; asimismo, en minerales sulfurados, la mayor energía superficial, promueve la oxidación, alterando la flotabilidad de las partículas.

3.2 PREPARACIÓN DE MUESTRAS

El primer paso tomado por el área de metalurgia, fue la de “construir” granulometrías similares a las obtenidas con las Stack Sizer en las pruebas en EEUU. Para tal fin se tuvo que realizar un tamizaje en húmedo de la muestra con la malla de corte (300 micrones), posteriormente se compositó

las muestras a fin de que tuviesen una granulometría similar a las obtenidas en las pruebas de Derrick.

3.3 CINÉTICA DE FLOTACIÓN.

En esta sección se presentan los resultados de los test de flotación a diferentes granulometrías y densidades, a fin de evaluar su comportamiento metalúrgico.

3.3.1 Flotación Bulk.

Las pruebas buscaron fundamentalmente observar el comportamiento del Pb respecto al estándar a medida que se incrementa el grado de molienda y se varía la densidad de flotación; asimismo, fue importante también evaluar las variaciones de la calidad de Pb en el concentrado Bulk.

A. Resultados

Se presentan los resultados (leyes y recuperaciones de Pb), de las pruebas de cinética de flotación realizadas para el circuito bulk.

Tabla N° 3.1. Resultados de las pruebas de cinética de flotación bulk a una densidad de flotación de 1300 g/L.

| Producto | Tiempo Acum. (min) | Ley de Pb (%), Molienda (%-m200) | | | | | Recuperación de Pb (%) | | | | |
|----------|--------------------|----------------------------------|-------|-------|-------|-------|------------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| | | 48% | 55% | 58% | 65% | 70% | 48% | 55% | 58% | 65% | 70% |
| Conc. 1 | 0.50 | 28.18 | 29.84 | 28.24 | 24.45 | 24.70 | 59.52 | 68.75 | 62.23 | 59.87 | 51.55 |
| Conc. 2 | 1.50 | 7.93 | 7.57 | 9.15 | 7.63 | 5.88 | 7.19 | 6.66 | 8.45 | 8.60 | 10.32 |
| Conc. 3 | 2.50 | 4.04 | 3.78 | 7.00 | 4.02 | 4.78 | 5.51 | 2.86 | 5.06 | 5.14 | 6.01 |
| Conc. 4 | 3.50 | 2.27 | 2.74 | 3.58 | 3.67 | 3.62 | 2.94 | 2.70 | 2.96 | 4.14 | 4.98 |
| Conc. 5 | 4.50 | 2.92 | 1.84 | 2.87 | 2.18 | 2.05 | 3.28 | 3.32 | 3.64 | 2.68 | 4.17 |
| Conc. 6 | 5.50 | 2.20 | 1.47 | 1.39 | 1.52 | 1.52 | 2.59 | 1.28 | 2.13 | 2.03 | 2.93 |
| Conc. 7 | 7.50 | 1.78 | 1.07 | 1.09 | 1.36 | 1.23 | 2.00 | 1.28 | 1.28 | 1.85 | 2.25 |
| Conc. 8 | 9.50 | 1.15 | 0.99 | 1.06 | 1.18 | 0.86 | 1.57 | 0.61 | 1.75 | 1.88 | 1.72 |
| | | | | | | | 84.59 | 87.47 | 87.49 | 86.18 | 83.94 |

Tabla N° 3.2. Resultados de las pruebas de cinética de flotación bulk a una densidad de flotación de 1400 g/L.

| Producto | Tiempo Acum. (min) | Ley de Pb (%), Molienda (%-m200) | | | | | Recuperación de Pb (%) | | | | |
|----------|--------------------|----------------------------------|-------|-------|-------|-------|------------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| | | 48% | 55% | 58% | 65% | 70% | 48% | 55% | 58% | 65% | 70% |
| Conc. 1 | 0.50 | 27.07 | 31.66 | 29.94 | 26.45 | 25.97 | 61.25 | 68.28 | 59.14 | 52.40 | 50.25 |
| Conc. 2 | 1.50 | 8.65 | 7.55 | 8.96 | 9.60 | 9.89 | 8.11 | 9.44 | 11.74 | 13.45 | 12.95 |
| Conc. 3 | 2.50 | 7.23 | 4.17 | 4.46 | 7.04 | 6.49 | 6.20 | 3.54 | 4.79 | 8.65 | 5.90 |
| Conc. 4 | 3.50 | 4.62 | 3.67 | 3.55 | 4.80 | 4.22 | 5.02 | 2.47 | 3.08 | 3.04 | 3.27 |
| Conc. 5 | 4.50 | 3.69 | 2.46 | 2.34 | 3.45 | 3.82 | 2.40 | 1.91 | 4.43 | 4.68 | 6.54 |
| Conc. 6 | 5.50 | 2.35 | 1.83 | 1.66 | 1.63 | 2.21 | 1.86 | 1.72 | 2.94 | 1.38 | 3.34 |
| Conc. 7 | 7.50 | 1.02 | 1.26 | 1.15 | 1.35 | 1.17 | 1.48 | 1.34 | 1.58 | 1.72 | 1.46 |
| Conc. 8 | 9.50 | 1.00 | 0.93 | 1.02 | 0.92 | 1.02 | 0.82 | 0.90 | 0.90 | 1.09 | 1.13 |
| | | | | | | | 87.14 | 89.60 | 88.60 | 86.42 | 84.83 |

Tabla N° 3.3. Resultados de las pruebas de cinética de flotación bulk a una densidad de flotación de 1450 g/L.

| Producto | Tiempo Acum. (min) | Ley de Pb (%), Molienda (%-m200) | | | | | Recuperación de Pb (%) | | | | |
|----------|--------------------|----------------------------------|-------|-------|-------|-------|------------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| | | 48% | 55% | 58% | 65% | 70% | 48% | 55% | 58% | 65% | 70% |
| Conc. 1 | 0.50 | 26.52 | 27.13 | 26.39 | 24.57 | 24.19 | 56.93 | 64.06 | 62.46 | 57.15 | 53.89 |
| Conc. 2 | 1.50 | 9.61 | 6.25 | 7.80 | 5.79 | 5.46 | 13.50 | 9.14 | 8.28 | 10.61 | 7.42 |
| Conc. 3 | 2.50 | 4.89 | 4.68 | 4.69 | 3.05 | 4.55 | 6.03 | 4.75 | 5.29 | 4.36 | 5.23 |
| Conc. 4 | 3.50 | 3.16 | 3.24 | 3.63 | 2.79 | 3.75 | 2.50 | 2.37 | 3.96 | 3.22 | 4.55 |
| Conc. 5 | 4.50 | 2.54 | 2.72 | 2.36 | 1.76 | 3.16 | 3.15 | 4.07 | 2.10 | 4.03 | 6.86 |
| Conc. 6 | 5.50 | 1.67 | 1.47 | 1.60 | 1.55 | 1.98 | 2.03 | 1.60 | 1.71 | 3.01 | 2.37 |
| Conc. 7 | 7.50 | 1.28 | 1.25 | 1.18 | 1.33 | 1.20 | 1.39 | 1.46 | 1.35 | 1.92 | 1.67 |
| Conc. 8 | 9.50 | 0.98 | 0.95 | 0.97 | 1.13 | 1.32 | 1.02 | 1.21 | 1.10 | 1.55 | 1.21 |
| | | | | | | | 86.54 | 88.67 | 86.26 | 85.85 | 83.20 |

Tabla N° 3.4. Resultados de las pruebas de cinética de flotación bulk a una densidad de flotación de 1500 g/L.

| Producto | Tiempo Acum. (min) | Ley de Pb (%), Molienda (%-m200) | | | | | Recuperación de Pb (%) | | | | |
|----------|--------------------|----------------------------------|-------|-------|-------|-------|------------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| | | 48% | 55% | 58% | 65% | 70% | 48% | 55% | 58% | 65% | 70% |
| Conc. 1 | 0.50 | 25.30 | 25.22 | 25.15 | 19.28 | 23.58 | 61.83 | 62.02 | 57.68 | 51.59 | 35.87 |
| Conc. 2 | 1.50 | 6.67 | 6.58 | 8.99 | 7.83 | 7.79 | 7.92 | 6.05 | 7.91 | 8.04 | 16.19 |
| Conc. 3 | 2.50 | 3.36 | 5.06 | 5.58 | 6.17 | 6.98 | 4.42 | 4.99 | 6.12 | 7.56 | 11.95 |
| Conc. 4 | 3.50 | 2.58 | 3.59 | 3.29 | 5.83 | 4.15 | 3.41 | 2.71 | 4.72 | 6.00 | 5.96 |
| Conc. 5 | 4.50 | 2.32 | 2.65 | 2.44 | 3.59 | 2.90 | 2.28 | 5.49 | 3.38 | 4.06 | 4.47 |
| Conc. 6 | 5.50 | 1.96 | 1.20 | 1.44 | 2.64 | 1.52 | 2.33 | 2.37 | 1.92 | 2.50 | 1.81 |
| Conc. 7 | 7.50 | 1.10 | 1.09 | 1.19 | 1.66 | 1.91 | 0.95 | 1.66 | 1.42 | 1.89 | 3.12 |
| Conc. 8 | 9.50 | 1.00 | 0.83 | 0.93 | 1.40 | 1.13 | 1.20 | 1.23 | 0.99 | 1.93 | 1.81 |
| | | | | | | | 84.33 | 86.51 | 84.14 | 83.57 | 81.19 |

B. Discusión de Resultados

A partir de los resultados obtenidos realizo las siguientes apreciaciones:

- El rango de densidades óptimo para la flotación se encuentra entre 1300 a 1400 g/L (figuras N° 3.1 a 3.4), considero que densidades menores a este valor podrían ser difíciles de manejar en la operación de la concentradora; por otra parte, valores de densidad mayores no favorecen la flotación del mineral y por tanto no son recomendables.

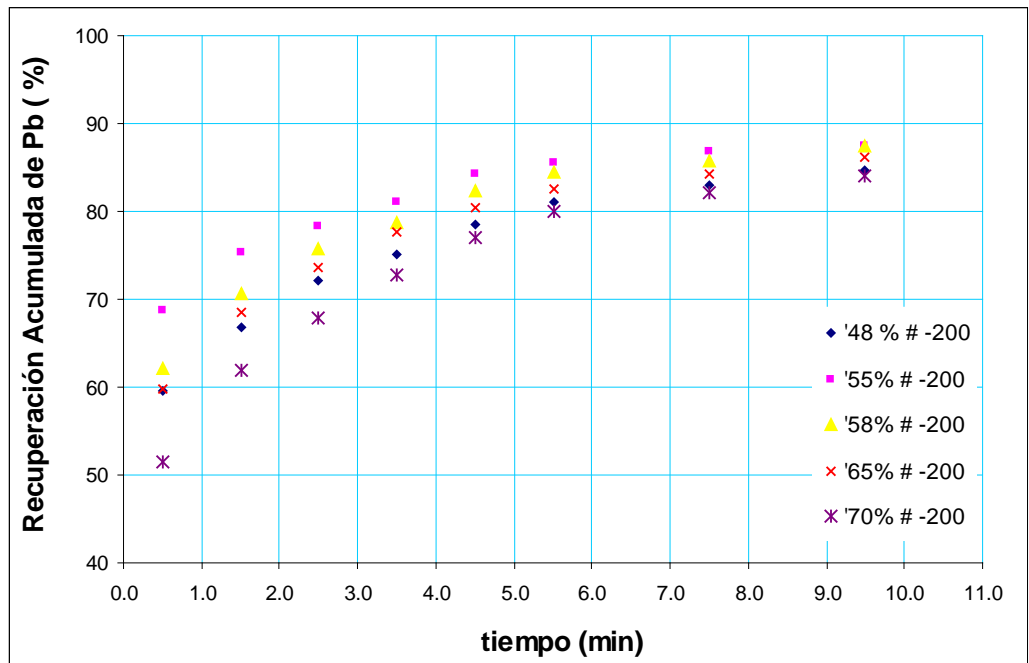


Figura N° 3.1. Cinética de flotación de Pb a una densidad de 1300 g/L y a diferentes grados de molienda.

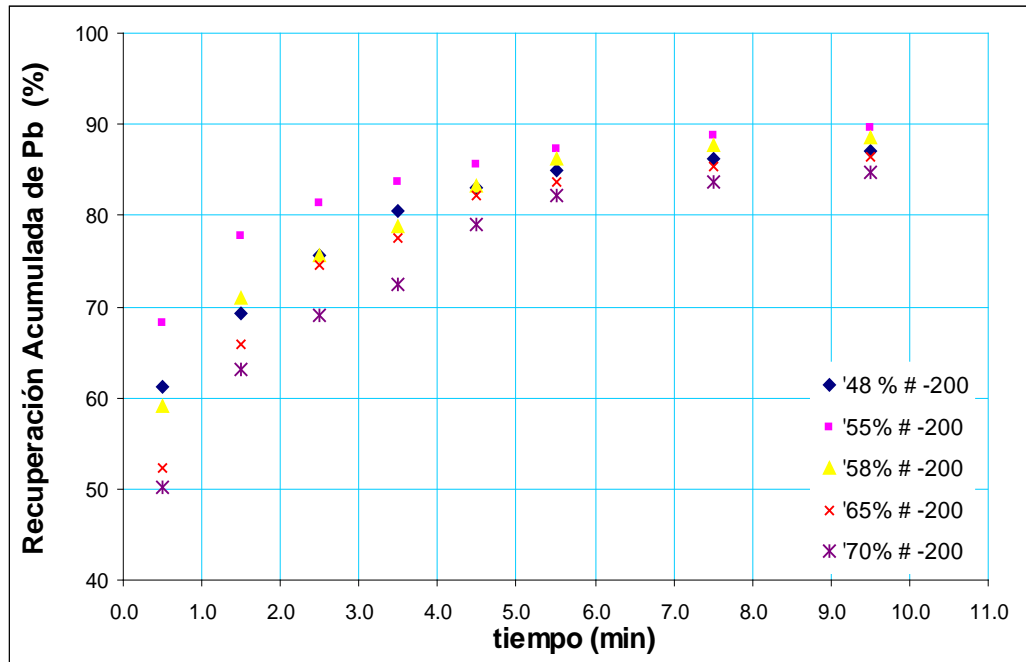


Figura N° 3.2. Cinética de flotación de Pb a una densidad de 1400 g/L y a diferentes grados de molienda.

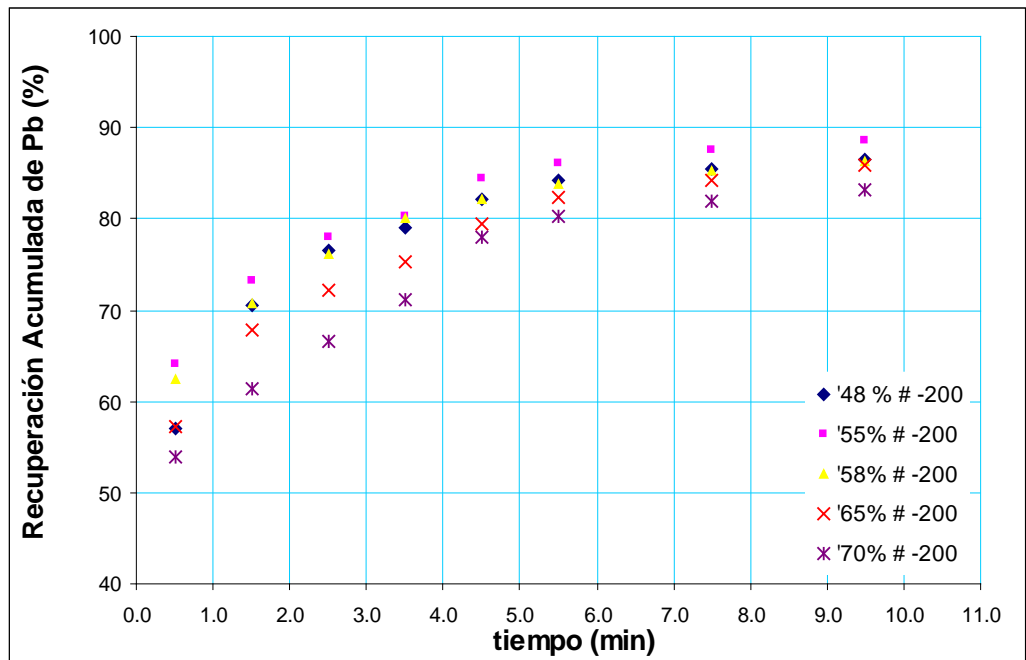


Figura N° 3.3. Cinética de flotación de Pb a una densidad de 1450 g/L y a diferentes grados de molienda.

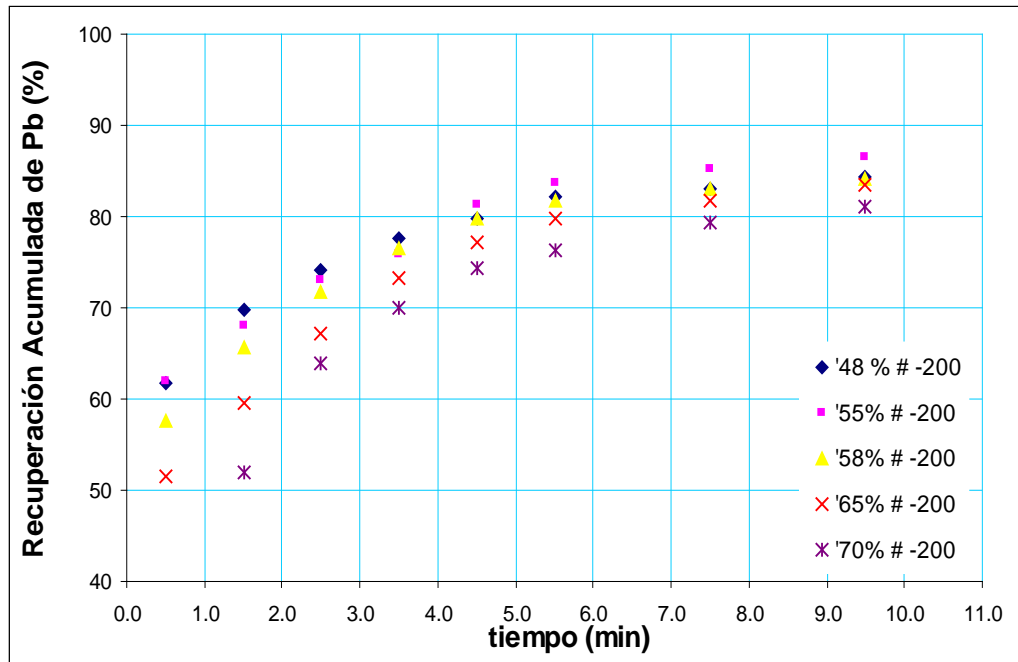


Figura N° 3.4. Cinética de flotación de Pb a una densidad de 1500 g/L y a diferentes grados de molienda.

- La ley de Pb obtenida en este rango de densidades (1300 – 1400 g/L), se mantiene para una molienda de 55% -malla 200 (figuras 3.5 a 3.8), sin embargo, a medida que se incrementa la densidad, disminuye la ley de Pb.

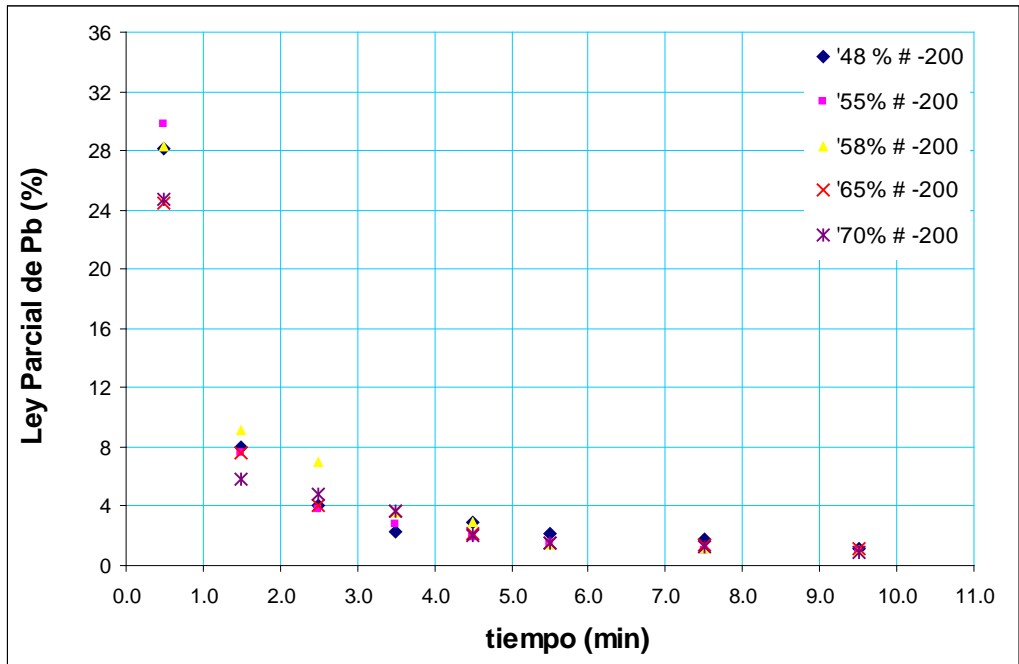


Figura N° 3.5. Ley de Pb en el concentrado Bulk, en función del tiempo a una densidad de 1300 g/L y a diferentes grados de molienda.

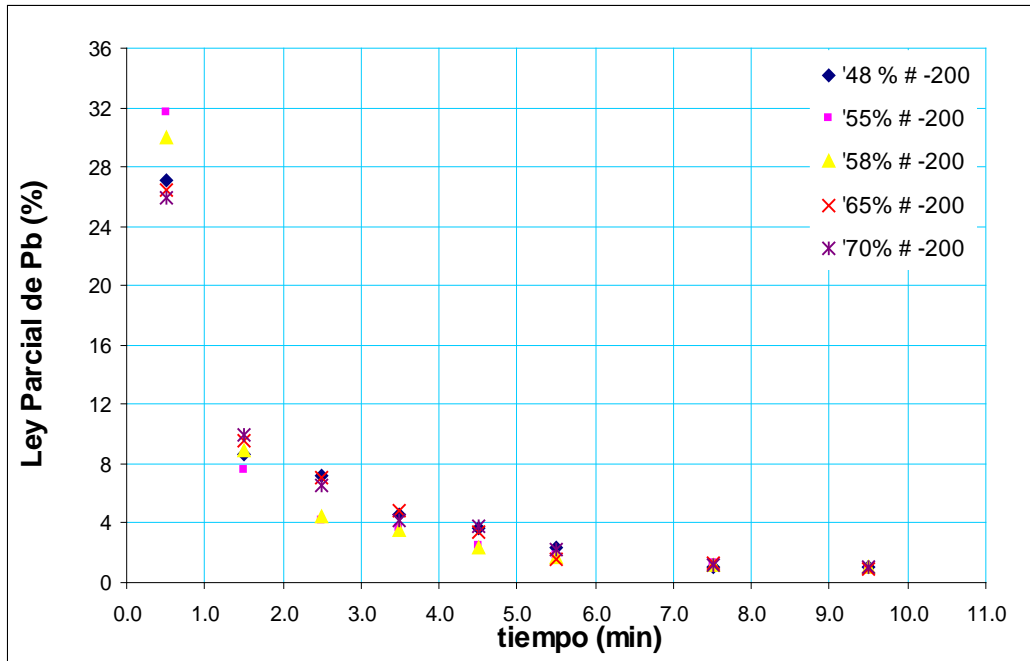


Figura N° 3.6. Ley de Pb en el concentrado Bulk, en función del tiempo a una densidad de 1400 g/L y a diferentes grados de molienda.

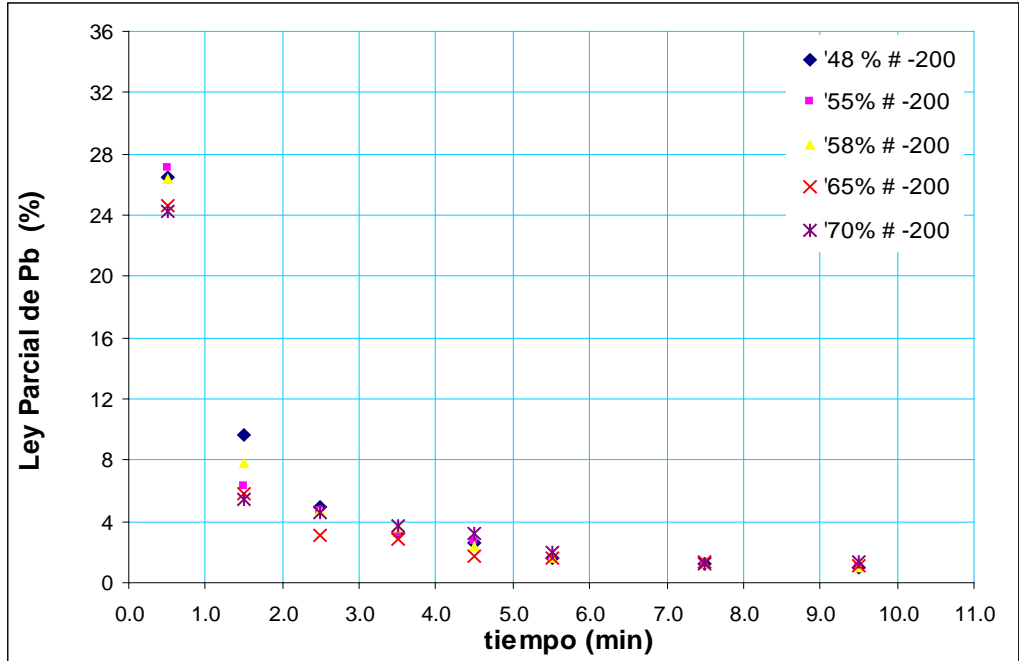


Figura N° 3.7. Ley de Pb en el concentrado Bulk, en función del tiempo a una densidad de 1450 g/L y a diferentes grados de molienda.

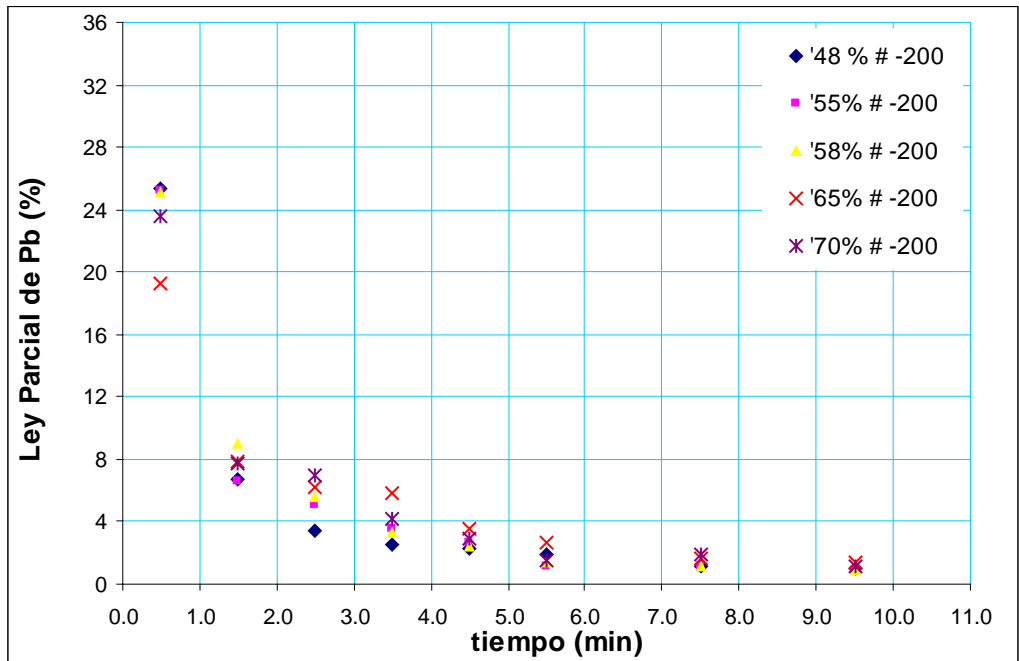


Figura N° 3.8. Ley de Pb en el concentrado Bulk, en función del tiempo a una densidad de 1500 g/L y a diferentes grados de molienda.

- El empleo de Stack Sizer en reemplazo de hidrociclones, en esta aplicación en particular, permitiría obtener un concentrado con calidad similar a la actual y a la vez una recuperación mayor, debido a las menores pérdidas por reducción de sobremolienda de valores de Pb.
- Aunque en esta etapa se ha tratado de precisar el posible comportamiento metalúrgico en el circuito de flotación Bulk, es evidente que no se puede predecir el comportamiento del circuito ex ante, puesto que aún queda pendiente entender el eventual comportamiento que tendría la molienda secundaria.

3.3.2 Flotación Zinc.

En forma análoga al circuito bulk, se realizó la flotación de Zinc con el objetivo de evaluar la calidad y recuperación a diferentes condiciones de molienda y flotación.

A. Resultados

Se presentan los resultados (leyes y recuperaciones de Zn), de las pruebas de cinética de flotación realizadas para el circuito Zinc.

Tabla N° 3.5. Resultados de las pruebas de cinética de flotación Zinc a una densidad de flotación de 1300 g/L.

| Producto | Tiempo Acum. (min) | Ley de Zn (%), Molienda (%-m200) | | | | | Recuperación de Zn (%) | | | | |
|----------|--------------------|----------------------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|------------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| | | 48% -m 200 | 55% -m200 | 58% -m200 | 65% -m200 | 70% -m200 | 48% -m 200 | 55% -m200 | 58% -m200 | 65% -m200 | 70% -m200 |
| Conc. 1 | 0.50 | 37.03 | 38.73 | 37.82 | 37.72 | 37.40 | 53.20 | 55.96 | 55.84 | 55.15 | 54.71 |
| Conc. 2 | 1.50 | 16.02 | 16.63 | 19.66 | 17.07 | 19.71 | 7.00 | 11.24 | 9.18 | 8.99 | 10.11 |
| Conc. 3 | 2.50 | 12.69 | 11.97 | 12.67 | 11.32 | 13.85 | 6.51 | 7.22 | 4.70 | 4.66 | 4.47 |
| Conc. 4 | 3.50 | 6.78 | 5.79 | 7.64 | 9.68 | 11.31 | 3.72 | 3.23 | 3.35 | 3.43 | 3.52 |
| Conc. 5 | 4.50 | 5.75 | 4.89 | 6.36 | 7.85 | 7.15 | 2.62 | 2.39 | 2.70 | 3.77 | 1.58 |
| Conc. 6 | 5.50 | 4.37 | 3.71 | 4.29 | 4.83 | 4.43 | 2.34 | 1.29 | 1.41 | 1.31 | 0.95 |
| Conc. 7 | 7.50 | 3.32 | 2.54 | 3.22 | 3.62 | 3.36 | 1.49 | 1.07 | 1.03 | 0.85 | 0.67 |
| Conc. 8 | 9.50 | 2.26 | 2.02 | 2.22 | 2.45 | 2.27 | 1.00 | 0.86 | 0.66 | 0.66 | 0.43 |
| | | | | | | | 77.87 | 83.26 | 78.86 | 78.82 | 76.46 |

Tabla N° 3.6. Resultados de las pruebas de cinética de flotación Zinc a una densidad de flotación de 1400 g/L.

| Producto | Tiempo Acum. (min) | Ley de Zn (%), Molienda (%-m200) | | | | | Recuperación de Zn (%) | | | | |
|----------|--------------------|----------------------------------|-------|-------|-------|-------|------------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| | | 48% | 55% | 58% | 65% | 70% | 48% | 55% | 58% | 65% | 70% |
| Conc. 1 | 0.50 | 37.29 | 38.08 | 37.17 | 37.29 | 37.02 | 53.07 | 55.83 | 55.79 | 55.19 | 54.73 |
| Conc. 2 | 1.50 | 18.92 | 18.71 | 20.66 | 15.85 | 12.37 | 9.19 | 9.98 | 8.20 | 7.90 | 11.08 |
| Conc. 3 | 2.50 | 13.02 | 14.90 | 15.20 | 12.99 | 8.36 | 6.88 | 6.06 | 4.76 | 7.33 | 3.52 |
| Conc. 4 | 3.50 | 9.92 | 10.81 | 12.56 | 7.57 | 7.30 | 2.92 | 3.87 | 3.47 | 2.99 | 2.55 |
| Conc. 5 | 4.50 | 4.65 | 8.90 | 9.58 | 5.01 | 6.71 | 1.31 | 2.92 | 3.03 | 2.01 | 1.50 |
| Conc. 6 | 5.50 | 3.40 | 7.48 | 6.41 | 4.74 | 5.94 | 1.58 | 2.59 | 1.78 | 1.44 | 1.27 |
| Conc. 7 | 7.50 | 2.32 | 3.37 | 4.38 | 3.53 | 3.67 | 1.25 | 1.04 | 0.97 | 1.14 | 0.99 |
| Conc. 8 | 9.50 | 2.27 | 2.29 | 2.28 | 2.48 | 2.40 | 0.97 | 0.71 | 0.72 | 0.66 | 0.50 |
| | | | | | | | 77.17 | 83.00 | 78.74 | 78.67 | 76.15 |

Tabla N° 3.7. Resultados de las pruebas de cinética de flotación Zinc a una densidad de flotación de 1450 g/L.

| Producto | Tiempo Acum. (min) | Ley de Zn (%), Molienda (%-m200) | | | | | Recuperación de Zn (%) | | | | |
|----------|--------------------|----------------------------------|-------|-------|-------|-------|------------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| | | 48% | 55% | 58% | 65% | 70% | 48% | 55% | 58% | 65% | 70% |
| Conc. 1 | 0.50 | 33.36 | 35.95 | 35.23 | 34.14 | 31.73 | 52.94 | 53.91 | 53.80 | 53.54 | 51.94 |
| Conc. 2 | 1.50 | 18.22 | 16.25 | 12.31 | 19.84 | 9.23 | 8.25 | 13.05 | 8.03 | 8.32 | 7.38 |
| Conc. 3 | 2.50 | 14.41 | 11.33 | 8.73 | 14.72 | 7.12 | 4.61 | 4.50 | 5.26 | 4.32 | 4.35 |
| Conc. 4 | 3.50 | 10.31 | 7.94 | 6.87 | 10.25 | 6.79 | 3.32 | 2.71 | 4.29 | 3.55 | 3.36 |
| Conc. 5 | 4.50 | 7.02 | 5.67 | 5.15 | 8.29 | 5.17 | 1.77 | 2.73 | 2.55 | 3.09 | 3.60 |
| Conc. 6 | 5.50 | 5.58 | 4.40 | 4.58 | 4.77 | 4.88 | 1.62 | 1.54 | 2.73 | 1.99 | 2.64 |
| Conc. 7 | 7.50 | 4.44 | 3.37 | 3.37 | 3.48 | 3.63 | 1.17 | 1.37 | 1.34 | 1.35 | 1.62 |
| Conc. 8 | 9.50 | 2.22 | 2.27 | 2.30 | 2.36 | 2.45 | 0.65 | 0.90 | 0.73 | 0.91 | 1.06 |
| | | | | | | | 74.33 | 80.71 | 78.72 | 77.07 | 75.94 |

Tabla N° 3.8. Resultados de las pruebas de cinética de flotación Zinc a una densidad de flotación de 1500 g/L.

| Producto | Tiempo Acum. (min) | Ley de Zn (%), Molienda (%-m200) | | | | | Recuperación de Zn (%) | | | | |
|----------|--------------------|----------------------------------|-------|-------|-------|-------|------------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| | | 48% | 55% | 58% | 65% | 70% | 48% | 55% | 58% | 65% | 70% |
| Conc. 1 | 0.50 | 33.12 | 34.62 | 34.37 | 33.81 | 28.21 | 51.56 | 52.48 | 49.50 | 47.72 | 47.46 |
| Conc. 2 | 1.50 | 16.88 | 9.57 | 10.38 | 11.09 | 14.44 | 8.44 | 9.34 | 6.56 | 8.61 | 7.39 |
| Conc. 3 | 2.50 | 12.54 | 7.95 | 7.15 | 8.14 | 11.93 | 4.38 | 5.72 | 6.05 | 4.70 | 4.90 |
| Conc. 4 | 3.50 | 7.56 | 5.66 | 6.50 | 6.05 | 8.21 | 2.62 | 3.63 | 4.05 | 3.08 | 3.72 |
| Conc. 5 | 4.50 | 5.48 | 4.03 | 5.56 | 7.11 | 6.12 | 2.13 | 2.45 | 4.08 | 3.55 | 3.07 |
| Conc. 6 | 5.50 | 4.79 | 3.12 | 4.50 | 6.12 | 4.57 | 1.46 | 1.03 | 2.62 | 4.24 | 1.64 |
| Conc. 7 | 7.50 | 3.56 | 2.80 | 3.50 | 3.64 | 3.59 | 1.05 | 1.03 | 2.53 | 2.30 | 1.60 |
| Conc. 8 | 9.50 | 2.46 | 2.13 | 2.14 | 2.51 | 2.61 | 0.71 | 0.65 | 1.07 | 1.38 | 0.73 |
| | | | | | | | 72.35 | 76.33 | 76.45 | 75.58 | 70.51 |

B. Discusión de Resultados

A partir de los resultados obtenidos realizo las siguientes apreciaciones:

- El rango de densidades óptimo para la flotación se encuentra entre 1300 a 1400 g/L (figuras 3.9 a 3.12), densidades menores a 1300 g/L podrían ser difíciles de manejar en la operación de la concentradora; por otro

lado, densidades mayores no favorecen la flotación de los finos de Zinc y por tanto no son recomendables.

