



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

**“ALGUNAS CONSIDERACIONES
PARA EL DISEÑO Y SIMULACIÓN DE
PLANTAS DE PROCESAMIENTO DE
MINERALES”**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO DE MINAS Y METALURGISTA

P R E S E N T A

RODRÍGUEZ MANDUJANO DANIEL HORACIO

DIRIGIDA POR:

M. EN C. JOSÉ DE JESÚS HUEZO CASILLAS



CIUDAD UNIVERSITARIA,

2013

AGRADECIMIENTOS

No lo puedo negar, el camino fue muy difícil y muchas veces pensé en arrojar la toalla, mas sin embargo, me encuentro aquí presentando el trabajo que representa la culminación de una etapa llena de experiencias inolvidables...

Se que nunca estuve sólo, y por siempre agradeceré el completo apoyo que recibí por parte de las personas más importantes en toda mi vida.

Les debo todo.

Mamá, Verónica Mandujano García

Hermana, Cynthia Sofía Rodríguez Mandujano

Abuela, Margarita García Chavarría

Ustedes me vieron llegar a la Facultad, me vieron crecer y evolucionar hasta convertirme en el ingeniero que soy ahora, nunca los olvidaré.

Luis César Vazquez Segovia

Maricarmen Salas Manzanares

Todos los miembros del Clan Segovia

Pero también necesité de la inspiración y del consejo para resolver la confusión que se apoderó de mi cuando no sabía que camino tomar, de aquí surgió mi pasión por el procesamiento de minerales, muchas gracias.

José de Jesús Huevo Casillas

Y por supuesto agradezco mucho el apoyo de mis sinodales:

Carl Anthony Servin Jungdorf

Antonio Huerta Cerdán

Obviamente no puedo dejar de mencionar a mis profesores de carrera:

Gabriel Ramírez Figueroa (gracias por la paciencia jajaja!!)

José Enrique Santos Jallath

Guadalupe Contreras Ordaz

Tuve maestros grandiosos que no solo me brindaron su conocimiento, sino también su amistad.

Erik Castañeda De Isla Puga

Alfredo Victoria Morales

Cuando el miedo y la ansiedad invadieron mi ser, me vi envuelto en un mundo oscuro del que no encontraba la salida, pero tú te has convertido en la luz que ha iluminado mi camino para salir de ese sufrimiento, muchas gracias:

Jorge Gilberto Bonavidez Palacios

Pero además conté con la compañía de una nueva amiga, con quien espero conservar una amistad buena y permanente:

Pamela Stella Hernández Chavez

Deseo agradecer también a la **Cámara Minera de México (CAMIMEX)** por la beca que me otorgó durante mis estudios.

Finalmente, deseo agradecer a la Empresa **Techint Ingeniería y Construcción** por impulsar mi carrera profesional y dentro de ella a **Diego Torroella de Cima** por el gran apoyo que me ha brindado desde que entré.

Siempre me sentiré orgulloso por haber estudiado en la mejor Universidad del país, exclamando con orgullo: POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU

Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Ingeniería

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	III
OBJETIVOS	VI
1. REDUCCIÓN DE TAMAÑO	1
1.1. CARACTERIZACIÓN DE MINERALES	2
1.2. LEYES ENERGÉTICAS	5
1.3. TRITURADORAS DE QUIJADA	7
1.4. TRITURADORAS GIRATORIAS Y DE CONO	18
1.5. MOLINOS DE BOLAS Y DE BARRAS	23
1.6. MOLINOS AG/SAG	49
1.7. MOLINOS DE RODILLOS DE ALTA PRESIÓN (HPGR)	56
2. CLASIFICACIÓN	79
2.1. TEORÍA Y CÁLCULO DE CRIBAS	80
2.2. TEORÍA Y CÁLCULO DE HIDROCICLONES	97
3. PROCESOS DE CONCENTRACIÓN DE MINERALES	108
3.1. FLOTACIÓN	109
3.2. CONCENTRACIÓN MAGNÉTICA	150
4. SEPARACIÓN SÓLIDO/LÍQUIDO	163
4.1. TANQUES ESPESADORES	164
4.2. FILTRACIÓN	185
5. MANEJO DE PULPAS	211
5.1. CONCEPTO Y CARACTERIZACIÓN DE PULPAS	212
5.2. BOMBAS PARA TRANSPORTE DE PULPAS	214
5.3. EJEMPLO DE CÁLCULO	220
6. SIMULACIÓN DE PROCESOS	226
6.1. INTRODUCCIÓN A LA SIMULACIÓN DE PROCESOS DE BENEFICIO DE MINERALES	227
6.2. EJEMPLOS DE SIMULACIÓN	236
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	249
ANEXOS	250