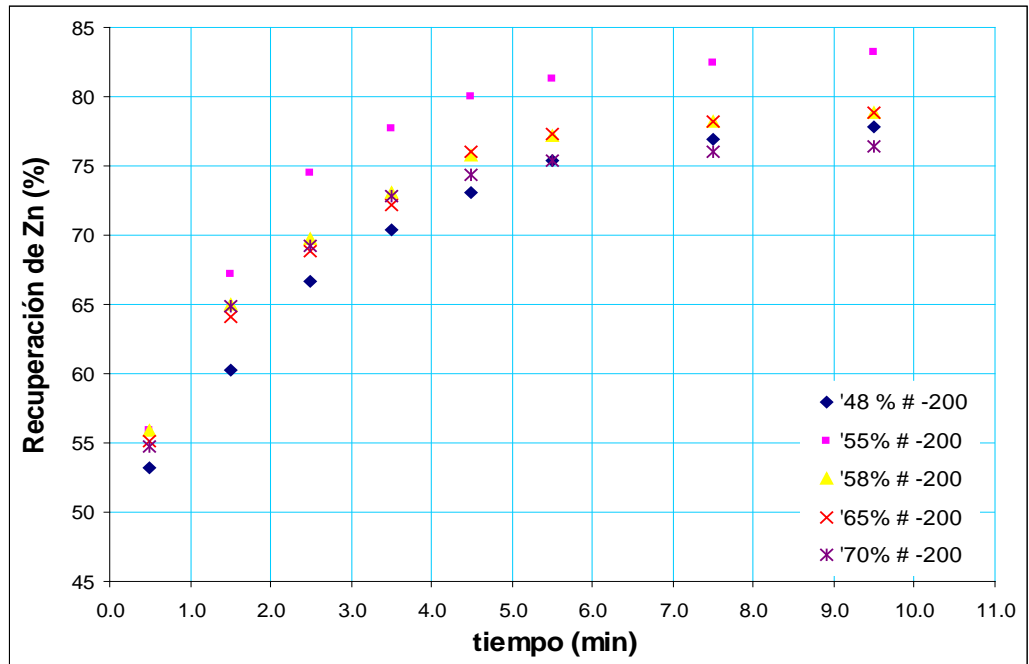


Figura N° 3.9. Recuperación de Zn en el concentrado Zinc, en función del tiempo a una densidad de 1300 g/L y a diferentes grados de molienda.

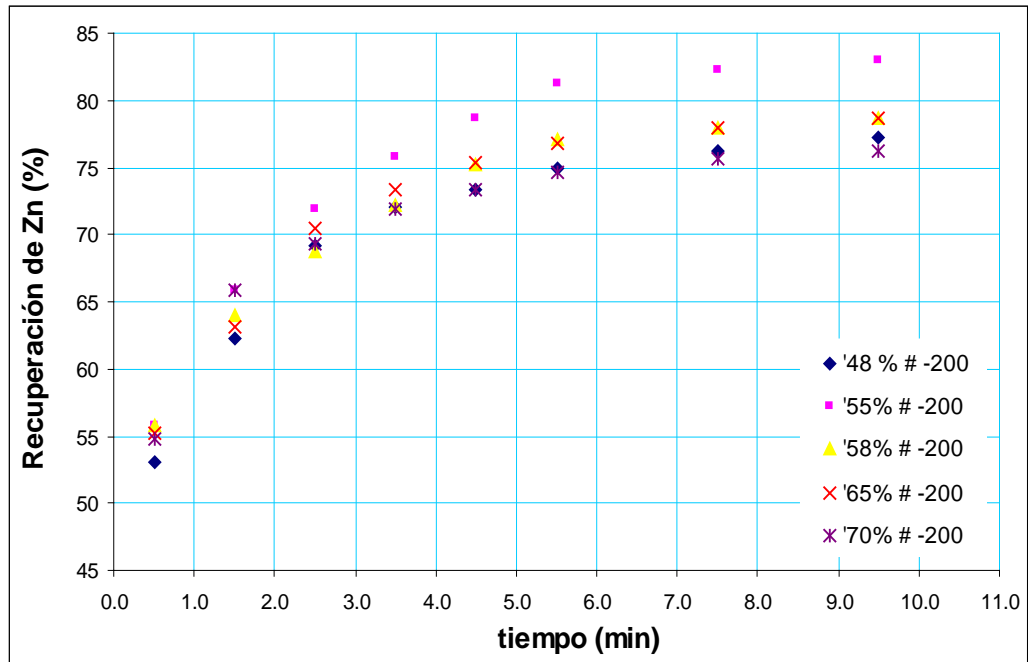


Figura N° 3.10. Recuperación de Zn en el concentrado Zinc, en función del tiempo a una densidad de 1400 g/L y a diferentes grados de molienda.

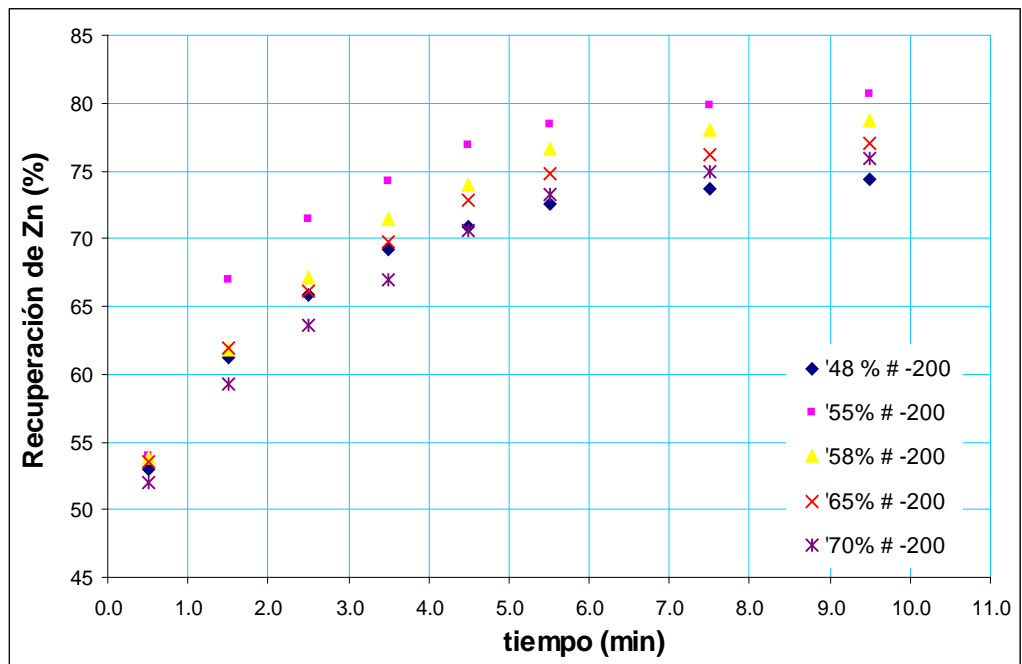


Figura N° 3.11. Recuperación de Zn en el concentrado Zinc, en función del tiempo a una densidad de 1450 g/L y a diferentes grados de molienda.

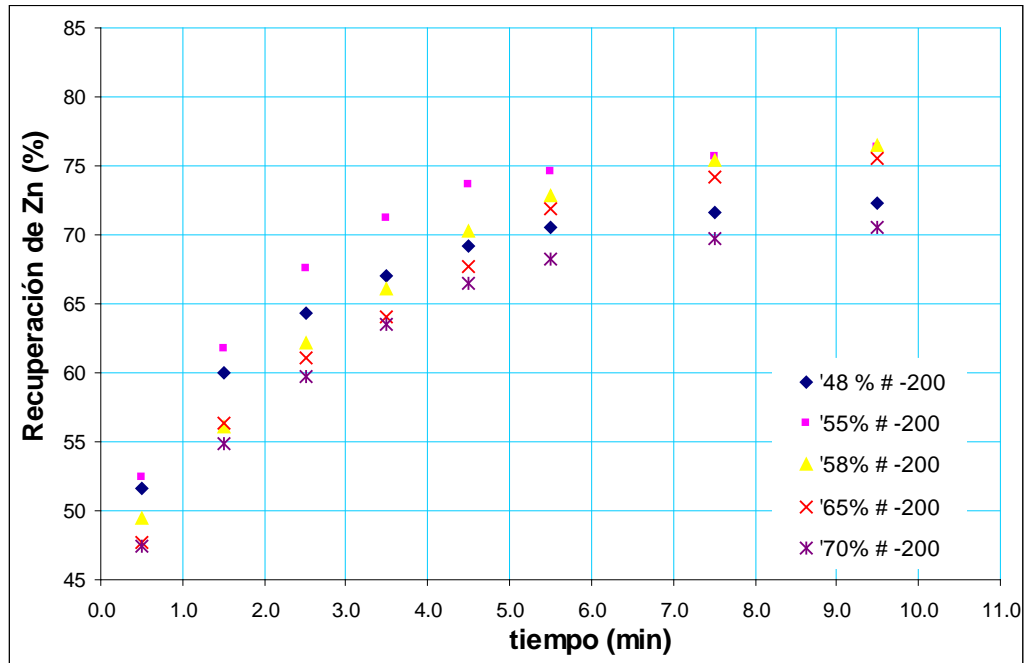


Figura N° 3.12. Recuperación de Zn en el concentrado Zinc, en función del tiempo a una densidad de 1500 g/L y a diferentes grados de molienda.

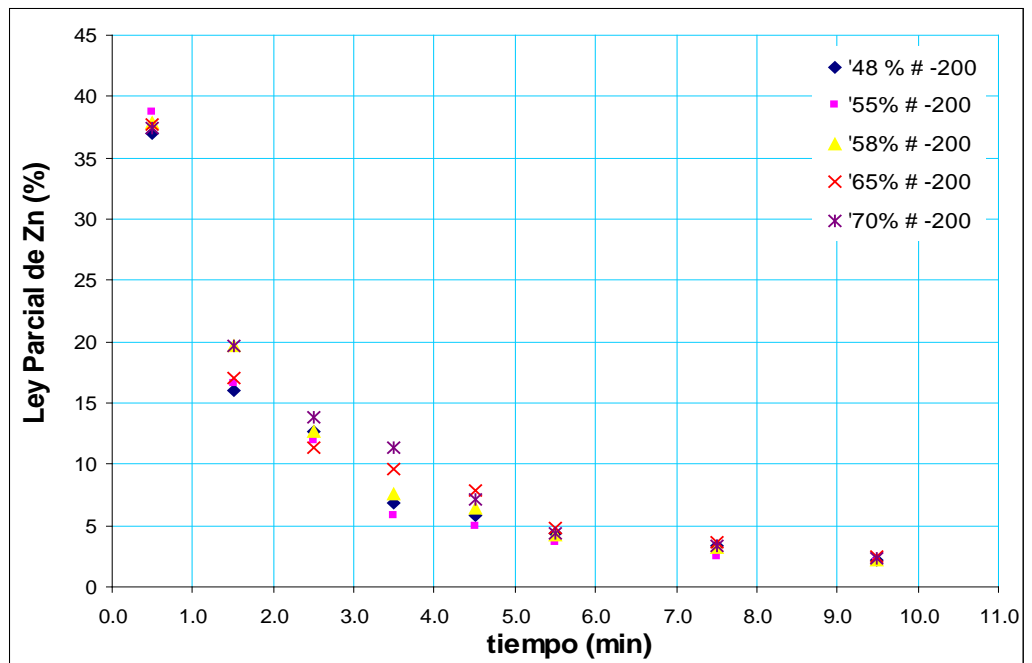


Figura N° 3.13. Ley de Zn en el concentrado Zinc, en función del tiempo a una densidad de 1300 g/L y a diferentes grados de molienda.

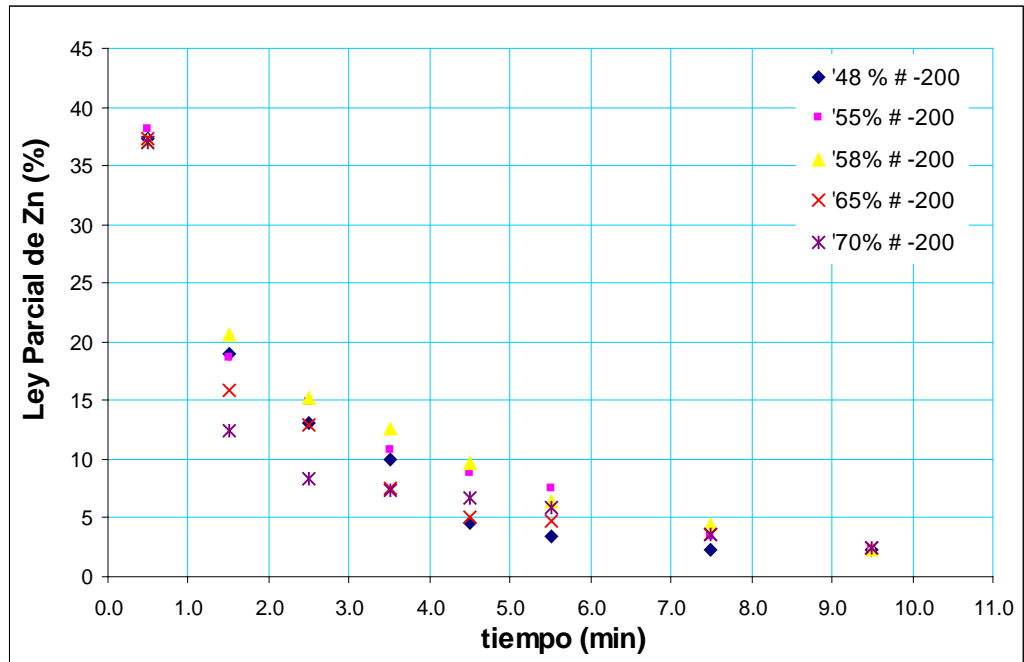


Figura N° 3.14. Ley de Zn en el concentrado Zinc, en función del tiempo a una densidad de 1400 g/L y a diferentes grados de molienda.

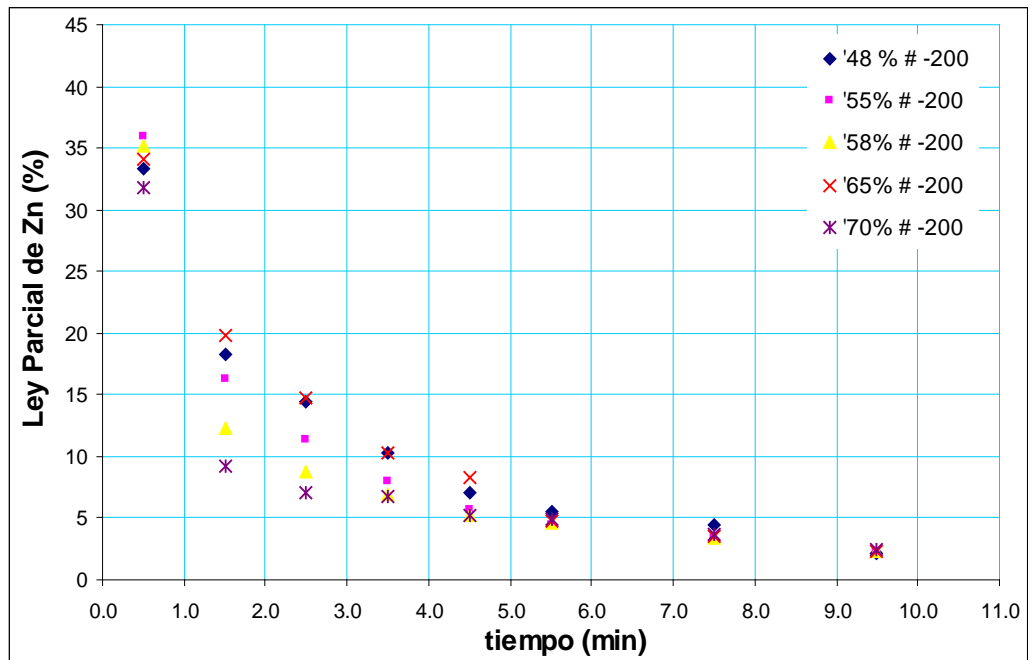


Figura N° 3.15. Ley de Zn en el concentrado Zinc, en función del tiempo a una densidad de 1450 g/L y a diferentes grados de molienda.

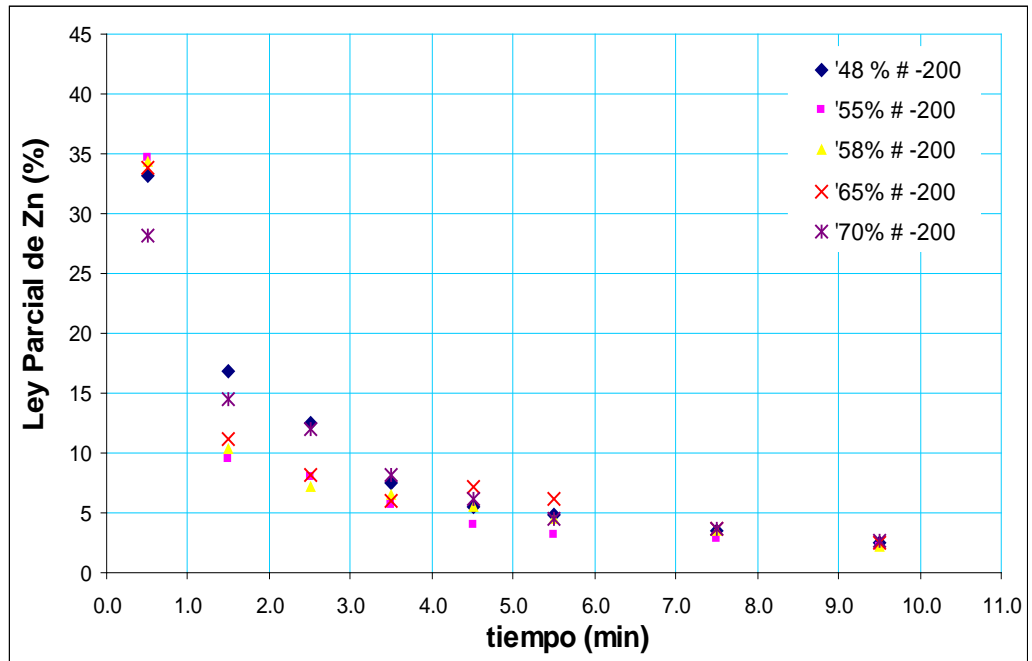


Figura N° 3.16. Ley de Zn en el concentrado Zinc, en función del tiempo a una densidad de 1500 g/L y a diferentes grados de molienda.

- El rango de densidades óptimo para la flotación de Zinc se encuentra alrededor de 1300 a 1400 g/L, en forma análoga al circuito bulk, densidades menores son difíciles de manejar en la operación, y reducirían el tiempo de retención de las celdas en forma considerable. Por otra parte, valores de densidad mayores no favorecen la flotación del material que presenta una granulometría fina.
- El grado de molienda óptimo, se encuentra en el orden de 55 % a 58 % -malla 200.
- Con el empleo de los Stack Sizer en reemplazo de los hidrociclones, para este caso, tanto la calidad como la recuperación de Zinc no se verían afectadas, sino más bien favorecidas.

Finalmente, podemos estimar a nivel de laboratorio, que en el caso particular estudiado, el efecto de los Stack Sizer, permitiría procesar el tonelaje actual obtenido con los hidrociclones a la vez que se mantendría las calidades de los concentrados y se incrementaría la recuperación debido a menores pérdidas por activación de Zinc en el Bulk y por pérdidas a falta de liberación, al tiempo que sería posible dejar de operar el molino de remolienda teniendo un impacto importante en el consumo energético.

CAPÍTULO IV
ANÁLISIS METALÚRGICO - ECONÓMICO EN CONCENTRADORAS
DONDE SE HAN IMPLEMENTADO LAS ZARANDAS DE ALTA
FRECUENCIA

4.1 CONSIDERACIONES PRELIMINARES.

Este capítulo, estará orientado a presentar los resultados de algunas operaciones mineras que operan los Stack Sizer y en particular el caso de la Mina Y, donde el objetivo no estuvo orientado al incremento de tonelaje sino más bien a mejorar la eficiencia de clasificación y poder obtener un producto de molienda que no requiera remolienda posterior.

Las operaciones mineras polimetálicas, que serán referenciadas por siglas aleatorias, puesto que no se cuenta con autorización formal para mostrar sus resultados operativos, son las siguientes:

- Mina Y: Mineral de Pb-Cu-Ag y Zn.
- Mina CSP: Mineral de Pb-Cu-Ag y Zn.
- Mina EB: Mineral de Pb - Ag y Zn.
- Mina CL: Mineral de Pb-Cu y Zn.
- Mina C: Mineral de Cobre asociada a contenidos de Plata y Oro.

4.2 ANÁLISIS DE LAS VARIABLES.

En esta sección se analizará las diferentes variables principales involucradas y asociadas a la operación de los Stack Sizer frente a la operación con hidrociclones.

4.2.1 Área de Clasificación.

La principal limitante observada en los stack sizer es el área de clasificación. Sobre la cual existen muchas interrogantes que no parecen estar aún aclaradas del todo, puesto que comercialmente se afirma que poseen % de áreas libres superiores al 40% (para tamaños menores a 500 micrones) cuando en realidad la misma Derrick Corporation afirma que estas se encuentran por debajo de 38% (CLARK, 2007).

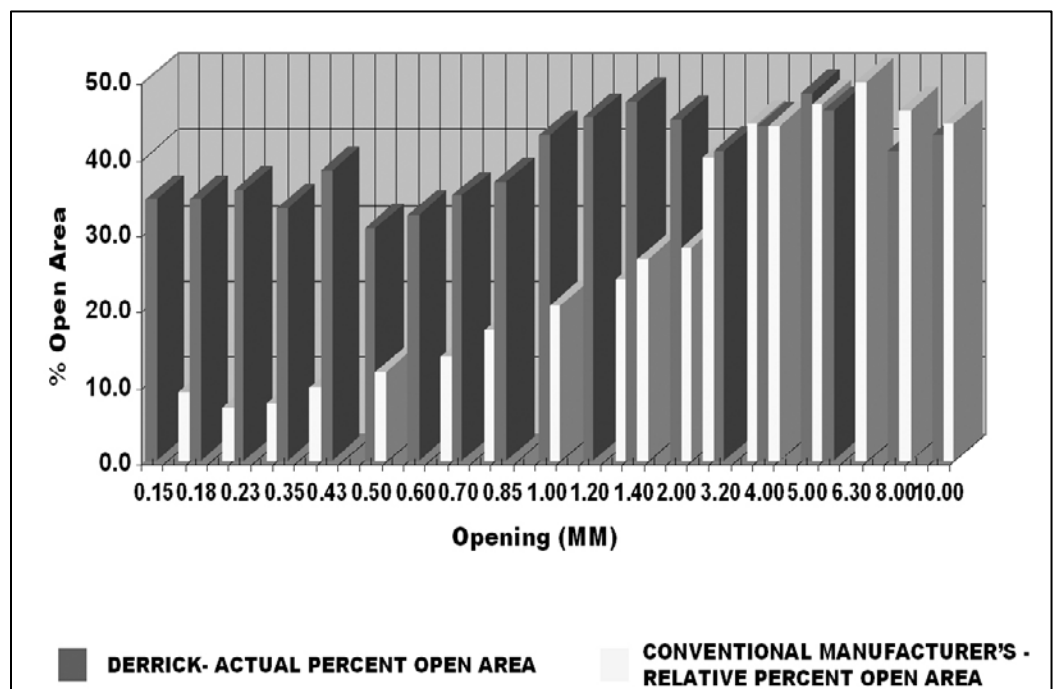


Figura N° 4.1. Paneles Derrick vs. Paneles Convencionales de Urethane

De la figura 4.1, observamos que Derrick ha desarrollado una mejora sustancial del área libre disponible para la clasificación, respecto de otros

fabricantes, lo cual tiene un efecto importante en la capacidad del equipo, sin embargo, la pregunta de rigor es la necesidad de saber, si es posible reducir el tamaño de los actuales Stack Sizer, a fin de que presenten una mayor versatilidad y menor área en las Plantas donde operen.

También presentamos la siguiente tabla, donde se compara los % de área libre presentados en la figura anterior y los medidos en forma personal.

Tabla N° 4.1. Comparación entre la información de Derrick Corporation y Mediciones propias de las mallas de uretano empleadas por los Stack Sizer.

| Abertura de Malla (micrones) | % Área Libre | |
|---------------------------------|--------------|----------|
| | Derrick | Medición |
| 75 | 31 | 31.54 |
| 180 | 32 | 31.75 |
| 230 | 34 | 34.28 |
| 300 | 33.5 | 33.87 |
| 350 | 33 | 33.23 |

La nanotecnología nos permite tener altas posibilidades en la mejora de las mallas de clasificación, pues, aunque el costo es elevado, la tecnología actual nos permite obtener filamentos de hasta 8 micrones de espesor (nanotubos de fibra de carbono), los cuales poseen alta resistencia mecánica y baja densidad entre otras propiedades, lo cual permitiría incrementar el % de área libre desde 33% hasta porcentajes del orden de 55%, lo cual representa un incremento, en promedio, del 66% (ver tabla 4.2):

Tabla N° 4.2. Potencial incremento del % de área libre.

| Abertura de Malla (micrones) | % Área Libre con Nanomateriales | Incremento de % área libre |
|---------------------------------|------------------------------------|-------------------------------|
| 75 | 51.36 | 65.68 |
| 180 | 54.48 | 70.25 |
| 230 | 58.70 | 72.64 |
| 300 | 58.25 | 73.88 |
| 350 | 58.64 | 77.69 |

Diversos estudios han tratado de medir las propiedades mecánicas y la tensión máxima soportada por un nanotubo, con resultados heterogéneos (BELYTSCSKO, 2002), si bien se podría asumir a modo de orientación que la tensión máxima podría rondar los 150 GPa (DEMCZYK, 2002); este dato implica que un cable de 1 cm² de grosor formado por nanotubos podría aguantar un peso de unas 1500 toneladas; por comparación, un cable equivalente del mejor acero conocido puede soportar alrededor de 20 toneladas.

Del párrafo anterior podemos inferir que al emplear nanomateriales, se podría reducir el espesor de las venas de las mallas de los Stack Sizer en casi 9 veces, lo que tendrá un gran impacto en el % de área libre.

En general es comúnmente aceptada la afirmación de que los nanotubos son 100 veces más resistentes que el acero, y 6 veces más ligeros, siendo este un campo que podría mejorar la performance de los Stack Sizer.

Así tenemos la tabla 4.3, donde se presenta el estimado de reducción del área de los Stack Sizer, si se lograra incrementar el % de área libre de las mallas.

Tabla N° 4.3. Reducción del área requerida al incrementar el % de área libre.

| Abertura de Malla (micrones) | Und. | Área Requerida con Poliuretano | Área Requerida con Nanomateriales |
|------------------------------|----------------|--------------------------------|-----------------------------------|
| 75 | m ² | 1 | 0.6139 |
| 180 | m ² | 1 | 0.5827 |
| 230 | m ² | 1 | 0.5839 |
| 300 | m ² | 1 | 0.5814 |
| 350 | m ² | 1 | 0.5666 |

La tabla N° 4.3, muestra que el empleo de nanomateriales tales como la fibra de carbono, permitiría, reducir el área requerida para la clasificación, lo que se traduciría como menor número de equipos a instalar o menor número de decks (pisos) de estos.

Así tendríamos, por ejemplo, que en operaciones donde actualmente existen 10 Stack Sizer, sólo serían necesarios alrededor de 6, lo cual tendría un impacto fundamental en el costo de inversión, y también en el operativo, puesto que los paneles fabricados a partir de nanomateriales presentan una menor tasa de desgaste respecto a los paneles actuales.

4.2.2 Eficiencia de Clasificación.

La implementación de los Stack Sizer, se fundamenta en su capacidad para conseguir una mayor eficiencia de clasificación; para esto se realizará la respectiva comparación entre la eficiencia de finos y el % de desclasificados finos en los gruesos con hidrociclones y la obtenida en la operación de los Stack Sizer, para lo cual se emplearon las ecuaciones 1.1 y 1.2 de la sección 1.2.

Las siguientes tablas presentan las eficiencias de clasificación tanto en la operación con hidrociclones y Stack Sizer para cada uno de las operaciones mencionadas en el ítem 4.1:

Tabla N° 4.4. Mina EB. Eficiencia de finos y % de desclasificados finos.

| Abertura (micrones) | Hidrociclones | | Stack Sizer | |
|------------------------|---------------|-----------------|-------------|-----------------|
| | Eff. Finos | Desclasificados | Eff. Finos | Desclasificados |
| 500 | 49.23 | 62.07 | 50.91 | 62.17 |
| 420 | -- | -- | -- | -- |
| 297 | 49.35 | 38.43 | 69.40 | 30.66 |
| 210 | 54.85 | 25.18 | 77.28 | 17.57 |
| 149 | 55.24 | 19.84 | 81.09 | 11.03 |
| 105 | -- | -- | -- | -- |
| 74 | 58.18 | 12.75 | 82.64 | 6.29 |
| 53 | -- | -- | -- | -- |
| 37 | -- | -- | -- | -- |
| 20 | -- | -- | -- | -- |

Tabla N° 4.5. Mina Y. Eficiencia de finos y % de desclasificados finos.

| Abertura (micrones) | Hidrociclones | | Stack Sizer | |
|------------------------|---------------|-----------------|-------------|-----------------|
| | Eff. Finos | Desclasificados | Eff. Finos | Desclasificados |
| 500 | -- | -- | -- | -- |
| 420 | 45.44 | 56.40 | 60.96 | 52.69 |
| 297 | 49.78 | 38.80 | 68.33 | 27.74 |
| 210 | 55.45 | 27.25 | 86.68 | 10.38 |
| 149 | 62.27 | 17.59 | 88.63 | 6.78 |
| 105 | 68.63 | 11.13 | 89.47 | 4.77 |
| 74 | 72.58 | 7.72 | 89.44 | 3.90 |
| 53 | 75.08 | 5.52 | 90.89 | 2.75 |
| 37 | 76.38 | 4.34 | 91.42 | 2.21 |
| 20 | 69.16 | 4.06 | 91.19 | 1.65 |

Tabla N° 4.6. Mina CSP. Eficiencia de finos y % de desclasificados finos.

| Abertura (micrones) | Hidrociclones | | Stack Sizer | |
|------------------------|---------------|-----------------|-------------|-----------------|
| | Eff. Finos | Desclasificados | Eff. Finos | Desclasificados |
| 500 | 12.02 | 63.48 | 71.48 | 53.37 |
| 420 | 42.70 | 43.02 | 69.37 | 40.17 |
| 297 | 57.61 | 28.00 | 69.85 | 28.84 |
| 210 | 62.36 | 20.04 | 73.27 | 19.87 |
| 149 | 62.64 | 15.59 | 78.53 | 12.79 |
| 105 | 63.49 | 12.54 | 79.28 | 9.65 |
| 74 | 60.54 | 10.68 | 79.30 | 7.74 |
| 53 | 61.62 | 8.77 | 78.38 | 6.43 |
| 37 | 62.99 | 7.17 | 78.11 | 5.23 |
| 20 | -- | -- | -- | -- |

Tabla N° 4.7. Mina CL. Eficiencia de finos y % de desclasificados finos.

| Abertura (micrones) | Hidrociclones | | Stack Sizer | |
|------------------------|---------------|-----------------|-------------|-----------------|
| | Eff. Finos | Desclasificados | Eff. Finos | Desclasificados |
| 500 | -- | -- | -- | -- |
| 420 | -- | -- | -- | -- |
| 297 | -- | -- | 60.59 | 54.58 |
| 210 | 41.21 | 51.00 | 72.55 | 28.66 |
| 149 | 51.42 | 29.35 | 78.60 | 16.39 |
| 105 | -- | -- | -- | -- |
| 74 | 73.09 | 7.25 | 85.43 | 5.98 |
| 53 | -- | -- | -- | -- |
| 37 | -- | -- | -- | -- |
| 20 | -- | -- | -- | -- |

Tabla N° 4.8. Mina C. Eficiencia de finos y % de desclasificados finos.

| Abertura (micrones) | Hidrociclones | | Stack Sizer | |
|------------------------|---------------|-----------------|-------------|-----------------|
| | Eff. Finos | Desclasificados | Eff. Finos | Desclasificados |
| 500 | -- | -- | -- | -- |
| 420 | 46.54 | 55.53 | 67.51 | 50.14 |
| 297 | 54.16 | 38.12 | 79.04 | 25.36 |
| 210 | 59.89 | 24.71 | 85.59 | 12.86 |
| 149 | 62.20 | 18.67 | 88.52 | 7.38 |
| 105 | 63.60 | 14.38 | 89.46 | 5.20 |
| 74 | 63.41 | 12.19 | 89.67 | 4.09 |
| 53 | -- | -- | -- | -- |
| 37 | 61.73 | 9.02 | 88.96 | 2.86 |
| 20 | -- | -- | -- | -- |

De los resultados presentados podemos establecer las siguientes consideraciones:

- La eficiencia de clasificación en finos es mayor en las operaciones con los Stack Sizer, teniendo como excepción la operación de la Mina EB.
- El % de desclasificados finos en la fracción gruesa, es menor al operar con Stack Sizer.

4.2.3 Producto del Circuito de Molienda.

Otro punto que presenta mucha discusión en diferentes eventos donde se compara la operación con hidrociclones y Stack Sizer, se plantea que al operar con estos últimos equipos, el P_{80} aumenta y que por consiguiente al realizarse una menor tarea de molienda, el incremento de tonelaje tendría parte de su sustento en esta variable.

Se presenta en la siguiente tabla los valores de P_{80} a flotación para cada caso, tanto con hidrociclones como con Stack Sizer.

Tabla N° 4.9. P_{80} del producto de los circuitos de molienda (alimento a flotación).

| Parámetro | Unidad | EB | Y | CSP | CL | C |
|--------------------------|----------|-------|-------|-------|-------|-------|
| P_{80} - Hidrociclones | micrones | 184.3 | 267.7 | 248.6 | 131.7 | 197.8 |
| P_{80} - Stack Sizer | micrones | 183.0 | 197.5 | 202.4 | 167.5 | 187.3 |

4.2.4 Reología.

Otra variable importante a analizar es el de la reología, debido a que se hace referencia que la operación de los Stack Sizer, reduce el porcentaje de partículas “finas”, las cuales son necesarias para la molienda y por consiguiente la “reología” de la pulpa se ve afectada en forma negativa lo que desencadenará en un proceso ineficiente.

Los parámetros que aparecen en los modelos reológicos (tensión de fluencia, viscosidad, etc.) dependen de las propiedades del material de estudio y de una larga lista de variables. En el caso de las pulpas minerales, los más importantes se relacionan con la granulometría del mineral, su concentración y el pH.

El efecto de la granulometría se relaciona con la distribución de tamaño de las partículas. Si las partículas son muy pequeñas, los esfuerzos electromagnéticos y las fuerzas viscosas producen aglomeración de las partículas, aumentando la viscosidad de la pulpa. Para partículas de diámetro intermedio, la viscosidad se encuentra fijada por el movimiento relativo de las partículas debido a efectos hidrodinámicos y sus valores son moderados. Para partículas relativamente grandes la interacción del fluido y los granos es muy vigorosa y la viscosidad crece.

La concentración de partículas influye tanto en la viscosidad como en el esfuerzo de fluencia de la pulpa: a medida que la concentración crece, la viscosidad y el esfuerzo de fluencia crecen, en algunos casos, en forma muy pronunciada.

El efecto del pH sobre las propiedades reológicas de las pulpas minerales ha sido analizado en numerosos estudios que muestran que cambios pequeños de pH producen cambios dramáticos en la tensión de fluencia y viscosidad de una muestra.

Al respecto considero que una forma de analizar este efecto es evaluar la tasa de desaparición de partículas para diferentes intervalos de

granulometrías, tanto para la operación con hidrociclones como con Stack Sizer.

Richard R. Klimpel, infiere, el efecto de partículas finas en la molienda genera una transformación reológica del comportamiento de la pulpa durante la molienda, pasando desde un comportamiento dilatante a uno pseudoplástico.

Se presentan las siguientes figuras que comparan el alimento y descarga del molino al operar con hidrociclones y Stack Sizer.

➤ Mina Y

En el caso de la Mina Y, tenemos que al clasificar con los Stack Sizer, la cantidad de finos que retorna al molino secundario es menor y por tanto el mineral es más grueso (ver figura N° 4.2).

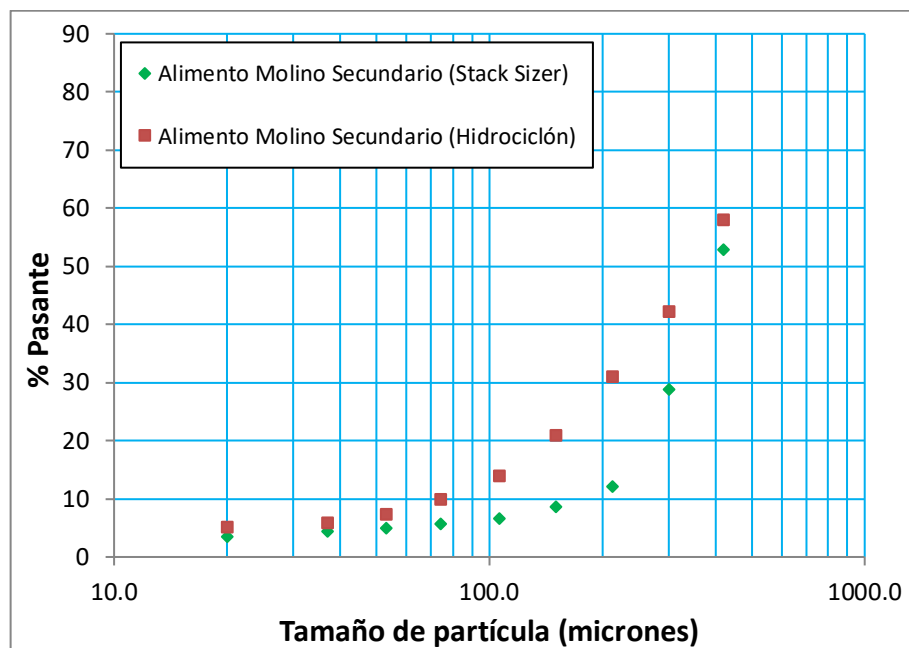


Figura N° 4.2. Mina Y. % Pasante vs. Tamaño de partícula del alimento al molino secundario. Operaciones con Hidrociclones e Stack Sizer.

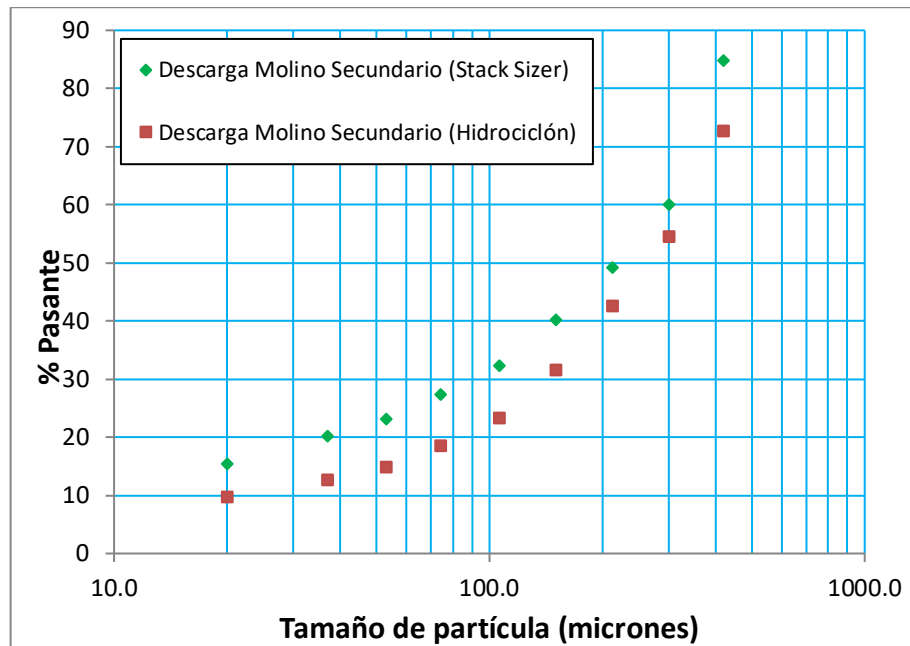


Figura N° 4.3. Mina Y. % Pasante vs. Tamaño de partícula de la descarga del molino secundario. Operaciones con Hidrociclones e Stack Sizer.

Sin embargo, la descarga del molino, presenta una distribución más fina, lo que nos permitiría establecer, preliminarmente, que al clasificar el mineral con los Stack Sizer, favorecemos la conminución, por tanto, cabe la interrogante de precisar si los circuitos de molienda que emplean hidrociclones, presentan una óptima clasificación.

➤ **Mina CSP**

En el caso de la Mina CSP, tenemos que al clasificar con los Stack Sizer, la cantidad de finos que retorna al molino secundario es algo menor y por tanto el mineral es más grueso (ver figura N° 4.4)

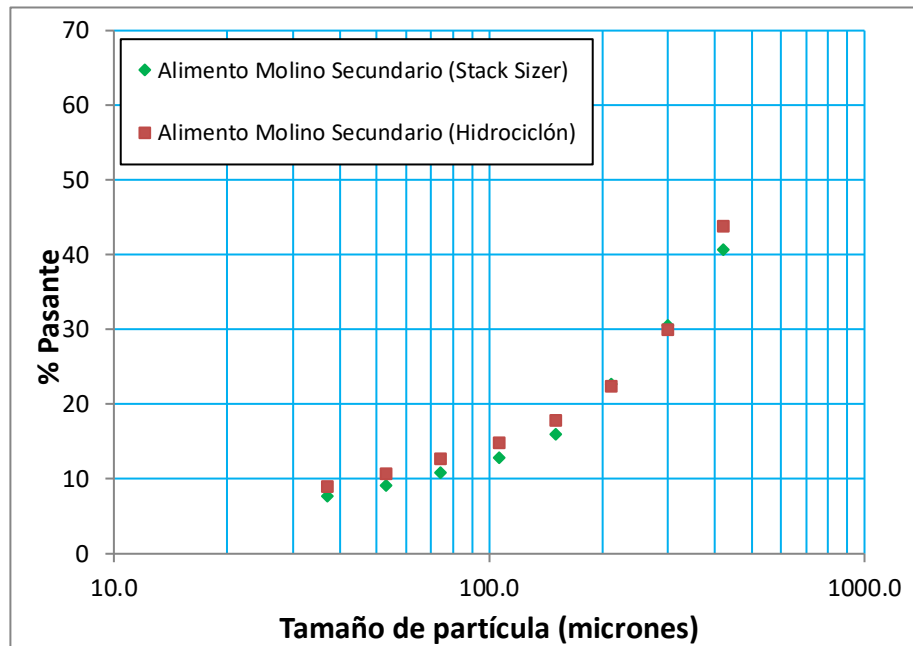


Figura N° 4.4. Mina CSP. % Pasante vs. Tamaño de partícula del alimento al molino secundario. Operaciones con Hidrociclones e Stack Sizer.

En cuanto a la descarga del molino, presenta, en forma similar al caso de la Mina Y, una distribución más fina, confirmando lo establecido en el caso anterior.

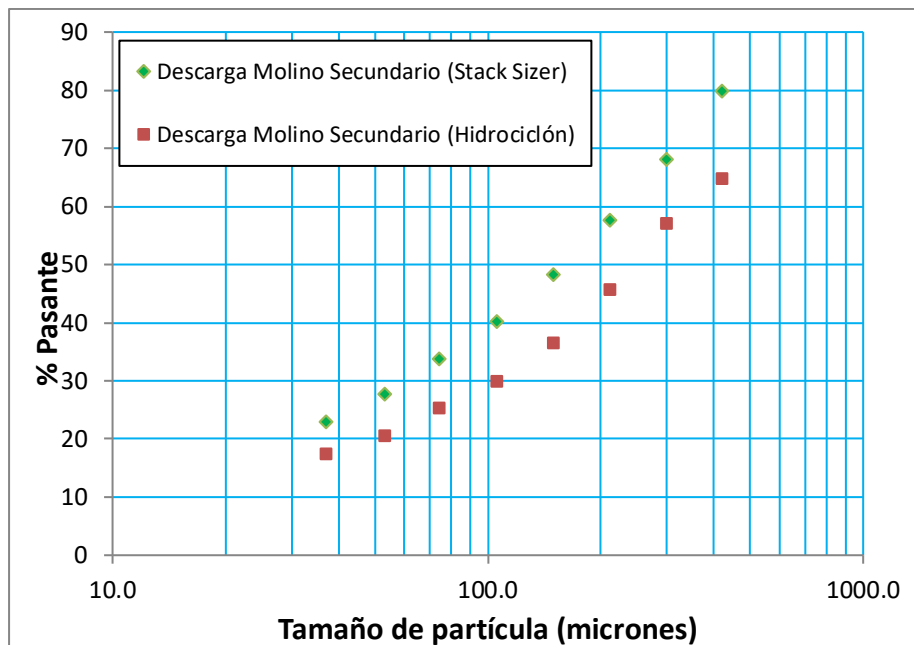


Figura N° 4.5. Mina CSP. % Pasante vs. Tamaño de partícula de la descarga del molino secundario. Operaciones con Hidrociclones e Stack Sizer.

➤ **Mina CL**

Esta operación es muy particular y encierra muchos aspectos importantes a considerar, los cuales se desprenden del análisis de las siguientes figuras:

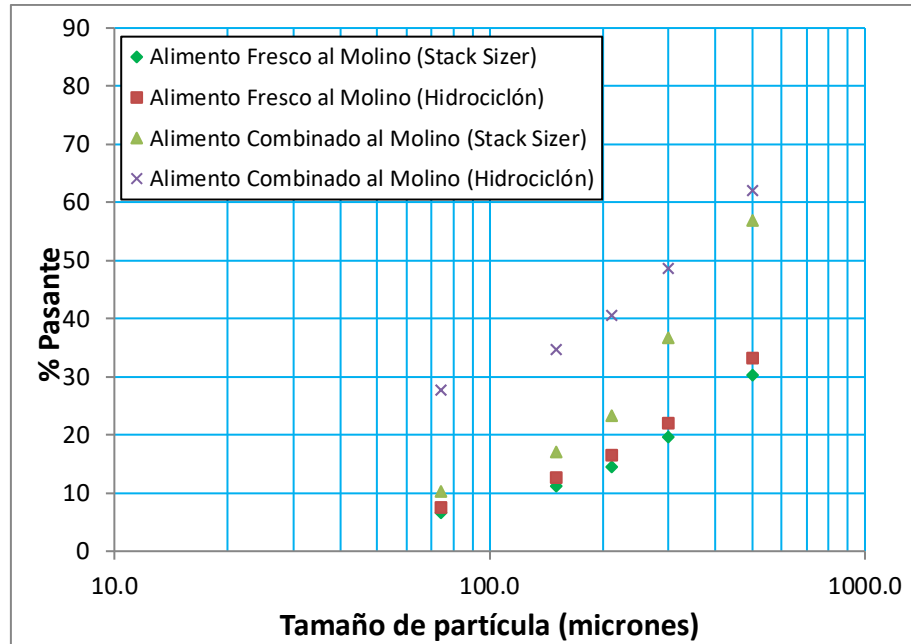


Figura N° 4.6. Mina CSP. % Pasante vs. Tamaño de partícula del alimento al molino secundario. Operaciones con Hidrociclones e Stack Sizer

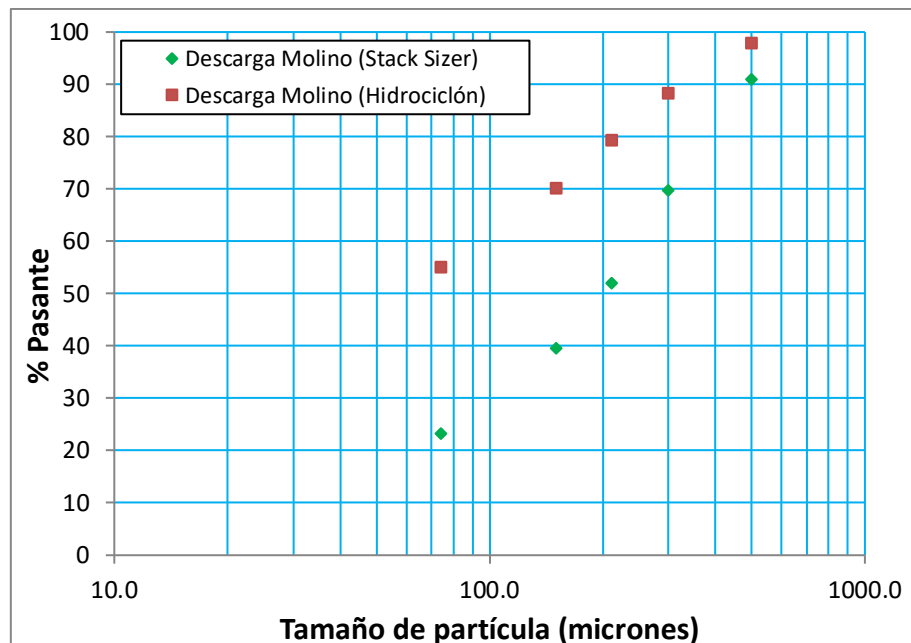


Figura N° 4.7. Mina CL. % Pasante vs. Tamaño de partícula de la descarga del molino primario. Operaciones con Hidrociclones e Stack Sizer.

De las figuras N° 4.6 y 4.7, se concluye que para la operación de la mina CL, el incremento de su rate de tratamiento, se sustenta en que realizó una tarea de molienda menor.

➤ **Mina C**

En este caso, tenemos que el alimento fresco a la molienda se ha mantenido, debido a que el objetivo de las implementaciones que se realizaron en el circuito de chancado de esta operación fueron de incremento de capacidad de tratamiento, pero manteniendo la calidad del producto (entiéndase granulometría).

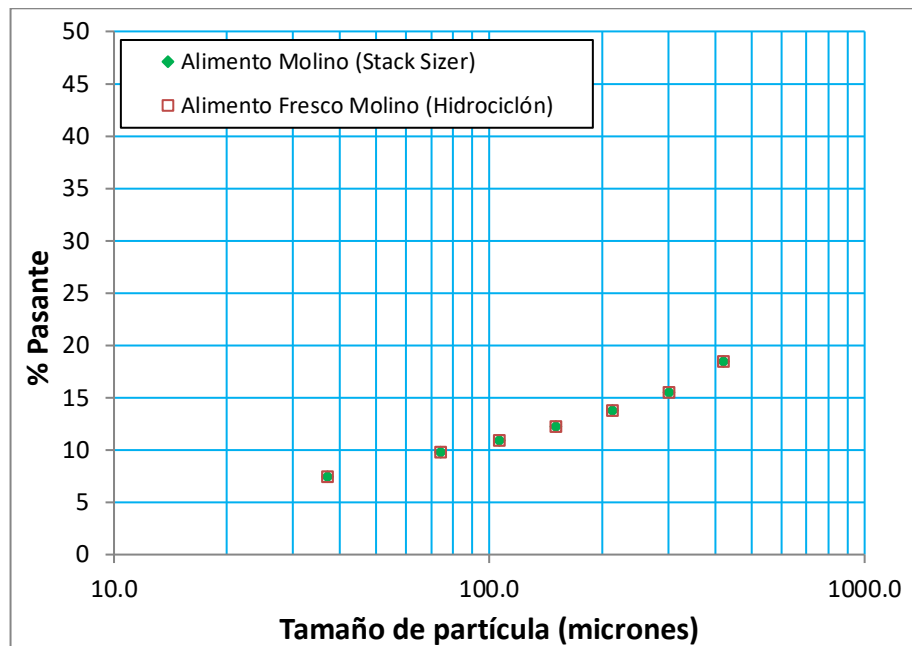


Figura N° 4.8. Mina C. % Pasante vs. Tamaño de partícula del alimento al molino secundario. Operaciones con Hidrociclones e Stack Sizer

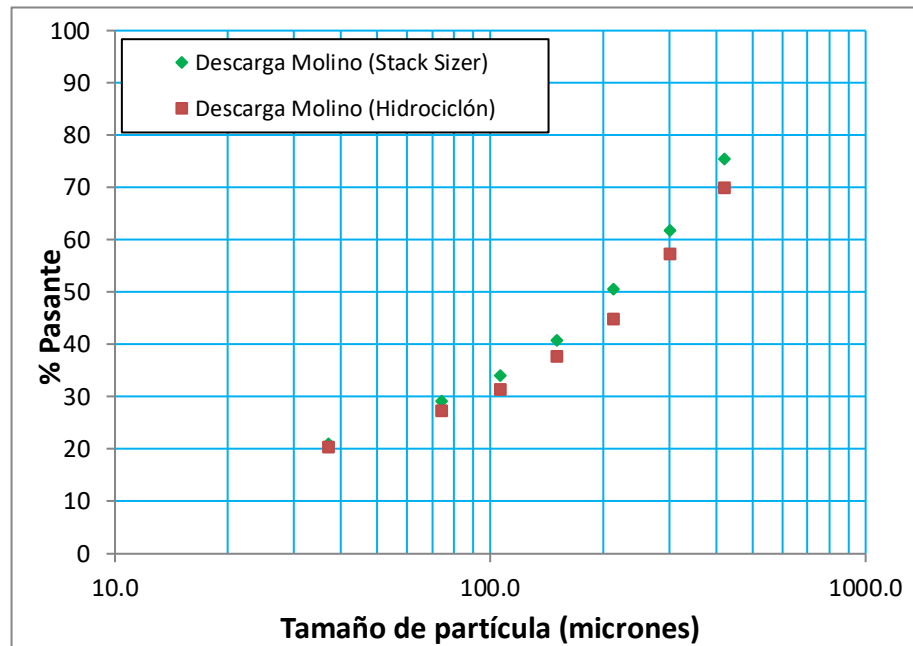


Figura N° 4.9. Mina C. % Pasante vs. Tamaño de partícula de la descarga del molino primario. Operaciones con Hidrociclones e Stack Sizer.

La descarga del molino, muestra una -aunque ligera- mayor fineza en la operación con los Stack Sizer, siguiendo la tendencia de las minas Y, y CSP

➤ **Mina EB**

En este caso, la información recopilada y obtenida, hace sólo referencia al alimento y productos del clasificador, mas no a las granulometrías de todo el circuito de molienda-clasificación.

4.2.5 Costo de Inversión y Retorno de la Inversión.

Los cálculos del tiempo de retorno de la inversión que se muestran oficialmente, presentan, en mi opinión, errores básicos, citando los principales:

- El cálculo de los ingresos es realizado valorizando las toneladas de concentrado adicionales producidos con los Stack Sizer empleando para tal fin, el precio de la tonelada “metálica” del commodity y no el valor de la tonelada de concentrado.
- Se considera solo la inversión asociada a los Stack Sizer, sin embargo, se desconoce las inversiones en las otras etapas del proceso que permiten, en conjunto, el mayor tratamiento de mineral.

Se presenta la siguiente tabla que muestra los costos de inversión, en las unidades donde se pudo contar con dicha información:

Tabla N° 4.10. Costos de Inversión en las operaciones estudiadas.

| Ítem | Unidad | E.B (*) | Y | CSP | C.L (*) | C (*) |
|------------------|--------------|------------|-----------|------------|------------|------------|
| Inversión | US \$ | 17,671,579 | 6,884,635 | 17,526,784 | 22,131,930 | 19,774,000 |

(*) Fuente: www.smv.gob.pe

Sobre la tabla hacemos las siguientes precisiones:

- La fuente de donde se obtuvo los valores de las inversiones de las minas EB, CL y C, corresponde a los estados financieros declarados en la Superintendencia del Mercado de Valores.
- En los casos de las Minas Y, y CSP, se ha recurrido a data propia recopilada durante mi permanencia en la Mina Y, y de información del área de proyectos de la Mina CSP.

- No se ha tomado el valor de inversión total, sino que se ha establecido incluir aquellos cuya naturaleza tenga vinculación directa con el estudio realizado (instalaciones, equipos y obras en ejecución).

El siguiente paso, es establecer el beneficio económico obtenido por las implementaciones realizadas. Para lo cual recurriremos a los estados financieros de las empresas antes y después de las implementaciones realizadas, esto responde a que se hace énfasis de los retornos de inversión extraordinarios de 1 a 3 meses, lo cual a mi entender carece de un sustento consistente.

Para tal fin presentamos en primer lugar, los precios promedio de los principales commodities comercializados por estas minas:

Tabla N° 4.11. Precio promedio de los principales commodities.

| Commodity | Unidad | Implementación | | | Período de Crisis Financiera | | Operación |
|-----------|---------------|----------------|------|------|------------------------------|------|-----------|
| | | 2005 | 2006 | 2007 | 2008 | 2009 | |
| Zinc | US \$/t | 1350 | 1800 | 3400 | 1300 | 1650 | 2100 |
| Plomo | US \$/t | 1200 | 1800 | 3600 | 1300 | 1640 | 2200 |
| Cobre | US \$/t | 3500 | 5500 | 8000 | 4000 | 6000 | 7500 |
| Plata | US \$/oz troy | 8 | 13 | 16 | 14 | 18 | 23 |

Adicionalmente se presenta la siguiente tabla, donde se encuentran las utilidades operativas antes y después de la implementación de los Stack Sizer; esta información fue obtenida de los estados financieros declarados por las Empresas Mineras a la Superintendencia del Mercado de Valores, con excepción de la Mina CSP que no presenta dicha información.

Tabla N° 4.12. Comparación entre las utilidades operativas antes y después de la implementación de los Stack Sizer.

| Ítem | Unidad | EB | Y | CSP | CL | C |
|------------------------------------|------------|---------|--------|-----|---------|--------|
| Utilidad antes de Implementaciones | Mil. US \$ | 167,562 | 49,256 | -- | 116,526 | 75,371 |
| Utilidad luego de Implementaciones | Mil. US \$ | 177,647 | 46,472 | -- | 114,238 | 83,220 |
| Diferencia | Mil. US \$ | 10,085 | -2,784 | -- | -2,288 | 7,849 |

Como se aprecia en la tabla N° 4.12, y teniendo en cuenta la inversión presentada en la tabla N° 4.10, la diferencia entre las utilidades operativas antes y después de la implementación de los Stack Sizer en las diferentes operaciones, no presenta un margen sustancial que garantice que la inversión tuvo retornos de pocos meses como se afirma oficialmente, a pesar que, por ejemplo, se tuvo incrementos de producción superiores al 20% en los casos de las Minas EB, CL y C.

Así tenemos que para los casos de las minas EB y C, donde lo que realmente se realizó fueron ampliaciones de Planta, el retorno de la inversión supera el año (1.75 y 2.51 años respectivamente).

En los casos de las minas Y y CL, el ejercicio anual posterior a la implementación de los Stack Sizer, presenta utilidades operativas menores a las obtenidas antes de la implementación.

Finalmente preciso que, el análisis empleado, podría mejorarse calculándose el ROI en el tiempo para cada caso, pero dicho trabajo involucraría un análisis más extenso de identificación de la naturaleza de cada costo, lo cual no es materia del presente informe.

4.2.6 Consumo Hídrico

La operación con los Stack Sizer, demanda consumos adicionales de agua el proceso, a fin de obtener los porcentajes de sólidos establecidos por el fabricante para una clasificación eficiente.

Aunque en un inicio el consumo adicional fue mucho mayor que al operar con hidrociclones, el paulatino control de las operaciones, ha permitido regular dicho consumo a niveles que, aunque siguen siendo mayores, distan de constituir una limitante a sus respectivos procesos.

La siguiente tabla presenta los resultados de los consumos adicionales de agua en los casos estudiados al inicio de las operaciones con Stack Sizer y luego de su proceso de adaptación.

Tabla N° 4.13. Consumos hídricos adicionales (% adicional respecto a la operación con hidrociclones) al operar con Stack Sizer. Consumos al inicio de la implementación y luego de un proceso de adaptación.

| Descripción | Unidad | EB | Y | CSP | CL | C |
|---|--------|------|-------|------|-------|-------|
| Primeras operaciones de los Stack Sizer | % | 12.6 | 11.65 | 12.4 | 21.95 | 18.74 |
| Operación luego del proceso de Adaptación | % | 8.85 | 7.5 | 7.2 | 12.42 | 11.36 |

4.2.7 Consumo Energético

Este es sin duda un parámetro fundamental del proceso de molienda, considerando el impacto que tiene la energía en los costos de las plantas concentradoras.

Así se presenta la siguiente tabla que muestra los ratios de consumo de energía antes y después de la implementación de los circuitos de molienda – clasificación. Dicha información ha sido tomada de sus procesos integrales (Concentradora) puesto que se ha observado que en los casos de las Minas EB, CSP y C, se han implementado molinos de remolienda de medios, lo cual debe -en mi opinión- incluirse en el análisis de la energía.

Tabla N° 4.14. Consumos energéticos de la operación con hidrociclones y Stack Sizer.

| Descripción | Unidad | EB | Y | CSP | CL | C |
|---------------|--------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Hidrociclones | kWh/t | 25.17 | 21.66 | 20.25 | 21.32 | 25.25 |
| Stack Sizer | kWh/t | 25.75 | 19.53 | 20.96 | 19.84 | 24.73 |

De la tabla podemos concluir que el consumo de energía de las concentradoras al operar con Stack Sizer, no necesariamente se reduce, más bien en la mayoría de los casos tiende a aumentar, puesto que está asociado a variaciones en las demás etapas del proceso.

4.2.8 Relave de flotación.

En el aspecto metalúrgico, el principal punto que debió ser analizado respecto al efecto de los Stack Sizer en el relave de flotación, es el que menos análisis ha recibido, teniendo como consecuencia que se cuenta con data únicamente de la **Mina Y** al respecto y que concierne a la comparación de la distribución granulo-química del relave de flotación al operar con hidrociclones y Stack Sizer.

Básicamente, al operar con los Stack Sizer, se espera, principalmente que los valores de Pb en el relave sean menores, puesto que el efecto de sobremolienda sería menor que al operar con hidrociclones.

Las siguientes tablas presentan los resultados granuloquímicos de la cabeza al circuito de flotación y el relave final para ambos casos:

Tabla N° 4.15. Análisis granuloquímico del alimento a flotación. Operación con ciclones.

| Malla | % Peso | % Pass | Leyes (% , * oz/t) | | | | | Distribución (%) | | | | |
|-------|-----------|--------------|--------------------|-------|-------|--------|-------|------------------|-------|-------|-------|-------|
| | | | Zn | Pb | Cu | Ag (*) | Fe | Zn | Pb | Cu | Ag | Fe |
| 50 | 16.02 | 83.98 | 0.519 | 0.079 | 0.036 | 0.270 | 1.519 | 4.16 | 1.35 | 2.81 | 1.72 | 4.77 |
| 100 | 18.66 | 65.31 | 0.954 | 0.126 | 0.074 | 0.514 | 2.510 | 8.91 | 2.52 | 6.76 | 3.82 | 9.18 |
| 200 | 17.56 | 47.75 | 2.680 | 0.333 | 0.195 | 1.659 | 6.391 | 23.56 | 6.25 | 16.84 | 11.58 | 21.99 |
| 270 | 7.76 | 39.99 | 2.956 | 0.814 | 0.282 | 2.932 | 8.275 | 11.47 | 6.74 | 10.77 | 9.04 | 12.57 |
| 400 | 6.51 | 33.48 | 3.296 | 1.267 | 0.329 | 3.588 | 8.433 | 10.74 | 8.81 | 10.55 | 9.29 | 10.76 |
| -400 | 33.48 | 0.00 | 2.457 | 2.080 | 0.317 | 4.853 | 6.214 | 41.16 | 74.34 | 52.27 | 64.56 | 40.75 |
| | 100.0 | | | | | | | 100.0 | 100.0 | 100.0 | 100.0 | 100.0 |

Tabla N° 4.16. Análisis granuloquímico del alimento a flotación. Operación con Stack Sizer.

| Malla | % Peso | % Pass | Leyes (% , * oz/t) | | | | | Distribución (%) | | | | |
|-------|-----------|--------------|--------------------|-------|-------|--------|-------|------------------|-------|-------|-------|-------|
| | | | Zn | Pb | Cu | Ag (*) | Fe | Zn | Pb | Cu | Ag | Fe |
| 50 | 7.09 | 92.91 | 0.301 | 0.062 | 0.039 | 0.283 | 1.534 | 1.03 | 0.47 | 1.29 | 0.80 | 1.88 |
| 100 | 19.79 | 73.11 | 1.028 | 0.077 | 0.084 | 0.502 | 2.510 | 9.80 | 1.63 | 7.79 | 3.96 | 8.58 |
| 200 | 19.84 | 53.28 | 2.585 | 0.292 | 0.165 | 1.543 | 7.367 | 24.69 | 6.18 | 15.38 | 12.23 | 25.24 |
| 270 | 9.11 | 44.16 | 2.856 | 0.988 | 0.232 | 2.688 | 9.779 | 12.53 | 9.61 | 9.95 | 9.78 | 15.40 |
| 400 | 6.76 | 37.40 | 3.390 | 1.374 | 0.314 | 3.395 | 9.165 | 11.04 | 9.91 | 9.99 | 9.17 | 10.71 |
| -400 | 37.40 | 0.00 | 2.272 | 1.810 | 0.316 | 4.288 | 5.910 | 40.91 | 72.20 | 55.60 | 64.06 | 38.19 |
| | 100.0 | | | | | | | 100.0 | 100.0 | 100.0 | 100.0 | 100.0 |

Como se aprecia en las tablas N° 4.15 y 4.16, el alimento a flotación con los Stack Sizer tiene un mayor control de los gruesos (+m50) y un P₈₀ menor que en la operación con hidrociclones.

Tabla N° 4.17. Análisis granuloquímico del relave de flotación. Operación con ciclones.

| Malla | % Peso | % Pass | Leyes (% * oz/t) | | | | | Distribución (%) | | | | |
|-------|--------|--------|------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|------------------|-------|-------|-------|-------|
| | | | Zn | Pb | Cu | Ag (*) | Fe | Zn | Pb | Cu | Ag | Fe |
| 50 | 8.89 | 91.11 | 0.125 | 0.062 | 0.020 | 0.068 | 1.101 | 6.85 | 4.97 | 5.25 | 1.75 | 2.17 |
| 100 | 16.08 | 75.02 | 0.167 | 0.063 | 0.026 | 0.151 | 1.345 | 14.87 | 8.15 | 11.32 | 6.37 | 4.31 |
| 200 | 19.76 | 55.27 | 0.130 | 0.057 | 0.023 | 0.267 | 2.811 | 14.22 | 9.06 | 12.35 | 13.83 | 11.05 |
| 270 | 9.14 | 46.13 | 0.123 | 0.066 | 0.026 | 0.515 | 9.304 | 6.22 | 4.85 | 6.31 | 12.33 | 16.92 |
| 400 | 7.63 | 38.50 | 0.166 | 0.062 | 0.042 | 0.596 | 9.468 | 7.29 | 3.97 | 8.98 | 12.39 | 14.95 |
| -400 | 38.50 | 0.00 | 0.248 | 0.233 | 0.056 | 0.553 | 6.908 | 50.54 | 69.00 | 55.79 | 53.33 | 50.60 |
| | 100.0 | | | | | | | 100.0 | 100.0 | 100.0 | 100.0 | 100.0 |

Tabla N° 4.18. Análisis granuloquímico del relave de flotación. Operación con Stack Sizer.

| Malla | % Peso | % Pass | Leyes (% * oz/t) | | | | | Distribución (%) | | | | |
|-------|--------|--------|------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|------------------|-------|-------|-------|-------|
| | | | Zn | Pb | Cu | Ag (*) | Fe | Zn | Pb | Cu | Ag | Fe |
| 50 | 7.92 | 92.08 | 0.187 | 0.048 | 0.024 | 0.100 | 1.474 | 9.17 | 3.71 | 6.65 | 2.30 | 2.10 |
| 100 | 17.04 | 75.04 | 0.166 | 0.058 | 0.029 | 0.235 | 2.117 | 17.56 | 9.77 | 17.06 | 11.63 | 6.48 |
| 200 | 20.16 | 54.88 | 0.121 | 0.056 | 0.022 | 0.342 | 6.646 | 15.08 | 11.14 | 15.80 | 20.00 | 24.06 |
| 270 | 8.60 | 46.28 | 0.106 | 0.050 | 0.014 | 0.388 | 9.530 | 5.64 | 4.23 | 4.26 | 9.66 | 14.72 |
| 400 | 7.04 | 39.24 | 0.112 | 0.053 | 0.014 | 0.406 | 9.507 | 4.89 | 3.67 | 3.51 | 8.29 | 12.02 |
| -400 | 39.24 | 0.00 | 0.196 | 0.175 | 0.038 | 0.423 | 5.767 | 47.66 | 67.48 | 52.72 | 48.13 | 40.63 |
| | 100.0 | | | | | | | 100.0 | 100.0 | 100.0 | 100.0 | 100.0 |

De las tablas N° 4.17 y 4.18, tenemos que las leyes de Zn, Pb, Cu y Ag en el relave, se reducen al operar con los Stack Sizer, infiriendo que su efecto en la sobremolienda - de Pb principalmente - es favorable respecto a la operación con hidrociclones.

Finalmente, se presenta las leyes ensayadas de las cabezas a flotación y relaves finales, las cuales, (en el caso de las cabezas) son similares y en el caso de los relaves bajan al operar con los Stack Sizer.

Tabla N° 4.19. Leyes ensayadas de cabeza y relave (promedio mensual)

| Producto | Leyes (% * oz/t) | | | | | | |
|--------------------|------------------|------|------|--------|------|------|------|
| | Zn | Pb | Cu | Ag (*) | Fe | PbOx | ZnOx |
| Cabeza Ciclón | 2.00 | 0.94 | 0.20 | 2.52 | 5.13 | 0.69 | 0.11 |
| Cabeza Stack Sizer | 2.06 | 0.94 | 0.21 | 2.50 | 5.79 | 0.67 | 0.10 |
| Relave Ciclón | 0.18 | 0.12 | 0.04 | 0.38 | 5.04 | 0.10 | 0.09 |
| Relave Stack Sizer | 0.16 | 0.10 | 0.03 | 0.34 | 5.57 | 0.09 | 0.07 |

4.2.9 Balances Metalúrgicos.

Finalmente se presentan los resultados metalúrgicos del promedio mensual en una operación con hidrociclones y stack sizer.

Tabla N° 4.20. Balances Metalúrgicos en operación con Hidrociclones y Stack Sizer.

| Clasificador | Producto | % | Ensayes Químicos (%,* oz/tm) | | | | | Distribución | | | | |
|---------------|------------|--------|------------------------------|--------------|-------------|---------------|------|--------------|--------------|--------------|--------------|-------|
| | | | Zn | Pb | Cu | Ag (*) | Fe | Zn | Pb | Cu | Ag | Fe |
| Hidrociclones | Cabeza | 100.00 | 2.00 | 0.94 | 0.20 | 2.52 | 5.11 | 100.0 | 100.0 | 100.0 | 100.0 | 100.0 |
| | Conc. Bk | 1.77 | 6.90 | 45.33 | 7.31 | 110.49 | 7.11 | 6.12 | 85.53 | 65.40 | 77.46 | 2.26 |
| | Conc. Zn | 3.06 | 55.93 | 0.84 | 1.12 | 6.99 | 5.05 | 85.50 | 2.73 | 17.32 | 8.44 | 2.76 |
| | Relave | 95.17 | 0.18 | 0.12 | 0.04 | 0.38 | 5.04 | 8.37 | 11.74 | 17.28 | 14.10 | 94.98 |
| | Cab. Calc. | 100.00 | 2.00 | 0.94 | 0.20 | 2.53 | 5.58 | 100.0 | 100.0 | 100.0 | 100.0 | 100.0 |
| ZAF | Cabeza | 100.00 | 2.08 | 0.94 | 0.21 | 2.50 | 5.79 | 100.0 | 100.0 | 100.0 | 100.0 | 100.0 |
| | Conc. Bk | 1.78 | 6.97 | 45.17 | 8.41 | 108.62 | 7.13 | 5.97 | 86.24 | 66.41 | 78.08 | 2.27 |
| | Conc. Zn | 3.22 | 55.85 | 0.91 | 1.38 | 6.75 | 5.13 | 86.51 | 3.16 | 19.70 | 8.77 | 2.96 |
| | Relave | 95.00 | 0.16 | 0.10 | 0.03 | 0.34 | 5.57 | 7.51 | 10.60 | 13.89 | 13.15 | 94.77 |
| | Cab. Calc. | 100.00 | 2.08 | 0.93 | 0.23 | 2.48 | 5.58 | 100.0 | 100.0 | 100.0 | 100.0 | 0.0 |

La tabla N° 4.20, muestra que la operación con Stack Sizer, en el caso de la Mina Y, tiene un efecto en la recuperación de valores de Pb, Zn, Cu y Ag.

CONCLUSIONES

1. Las pruebas realizadas por el fabricante, tienen la característica de establecer solamente si es posible clasificar un determinado mineral con las Zarandas Derrick; sin embargo, el error conceptual radica en que estas pruebas son empleadas como base para el diseño y cálculo del número de equipos a requerir.
2. La principal limitación de las Zarandas de Alta Frecuencia, es el área requerida, incluso considerando que tecnológicamente existen materiales que nos permitirían incrementar del área libre de clasificación actual y por ende reducir el número de equipos, el área física requerida siempre será mayor que la empleada por los hidrociclones.
3. En contra de lo que se afirma, en la mayoría de las operaciones donde se emplean Zarandas de Alta Frecuencia, no se ha engrosado su granulometría final (a excepción de la operación de la Mina CL), lo cual puede explicarse por el incremento de tonelaje tratado en su operación y la menor tarea de molienda requerida.
4. El retorno de la inversión, presentado oficialmente por las diferentes unidades mineras, dista mucho de un análisis real del fenómeno, teniendo presente que: en las minas donde sólo se implementó Zarandas de Alta Frecuencia (Minas Y y CL), el retorno de la inversión no se ha producido durante el primer año. En las operaciones en las que se amplió la capacidad de Planta, dicho retorno se ha estima entre 1.75 años (Mina E.B) y alrededor de 2.5 años (Mina C).

5. La aplicación de los Zarandas de Alta Frecuencia, no puede realizarse con el objetivo de incrementar el tonelaje, salvo pueda probarse que el % de finos retornados al molino luego de la clasificación, es excesivo y que dicho exceso afecta la molienda. Los casos presentados muestran que o bien el incremento de tonelaje está asociado a todos los factores involucrados tales como: cambios en los circuitos de chancado, molienda, flotación, bombeo, etc; o a una menor tarea de molienda, tal como se infiere en el caso de la Mina CL.
6. Para los casos estudiados, la clasificación con Zarandas de Alta Frecuencia ha permitido (a excepción del caso de la Mina CL), hacer más eficiente la potencia disponible en los molinos, incrementando su radio de reducción, lo que permitiría obtener un delta en el rate de tratamiento, pero este valor dista mucho de los incrementos totales alcanzados en las operaciones, que se deben más bien a todo un proceso de ampliación de Planta o a una menor tarea de molienda.
7. El consumo hídrico es mayor al operar con las Zarandas, encontrándose en un rango entre 7 y 12% adicional, lo cual tendrá un impacto mayor en el tiempo puesto que el costo del recurso hídrico viene incrementándose anualmente.
8. El operar con Stack Sizer no garantiza una reducción en el consumo energético de la Planta Concentradora, las reducciones obtenidas en los circuitos de molienda-clasificación, son compensadas por consumos adicionales en etapas posteriores del proceso.
9. A excepción de la Mina Y, no se cuenta con un análisis del efecto sobre la disminución de la sobremolienda de valores de Pb. En los resultados de la

Mina EB, el incremento de la recuperación de Pb, carece de sustento para afirmar que dicho incremento se debe a la aplicación de las Zarandas.

10. Al operar con las Zarandas, se tiene que las pérdidas en el relave de flotación se reducen, lo que implica un incremento en la recuperación, lo cual, sustentaría la aplicación de esta tecnología en casos particulares como el de la Mina Y.

11. Desde mi observación de las diversas operaciones con Zarandas de Alta Frecuencia considero que es un equipo que demanda una mayor exigencia en los parámetros de operación (chancado, molienda, clasificación y flotación); tal es el caso que engrosamientos en el producto del circuito de chancado que en el caso de hidrociclones podrían ser asimilados con relativa facilidad, en el caso de las Zarandas condicionan su operación, llegando a reducir la capacidad de tratamiento, e incluso, obligando a detener la operación.

BIBLIOGRAFÍA

- BELYTCHKO, T. (2002). Atomistic Simulations of Nanotube Fracture.
- BOUSO, J. L. (2000). Eficiencia de Clasificación. ERAL Equipos y Procesos S.A.
- BOUSO, J. L. (2001). Hitos Históricos en el Desarrollo de la Clasificación. Puyehue - Chile.
- CLARK, B. (2007). The Derrick Stack Sizer: Revolutionary Advancements in Wet Screening Technology. Ottawa.
- DEMCZYK, B. (2002). Mechanical Measurement of the tensile Strength and Elastic modulus of Multiwalled Carbon Nanotubes.
- FUEYO, L. (1999). Equipos de Trituración, Molienda y Clasificación. Madrid: Rocas y Minerales.
- GUZMÁN, L. (2009). Optimización de Circuitos de Molienda / Clasificación Mediante Técnicas de Modelación Matemática. Lima.
- KLIMPEL, R. R. (1982). Slurry Rheology Influence on the Performance of Mineral/Coal Grinding Circuits. Mining Engineering, 1665-1668.
- KLIMPEL, R. R. (1983). Slurry Rheology Influence on the Performance of Mineral /Coal Grinding Circuits - Part 2. Mining Engineering, 21-26.
- MORALES, A. (2010). Costos: Un Enfoque Personal. Lima: UNI.
- PARRA, H. (2007). Estudios Metalúrgicos e Ingeniería Básica y de Detalle para la Implementación de Stack Sizer.
- SME. (2002). Recent Advances in Mineral Processing Plant Design.
- VALINE, S. (2002). Fine Screening in Mineral Processing Operations.
- WWW.SMV.GOB.PE. (s.f.). Superintendencia del Mercado de Valores.

ANEXOS

Anexo 1

Granulometrías del Alimento y Productos de los Clasificadores en los Casos Analizados

Tabla N° A-1: % Acumulado Pasante del alimento a los hidrociclones.

| Abertura (micrones) | %Passing | | | | |
|------------------------|----------|------|------|-------|------|
| | EB | Y | CSP | CL | C |
| 500.0 | 78.0 | -- | 66.4 | 100.0 | -- |
| 420.0 | -- | 70.3 | 56.9 | -- | 70.0 |
| 297.0 | 55.2 | 55.8 | 47.8 | 100.0 | 57.3 |
| 210.0 | 42.7 | 45.7 | 40.0 | 63.9 | 45.0 |
| 149.0 | 35.6 | 36.1 | 33.1 | 46.1 | 37.8 |
| 105.0 | -- | 28.5 | 28.2 | -- | 31.6 |
| 74.0 | 25.9 | 23.4 | 23.3 | 22.5 | 27.5 |
| 53.0 | -- | 19.0 | 20.0 | -- | -- |
| 37.0 | -- | 16.1 | 17.3 | -- | 20.6 |
| 20.0 | -- | 12.1 | -- | -- | -- |

Tabla N° A-2: % Acumulado Pasante del alimento a los Stack Sizer.

| Abertura (micrones) | %Passing | | | | |
|------------------------|----------|-------|-------|------|-------|
| | EB | Y | CSP | CL | C |
| 500.0 | 77 | -- | 80.05 | 91 | -- |
| 420.0 | -- | 74.05 | 68.67 | -- | 75.58 |
| 297.0 | 59.1 | 54.80 | 57.34 | 75.3 | 61.84 |
| 210.0 | 48.4 | 46.50 | 48.12 | 59.4 | 50.59 |
| 149.0 | 39.6 | 39.02 | 40.58 | 47.8 | 40.96 |
| 105.0 | -- | 32.24 | 34.01 | -- | 34.25 |
| 74.0 | 27.9 | 27.77 | 28.85 | 30.4 | 29.22 |
| 53.0 | -- | 23.70 | 24.11 | -- | -- |
| 37.0 | -- | 20.85 | 20.12 | -- | 21.03 |
| 20.0 | -- | 16.03 | -- | -- | -- |

Tabla N° A-3: % Acumulado Pasante de los gruesos (underflow) de los hidrociclones.

| Abertura (micrones) | %Passing | | | | |
|------------------------|----------|------|------|-------|------|
| | EB | Y | CSP | CL | C |
| 500.0 | 64.0 | -- | 63.5 | 100.0 | -- |
| 420.0 | -- | 58.0 | 43.8 | -- | 55.8 |
| 297.0 | 39.3 | 42.2 | 30.1 | 100.0 | 39.2 |
| 210.0 | 27.0 | 31.0 | 22.4 | 52.1 | 26.9 |
| 149.0 | 21.4 | 21.0 | 18.0 | 31.0 | 21.3 |
| 105.0 | -- | 13.9 | 14.9 | -- | 17.1 |
| 74.0 | 15.1 | 10.0 | 12.7 | 8.4 | 15.0 |
| 53.0 | -- | 7.3 | 10.8 | -- | -- |
| 37.0 | -- | 5.9 | 9.1 | -- | 11.7 |
| 20.0 | -- | 5.2 | -- | -- | -- |

Tabla N° A-4: % Acumulado Pasante de los gruesos (oversize) de los Stack Sizer.

| Abertura (micrones) | %Passing | | | | |
|------------------------|----------|-------|-------|-------|-------|
| | EB | Y | CSP | CL | C |
| 500.0 | 63.00 | -- | 53.45 | 88.00 | -- |
| 420.0 | -- | 52.86 | 40.72 | -- | 50.14 |
| 297.0 | 31.80 | 28.91 | 30.63 | 54.90 | 26.47 |
| 210.0 | 19.60 | 12.18 | 22.71 | 31.10 | 14.89 |
| 149.0 | 13.40 | 8.60 | 16.03 | 20.50 | 9.60 |
| 105.0 | -- | 6.60 | 12.89 | -- | 7.37 |
| 74.0 | 8.70 | 5.68 | 10.85 | 9.90 | 6.16 |
| 53.0 | -- | 4.96 | 9.27 | -- | -- |
| 37.0 | -- | 4.45 | 7.82 | -- | 4.74 |
| 20.0 | -- | 3.56 | -- | -- | -- |

Tabla N° A-5: % Acumulado Pasante de los finos (overflow) de los hidrociclones.

| Abertura (micrones) | %Passing | | | | |
|------------------------|----------|------|------|-------|-------|
| | EB | Y | CSP | CL | C |
| 500.0 | 96.0 | -- | 98.9 | 100.0 | 100.0 |
| 420.0 | -- | 94.4 | 94.6 | -- | 99.1 |
| 297.0 | 94.4 | 82.8 | 84.7 | 100.0 | 94.4 |
| 210.0 | 81.9 | 73.7 | 75.8 | 94.4 | 81.9 |
| 149.0 | 77.0 | 64.1 | 66.6 | 85.4 | 71.4 |
| 105.0 | -- | 54.9 | 58.0 | -- | 61.1 |
| 74.0 | 53.3 | 47.5 | 50.5 | 58.9 | 53.0 |
| 53.0 | -- | 40.3 | 43.0 | -- | 45.5 |
| 37.0 | -- | 35.1 | 37.0 | -- | 38.6 |
| 20.0 | -- | 29.7 | -- | -- | -- |

Tabla N° A-6: % Acumulado Pasante de los finos (undersize) de los Stack Sizer.

| Abertura (micrones) | %Passing | | | | |
|------------------------|----------|-------|-------|------|-------|
| | EB | Y | CSP | CL | C |
| 500.0 | 98 | -- | 99.88 | 100 | 100 |
| 420.0 | -- | 99.62 | 98.55 | -- | 100 |
| 297.0 | 95.1 | 93.67 | 91.98 | 99.3 | 95.8 |
| 210.0 | 85.2 | 81.99 | 81.32 | 90.6 | 84.87 |
| 149.0 | 72.8 | 71.45 | 69.84 | 75 | 71.06 |
| 105.0 | -- | 59.37 | 59.5 | -- | 60.06 |
| 74.0 | 52 | 51.30 | 50.88 | 47 | 51.35 |
| 53.0 | -- | 38.16 | 43.19 | -- | -- |
| 37.0 | -- | 31.88 | 35.99 | -- | 36.67 |
| 20.0 | -- | 24.22 | -- | -- | -- |

Anexo 2

Slurry Rheology Influence on the Performance of Mineral/Coal Grinding Part 1

Slurry Rheology Influence on the Performance of Mineral/Coal Grinding Circuits

Richard R. Klimpel

The first part of this two-part article summarizes the result of a 10-year, multimillion dollar research and plant testing program involving operating mining companies throughout the world. The program was aimed at developing a better understanding of the influence of slurry rheology on the performance of mineral/coal grinding circuits. Part 1 presents the basic concepts identified, including typical laboratory results showing the influence on grinding behavior of controlled changes in percent solids, particle size, slurry temperature, and viscosity control chemicals. Part 2, in January, will illustrate typical industrial scale test results on both open and closed circuits using the concepts presented in Part 1. Special emphasis will be placed on identifying some industrial operating implications of controlling rheology by different methods.

Introduction

The industrial-scale practice of wet grinding minerals and coals in tumbling media mills (ball, rod, and pebble) is well-known to operating mineral processing engineers and plant design personnel. Over the last century, considerable experience and data has been collected, correlated, and put into rules or guidelines for successful circuit design and operation. Typical factors influencing circuit throughput that have been analyzed in some depth are mill diameter and length, grinding media size and loading, feed and product particle size, mill power use, and the interaction of classifier type and efficiency with the grinding device. Until recently, knowledge of slurry rheology influence on large scale grinding circuit performance has been limited. Even today slurry rheology effects are essentially ignored in plant design. Indeed, in most plant operations only qualitative guidelines are followed. For example, too thick a slurry causes throughput losses and too thin a slurry uses excessive water

or causes water handling problems such as pumping limitations.

A search of published literature and numerous discussions with experienced plant operating personnel has shown an awareness that changing the percent of solids in the mill influences grinding or the response of grinding involving fine feeds versus coarse feeds. However, most of the work identified relative to rheology effects in mineral/coal grinding was qualitative. Even in the few studies that were more quantitative, the scope of the work was usually too narrow to draw general conclusions. Also, the detailed rheological characterization tied to observed breakage and the combination of laboratory to industrial-scale testing that is required to develop a broad understanding of any factor influencing grinding had not been done. In this environment, this detailed program began in 1967. It had three distinct goals:

- To develop a basic understanding of slurry rheology influence on breakage characteristics in the laboratory.
- To test general rheology concepts developed in the lab on the industrial scale.
- To develop a commercially viable chemical approach to controlling slurry rheology that would lead to the use of chemical grinding additives or grinding aids.

The goals have been met, at least in part, this year. A small fraction of the extensive laboratory and plant results have been made available in published literature. Much of the research program dealt with identifying and developing chemical grinding aids, but a lot of useful and practical information on percent solids, particle size, and slurry temperature influence on grinding circuit performance also was collected.

The purpose of this article is to

present a clear and concise summary of the results of the entire program. The importance of rheology control in grinding circuit behavior will be demonstrated using a series of carefully performed industrial scale experiments (both open and closed circuits) that have not yet been reported in general literature. Mining companies participating in the test program on a proprietary basis have found the information in this article to be useful in better understanding and improving circuit performance.

Viscosity Effects in Grinding Studies

In this program's previous laboratory studies, it was shown that there is a consistent pattern of change in specific rates of breakage of both mineral and coal slurries as slurry fluidity changes. Using the net production rate of material smaller than some specified size—for example, kg/hr of $<75 \mu\text{m}$ (200 mesh)—as an index of mill production in a standard batch mill test (with a given feed material, feed size, mill, and mill conditions such as constant time of grind), the following facts were established (see Fig. 1):

- The normal range of low density, low viscosity slurry (region A) gave no variation in mill production. The measured rates of breakage exhibited normal first order grinding.
- Grinding of a somewhat higher viscosity slurry (region B) could give increased production. The higher viscosity was obtained

Richard R. Klimpel is a research scientist with Dow Chemical Co., M. E. Pruitt Research Center, Midland, MI, 48640, and a professor of mineral processing (adjunct) with The Pennsylvania State University.

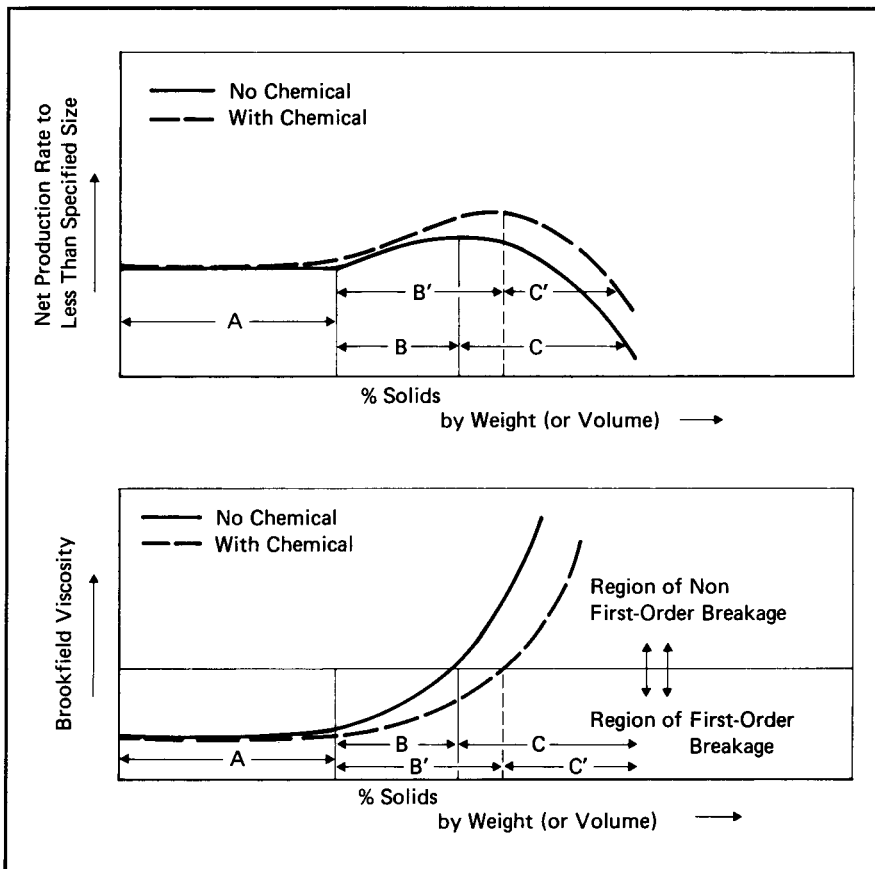


Fig. 1—Net production and Brookfield viscosity as a function of percent solids in batch grinding tests run to a constant grind time under constant mill and feed conditions.

by increasing slurry density and/or by controlling size distribution. Measured rates of breakage were again first order, but were somewhat faster than with low viscosity slurry.

- Too high viscosity (region C) gave decreased production. This was associated with non-first order grinding. That is, a slowing down of grinding rates as the grinding proceeded because produced fines increased slurry viscosity.

- Certain water-soluble chemicals allowed the effect in region B to be extended to higher production rates before the effect of region C became controlling.

To better understand the grinding behavior exhibited in Fig. 1, it is valuable to use the concepts of first order breakage rates and

primary breakage distribution. The complete definitions, experimental procedures, and use in mill circuit design have been previously described and will not be repeated here. Briefly, the determination and comparison of these two parameters under varying operating conditions (for example, percent solids) allow a more complete analysis of data. More importantly, they allow for logical predictions of measured laboratory effects in larger scale industrial use.

The breakage rate of a given size range of particles (for example, a $\sqrt{2}$ screen interval) is proportional to the amount of that size present when grinding is first order. Thus:

$$\text{breakage rate of size fraction } j = S_j w_j(t) W$$

where S_j is the specific breakage rate (fraction per unit of time) of size j ; W is the mill hold-up; and $w_j(t)$ is the weight fraction of size j material at grinding time t . Thus, if the starting feed contained $w_j(0)$ as the top size:

$$\begin{aligned} dw_j(t)dt &= -S_j w_j(t) \\ \log w_j(t) &= \log w_j(0) - (S_j t / 2.3) \end{aligned}$$

Measuring the disappearance of material from this size as a function of time, using log-linear plots, will directly indicate three important factors. One, if the plot is linear, the size fraction j is breaking in a first order manner; the negative slope gives the S_j value. Two, the magnitude of $S_j W$ is a direct indication of grinding throughput. Three, if the plot is not linear but flattens as grinding proceeds (as fines build up and viscosity increases), then breakage is slowing down.

The suite of fragments produced by breakage of a given size without further fragment rebreakage is termed primary breakage distribution. Numbering size intervals from 1 for the largest, 2 for the next size, etc., primary breakage distribution is represented by $b_{i,j}$ —the fraction of just broken j material that falls into smaller size interval i . $B_{i,j}$ represents the same information put on a cumulative basis of material broken from size j to size i or smaller.

$$B_{i,j} = \sum_{k=n}^i b_{k,j}$$

Experimental data on $B_{i,j}$ is fitted to the empirical function

$$B_{i,j} = \phi(x_{i-1}/x_j)^\gamma + (1 - \phi)(x_{i-1}/x_j)^\beta$$

Figure 2 illustrates the nature of the specific rate of breakage, S_j , and primary breakage distribution as a function of the three slurry viscosity regions indicated in Fig. 1. Numerous quantitative examples of Fig. 2 were determined in the study for a variety of ores and coals. The influence of percent solids (viscosity) on the specific breakage rate shows the trends discussed earlier. Regions

Table 1—Summary of Laboratory Results of a Copper Ore Ground in a 200 mm (7.8 in.) Laboratory Ball Mill

Experimental conditions: specific ore gravity of 2.65 g/cm³, media charge of 2.54 mm sized balls occupying a bulk volume of 2000 cm³ with void volume of 870 cm³, slurry volume of 1044 cm³, total mill volume of 5800 cm³, mill speed of 60 rpm, and viscosity control chemical GA-4272*

| % Solids by Weight | Grams of Solids, W | Volume of Solids | Volume of Water | % Solids by Volume | Chemical Use | a 18 × 25 | α | S · W 18 × 25 | φ | γ | β |
|--------------------|--------------------|------------------|-----------------|--------------------|--------------|--------------|-----|------------------|-----|-----|-----|
| 64.0 | 1110 | 419 | 625 | 40.1 | No | .34 | .93 | 377 | .57 | .67 | 3.0 |
| 64.0 | 1110 | 419 | 625 | 40.1 | Yes | .34 | .93 | 376 | .57 | .67 | 3.0 |
| 68.0 | 1231 | 465 | 579 | 44.5 | No | .32 | .92 | 393 | .58 | .66 | 3.0 |
| 68.0 | 1231 | 465 | 579 | 44.5 | Yes | .34 | .92 | 419 | .57 | .67 | 3.0 |
| 72.0 | 1362 | 514 | 530 | 49.2 | No | .27 | .92 | 369 | .63 | .60 | 2.5 |
| 72.0 | 1362 | 514 | 530 | 49.2 | Yes | .28 | .92 | 375 | .61 | .62 | 2.8 |

*a patented grinding aid product of The Dow Chemical Co.

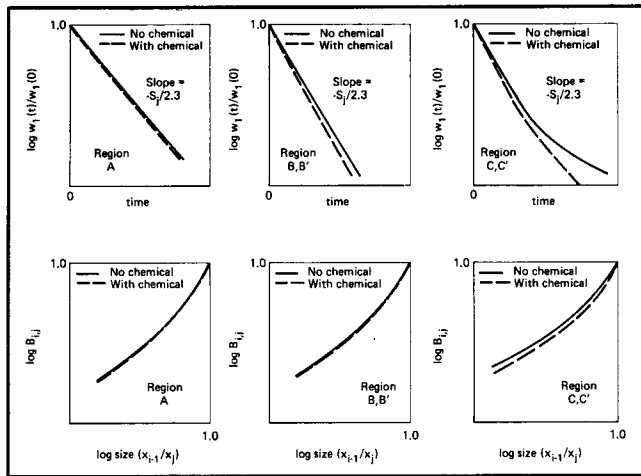


Fig. 2—Variation of breakage parameters (S_j) and primary breakage distribution ($B_{i,j}$) as a function of viscosity region.

A, B, and B' demonstrate first-order breakage; regions B and B' give higher breakage rates than regions A and C; regions C and C' show slower non first order breakage. Grinding with viscosity control chemicals shows no advantage in region A, but an increase over the no chemical case in regions B and C. From a maximum throughput basis, tumbling media mills need to operate on a slurry basis that is as thick as possible, yet still offers a low enough viscosity to keep grinding in a first-order manner. This tendency, not fully recognized until this study, is a very basic characteristic common to tumbling media mills.

In earlier reported test results of this program it was demonstrated that the net production of material to less than some size passes through a maximum value as solids loading is increased while maintaining a constant percent solids. In addition, it was also found that the height of this maximum increased with increasing percent solids up to a point. After that, the maximum net production achievable fell with increasing percent solids. It was observed that higher slurry density allows operation at a higher solids loading in the mill without getting the fall off of net production normally associated with higher mill loadings. The implications of the above are important as the test program also showed that a net production versus percent solids curve of the shape shown in Fig. 1 was most prevalent at mill slurry loadings corresponding to media void volume fillings in excess of 100%.

Figure 2 shows that the measured $B_{i,j}$ values for breakage in high density slurries have a relatively finer primary fragment dis-

tribution (a higher ϕ and smaller γ) than for lower density slurries. Related laboratory tests also have shown that in the grinding of homogenous materials little change occurs in the relative manner in which different sized particles are selected for breakage as a function of slurry density. For example, when the S_j values are described by

$$S_j = a(x_j/x_i)^\alpha$$

that α remains essentially constant and only the "a" varies with viscosity region.

Table 1 gives data on a typical laboratory study of a copper ore ground in a 200 mm (7.8 in.) diameter batch mill. Most of the average trends previously discussed are exhibited by this ore. In the laboratory and plant scale testing, it became evident during the course of the research program that factors other than percent solids also had a predictable influence on the location and nature of the laboratory generated net production curves of Fig. 1 and hence on the curves of Fig. 2. There will be more discussion on this in Part 2.

With regard to the identification of suitable viscosity control chemicals to act as grinding aids, a number of necessary conditions were established. Most of the chemicals identified were low molecular weight, water soluble polymers. The required conditions are as follows.

- The chemical must adsorb on enough of the solid surfaces available in the ore/coal being ground so as to affect slurry viscosity.
- The slurry viscosity must be high enough so use of the chemical can help reduce or control slurry viscosity.
- The chemical must be consistent in its ability to lower viscosity

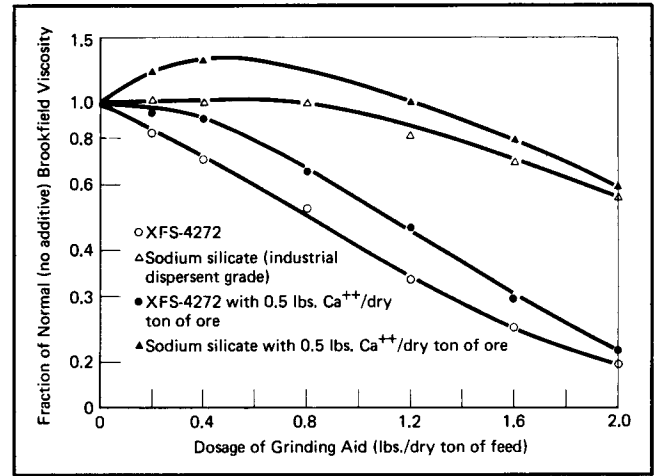


Fig. 3—Copper ore slurry viscosity reduction at 72% solids as a function of chemical type, dosage, calcium ion concentration.

as a function of varying chemical concentration, pH, water quality (especially in the presence of divalent, trivalent ions) and amount of shear present.

- The chemical must be non-toxic and degradable.
- The chemical must not adversely affect downstream operations such as flotation thickening or pelletization.
- The use of chemical must be economically viable in grinding operations. When any one of the above conditions is seriously violated, the use of grinding aid on a commercial scale will not be feasible.

To illustrate the influence of one of the above factors, consider the Brookfield viscosity reduction data of Fig. 3. The ability of sodium silicate and GA-4272—a patented grinding aid product produced by Dow Chemical especially designed for sulfide ore processing—to reduce slurry viscosity as a function of Ca^{++} present is shown. The higher efficiency of GA-4272 over sodium silicate is apparent. Equally important is the marked influence of high amounts of Ca^{++} on the ability of both chemicals to lower slurry viscosity. At low concentrations of sodium silicate in the presence of high Ca^{++} ion levels an increase in slurry viscosity is observed, a condition that has been shown in grinding tests to act as an anti-grinding aid. Another common observation is that many chemicals will adequately control slurry viscosity at low levels of shear, but at higher levels of shear corresponding to grinding mill environments, this viscosity control ability diminishes rapidly.

Not surprisingly, it has been found that two to 10 times more chemical may be required in

batch laboratory tests than in corresponding continuous mill tests because of the higher surface area changes involved in batch grinding tests. There have been a few ore/coal slurries that have not given increased throughput with chemical use, even though all of the previously listed chemical conditions were satisfied. This has to do with the nature of slurry rheological behavior itself and is not directly a chemical problem.

In addition, with the use of grinding aid chemicals, some positive downstream influences have been found, including increases in observed flotation plant recoveries and improved separations in heavy media operations and in classification. The use of chemicals to improve grinding in plant circuits was not a problem in thickening as long as the dosage levels were kept within a range normally associated with a grinding mill operation, <0.5 kg/t (1.1 lb per ton) GA-4272 dry ore feed. In batch grinding, the use of viscosity control chemicals will help grind a given mass finer in some specified time. In continuous grinding environments, chemicals can be used to grind a given feed rate finer or to increase feed rate ground to a given particle size. The ability to achieve these results depends in part on the equipment involved, ore type, mill operating conditions, and the chemical requirements previously discussed.

Breakage Rheology in Lab Mills

Despite the apparent success and consistency of the type of data reported in the previous section, it became obvious during the early stages of the research program that a more fundamental rheological explanation was required. For example, correlations of throughput versus percent solids as developed in this study or by plant operating personnel are useful only over limited ranges and cannot be easily extrapolated because of their inherent assumptions, such as constant particle size. Such assumptions are valid only for continuous mills operating on consistent feeds in a consistent manner. It is not difficult to show in a batch laboratory test that even for a fixed value of percent solids, rather small changes in particle size makeup (especially of the fines) contributing to the solids can make very large differences in the throughput rate. These throughput differences due

to particle size can sometimes overwhelm the influence of changing percent solids. This problem seriously limits the generality of most plant level percent solids/throughput correlations that have been developed. With a few ores and coals, no region B could be identified. With a few other ores, the influence of chemicals was minimal despite the apparent satisfaction of all desired chemical characteristics such as adsorption. What is a more basic explanation?

The answer to providing a more consistent explanation and prediction of grinding behavior was provided by accurately measuring quantitative slurry rheology data. This was done using a Haake RV3 rotational viscometer which is not as convenient as the Brookfield, especially for routine plant use, and requires special experimental procedures. The data from the rotational viscometer, however, can be obtained under sufficiently controlled operating conditions and known geometric configurations to enable plots of shear stress versus rate of shear to be constructed for comparison with the possible types of slurry behavior shown in Fig. 4.

At a given time all mineral/coal slurries will exhibit one of the shear-strain characteristics outlined in Fig. 4. Pseudoplastic slurries may or may not have a yield value. When shear stress is plotted versus shear rate, a curve results that has a decreasing slope with increasing rate of shear and generally approaches a limiting slope at higher shear rates. Dilatant slurries exhibit the opposite behavior—an increasing slope of τ versus Δ . A common method of mathematically describing both of these types is the Ostwald-deWaele or Power Law Model:

$$\tau = K\Delta^n$$

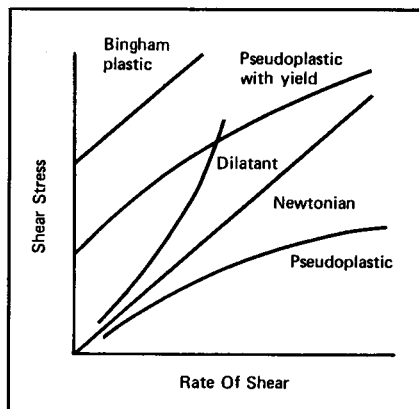


Fig. 4—Shear stress vs. shear rate curves for time-independent non-Newtonian slurries.

where K and n are constants for a particular slurry. The constant K is referred to as consistency; the higher the value of K, the more viscous the slurry. The constant n is called the flow index which is a measure of the degree of departure from Newtonian behavior (n=1), n > 1 gives pseudoplastic behavior, and n < 1 dilatant behavior.

Detailed breakage rate tests were carried out on a single size fractions, as outlined earlier. For each test condition corresponding to the breakage rate tests, rheological characterization evaluations were performed. Controlled changes in percent solids, fineness of grind, and temperature were made during the tests. Interpreting all the data collected, the following conclusions were drawn.

- Many coals and mineral slurries exhibit dilatant character at relatively low slurry densities, less than 40-45% solids volume for typical size distributions. Closely sized solids give more dilatant character than broad distributions.

- In this dilatant region, grinding is first-order and absolute rates of breakage SW do not vary during the grinding or from one slurry density to another. This is region A of Fig. 1 and represents normal wet grinding practice.

- Increasing slurry density causes a trend toward pseudoplastic behavior. At a given slurry density, more pseudoplastic character can be developed by increasing the solids packing efficiency (by adding a proportion of fines or controlling the size distribution by use of a bulk thickening agent or by chemicals to modify viscosity).

- When a slurry exhibits pseudoplastic behavior without a yield stress, grinding is first order with higher absolute rates of breakage SW than in corresponding dilatant systems. This is Region B and B' of Fig. 1 and represents the most efficient wet grinding practice.

- Grinding aid chemicals that work best in practice are those that maintain pseudoplastic behavior in the slurry without associated yield stress, or which reduce the yield stress in a dense pseudoplastic slurry.

- When grinding is performed on a very dense slurry, the yield stress increases rapidly and leads to non first-order breakage with a slowing down of breakage rates. This is region C and C' of Fig. 1. □

Anexo 3

Slurry Rheology Influence on the Performance of Mineral/Coal Grinding Part 2

Slurry Rheology Influence on the Performance of Mineral/Coal Grinding Circuits — Part 2

Richard R. Klimpel

Part 2 of this article continues the discussion of a 10-year, multimillion dollar research and plant testing program on slurry rheology and grinding circuits. The first part of the article (*ME*, Dec. 1982) presented the basic concepts identified by the research and some laboratory test results. This section illustrates typical industrial scale test results and identifies some industrial operating implications of controlling rheology by different methods.

At least four controllable factors decide the rheological character of a slurry—slurry density or percent solids, particle size distribution, chemical environment, and slurry temperature. The second factor has two interrelated facets: the shape of the particle size distribution which controls packing behavior of the solids, and the fineness of the distribution. Finer particles increase interparticle forces and viscosity. As indicated in Part 1, during a given grinding test it is possible for all four factors to change. However, regardless of the particular settings of the four factors in a given test, if the resulting rheological character is either dilatant, pseudoplastic, or pseudoplastic with yield, the associated breakage rate is correlated with the current rheological character.

It is obvious, for example, in batch grinding tests run at constant percent solids, that the second and third factors, where appropriate, are changing during grinding because size distributions are changing and the production of fresh surface area takes up unadsorbed chemical. Thus the corresponding rheological character change in batch tests with increasing grind time would be dilatant to pseudoplastic to pseudoplastic with yield. The degree to which this transformation occurs depends on the changing setting of the four factors over grinding time. In continuous

grinding tests, one might logically expect that dramatic changes in any one of the four factors will be less likely to occur. It will be shown that continuous mill operations offer some unique opportunities to take advantage of possible rheological transformation by more direct operational control of the settings for the four factors.

One extra observation noted in the rheological studies was the variability in the location and extent of region B (pseudoplastic behavior) for the various coals and ores tested. The location of region B was usually in the region of 45-55% solids by volume and was of the extent of 0-8%, or 2-11% with chemical addition. The corresponding increase in net production ranged from 0-10% in region B and 0-21% in region B'. When region B is small or zero (no pseudoplastic character is exhibited) no increase in production will be observed and the use of chemicals is often marginal. There are several reasons for some materials exhibiting this quick transformation from dilatancy to high yield values often at surprisingly low percent solids by volume such as 30%. One condition identified was for materials containing high levels of viscosity—producing elements such as carbonates or clays. A second condition documented was for materials that exhibited unusually fine primary fragment distributions (fine $B_{1,j}$ curves). This corresponds to materials having small γ values of < 0.5 . Such a slurry developed a yield value quickly during grinding because of the rapid buildup of fines. A related problem can be presented by materials exhibiting excessively coarse primary fragment distributions, γ values > 0.9 . Breakage of this type of material produces size distributions that give poor packing efficiencies

even at long grind times, thus hindering the normal rheological transformation presented earlier. A final condition that can cause the occurrence of region B to be small or zero is when the media void volume filling of slurry is $< 100\%$.

Figures 5a and 5b use previously published data of this study to demonstrate the influence of solids loading and weight percent solids on the net production of taconite ore in a laboratory batch ball mill. In particular, Fig. 5a illustrates several trends not generally recognized until this study. They include these two:

- Increased slurry density allows for increased solids loading before passing through the maximum in the net production curve where the fall-off is due to non first order breakage.

- The use of rheology control chemicals such as GA-4272 allows this trend to be extended to higher slurry loadings with an increase in net production over any previous condition by keeping grinding first order.

Figure 5b shows the same data as Fig. 5a plotted for constant weight loadings. These various figures of net production versus percent solids show the location and extent of the regions A, B, and C presented in Part 1 as a function of solids loading.

It is obvious that the rheological transformation pattern described earlier does not hold true for slurry loadings corresponding to less than the void volume of the media, which is also a region of

Richard R. Klimpel is a research scientist with Dow Chemical Co., M.E. Pruitt Research Center, Midland, MI 48640, and a professor of mineral processing (adjunct) with The Pennsylvania State University.

considerably less than overall maximum net production. This underfilled condition is accompanied in part by breaking actions that have a tendency to form excessive amounts of fines that lead quickly to the formation of yield slurries. It is also worthy to note that the overall maximum net production without aid occurs in a weight loading region near that of 100% media void volume loading. For higher loadings, the transformation of regions A to B to C occurs at essentially the same weight percent solids values. Only the height of the net production versus weight percent solids curve changes.

Torque measurements also have been reported for the data of Fig. 5. It is clear that, in batch tests, the maximum net production of fines at a given percent solids is accompanied by a maximum in the associated torque curve. Using rheology control chemicals at high slurry loadings allows for more torque to be put into the mill. In large scale continuous tests, the total energy input was found to be relatively constant with or without rheology control chemicals. Thus, in the regions of high throughput in continuous mills with chemical, less energy is required per unit of throughput to a given size. Operating in region C causes a drop in total energy draw.

Even though it takes a proper viscometer to quantitatively follow the slurry rheology transformation from dilatant to pseudoplastic to pseudoplastic with yield as the percent solids is increased, it is possible to qualitatively follow this transformation by a simple laboratory experiment. This experiment requires two 1-L glass beakers and a supply of constant particle size material having an upper size of around 1000 μm (18 mesh US) and a Schumann slope of approximately 1 on a plot of log fraction less than size versus log size. A series of slurries are made up in one beaker by the addition of an appropriate amount of water starting with a low percent solids slurry. With each slurry, the experimenter quickly pours the slurry from one beaker to the second beaker and back to the original and so on for a minute.

The dilatant slurry character at low percent solids will be obvious from the settling that occurs in the beakers and the difficulty of completely removing all the solids from one beaker to the second beaker regardless of how quickly the transfer is made. As percent solids is increased, the slurry will

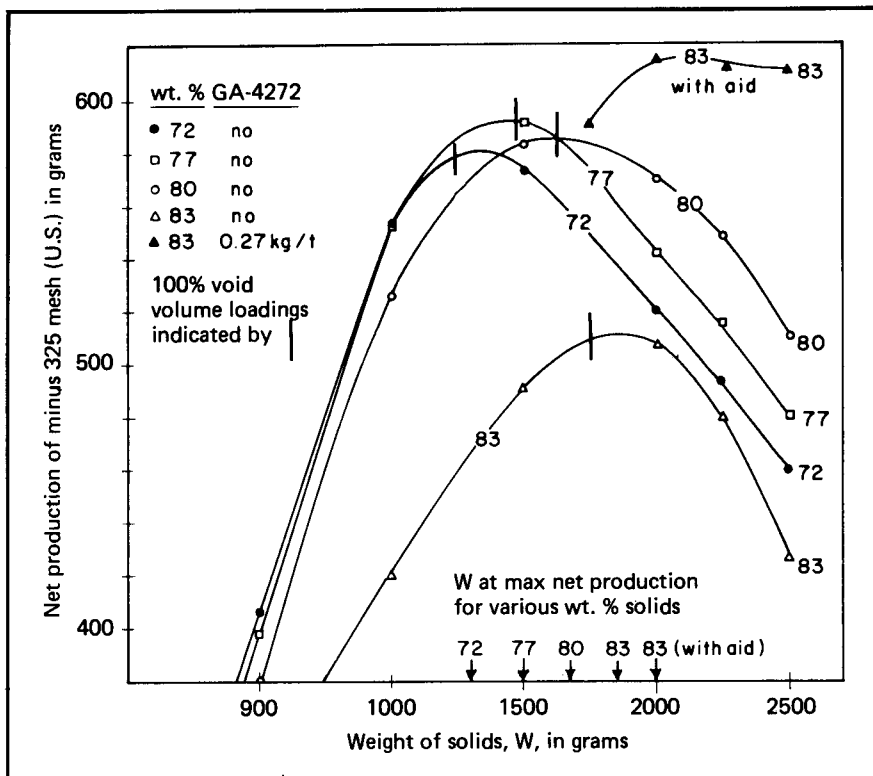


Fig. 5a—Net production of taconite versus loading of ore in laboratory batch ball mill as a function of weight percent solids with constant experimental conditions, including a grind time of 30 minutes starting with same feed size.

assume a consistency that pours uniformly and easily from one beaker to the other with essentially no solid residual left in the original beaker. When this pseudoplastic character is exhibited, optimal grinding occurs in tumbling media mills. Increasing percent solids produces a situation where the slurry begins to set up, and it becomes increasingly difficult to pour any of the slurry from one beaker to another unless the sides of the beaker are slapped. It is this yield rheology character that is associated with slower, non first order grinding.

In demonstrating this rheology concept to experienced plant operators, a few of them recognized the pseudoplastic slurry character as having the right "feel and look" to maximize grinding. They did this based on years of experience without any awareness of the relationship between breakage rate and slurry rheology, pointing out the value of experienced plant operators.

Controlled Rheology Tests in Industrial Scale Open Circuit Operations

This section presents the results of a series of controlled rheology tests run on an open-circuit rod

mill operating on copper slurry. The rod mill was a 2.5 × 4.25 m (8.2 × 13.9 ft) overflow discharge mill operating at 70% of critical speed on an average feed rate of 100 t/h (110 stph), a rod loading of 36% (75 mm, or 3 in., make-up rod size), and a feed size of about 100% < 2.5 cm (1 in.), 50% < 3.35 mm (6 mesh US), 20% < 500 μm (35 mesh US), and 10% < 75 μm (200 mesh US). Special arrangements were made to keep operating conditions, including ore character, as constant as possible during the tests. Changing the percent solids by changing water was the major operating variable. The total energy draw of the mill was essentially constant during all of the runs in slurry regions A, B, and B'. Only at very high slurry densities (region C) was a drop in energy draw noted. Rheological characterizations also were performed during the tests to identify slurry rheology behavior at any desired point in the test program to be able to correlate plant results with the laboratory data. Four basic factors were studied including variation in percent solids, the addition of chemical GA-4272, the addition of fines to feed, and the influence of slurry temperature.

Figure 6 summarizes typical data collected on the basis of net production < 500 μm (35 mesh US)

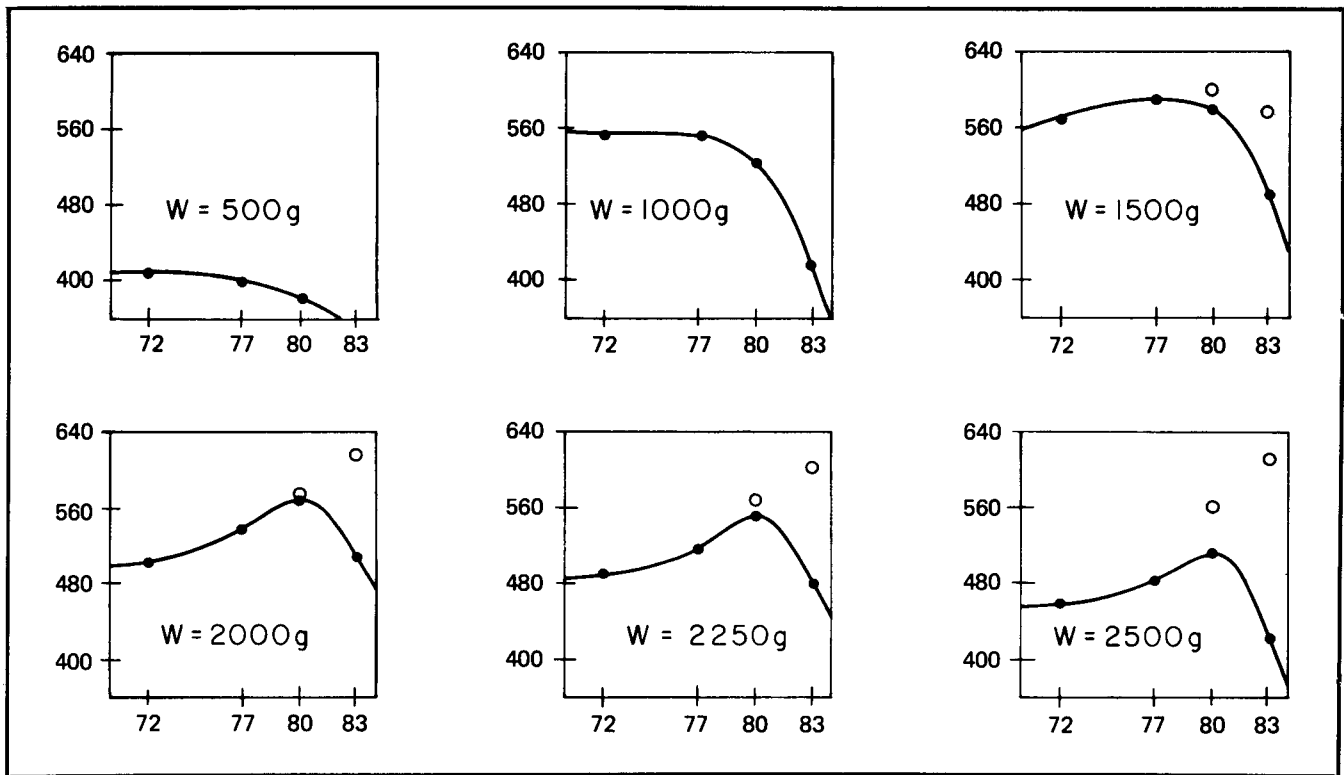


Fig. 5b—Net production of taconite in grams versus weight percent solids as a function of solids loading in mill without aid, ●, and with GA-4272, ○.

versus percent solids by weight. The influence of percent solids with and without chemical on the normal feed and feed slurry temperature of 22°C (71.6°F) is certainly similar in net production and viscosity response to that of Fig. 1 (December ME, issue, pp. 1669). This is an example where simple optimization of water use can lead to significant increases in plant throughput. In similar tests run on rod mills at other plants, however, the feed was often so coarse that it was not possible to achieve the pseudoplastic slurry character of region B. This was primarily because the percent solids simply could not be raised high enough with normal water control procedures to safely operate in region B. In this environment the rod mill will operate only in region A and optimizing water control will produce at best only marginal increases in throughput. As explained earlier, the use of a viscosity control chemical in region A is not warranted.

To more fully demonstrate rheological influence, the same rod mill was then operated with 10% of the feed rate being supplemented by -38 μ m (400 mesh US) ore. As can be seen in Fig. 6, a similar shape of net production curve results as in normal operation, but the maximum throughput—hence

the pseudoplastic region B—now occurs at a lower percent solids. While there is little throughput advantage to adding fines to the feed in this test, the addition of fines to rod mills is an important concept. This is true because those rod mills operating on coarse feeds that cannot normally reach rheological region B by water control alone can be forced into this region—hence giving higher net throughputs—by the introduction of fines from some other point in the overall process. Several tests at various plants were run to verify this important concept. The implications of the influence of fines on rod mill performance with regard to crusher operating guidelines is obvious. Crushing operations that produce few fines can be quite detrimental to optimal rod mill performance.

Figure 6 also illustrates the influence of a lower feed slurry temperature of 8°C (46.4°F) on net production. It is obvious that net production is lower. Equally important from a control viewpoint, is that the value of percent solids, in which region A is transformed to region B, is lower than normal operation. Similar results to Fig. 6 also were generated on rod mills grinding coal and open-circuit ball mills grinding ores.

Rheology Tests in Closed Circuit Operations

Using the same copper ore as in Table 1 (December ME, p.1669), a series of tests were run on a ball mill operating in closed circuit with a single 610 mm (24 in.) hydrocyclone. The mill was an overflow discharge type, 3 × 5 m (10 × 16 ft). It was operating at 80% of critical speed on an average feed rate of 200 t/h (220 stph), a ball loading of 38% (5 and 2.5 cm, or 2 and 1 in., makeup ball sizes), and a feed size of about 100% < 3.35 mm (6 mesh US), 50% < 500 μ m (35 mesh US), and 20% < 75 μ m (200 mesh US). As in the rod mill test, the energy draw of the mill was essentially constant during all runs except in region C, which was lower.

As in the previous section, special care was taken to maintain consistent operating conditions and rheological characterizations were run. The basic factors studied in the closed circuit tests were variation in percent solids, the addition of chemical GA-4272, the addition of fines to feed, and the influence of classifier efficiency.

Figure 7 summarizes typical data collected on the basis of net production of the total circuit < 75 μ m (200 mesh US) versus percent

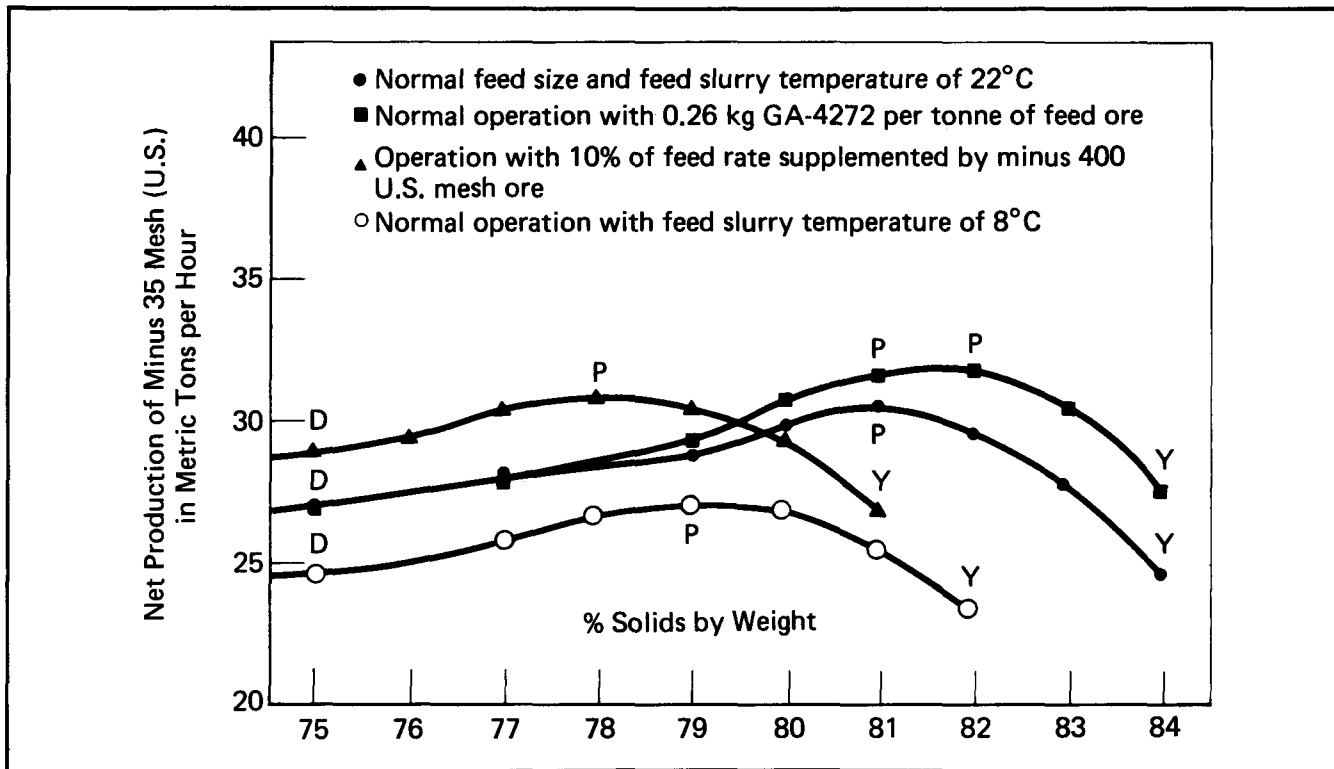


Fig. 6—Net production of copper ore ground to less than $500\ \mu\text{m}$ (35 mesh, US) in an industrial scale rod mill as a function of percent solids and slurry rheology type (dilatant indicated by D, pseudoplastic by P, and pseudoplastic with yield by Y).

solids by weight. As in the rod mill tests, the influence of percent solids with and without chemical on the normal feed is similar in net production and viscosity response to that of Fig. 1. In all of the secondary grinding closed circuit tests run on various ores and coals at various plants, it was generally not difficult to transform slurry rheology from dilatant to pseudoplastic to pseudoplastic with yield merely by adjusting water control. This control can be done by increasing the percent solids either by increasing solids feed rate and holding water addition rate constant, and/or by decreasing water feed rate holding solids feed rate constant. The first method is most useful for increasing the circuit solids throughput while still producing a relatively constant fraction of solids less than some specified size. The second method is better suited for grinding a given solids feed rate finer than normal. Also, in closed secondary grinding circuit operations, the addition of fines to the makeup feed was not generally advantageous and thus it is not included in Fig. 7. The exceptions to this observation were primary closed circuit ball mills and/or autogenous circuits operating on relatively coarser feeds than normally associated with secondary ore grind-

ing circuits.

One of the unexpected results of closed circuit testing was the large rheological influence of changes in classifier efficiency on mill grinding rates. As percent solids were being varied under constant feed solids, it became obvious in many of the tests that the classifier (either hydrocyclone or screen type) size separation characteristics were changing with slurry rheology changes. The change of hydrocyclone performance with percent solids variation has been documented previously. In normal hydrocyclone operations it is also well known that an increase of flow rate to hydrocyclones will cause a decrease in the d_{50} value of separation. The influence of viscosity control chemicals, added to the makeup circuit feed, on classifier performance was also quite noticeable. Figure 8 gives a Tromp curve example of this effect using GA-4272 on a stand-alone hydrocyclone operating on a copper ore. In general, it was found that the use of viscosity control chemicals on hydrocycloning slightly increased the apparent solids bypass fraction, and made the sharpness of separation (Sharpness Index $S.I. = d_{25}/d_{75}$) more ideal (higher S.I. value) while maintaining or increasing the d_{50} value (even under condi-

tions of high cyclone feed rate and/or high cyclone feed percent solids).

After detailed testing it was found that the classifier in closed circuit operations can—and does in many circuits—act as a rheological control device on the grinding mill itself and that it can be more important than control of makeup water to the overall circuit. The classifier can change mill rheology by changing the particle size being recirculated back to the mill and by influencing the circuit water balance. For example, if the classifier (for whatever reason) presents too coarse a recirculated product (and/or with too much water), it can become difficult to move the mill rheology out of region A (dilatancy) even with large decreases in water addition to the makeup feed. In this environment, the net circuit throughput is relatively insensitive to operating changes and is not operating in a maximum throughput condition. On the other hand, if the classifier (again, for whatever reason) presents too fine a recirculated product (and/or with too little water), the mill rheology will have a tendency to be in region C (slurry yield value present). This also is not an optimal operation from an overall circuit throughput basis, although use of

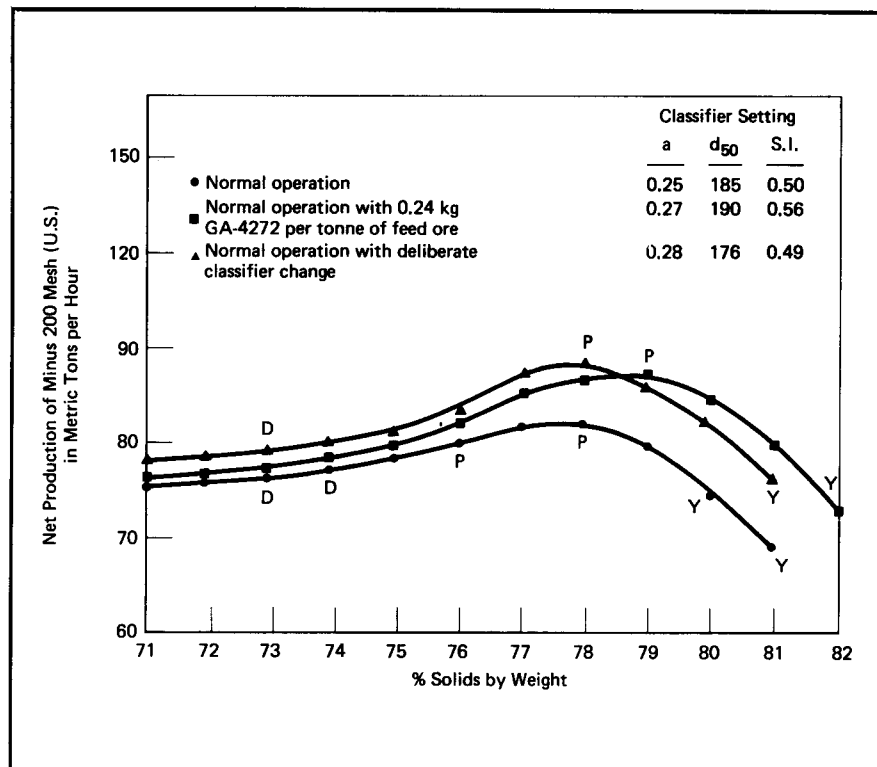


Fig. 7—Net production of copper ore ground to less than $75\ \mu\text{m}$ (200 mesh, US) in an industrial scale ball mill circuit with a 610-mm (24-in.) hydrocyclone as a function of percent solids and slurry rheology type (dilatant indicated by D, pseudoplastic by P, and pseudoplastic with yield by Y).

viscosity control chemicals will generally help.

The maximum throughput obtainable from any of the closed circuits tested was when the grinding device itself was operating in region B (pseudoplastic slurry). This is an important conclusion. Achieving mill operation in region B often requires a delicate balance of water control and classifier equipment setting. Operating a closed circuit mill in region B or B' can typically give throughput increases of 4-20% over operating in regions A and C. The use of viscosity control chemicals makes region B to B' larger (in terms of percent solids range, for example) and the effect of region B to B' more pronounced (higher throughput of region B' over region B by 2-12%). It also was found that maintaining a mill in region B may not be easy on a continuous operating plant schedule due to unavailability of appropriate plant online viscometers and, in some plants, large variability in ore type, feed size, and water supply. Even in this latter environment, however, if the circuit can be operated at least part of the time with the mill in region B or B', the increase in net throughput will warrant the extra effort.

Another type of test sequence run on the same closed circuit ball

mill circuit was deliberate variation of the hydrocyclone classifier size separation efficiency. Figure 7 also gives the net circuit production of $-75\ \mu\text{m}$ (-200 mesh) material as a function of percent solids for three different separation efficiencies of the hydrocyclone, including the normal operating case ($a = 0.25$, $d_{50} = 185$, S.I. = 0.50) and the case with chemical ($a = 0.27$, $d_{50} = 190$, S.I. = 0.56). The smaller d_{50} case over normal operations ($a = 0.28$, $d_{50} = 176$, S.I. = 0.49) was achieved by decreasing the vortex finder diameter. The influence of recirculating a finer product back to the mill due to smaller d_{50} value is evident in the earlier occurrence of pseudoplastic slurry character in terms of percent solids. This type of test was repeated on a variety of closed circuit grinding operations. It generally was found that the mechanical setting and operation of the classifier (as reflected by changes in a , d_{50} , and S.I.) will have a major impact on where (from a percent solids viewpoint, for example) the conversion from a dilatant to pseudoplastic to a significant yield slurry will take place. However, in most of the circuit test runs it was not possible to predict this rheology conversion a priori, and thus the corresponding determination of maximum net

circuit throughput depended on an organized plant testing program. This is unfortunate, since laboratory tests were capable of predicting rheology conversion in open-circuit mills but the addition of the classifier makes such predictions too unreliable. This points out the necessity of developing a better understanding of classifier (especially hydrocyclone) operation in general and rheology effects in classification, more specifically.

Conclusions

This article summarizes slurry rheology influence on the grinding throughput of batch laboratory and continuous plant-scale mills operating in open and closed circuit configurations. The results of controlled changes in percent solids, particle size, slurry temperature, and viscosity control chemicals were demonstrated.

An underlying rheological explanation was offered that tied the type and magnitude of particle breakage occurring in the mill with the corresponding rheological character that the slurry was exhibiting at some given set of operating conditions. More specifically, dilatant slurries show first order breakage. Pseudoplastic slurries also demonstrate first order breakage, but at a higher rate. Pseudoplastic slurries with significant yield values show slower non first order breakage. It is important to note that all of these rheological characterizations were done on the slurry as it exited the mill. In reality (especially in batch tests), this does not mean that the slurry was exhibiting this rheological character for the whole time period in the mill. It is safe to say that a dilatant slurry exiting the mill was acting as a dilatant slurry during its time in the mill. Also it is important to note that it is much easier to control and maintain the desired rheology character in continuous mills than in batch tests because less dramatic changes in particle size and surface area are involved. The recent reporting of accelerated breakage in small batch mills of larger particles in the presence of fines is a direct consequence of the rheological transformation from dilatant to pseudoplastic as grinding occurs.

In addition to the above rheological characterization is the need, from a maximum throughput basis, of tumbling media mills to operate on as thick a slurry basis as

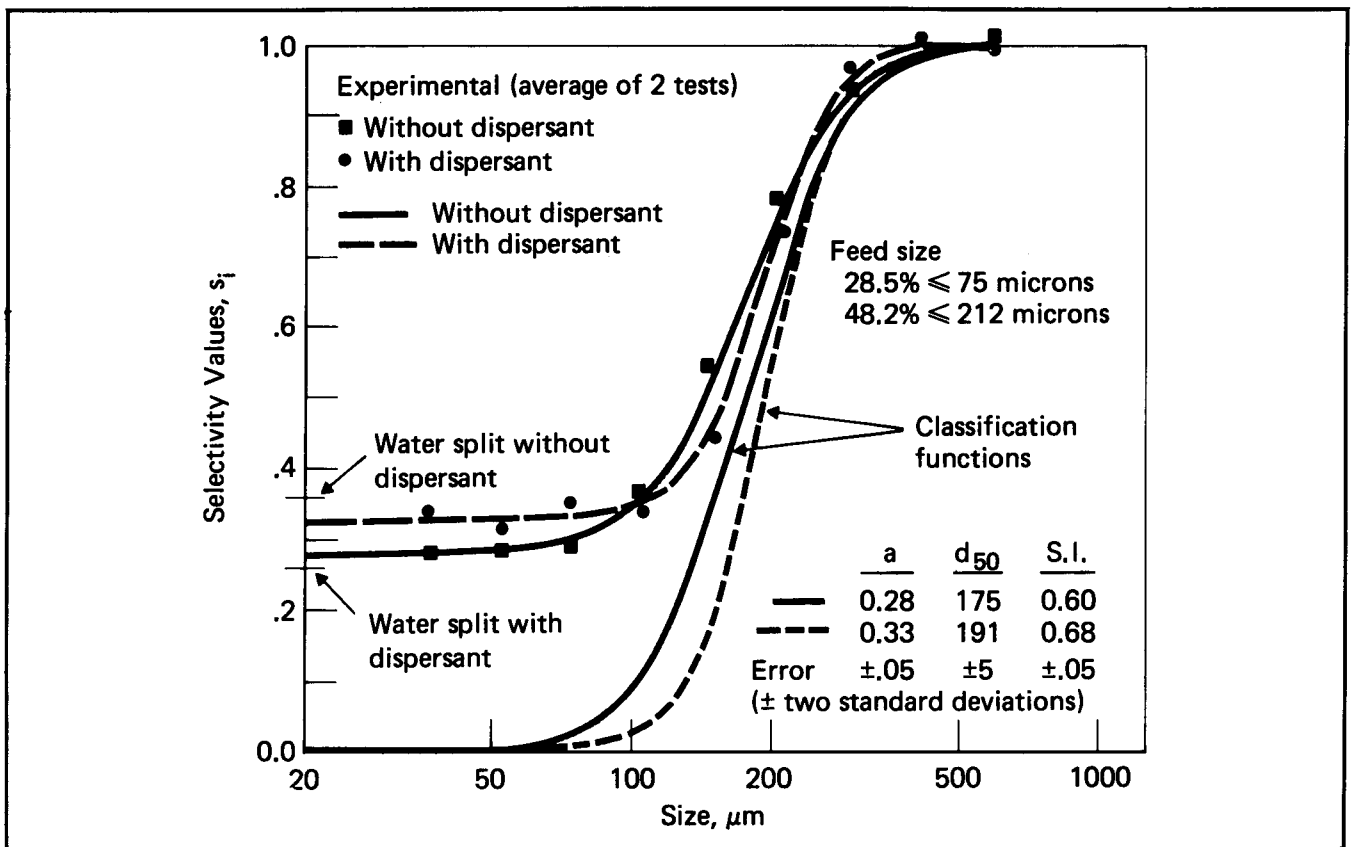


Fig. 8—Size separation efficiency of a 610-mm (24-in.) stand-alone hydrocyclone operating on a copper ore with and without control chemical GA-4272. Selectivity value s_i is defined as weight fraction of feed size i to classifier sent to underflow or coarse stream.

possible that still offers a low enough viscosity to keep grinding first order. The above maximization also requires a solids loading at equal to or above the media void volume loading. The study shows that increased slurry density allows for increased solids loading before passing through the maximum in the net production curve where the fall off is due to non first order breakage. It is also evident that use of rheology control chemicals allows even higher net production at even higher solids loading. This is accomplished by maintaining first order breakage in a solids loading and percent solids regime that normally would be experiencing non first order breakage. These trends seem to indicate that to achieve the maximum net production possible in a tumbling media mill requires that the bed volume be expanded as much as possible with excess slurry until the media material contact changes character.

A series of industrial scale operating guidelines are presented that have proven useful in increasing the net production capability of grinding circuits. Specifically, the influence of percent solids, adding fines, decreasing temperature, the use

of viscosity control chemicals, and the role of classification were discussed. A general observation on both open and closed circuit operation was that it was necessary to have the slurry in the grinding mill itself be in a pseudoplastic rheology region to achieve maximum net throughput. Typical interactions of grinding mill rheology and classifier operation also were presented. The use of the concepts of this article on industrial scale have proven valuable to the operating mineral/coal processing firms involved in the overall testing program.

With regard to the grinding of dense coal water slurries, the use of rheological control chemicals is particularly important because of the penalties associated with excessive water in the slurry end uses. The preparation of such slurries is somewhat different than maximizing the net grinding production of minerals (for example, operating in regions B and B'). In dense coal water slurry grinding, an economic/technical optimization problem exists. As noted in Part 1, the grinding of dense slurries in region C causes the primary breakage distribution $B_{1,j}$ to become finer. Experience has shown that this finer $B_{1,j}$ is useful in producing more efficient pack-

ing of slurries, which is desirable because it allows even higher density slurries to be achieved. However, in region C, the overall net production also drops due to the occurrence of non first order breakage. Thus, the optimization problem of balancing packing efficiency versus net production.

References

- Austin, L., 1971, *Powder Technology*, Vol. 5, pp. 1-17.
- Austin, L., Klimpel, R., and Luckie, P., 1983, *The Process Engineering of Size Reduction*, AIME.
- Bird, R., Steward, W., and Lightfoot, E., 1960, *Transport Phenomena*, Wiley, New York.
- Katzer, M., Klimpel, R., and Sewell, J., 1981, "Example of the Laboratory Characterization of Grinding Aids in the Wet Grinding of Ores," *Mining Engineering*, Vol. 33, No. 10, pp. 1471-1476.
- Klimpel, R., 1982, *Powder Technology*, Vol. 31, pp. 255-262.
- Klimpel, R., 1982, *Powder Technology*, Vol. 32, pp. 267-277.
- Klimpel, R., 1980, *Proceedings: Symposium on Fine Particles Processing*, AIME, pp. 1129-1152.
- Klimpel, R., and Austin, L., 1982, *Powder Technology*, Vol. 31, pp. 239-253.
- Klimpel, R., and Manfroy, W., 1978, *Industrial & Engineering Chemistry*, Vol. 17, pp. 518-523.
- Lynch, A., 1977, *Mineral Crushing and Grinding Circuits*, Elsevier Scientific.
- Manfroy, W., and Klimpel, R., US Patents 4,126,276; 4,126,277; 4,126,278; 4,136,830; 4,162,044; 4,162,045; 4,274,599.
- Mular, A., and Malghan, S., 1982, *Design and Installation of Comminution Circuits*, AIME.
- Wasp, E., Kenny, J., and Gandhi, R., 1977, *Solid-Liquid Flow*, Trans Tech Publications, Clausthal-Zellerfeld, Germany.

Anexo 4
Eficiencia de Clasificación

Eficiencia de clasificación

Juan Luis Bouso

ERAL, Equipos y Procesos, S.A.

A menudo, en problemas de clasificación nos enfrentamos a "imposibles", y entonces surge la discordia entre el fabricante de equipos o empresa de ingeniería y el usuario final, productor.

La clasificación, bien sea vía-seca o vía-húmeda esta sometida como casi todo en este mundo a leyes Matemáticas.

En un equipo de clasificación, sea criba, hidroclasificador, ciclón, espesador, filtro, etc. "lo que entra debe salir" y este claro principio a veces causa grandes problemas, en cuanto a lo que llamamos "desclasificados" y ese otro parámetro llamado eficiencia, eficacia o bien rendimiento de clasificación.

Es la idea principal de esta breve exposición aclarar los conceptos anteriormente expresados y exponer el planteamiento

matemático básico de cálculo y la relación entre los citados parámetros.

Como colofón ofrecemos unos ejemplos prácticos para mayor claridad de lo expuesto, y unos gráficos que pensamos resultan sumamente prácticos para estimaciones rápidas.

CLASIFICACION, CONCEPTOS BASICOS

Clasificación y cribado

Aunque el termino "Clasificación" engloba al de cribado, nos referimos a este último como: Aquella separación de partículas sólidas en base a su tamaño realizada con cribas, o equipos similares, bien dotadas de vibración o estáticas.

En general el cribado suele tener su límite inferior en el tamaño 3 mm - 1 mm y puede

realizarse bien en vía seca o vía-húmeda.

El termino Clasificación queda en la práctica reservado a la separación de partículas menores al tamaño mencionado y muy especialmente cuando dicha separación es realizada por otros equipos como Hidroclasificadores, Ciclones (hidráulicos o neumáticos), Rejillas curvas, Cribas especiales (Alta frecuencia, Resonancia), etc.

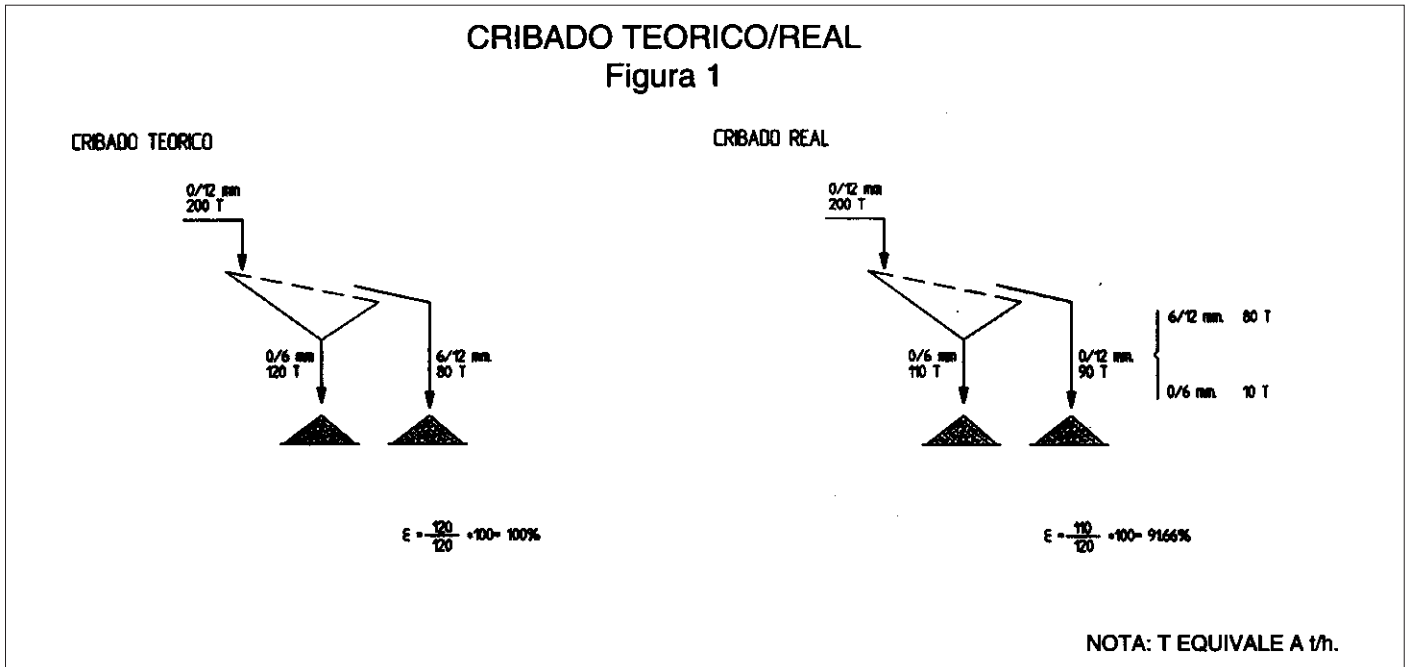
Desclasificados

Llamamos "desclasificado" a la fracción indeseada que se encuentra en cualquiera de los productos generados en la separación, como motivo de la imperfección de funcionamiento de los equipos utilizados en la misma.

Obviamente en cualquier producto sólido delimitado por sus límites superior o inferior

CLASIFICACION

CRIBADO TEORICO/REAL
Figura 1



existe un desclasificado grueso, llamado comúnmente "Sobretamaño" (oversize) y un desclasificado fino, llamado comúnmente "finos" (undersize).

En la industria de la producción de agregados para construcción, las diferentes fracciones utilizadas se denominan por un tamaño límite superior (D) y un tamaño límite inferior (d). Aunque las especificaciones de aplicación permiten la existencia de desclasificados grueso y fino en unos porcentajes establecidos, debemos limitar el tamaño máximo y mínimo de las partículas en la fracción considerada.

En general las normas Europeas para los agregados gruesos, con exclusión de las arenas, exigen que el tamaño máximo de partícula, en una fracción D-d, no sea superior a $\sqrt{2} \cdot D$ y que el contenido de partículas superiores al límite superior, D, no sea superior a 10%-1,5%.

El tamaño mínimo de partículas d, admitido es 2 mm y el contenido de partículas inferiores al tamaño d/2 no debe ser superior al 5%. Las normas Europeas para las arenas indican que el tamaño, límite superior (D) sea 4 mm con lo cual el tamaño máximo de partículas será $\approx 5,6$ mm (1,4 · D).

El tamaño límite inferior (d) es 0.063 mm y el tamaño mínimo de partículas es 0 mm. El contenido de desclasificados gruesos no deberá ser superior al 15% y el contenido

de fino < 63 micras no deberá ser superior al 4% para arenas naturales y 16% para arenas trituradas.

La nueva NORMA EUROPEA va a permitir contenidos mayores de desclasificados finos siempre y cuando el equivalente de arenas ES, sea superior aun valor especificado del 70%. Inclusive podría dejarse igualmente de alcanzar este valor de ES siempre que la prueba de Azul de Metilo (Medios Densos), arroje valores inferiores al 1,2%.

Eficiencia

El concepto de Eficiencia en la Clasificación es totalmente coincidente con la recuperación y podría enunciarse como la relación entre la cantidad de partículas, de un determinado tamaño, recuperadas en un determinado producto, y la cantidad de las mismas partículas existentes en al alimentación.

Lógicamente está Eficiencia o Recuperación puede referirse a las fracciones gruesas o finas.

Pongamos un ejemplo (Fig. 1) :

Alimentamos a una criba con un producto 0/12 mm y queremos efectuar una clasificación a 6 mm. El contenido de partículas menores del tamaño 6 mm, en el producto de alimentación es del 60%.

El tonelaje de alimentación es de 200 t/h y se obtienen 90 t/h como fracción gruesa y 110 t/h como fracción fina 0/6 mm.

Como quiera que la masa de partículas < 6 mm en la alimentación es de 120 t/h (60% x 200) y solo se han obtenido 110 t/h como fracción fina, el rendimiento o eficiencia será:

$$E = \frac{110}{120} \cdot 100 = 91,66$$

El porcentaje de desclasificados finos en la fracción gruesa, vendrá dado por el valor de los pasantes a 6 mm en dicha fracción.

$$P_g = \frac{10}{90} = 11,11\%$$

Siguiendo una regla nemotécnica, este desclasificado debería denominarse D_G . Como quiera que en cada fracción puede existir desclasificados gruesos o/y finos será preferible utilizar D_{FG} para los desclasificados finos en la fracción gruesa y D_{GG} para los desclasificados gruesos en la fracción gruesa. Obviamente en el ejemplo 1 expuesto los valores de D_{GG} y D_{GF} serán 0%.

En el cribado el tamaño máximo del producto fino, pasante por la criba viene condicionado por la luz de la malla y es

CLASIFICACION

EFICIENCIA DE CLASIFICACION

coincidente con la misma, salvo pequeñas diferencias debidas a la naturaleza de las partículas (coeficiente de forma) ya la ejecución física de la malla (Cuadradas, Redondas, Rectangulares, etc...).

En la clasificación, especialmente en vía-húmeda, los tamaños no quedan tan bien definidos y ambas fracciones gruesa y fina poseen desclasificados gruesos y finos por lo cual el parámetro eficiencia si bien coincide, claramente con el concepto recuperación, no expresa la eficiencia o eficacia del clasificador por lo cual se emplea el concepto Imperfección que engloba ambos desclasificados.

PLANTEAMIENTO MATEMÁTICO

Para mayor claridad vamos a utilizar índices genéricos para las diferentes corrientes o productos: Z para la alimentación, G para la fracción gruesa y F para la fracción fina.

La masa de alimentación la denominamos M_Z , M_G la masa de fracción gruesa y M_F la fina.

Expresamos el contenido de partículas "pasante" por el tamaño de control elegido TC para la exposición como P_Z , P_G , y P_F en el total de la masa de alimentación, grueso y fino respectivamente (Fig. 2).

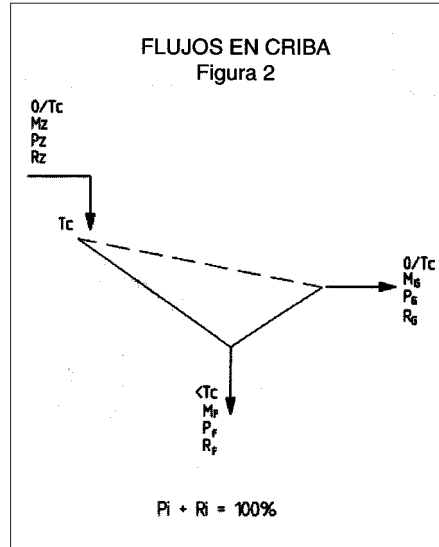
Siguiendo el mismo criterio llamamos a R_Z , R_G , R_F , al porcentaje de partículas superiores al tamaño citado "residuos" y lógicamente en cualquier corriente $P_i + R_i = 100\%$.

Tomamos como hipótesis que en la fracción fina no hay partículas superiores al tamaño de la malla T_C pues es físicamente imposible. Esto sería válido para mallas con agujero circular, o bien si consideramos como tamaño T_C , la diagonal de una malla de luz cuadrada, y se considera despreciable el efecto de las partículas lajosas.

De cualquier modo el cálculo matemático siempre podría referirse al tamaño máximo de partícula existente en el producto fino, en cuyo caso los valores de pasantes y rechazos deberán referirse a dicho tamaño.

El total de partículas finas, menores al tamaño T_C considerado, existentes en cualquier corriente será $M_i \cdot P_i$, y por lo tanto podrá establecerse la igualdad:

$$\frac{M_Z \cdot P_Z}{100} = \frac{M_G \cdot P_G}{100} + \frac{M_F \cdot P_F}{100}$$



Como quiera que todas las partículas, en la fracción fina, por hipótesis, son menores al tamaño T_C , tendremos que $P_F = 100\%$ y entonces, expresando P_i en decimal ($P_i/100$):

$$M_Z \cdot P_Z = M_G \cdot P_G + M_F \quad (1)$$

La eficiencia o recuperación de partículas finas en la fracción fina quedará reflejada por la ecuación:

$$E = \frac{M_F}{M_Z \cdot P_Z} \quad (2)$$

de la ecuación (1) podemos deducir que:

$$M_F = M_Z \cdot P_Z - M_G \cdot P_G$$

y sustituyendo en la ecuación (2):

$$E = \frac{M_Z \cdot P_Z - M_G \cdot P_G}{M_Z \cdot P_Z} = 1 - \frac{M_G}{M_Z} \cdot \frac{P_G}{P_Z} \quad (3)$$

Por otro lado en la fracción gruesa se encuentran todos los gruesos que existen en la alimentación, más los desclasificados finos, es decir, la masa de los pasantes, por lo que:

$$M_G = M_Z \cdot (1 - P_Z) + M_G \cdot P_G \quad (4)$$

$$M_G \cdot (1 - P_G) = M_Z \cdot (1 - P_Z)$$

$$\frac{M_G}{M_Z} \cdot \frac{(1 - P_Z)}{(1 - P_G)} \quad (5)$$

Sustituyendo (5) en (3):

$$E = 1 - \frac{(1 - P_Z)}{(1 - P_G)} \cdot \frac{P_G}{P_Z}$$

$$E = \frac{P_Z - P_G \cdot P_Z - P_G + P_G \cdot P_Z}{(1 - P_G) \cdot P_Z} = \frac{(P_Z - P_G)}{(1 - P_G) \cdot P_Z}$$

$$E = \frac{1}{P_Z} \cdot \frac{(P_Z - P_G)}{(1 - P_G)} \quad (6)$$

Ecuaación que expresa la eficiencia (valor decimal), referida a la fracción fina, es decir, la recuperación de partículas finas de la alimentación en la fracción fina.

Si consideramos que el porcentaje de partículas menores que el tamaño T_C , existentes en la fracción gruesa P_G , es exactamente el valor de desclasificados finos en la fracción gruesa, D_{FG} , la ecuación (6) podría expresarse como:

$$E = \frac{1}{P_Z} \cdot \frac{(P_Z - D_{FG})}{(1 - D_{FG})} \quad (6 \text{ bis})$$

Despejando D_{FG} de esta ecuación:

$$E \cdot P_Z \cdot (1 - D_{FG}) = P_Z - D_{FG}$$

$$E \cdot P_Z - E \cdot P_Z \cdot D_{FG} = P_Z - D_{FG}$$

$$D_{FG} \cdot (1 - E \cdot P_Z) = P_Z (1 - E)$$

$$D_{FG} = P_Z \cdot \frac{(1 - E)}{(1 - E \cdot P_Z)} \quad (7)$$

Esta última ecuación que expresa el valor que puede alcanzarse como desclasificados finos en la fracción gruesa, en función de la eficiencia, y el porcentaje de partículas menores que el tamaño de corte T_C en la alimentación (pasantes P_Z), puede expresarse de modo gráfico llevando los valores de P_Z al eje de ordenadas y los valores de eficiencia al eje de abscisas, (Gráfico n° 1, Pasantes-Eficiencia); o bien llevando al eje de abscisas los valores de Desclasificados D_{FG} (Gráfico n° 2, Pasantes-Desclasificados).

Con la ayuda de estos gráficos es muy fácil establecer el valor de desclasificados

CLASIFICACION

EFICIENCIA DE CLASIFICACION

GRAFICO 1

PASANTES / EFICIENCIA

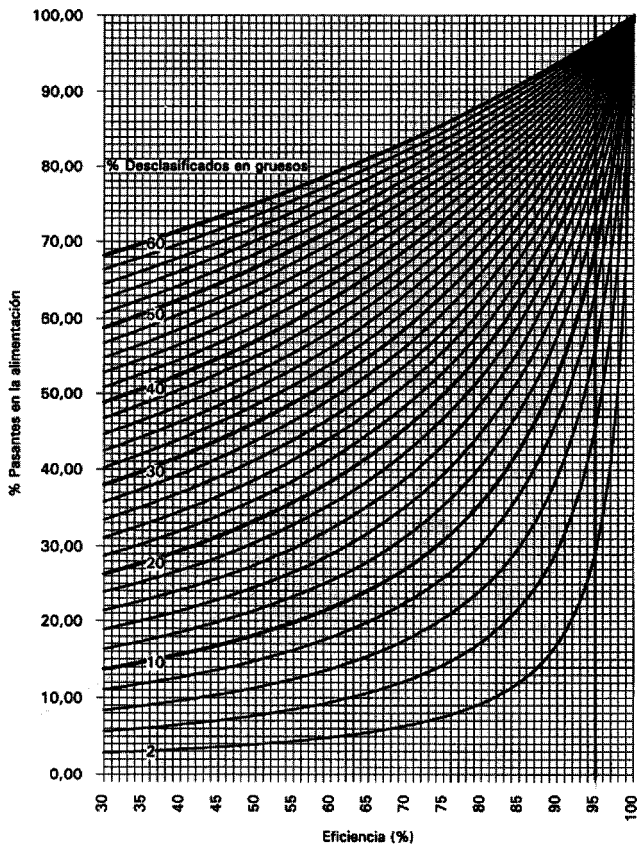
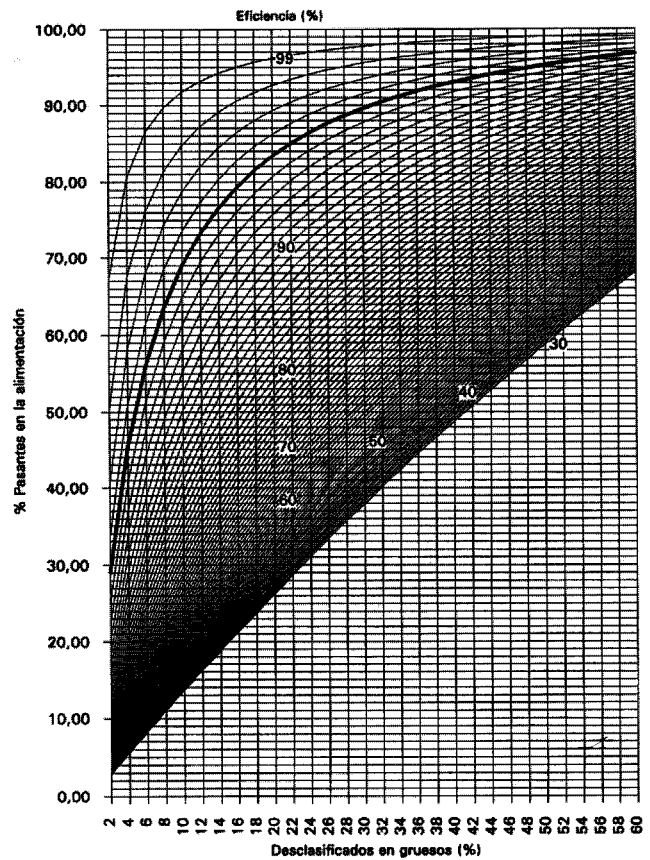


GRAFICO 2

PASANTES / DESCLASIFICADOS



D_{FG} que puede esperarse en una separación, conociendo el contenido de partículas finas, pasante P_Z en la alimentación, y la eficiencia de cribado que puede alcanzarse con el equipo que se emplee.

La utilización de estos gráficos resulta muy sencilla.

Gráfico 1. Pasante/Eficiencia

Con el valor estimado para la eficiencia, subir paralelamente al eje de ordenadas hasta encontrar a la horizontal trazada con el valor de pasantes en la alimentación. El punto de encuentro marcará el valor de desclasificados finos en gruesos que puede esperarse para la clasificación.

Si desea conocerse el valor máximo de desclasificados, en función de un valor determinado de pasantes en la alimentación, tomar como valor estimado para la eficien-

cia bien 95%, o como máximo 98%. La línea vertical resaltada corresponde a una eficiencia del 95%.

Gráfico 2. Pasantes/Desclasificados

Proceder de modo semejante al anterior para determinar la eficiencia necesaria en el sistema de cribado, en función del valor de los pasantes y el valor de desclasificados deseado. La curva resaltada corresponde a una eficiencia del 95%.

Es interesante resaltar que una eficiencia de clasificación del 95% puede considerarse como razonable para la mayoría de los equipos y que excepcionalmente en el caso de emplear equipos muy sobredimensionados sería factible alcanzar valores del 98% siendo recomendable a efectos de estimaciones realizar los cálculos con valores de eficiencia comprendidos

entre 90% y 95%, considerando el valor 98% solamente en casos extremos.

Ejemplos prácticos

Supongamos el problema de cribado, ejemplo 1, reflejado en la Fig. 3. Se consideran conocidos los valores de masas (tonelajes) en cada corriente, así como los análisis granulométricos en las mismas.

Calculemos la eficiencia, en base a los valores conocidos empleando la ecuación (6 bis):

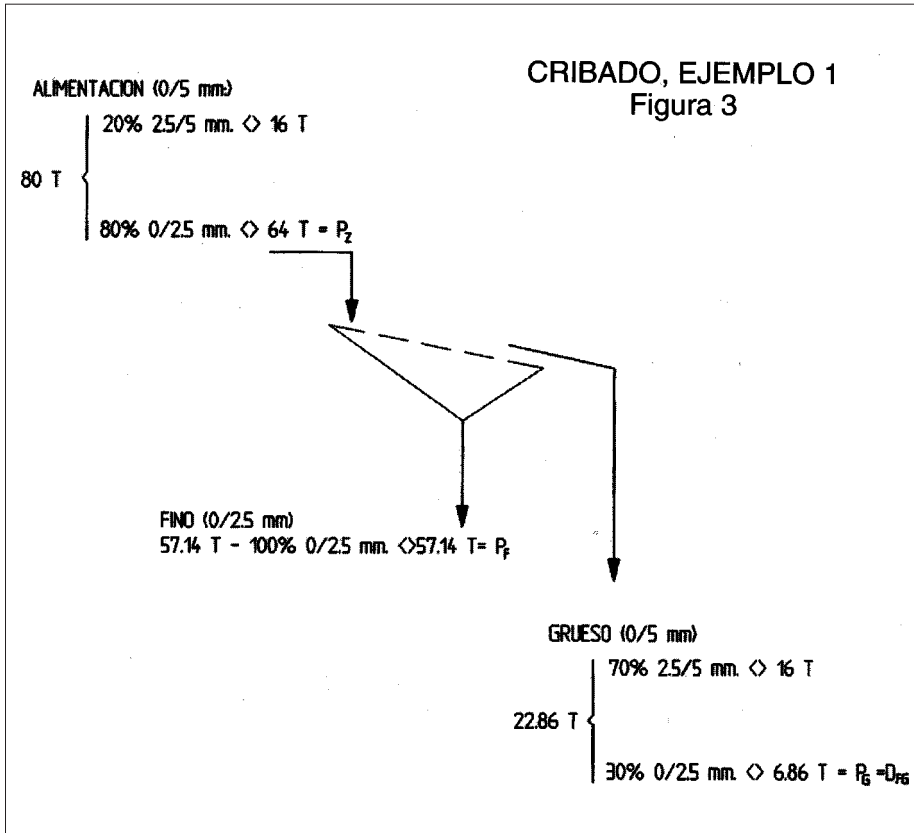
$$P_Z = 80\% \quad P_G = D_{FG} = 30\%$$

$$E = \frac{1}{P_Z} \cdot \frac{P_Z - D_{FG}}{1 - D_{FG}}$$

$$E = \frac{1}{0,8} \cdot \frac{(0,8 - 0,3)}{(1 - 0,3)} \cdot 100 = 89,29\%$$

CLASIFICACION

EFICIENCIA DE CLASIFICACION



La eficiencia o rendimiento podría calcularse directamente de los valores indicados en la Fig. 3.

$$E = \frac{57,14}{64,00} \cdot 100 = 89,28\%$$

También podría calcularse el porcentaje de desclasificados D_{FG} con el empleo de la ecuación (7):

$$D_{FG} = P_z \cdot \frac{(1-E)}{(1-E \cdot P_z)}$$

$$D_{FG} = 0,8 \cdot \frac{(1 - 0,8928)}{(1 - 0,8928 \cdot 0,8)} \cdot$$

$$\cdot 100 = 30,00\%$$

Veamos ahora el ejemplo 2, expuesto en la Fig. 4 correspondiente a un cribado a 12 mm.

Los Desclasificados finos $D_{FG} = P_z$ son 31,03%. La eficiencia o recuperación de finos en la fracción fina será:

$$E = \frac{25,65}{27,00} = 95,00\%$$

o empleando la ecuación (6 bis)

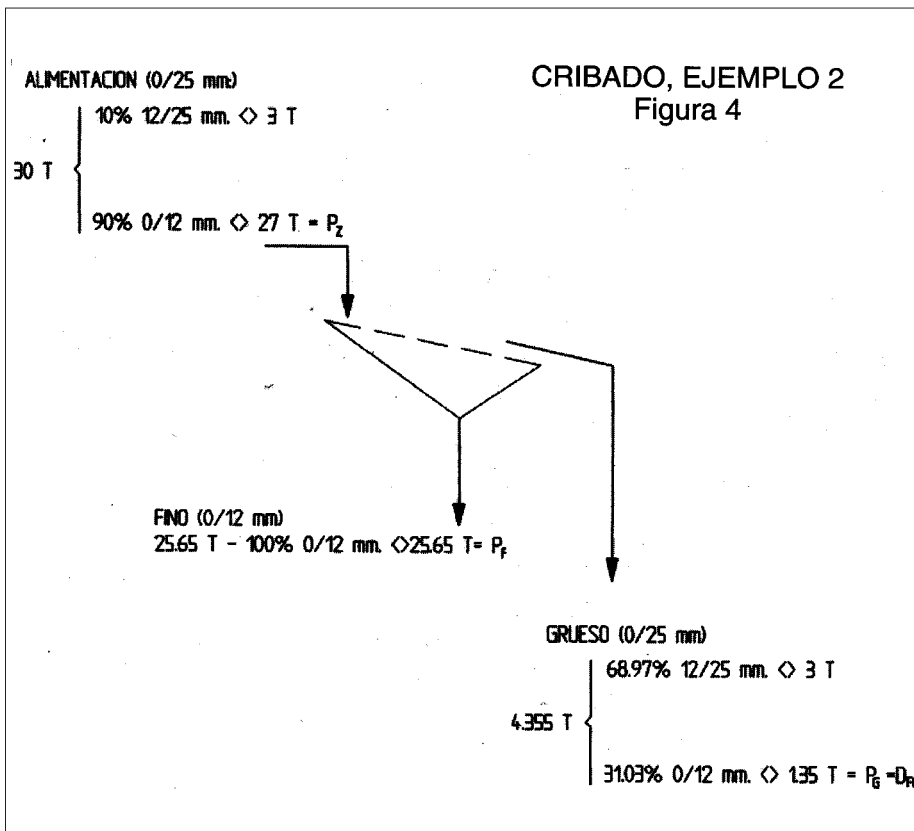
$$E = \frac{1}{0,9} \cdot \frac{(0,9 - 0,3103)}{(1 - 0,3103)} \cdot$$

$$\cdot 100 = 95\%$$

Como podemos ver, este ejemplo demuestra que aún teniendo una eficiencia elevada del 95%, el porcentaje de desclasificados es también muy elevado, 31,03%.

Este es un caso muy frecuente cuando nos enfrentamos a problemas de cribado donde el contenido de partículas superiores al tamaño de corte (12 mm en este caso), es pequeño; en general menor de 20%.

Suponiendo que los productos, que se obtienen en el cribado fueran para empleo en áridos de construcción, el producto 12/25 mm estaría fuera de especifica-



CLASIFICACION

EFICIENCIA DE CLASIFICACION

ciones. Como quiera que matemáticamente vemos que es imposible obtener un producto de mayor calidad a menos de esperar una eficiencia superior al 95%, la solución lógica en este caso sería realizar un re-cribado a 12 mm de la fracción gruesa 12/25 mm, tal como se refleja en el ejemplo 3 de la Fig. 5.

Podríamos estimar los resultados previsibles de este nuevo cribado, suponiendo una eficiencia del 95% y calculando el desclasificado D_{FG} con ayuda de la ecuación (7).

$$D_{FG} = P_z \cdot \frac{(1-E)}{(1-E \cdot P_z)}$$

$$D_{FG} = 0,3103 \cdot \frac{(1-0,95)}{(1-0,95 \cdot 0,3103)}$$

$$D_{FG} = 2,20\%$$

Valor que ya estaría dentro de especificaciones por lo que el circuito de cribado adecuado para el ejemplo expuesto sería el reflejado en el ejemplo 4 de la Fig. 6.

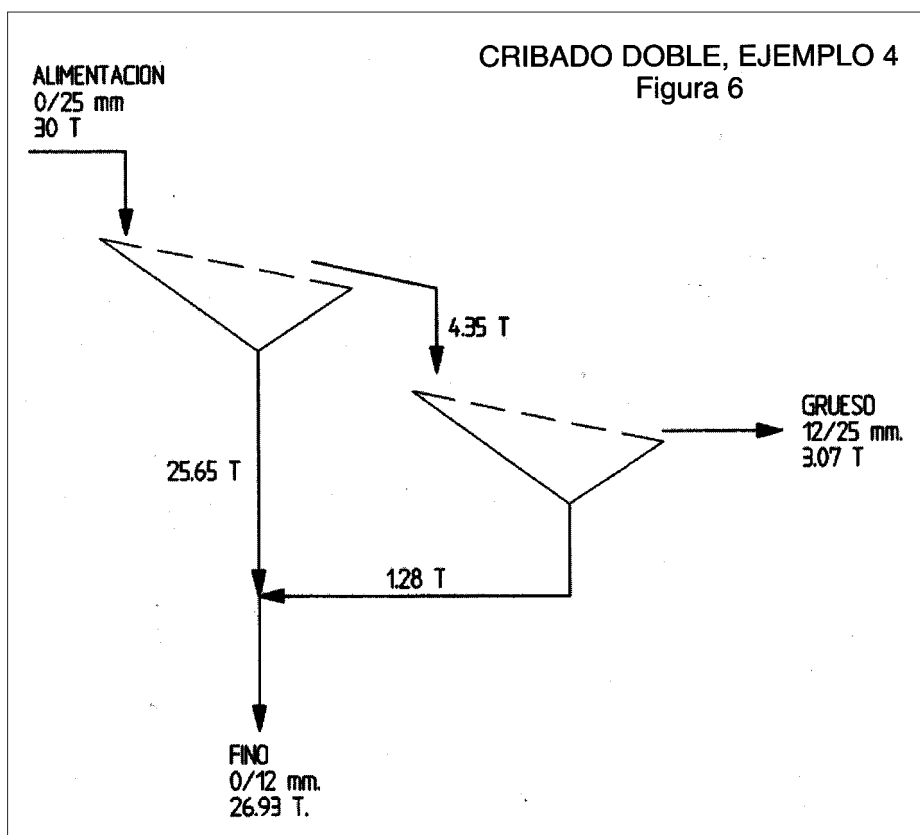
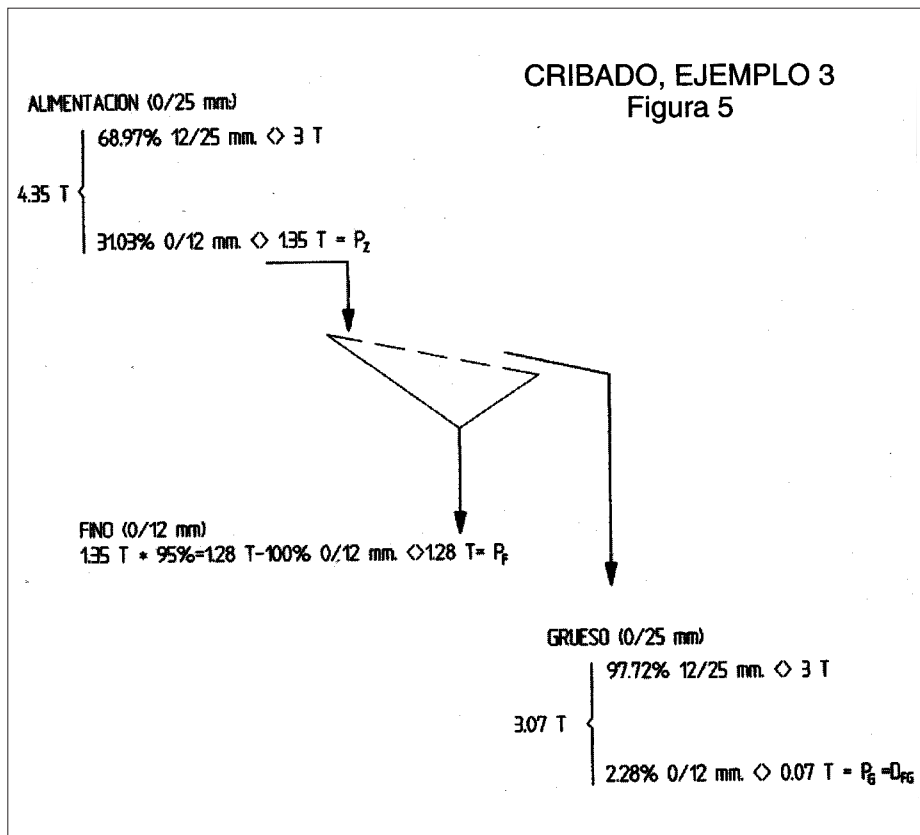
La eficiencia o recuperación de finos en el conjunto de cribado será:

$$E = \frac{26,93}{27,00} = 99,74\%$$

valor cercano al 100% que podríamos considerar óptimo.

El ejemplo expuesto donde a pesar de suponer eficiencias elevadas del orden del 95% o superiores, da valores elevados, de desclasificados finos D_{FG} , debe tenerse muy en cuenta pues es muy frecuente especialmente en el cribado de arenas especiales donde las especificaciones del producto; que coinciden con los deseos del usuarios del sistema de cribado, productor de áridos; son IMPOSIBLES de cumplir aún contando con máquinas e instalaciones de elevada eficacia, simplemente por que los equipos de separación "no producen ni eliminan partículas", solamente las clasifican en una u otra dirección.

En resumen la clasificación puede no ser una ciencia exacta pero las Matemáticas sí. ¿O NO?



Anexo 5

The Derrick Stack Sizer™: Revolutionary Advancements in Wet Screening Technology

PAPER 25

The Derrick Stack Sizer™: Revolutionary Advancements in Wet Screening Technology

Benjamin H. Clark
Derrick Corporation, Buffalo, New York

Key Words: Stack Sizer, Screening Systems, Derrick Corporation

39th Annual Meeting of the
Canadian Mineral Processors



January 23 to 25, 2007
Ottawa, Ontario, Canada

ABSTRACT

For over 50 years, Derrick Corporation has been renowned for its innovative and durable fine screening equipment and screen surface technology. Derrick's latest innovation, the patented Stack Sizer, offers mineral processors both high tonnage capacity and high separation efficiency on an extremely small footprint.

The Stack Sizer is suitable for separations from 6.3 mm down to 75 microns (200 mesh). The Stack Sizer, coupled with Derrick's patented urethane screen surface technology, offers an extremely economical alternative to hydraulic classifiers, hydrocyclones, and less efficient low volume wet screening systems. Stack Sizers have been used in feed preparation for flotation, spirals, and a variety of jigs. Mineral processors wishing to reduce grinding circuit circulating loads and generation of slimes due to over grinding, thereby enhancing the efficiency of flotation and gravity circuits, now have another technology at their disposal to perform this critical sizing and grade control function.

Over 200 Stack Sizers have been installed in numerous mineral processing applications worldwide attesting to the rapid acceptance of this technology. Stack Sizers are currently screening ferrous and non-ferrous metal ores, mineral sands, silica sand, kaolin clay, feldspar, garnet, phosphate, aluminum dross, potash, coal, tantalum, spodumene, niobium, and other rare earth mineral ores.

INTRODUCTION

Derrick engineers have long understood and demonstrated the importance of screen width in coupling both high capacity and high separation efficiency for fine wet sizing applications. As opposed to fine dry sizing, where the length of the screening machine is critical for high separation efficiency, introducing slurry feed to screens in a thin and even layer at minimal velocities across wider screen surfaces allows for high capacities and efficiencies, with maximum screen cloth life. This is due primarily to the combination of free liquid and high frequency vibration of the Derrick motors, which allow fine undersize material to pass through the screen apertures. Lacking either of these factors would be extremely detrimental to the screening process. Without the high frequency vibration of the motor, the screen is essentially a low efficiency sieve bend. Without the free liquid to carry fines through the screen openings, the screen is for all intents and purposes a glorified conveyor or dewatering unit, as little or no sizing takes place once the screen is devoid of free liquid. For optimal screening results, Derrick recommends feeding slurry to a screen at approximately 20% solids by volume. Figure 1 shows the Stack Sizer design concept. Note that a single feed point is used to evenly distribute the flow to the five separate feed points.

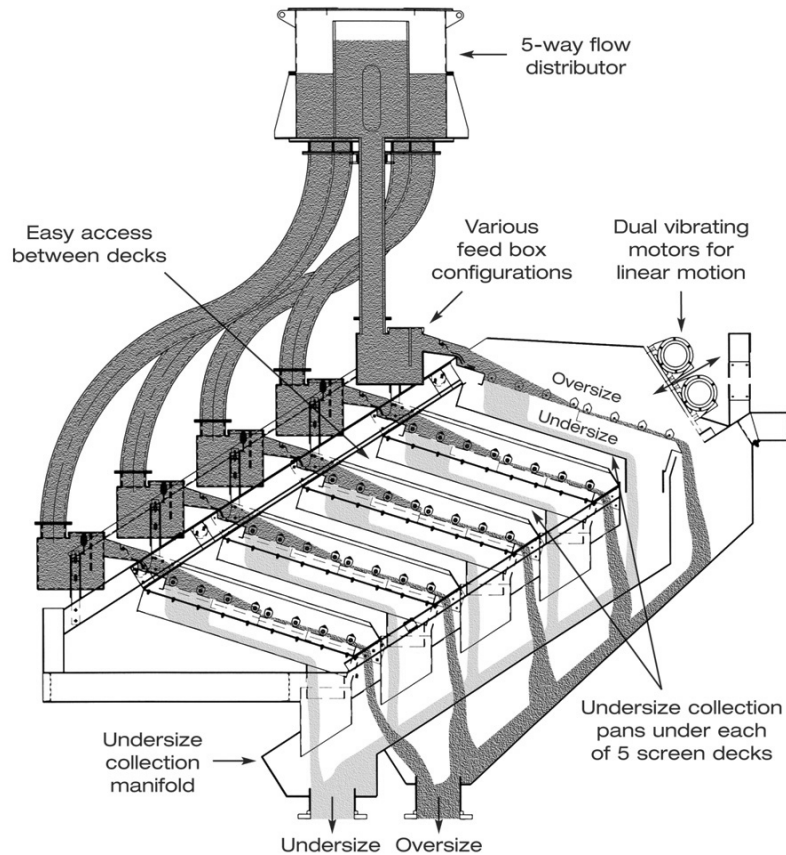


Figure 1: Stack Sizer Functional Diagram

Each feed point is feet (1.2 m) wide and has a deck length of 5 feet (1.5 m). In most cases, each deck is fitted with the same screen surface making an identical separation. However; as you will see later in this article, there are certain applications when this unit can be modified to perform multiple size separations. In these scenarios, the hopper configuration has been customized to allow for multiple separations to be made on one unit.

Two Derrick vibrating motors supply uniform high frequency, low amplitude vibration to each of the five decks' width and length. Each motor is completely sealed with no external moving parts or lubrication system. Each motor is rated at just 2.5 HP, which is significantly less than traditional wet sizing screens or alternative fine sizing technologies. A true linear vibratory action is created by running the motors in opposite directions, which enhances the performance and capacity of this style of machine.

Derrick feed boxes are designed to distribute the slurry to each deck in a uniform and consistent manner. The linear vibration quickly and efficiently conveys screen oversize material out of the way so more free screen area is available for fresh feed slurry. Derrick engineers will specify the proper vibration speed, amplitude, and force required to maximize screening performance for each application.

Referring once again to Figure 1, note that each deck of the Stack Sizer has an individual undersize collection pan which receives total machine undersize material collection manifold having a single discharge outlet. Similarly, screen oversize material from each deck reports to a collection hopper with one discharge outlet. From an operational perspective, ample space is present in between each deck of the unit for screen surface access. This feature allows easy observation of the units while running and requires no special tools or extra time to perform panel replacements than for traditional Derrick machines.

The Stack Sizer can be built in two-, three-, four-, and five-deck configurations, depending upon the capacity requirements of the individual application. At the heart of the success of this unit are the Derrick patented long life, non-blinding, high-open-area, polyurethane screen panels. Like the screening machines and motors, Derrick manufactures its own screen media in-house. Derrick urethane screen surfaces are at the forefront of the industry, with openings starting at 6.3 mm down to the newest, 75 micron (200 mesh), polyurethane screen panel with an incredible 31% of actual open area. With open areas in the range of 31 to 45% (Figure 2), these surfaces are comparable to wire cloth in terms of throughput, yet do not exhibit the problems associated with wire cloth, namely blinding and plugging issues and poor surface life. Derrick fine urethane cloth will typically outlast comparable wire cloth by 20 to 30 times and is not uncommon for them to last upwards of one year of continuous production time.

**Open Area of Derrick’s Patented Urethane Screen
vs.
Conventional Manufacturer’s Urethane Panel**

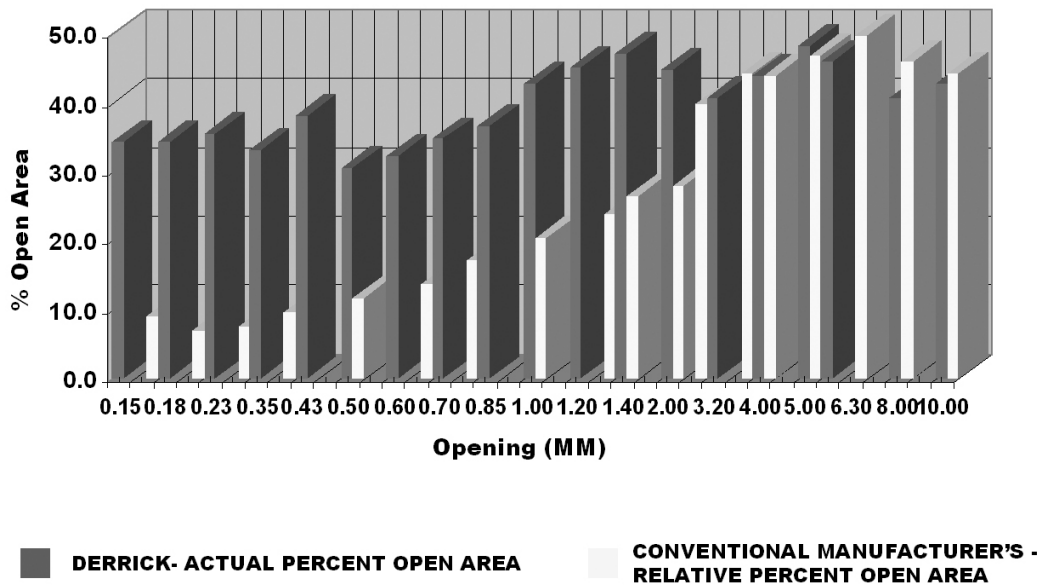


Figure 2: Derrick Urethane vs. Conventional Urethane Panels

The Stack Sizer is also available with an optional repulping spray system for improved fines removal from the screen oversize. Each screen deck requires two screen panels and an optional replaceable, rubber-lined repulp trough that is placed between the two screen panels. This optional feature uses a high frequency, tumbling wash action to effectively re-slurry the oversize material prior to its entrance onto the second panel (Figure 3). The spray system is aimed at the repulping trough and *not* the screen panel, which could be detrimental to the overall screening process in two ways: prematurely wearing out the panel, and forcing oversize material through the screen apertures as misplaced material.

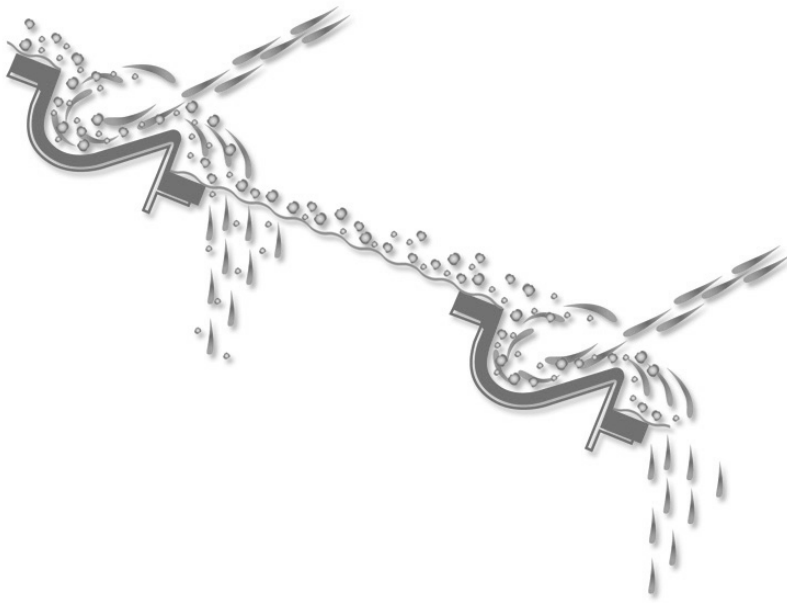


Figure 3: Repulping Trough Operation

The unique combination of the Stack Sizer and patented urethane panel technology allows Derrick to provide an economical and efficient alternative to hydraulic classifiers, hydrocyclones, sieve bends, and other lower efficiency/capacity screening systems. With over 300 units installed worldwide in a variety of applications over the last decade, it is important to note this equipment is proven and not developmental.

A critical component to the triumph of this and other Derrick fine screens is Derrick's commitment to a full-scale testing laboratory at its Buffalo, New York headquarters. Representative feed samples can be screened *free of charge* on full-size production machines to determine actual machine performance, capacity, cut point, etc. Customer participation is highly recommended in this test program, as there is no substitute for them to see their feed material on a Derrick screen in person. This gives the customer the faith that the capacities, efficiencies, and non-blinding characteristics will be replicated in their facilities. Derrick also maintains a global network of its own offices and representatives for service and sales support.

CLASSIFICATION CASE STUDY: SOCIEDAD MINERA EL BROCAL LEAD-ZINC MINE

To demonstrate the dramatic effect the Stack Sizer can have on grinding circuit efficiency and production by providing accurate separation efficiencies, reduced circulating loads, improved mill throughput, and drastically reduced power consumption- we will first examine a lead zinc concentrator in Peru.

Nestled at an elevation of 14,000 feet in the Peruvian Andes lies the Sociedad Minera El Brocal lead/zinc mine with an ore body that contains roughly 2.4% lead. In the original flow sheet, the concentrator facility operated with three rod mills operating in open circuit that fed three ball mills operating in closed circuit with hydrocyclones. The finely ground product (cyclone overflow) was then de-slimed and pumped to a flotation circuit.

Because cyclones separate particles by differences in settling velocity rather than particle size, they traditionally send high amounts of liberated mineral back to grinding mills while gangue material or waste rock heads downstream to flotation. El Brocal was no exception! The cyclone underflow was upwards of 15% lead due to the poor efficiency of the cyclones. The circulating load was well over 400%, which limited mill capacity with heavy over grinding and slimes loss before flotation (Figure 4).

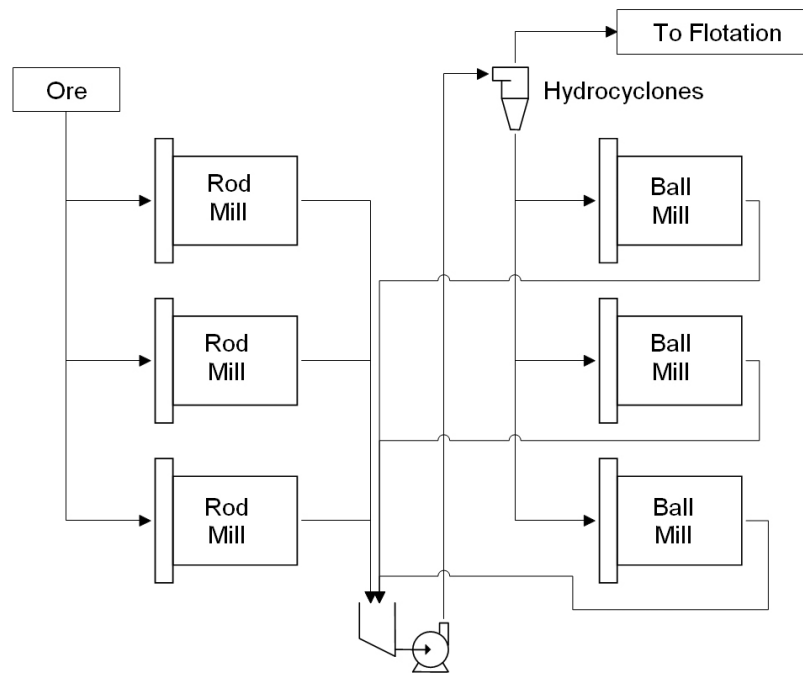


Figure 4: Original Brocal Flowsheet

To increase plant capacity, Brocal's initial thought—add a fourth ball mill—was costly. Alternative recommendations were solicited from Derrick Corporation and other screen vendors. Derrick recommended two five-deck Stack Sizers fitted with 230-micron urethane panels. At

this point, Brocal had repeatedly turned down full-scale testing at Derrick and decided to place their plant's fate in the hands of a competitor's screening machine and computer-simulation report, which recommended two horizontal, linear motion screening machines with 70 mesh wire cloth. These units were designed for oilfield dewatering projects and not precise sizing applications. What were the results of selecting the computer-simulation recommendation over real-world testing at Derrick? The machines did not work for even one minute! Derrick Application Engineer Steve Valine, who was handling the project, points out, "Mathematical simulations are not available to accurately predict fine screen capacity and performance."

At this point, Brocal was ready give up on screens, but Derrick's persistence paid off in that Brocal finally consented to send material to Derrick's lab for testing. Testing demonstrated that two Stack Sizers could easily handle the tonnage with efficiencies in excess of 90% and no screen surface blinding. The subsequent test results predicted the circulating load would be drastically reduced. A handwritten letter laying Derrick's cards on the line finally convinced Brocal to purchase two Stack Sizers (Figure 5).

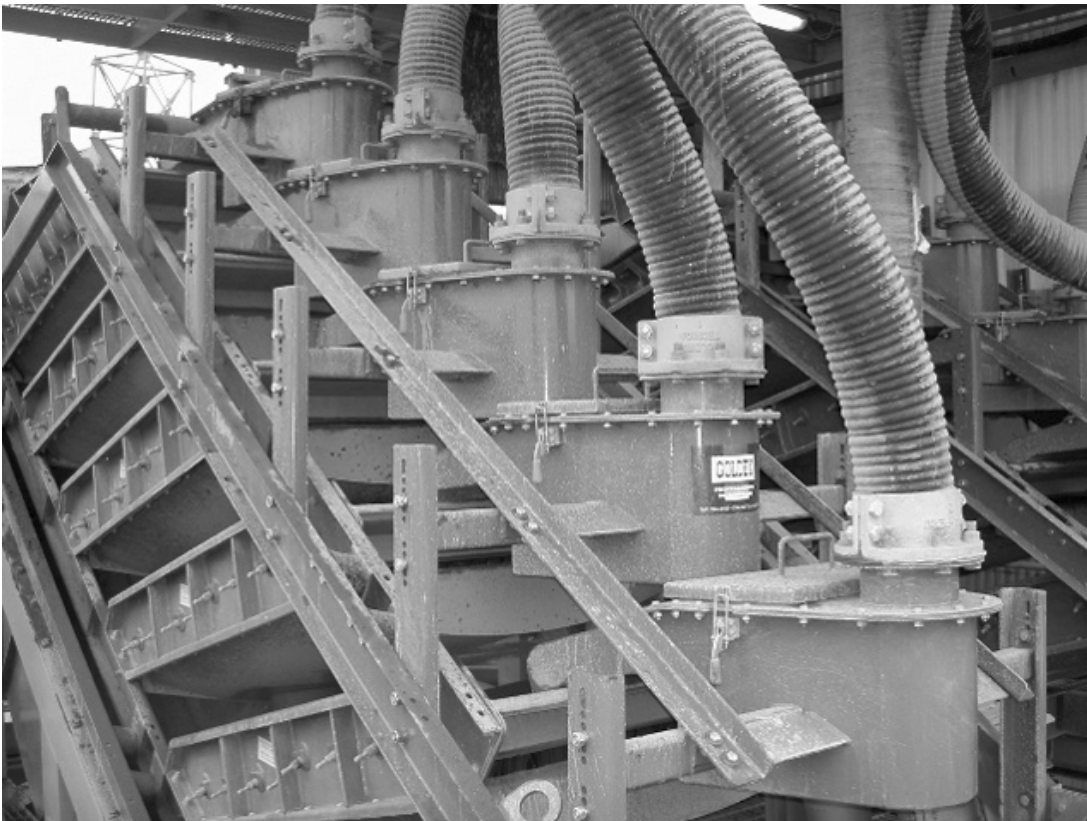


Figure 5: Stack Sizer in Operation at Brocal

Following installation in November of 2004, the results have been spectacular in terms of increased lead recovery and mill production. Overall mill production has increased by 10% and is still climbing. Lead recovery has improved by 9% and the circulating load contains less than 2% lead, lower than the ore entering the mill. What about the ball mills' circulating load that was over 400%? That circulating load is now approximately 100% and consequently Brocal has

shut down two of the three ball mills, instead of adding a fourth, thus greatly reducing their overall power consumption per ton of ore. Flotation chemical cost has also significantly dropped as well. The return on investment for the Derrick equipment was about three weeks time! The improved Brocal flowsheet is shown in Figure 6.

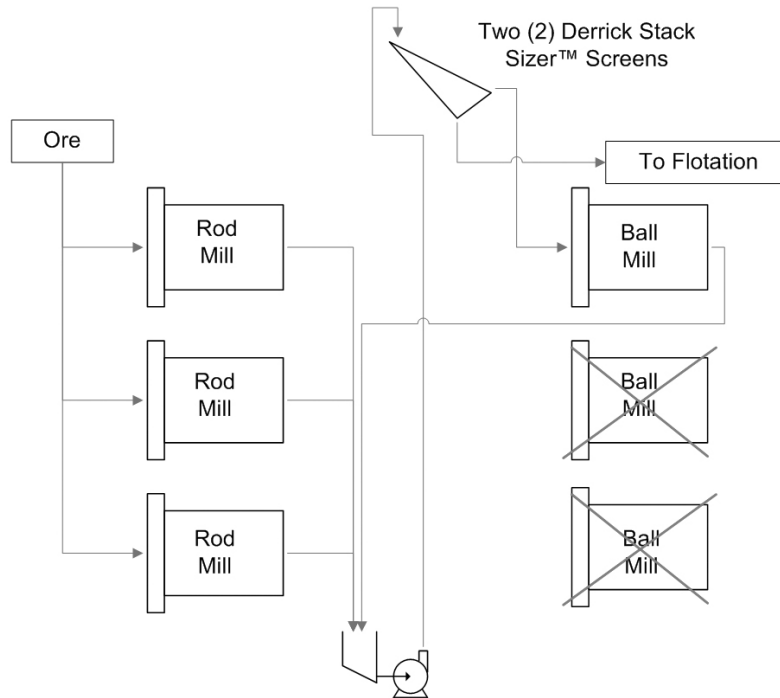


Figure 6: Improved Brocal Flowsheet

SILICA REDUCTION CASE STUDY - LAIWU MINING

Derrick Stack Sizers and other fine sizing screens have long been used for silica reduction from iron concentrate. This has been a particularly vexing problem for countries that had previously lacked the availability of fine screening equipment like the Stack Sizer. In China's ever-growing economy, many iron mines are now reaping the benefit of this cutting edge technology. LaiWu Mining Industrial Company in the Shandong province represents one of many success stories in this country.

This 768 ton per day magnetite operation consisted of two-stage grinding, with a ball mill handling the secondary grind duties. Ball mill discharge then fed a screw classifier, which discharged fine material to a hydrocyclone cluster and returned coarse material to the mill. The process stream flowed to a magnetic separator feeding a crude, locally manufactured static screen. Finally, more magnetic separators closed the process by recovering as much fine iron concentrate as possible before heading to the tailings pile. Under this scenario, approximately 80-85% of the iron concentrate was being recovered, and LaiWu personnel were generally satisfied by plant performance.

Derrick engineers felt differently though. With similar projects utilizing Derrick screens for fine sizing on magnetite circuits, Derrick engineers felt the Stack Sizer would be a significant upgrade to the chute screen and hydrocyclone combination. The chute screens were prone to blinding, had minimal throughput, were not cutting fine enough, and the separation it was making was quite imprecise.

Magnetite has a specific gravity of 4.7, compared to the 2.7 for silica, the principle impurity in the ore. Typically, the greater the difference between specific gravities of the valuable mineral and impure rock in the ore, the greater the benefit a Derrick screen can provide in a grinding circuit compared with a hydrocyclone. The inherent and typical problems associated with the hydrocyclones were too much fine liberated iron in the cyclone underflow and excess coarse silica reporting out of the cyclone overflow and heading to flotation. This leads to excessive grinding, higher impurities in the iron, and higher losses of fine iron, ultimately limiting plant capacity.

Derrick's audacious recommendation involved replacing the cyclone cluster and chute screen combination with one five-deck Stack Sizer. An additional magnetic separator would be required on the flow sheet, but the elimination of the cones and chute screen would still reduce the overall power consumption significantly. This would also increase production, of course.

Based on this proposal, and after a few glasses of Chinese wine with live shrimp swimming in it, one five-deck Stack Sizer outfitted with 100-micron urethane panels was implemented into the flowsheet in July 2004. Production increased by 50%, upwards of 1080 tons per day. Overall power consumption was reduced by a third. Fine iron concentrate recovery increased by nearly 10%, and the grade of recovered iron increased by 2%. Meanwhile, the iron grade reporting to tailings dropped by 1 to 4%.

The improved Derrick flow sheet paid immediate dividends for the LaiWu Mine, to the tune of an increased profit of US\$3.7 million in the first year of operation. To increase plant capacity even more, an additional five-deck Stack Sizer was installed in October of 2005 to increase overall plant capacity to 1440 tons per day, nearly double what it was just one year before (Figure 7).



Figure 7: Stack Sizer in Operation at LaiWu Iron Mine, China

FINE COAL SIZING ON A STACK SIZER

Since its inception in 1951, when Derrick first started marketing its equipment to the eastern seaboard of the United States, one of the first materials Derrick was involved in was fine sizing of metallurgical coal to remove high ash and sulfur material. By doing so, the coal has a higher BTU content, resulting in a more valuable product and is more capable of meeting ever-increasing environmental restrictions.

The Stack Sizer has allowed coal preparation plants to feasibly recover more valuable clean coal in a cleaner state than ever before. In the past, Derrick has typically used older-style multiple feed point machines such as the Derrick Multi-Feed screen to remove high ash and sulfur fractions. The Stack Sizer, which has essentially rendered the Multi-Feed screen obsolete, has consistently proven to replace four to five older style Multi-Feed screens with overall screening efficiencies that are typically 3 to 5% higher. This is due primarily to the linear motion of the Stack Sizer, coupled with the optional repulping spray system.

Several major coal producers in the Southeastern United States have incorporated the Stack Sizer into a new and improved flowsheet helped by full-scale testing results at Derrick. One operation in Eastern Kentucky had fairly high ash content of about 17 to 18% in their spiral circuit. Traditional classification methods such as hydrocyclones were originally discussed, but this style of equipment was only able to reduce the ash content to 14 to 15%, nowhere near the target of 10% or below. Multiple stages of sieve bends were also thought to be a viable option; however, due to their irregular openings and high tendency to blind with near-size particles were considered more of a last resort.

After a number of meetings with Derrick Corporation, samples were sent to Buffalo in 2005 for a detailed test program. It was decided that Derrick would run its test program to size out a unit to handle approximately 60 to 70 t/hr of spiral discharge to make an efficient separation at 100 mesh (150 microns). The objective was to minimize the fine material in the screen oversize material, as this component is high in ash and sulfur. Derrick would conduct the physical analysis of the material, determining percent solids and size gradations of all feed. The screen oversize and undersize samples provided would allow overall machine performance data to be gathered. A separate set of samples would be sent along to another laboratory for chemical analysis by the customer to determine ash and sulfur content.

Utilizing 150- and 180-micron urethane panels, Derrick was able to reduce the amount of fine material in the screen oversize to 5 to 10%, depending on slurry feed characteristics and whether ancillary spray water addition was utilized. Chemical analysis further revealed that the ash content of the screen oversize was 9.3%, significantly lower than the 14 to 15% in the cyclone underflow. This product could now be sent to screen bowl centrifuges and would be ultimately blended with a separate product from the heavy media circuit.

One five-deck Stack Sizer, now installed in Eastern Kentucky, is processing spiral discharge at approximately 60 t/hr (Figure 8). Commercial results with the 150-micron urethane panels were actually *better* than the laboratory results, yielding a screen oversize that was too clean for the customer. Consequently, the customer was able to switch to a finer 100 micron panel to trap more fines in the screen oversize, which increased their mass yield from 73% to 81%, while still producing a product that was less than 10% ash. In the eight months that the 100-micron urethane panels have been running on the unit since commissioning in March of 2006, the panels have yet to be replaced! It's safe to say the Stack Sizer is the new favorite piece of equipment at this operation.



Figure 8: Stack Sizer in Operation in Eastern Kentucky, USA

Since the Stack Sizer will make a separation on particle size only, the fine clean coal in the 40x100 mesh range was preferentially retained in the screen oversize. The majority of the high ash and sulfur waste rock with a heavier specific gravity in the range of minus 200 mesh was able to stratify through the lighter clean coal on the Stack Sizer bed and report to the screen underside. The repulping spray bar system also helped to provide a cleaner oversize as shown in Figure 9.



Figure 9: Polyurethane Spray Nozzles Add Approximately 40 GPM per Deck

With hydrocyclones, good clean coal was being preferentially lost out the overflow, while high ash and sulfur material was reporting to the underflow. This led to a product that was in the 14 to 15% ash range, which was much less valuable than the Stack Sizer's product. Refer to Figure 10 for de-ash performance of the two classification methods.

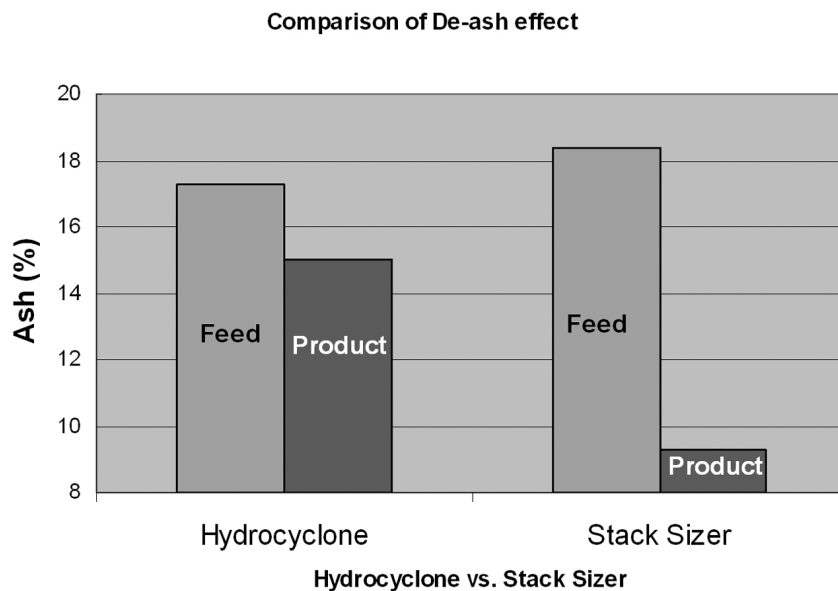


Figure 10: De-Ash Performance Comparison of Hydrocyclone and Stack Sizer

Conservative figures and current prices for clean coal estimate that by installing one Stack Sizer in place of the hydrocyclones will yield an extra US\$3-4 million profit for the operation. Given the favorable results, two more five-deck units have recently been commissioned at another operation. One of these units is handling spiral discharge, and the other is handling water-only cyclone overflow concentrate. Screen oversize in both applications contains less than 10% ash.

A promising future application in this industry appears to be implementing the Stack Sizer for tailings pond recovery duties. Due to inefficient classification methods, there are considerable amounts of valuable clean coal in tailings ponds. With the recent development of Derrick's finest 75-micron (200-mesh) polyurethane screen panel, the Stack Sizer has the ability to recover and efficiently size down to levels once thought impossible.

Laboratory testing conducted on a sample of Eastern Kentucky pond fines in the summer of 2006 targeted producing a screen oversize that was nominally 20x200 mesh. The results with the 200-mesh panel were quite impressive as the Stack Sizer was able to produce a screen oversize that had less than 7% fines (-200 mesh) in the oversize when no spray water was used and incredibly only 1.2% fines when wash water was introduced (Figure 11).

| Opening | | | Without spray water | | | With spray water | | |
|---------|-------|----------|---------------------|--------------|---------|---------------------|--------------|---------|
| | | | Cumulative Retained | | Percent | Cumulative Retained | | Percent |
| Microns | Tyler | U.S. No. | Feed | O'size | Un'size | Feed | O'size | Un'size |
| 1000 | 16 | 18 | | | | | | |
| 850 | 20 | 20 | 4.77 | 7.41 | | 4.77 | 8.91 | |
| 600 | 28 | 30 | 15.83 | 22.64 | | 15.83 | 24.65 | |
| 300 | 48 | 50 | 41.47 | 59.31 | | 41.47 | 62.46 | |
| 250 | 60 | 60 | 46.77 | 67.12 | | 46.77 | 71.28 | |
| 212 | 65 | 70 | 51.11 | 73.17 | | 51.11 | 77.68 | |
| 180 | 80 | 80 | 53.93 | 77.20 | | 53.93 | 83.39 | |
| 150 | 100 | 100 | 57.03 | 81.47 | 0.11 | 57.03 | 87.72 | 0.16 |
| 125 | 115 | 120 | 60.30 | 85.82 | 0.23 | 60.30 | 92.73 | 0.33 |
| 106 | 150 | 140 | 62.86 | 89.36 | 0.69 | 62.86 | 95.93 | 1.32 |
| 90 | 170 | 170 | 65.43 | 92.02 | 2.75 | 65.43 | 97.84 | 3.95 |
| 75 | 200 | 200 | 67.29 | 93.39 | 5.05 | 67.29 | 98.88 | 6.75 |
| 53 | 270 | 270 | 70.73 | 94.60 | 13.76 | 70.73 | 99.39 | 15.49 |
| 38 | 400 | 400 | 72.86 | 95.00 | 18.58 | 72.86 | 99.57 | 20.59 |

Figure 11: Stack Sizer Results With 75-Micron Urethane Panels on Coal Fines

One deck of the Stack Sizer outfitted with 75-micron urethane panels was able to process approximately 5 t/hr, or 25 t/hr for one full five-deck unit. Overall screening efficiencies were in the range of 95% at 75 microns. Clearly, Derrick has taken fine screening to a whole new level.

Other types of screens will not complete the job due to blinding, low tonnage, and/or high screen surface rates.

MULTIPLE SEPARATIONS ON ONE MACHINE - DUPONT MINING

In mid 2002, process engineers at DuPont's Trail Ridge facility in Starke, Florida explored the possibility of recovering zircon in both their existing and ongoing plant tailing streams as a new source of revenue for their operation. After some preliminary testing results, DuPont identified the Kelsey Jig as the best piece of equipment for their process. Similar to a conventional jig, the Kelsey jig adds the ability to vary the apparent gravitational field acting on the fine liberated zircon particles across a ragging bed, hence increasing the gravitational forces the separation incurs and increasing the separation efficiency of fine particles.

Roche Mining in Queensland, Australia, which manufactures the Kelsey jig, worked with DuPont in designing the process flow sheet, and the two groups identified two critical screening requirements integral to the success of the jig. Pre-screening the jig feed is required to protect the internal components of the Kelsey jig by preventing oversize material from becoming trapped in the internal screen basket, which would decrease the jig capacity. A secondary screening application is required to recover valuable garnet, which acts as the ragging material, from the tailings stream and return it to the ragging bed in the jig.

Derrick screens had frequently been selected for prescreening applications at other heavy mineral operations such as Sons of Gwalia, Greenbushes, and Iluka Resources, Geraldton in Western Australia. In all these cases, there were two separate screening machines for the prescreening and ragging recovery duties.

Due to floor space constraints, DuPont Mining challenged Roche to find an operator and maintenance-friendly screening system. Sieve bends were briefly considered since there are no moving parts, but were quickly ruled out as they did not reduce the footprint requirements. In addition, due to their low separation efficiency, they could not fulfill the plant's screening needs. Enter Derrick Corporation.

Roche inquired about the possibility of Derrick designing a single Stack Sizer unit to perform both screening duties on one machine. Derrick engineers agreed to work in conjunction with engineers at DuPont and Roche to design a machine to fit the bill. DuPont consented to send material to Derrick for testing on the prescreening application. The Stack Sizer would require modifications to the hopper assemblies to allow for the ragging recovery on the top deck of the screen.

Based on the test program at Derrick, it was determined that three decks would be required for the jig prescreening function, and one deck would be required for the ragging recovery duty (Figure 12). The bottom three decks of the Stack Sizer would be dedicated to the prescreening of the jig material as it would reject the coarse gangue material. Jig tailings are collected in a tailings sump and pumped to the top deck of the Stack Sizer for recovery of the garnet ragging

material. The hopper assembly of the modified Stack Sizer combines the top deck screen oversize (recovered garnet) with the undersize from the lower decks to create the Kelsey jig feed. Similarly, undersize from the top deck is combined with the oversize from the bottom deck three decks and sent to tailings. This step reduced the transport problems of the dewatered oversize material and also eliminated the need for an additional ragging step.

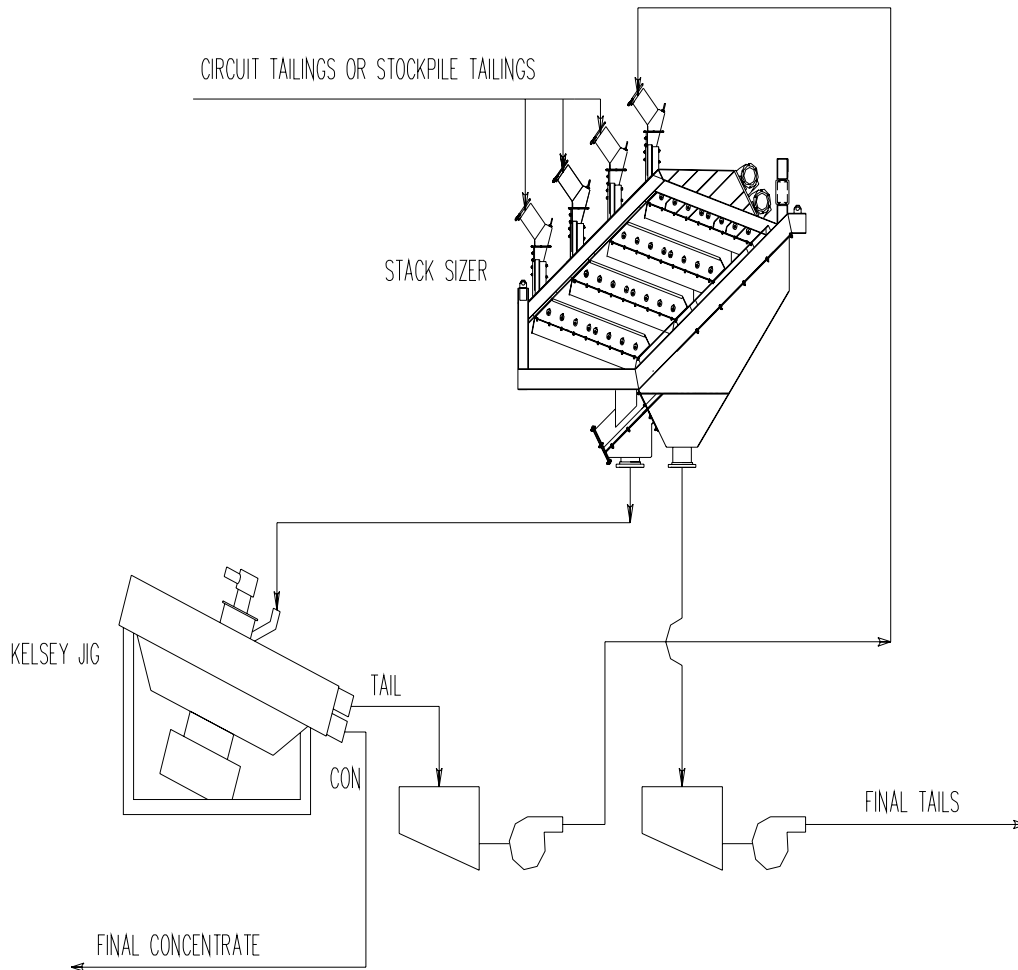


Figure 12: Simplified DuPont Mining Flow Sheet Incorporating Stack Sizer

The full-scale test work at Derrick confirmed that this modified Stack Sizer would effectively process an incoming feed of 65 tph. Three decks would be dedicated to pre-screening the jig feed at 300 microns (50 mesh), and one deck would be used for ragging recovery at 850 microns (20 mesh). DuPont decided to order two four-deck Stack Sizers to work in combination with two J1800 Kelsey jigs in two separate lines, processing a total of 130 tph of fresh feed. Feed to the units have since been slightly reduced as DuPont is running a pulp density close to 30% solids by weight, which has reduced machine capacity slightly.

However, final review of the project with DuPont engineers has been extremely positive as many of their prior concerns about fine screening have been alleviated by the Stack Sizer and Derrick's

patented urethane screen surfaces. Operator requirements are minimal, with machine availability nearly 100% and screen surface life has been approximately 14 to 18 months since the units began running in March of 2004.

DuPont engineers point to other improvements in this flowsheet design: reduced screen equipment footprint requirements, reduced piping and complexities, installation savings costs of around US\$120,000.00, and a simplified flowsheet for their operators.

CONCLUSION

The purpose of this paper has been to provide a brief introduction to the Derrick Stack Sizer and reference just a few of the many success stories with this piece of equipment. As previously stated, this is not a developmental technology. The Stack Sizer is proven and readily accepted in many areas of the world. This machine is simply a higher capacity and ultimately more efficient than other Derrick screens used over the last five and a half decades. It reduces overall plant footprint requirements and is best suited for applications that require precise, fine sizing.

It is important to keep in mind that this piece of screening equipment fits into plants where most had previously thought screening equipment was inefficient or unviable. The majority of Stack Sizers have replaced classification equipment other than vibratory screens: hydrocyclones, sieve bends, hydraulic classifiers, etc.

Each application is unique in its own right. As mentioned, it is impossible to predict fine screening results through computer-simulations or other calculations. This is because fine screening is affected by a number of factors including: feed pulp density, amount of oversize and near-size material in the feed, viscosity, temperature, pH, and others. Consequently, decision-making requires a thorough review of the flowsheet.

In almost every case, Derrick recommends full-scale, free of charge testing in its laboratory to determine the exact requirements and capabilities. In some scenarios, full-scale testing will rule out Derrick screens as a viable piece of equipment. In most cases, prospective customers and/or consultants participate directly in the testing program to ensure that all objectives are met, while gaining a better feel for Derrick Corporation in the process.

Anexo 6

Application of High Frequency Screens in Closing Grinding Circuits

Application of High Frequency Screens in Closing Grinding Circuits

Laércio Albuquerque, Jobe Wheeler, Steven Valine, and Brenno Ganahl

Derrick Corporation, USA

Godofredo Barrios

Goldex S.A., Peru

Research Studies on Classifiers & Application Chronology in Closing Grinding Circuits

- **1925 E. W. Davis comparative tests with classifiers closing circuit grinding**
- **1945 E. Reed Albert – lower grinding costs are possible with screens circuits**
- **1940's Hydrocyclones became the popular equipment to close grinding circuits**
- **1968 Hukki, R. T. key to improve grinding circuits “is the sharpness of classification**
- **1977 Introduction of the Multifeed screen**
- **1989 Introduction of high open area fine urethane screen panels**
- **2001 Introduction of the Stack Sizer™**

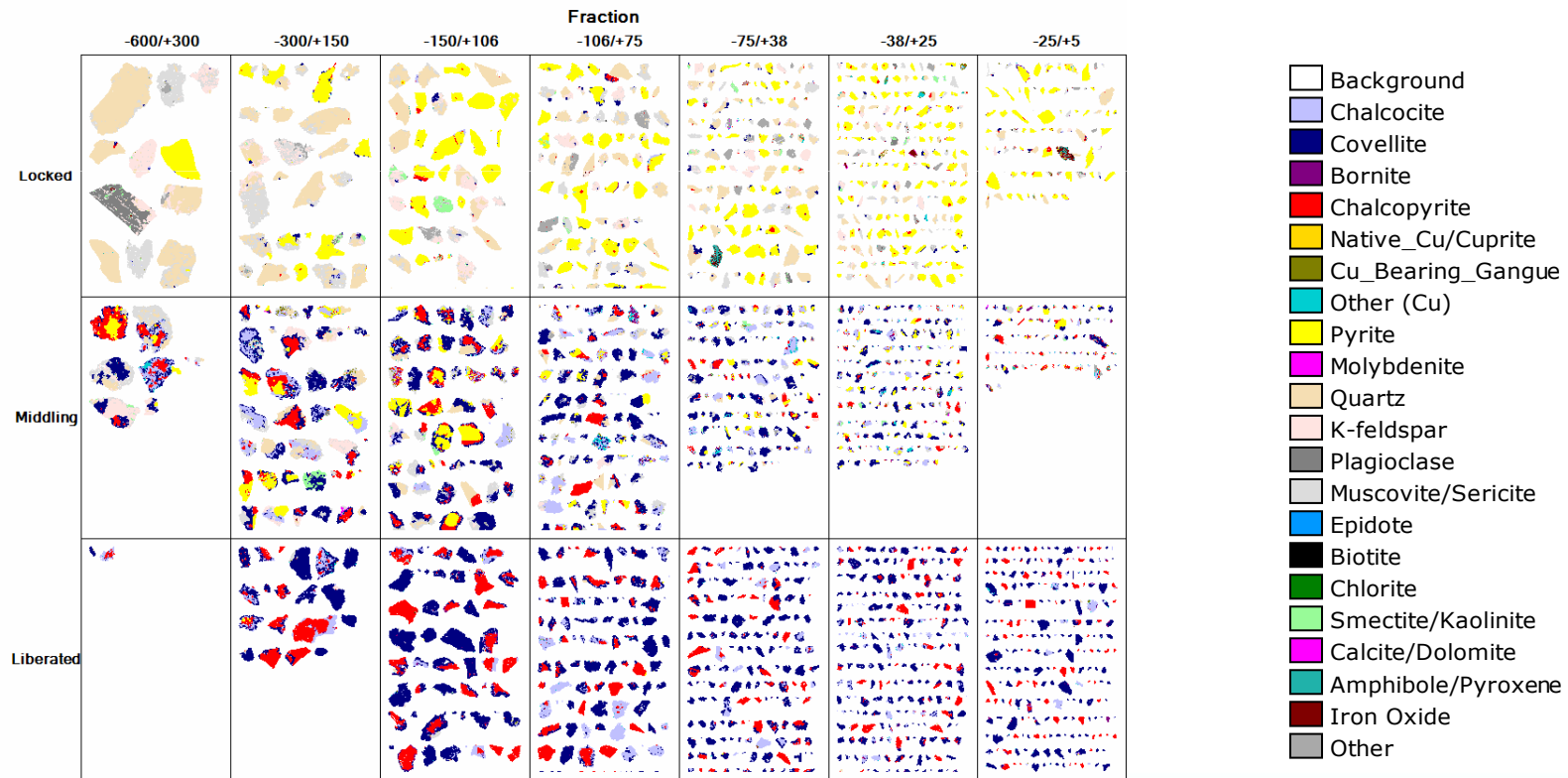
Development of Grinding and Classification Technology

Classifiers used in closing grinding circuits:

- **Mechanical rake classifiers**
- **Spiral classifiers**
- **Hydrocyclone became popular on the 1940s**
- **Screen applications in late 1960s.**

Basic Operation Principles

- Hydrocyclone separation remains a function of particle size and specific gravity
- Screens separate particles based on the true particle size
- Example of mineral liberation in a copper ore:

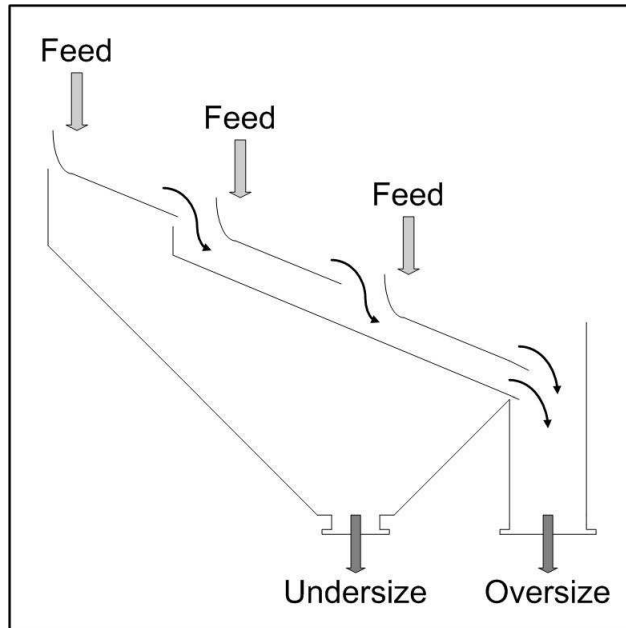


Development of Wet Fine Screen Technology

- **Durability**
- **Efficient fine separations**
- **High circuit capacities**
- **Rugged construction and mechanical dependability**
- **Resistance to blinding**

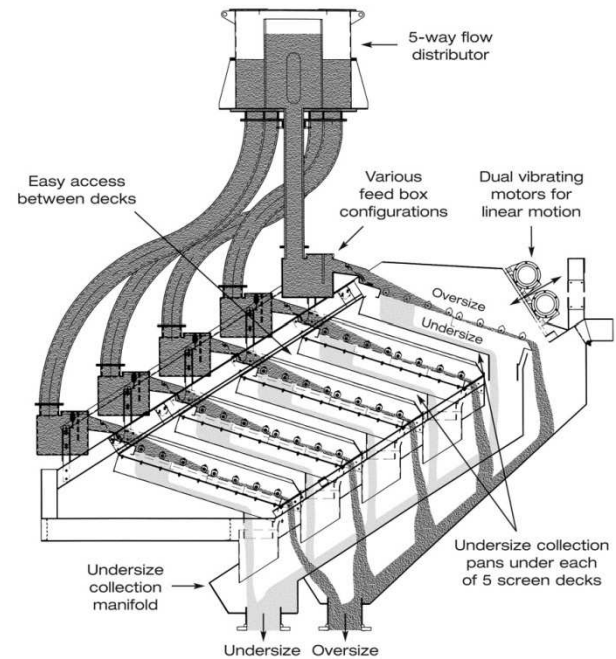
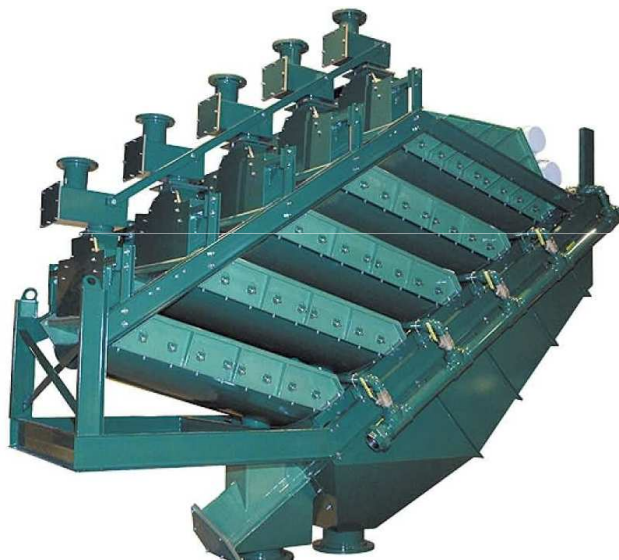
- **Wear resistance surfaces**
- **Low power consumption**
- **Ease of maintenance**
- **Cost effectiveness**
- **Produce favorable metallurgical results**

Multifeed Screen



Multifeed screens were applied in grinding circuits and achieved efficiencies of 90%.

Stack Sizer Screen



High Open Area Urethane Screen Surfaces

- **Tensionable high open area urethane screen surface**
- **Long life**
- **High capacity screen surfaces with typical effective open area ranging from 35 to 45 percent**
- **The design virtually eliminates blinding**
- **Screen panel life in some applications exceed one year**
- **Currently made with apertures as fine as 75 microns**

Factors that Affect Wet Screen

- **Feed Rate**
- **Feed Density**
- **Feed Size Distribution**
- **Screen Opening**
- **Screen Open Area**

Characteristics of Close Grinding Circuits with Screens

Changes that occur when substituting hydrocyclones to screens in closing circuit grinding:

- **Increased productivity**
- **Reduced circulating load**
- **Lower power consumption per ton**
- **Reduced over grinding of valuable minerals**
- **Increased recovery of valuable minerals**
- **Reduced reagent consumption in flotation**
- **Reduction in overall operating costs**

Case Study

Minera Condestable

| | Actual | After Expansion | Gains/Losses |
|---------------------------------------|---------------|----------------------------|---------------------|
| Daily Production TMSD | 4100 | 5500 | +34% |
| Annual Production KT | 1.497 | 2.008 | +34% |
| Feed Cu% Grade | 1.329 | 1.245 | -6% |
| Cu Recovery | 90% | 90% | |
| Concentrate Production TMS | 68845 | 86516 | +26% |

Case Study

Minera Condestable

| Operational Parameters | Hydrocyclone | Stack Sizer |
|----------------------------------|---------------------|--------------------|
| Circulating Load | 204% | 96% |
| Classification Efficiency | 62%-64% | 85% |
| Tonnage Processed TMS/Hr | 59 | 68 |
| Size Distribution Control | Variable | Uniform |

Peru Stack Sizer Applications

| PERU DERRICK STACK SIZER APPLICATIONS | | | | | | | |
|---------------------------------------|---------------------|-------------|----------------|-------|------------|-------------|----------------------------|
| YEAR | COMPANY | LOCATION | MODEL | QUANT | PANEL mm | ORE TYPE | Position |
| 2004 | SOC. MIN. EL BROCAL | COLQUIJIRCA | 2SG48-60W-5STK | 3 | 0.5 | Lead/Zinc | Grinding replace cyclones |
| 2005 | CÍA. MIN. ARES | EXPLORADOR | 2SG48-60W-5STK | 1 | 0.18 | Gold/Silver | Grinding replace cyclones |
| 2005 | CÍA. MIN. ARES | ARES | 2SG48-60W-4STK | 1 | 0.18 | Silver/Gold | Grinding Mix with cyclones |
| 2006 | SOC. MIN. EL BROCAL | COLQUIJIRCA | 2SG48-60W-5STK | 1 | 0.5 | Copper | Grinding replace cyclones |
| 2006 | CONDESTABLE | CONDESTABLE | 2SG48-60W-5STK | 4 | 0.3 | Copper | Grinding replace cyclones |
| 2006 | COLQUISIRI | COLQUISIRI | 2SG48-60W-4STK | 1 | 0.43 | Lead/Zinc | Grinding replace cyclones |
| 2006 | CÍA. MIN. ARES | ARCATA | 2SG48-60W-5STK | 1 | 0.18 | Silver | Grinding Mix with cyclones |
| 2006 | CATALINA HUANCA | C.HUANCA | 2SG48-60W-5STK | 1 | 0.3 | Lead/zinc | Grinding replace cyclones |
| 2006 | MILPO | EL PORVENIR | 2SG48-60W-5STK | 1 | 0.3 | Lead/zinc | Grinding replace cyclones |
| 2006 | MINERA CORONA | | 2SG48-60W-2STK | 1 | 0.23 | Copper/Zinc | Discharge Rod mill |
| 2007 | MILPO | EL PORVENIR | 2SG48-60W-5STK | 1 | 0.3 | Lead/Zinc | Grinding replace cyclones |
| 2007 | SOC. MIN. EL BROCAL | COLQUIJIRCA | 2SG48-60W-5STK | 1 | 0.7 y 0.23 | Lead/Zinc | Grinding replace cyclones |
| 2007 | LOS QUENUALES | ISCAYCRUZ | 2SG48-60W-5STK | 4 | 0.23, 0.3 | Lead/Zinc | Grinding replace cyclones |
| 2007 | MILPO | CERRO LINDO | 2SG48-60W-5STK | 4 | 0.3 y 0.35 | Lead/Zinc | Grinding replace cyclones |
| 2008 | LOS QUENUALES | YAULIYACU | 2SG48-60W-5STK | 3 | 0.23, 0.3 | Lead/Zinc | Grinding replace cyclones |
| 2008 | MILPO | EL PORVENIR | 2SG48-60W-5STK | 1 | 0.3 | Lead/Zinc | Grinding replace cyclones |
| 2008 | CÍA. MIN. ARES | EXPLORADOR | 2SG48-60W-5STK | 2 | 0.18 | Silver/Gold | Grinding replace cyclones |

Conclusions

- Classification and grinding technology has advanced slowly compared to other sciences
- Studies conducted through the years demonstrated that the largest potential improvement in the comminution process could be achieved by improved classification
- High frequency screens are now a practical reality that can improve classification and reduce energy costs
- Replacement of hydrocyclones by high frequency screens in closed grinding circuits has demonstrated significant metallurgical and economic benefits

Thank you