ANEXO (A). Índices de Trabajo de Bond	251
ANEXO (B). Índices de abrasión de minerales y rocas	252
ANEXO (C). Tablas para selección de molinos tubulares	253
ANEXO (D). Relaciones de densidad de pulpa	255
ANEXO (E). Tablas de mallas para cribas	257
ANEXO (F). Gráficas de Hidrociclones	264
ANEXO (G). Bombeo	270
REFERENCIAS	276
Referencias Bibliográficas	276
Referencias Mesográficas	276

INTRODUCCIÓN

El procesamiento de minerales es el área de la Ingeniería Minero-Metalúrgica que tiene como objetivo la extracción de los componentes valiosos a partir del material obtenido directamente de una operación minera.

Este proceso implica una etapa de reducción de tamaño con la cual se busca liberar las partículas de interés para posteriormente concentrarlas en la siguiente etapa.

Cada yacimiento mineral es único por lo que también lo será el proceso de extracción y de beneficio para cada uno. Debido a esto, diseñar una planta de procesamiento de minerales es una operación compleja ya que intervienen una gran cantidad de criterios y parámetros a considerar con el fin de que el proceso y el equipo seleccionado se adecuen a la variabilidad natural del yacimiento. Un mal diseño puede derivar en pérdidas económicas muy fuertes e incluso comprometer al proyecto mismo.

La práctica común consiste en diseñar procesos a partir de otros ya existentes que guarden cierta similitud con el tipo de yacimiento que se desea explotar. Esto es especialmente útil en primera instancia, pero debe tenerse siempre en mente que dos plantas iguales no tendrán la misma eficiencia al tratar diferentes yacimientos aunque sean parecidos.

El diseño de plantas de procesamiento de minerales debe contemplar 6 puntos fundamentales, siendo éstos:

- El diseño del proceso (diagrama de flujo, relación con la operación minera, selección de reactivos específicos cuando es necesario).
- La selección del equipo (determinación de las dimensiones y capacidades del equipo, así como los aspectos mecánicos que influyen en su desempeño).
- La validación de los resultados mediante simulación con computadora.
- El análisis financiero.
- Las condiciones específicas de la zona en donde se planea construir.
- El apego a la teoría de la planeación de instalaciones.

En esta tesis se cubren los tres primeros puntos que tienen que ver con el diseño del proceso, la selección del equipo y la validación de resultados mediante simulación. Los tres primeros puntos, aunque se desarrollan de manera independiente en esta tesis, guardan una estrecha relación recíproca y normalmente se van llevando a cabo de manera simultánea durante el desarrollo de un proyecto.

El cálculo de los parámetros para la selección del equipo para plantas de procesamiento de minerales es un proceso complejo desde el punto de vista técnico y la falta de precisión en dicho cálculo puede ocasionar graves pérdidas económicas a las empresas, no existe un manual a la venta que compile las metodologías para el cálculo de los parámetros para la selección de equipo y las fuentes de información para este tipo de desarrollo son escasas y de difícil acceso.

Una gran parte de la información se encuentra en libros muy especializados y que no están a la venta en México, por lo que en esta tesis se dispondrá de la información necesaria para que los futuros estudiantes que lo requieran puedan consultarla.

Es muy importante que nunca se pierda de vista el objetivo que tiene la planta que se está diseñando así como darle su debida importancia a todos los factores que se encuentran atrás del diseño, que tienen que ver con la correcta caracterización geológica y metalúrgica del yacimiento.

Representa una gran ventaja que actualmente existan programas de cómputo que faciliten la simulación de los procesos con los cuales es posible diseñar tantas plantas como sea posible, siguiendo un criterio de prueba y error/comparación hasta llegar al diseño final. En esta tesis se hace uso del programa MODSIM versión 3.6 desarrollado por la empresa: Mineral Technologies International, Inc. Existen más programas tales como: JKSimMet, JKSimFloat y JKMultiBal, los tres desarrollados por la empresa australiana JKTech.

El diseño de plantas de procesamiento de minerales es una práctica de ingeniería pura que requiere forzosamente de la constante actualización de conocimientos tanto científicos como tecnológicos, pues con el paso del tiempo se van desarrollando modelos físicos y matemáticos que se acercan cada vez más a la realidad al momento de caracterizar el comportamiento metalúrgico de los minerales, los cuales permiten el avance tecnológico de los equipos que han encontrado lugar en este tipo de operaciones.

La presente tesis está desarrollada en 6 capítulos, los cuales cubren los siguientes temas:

El Capítulo 1 cubre los aspectos básicos sobre caracterización de materiales a partir de análisis granulométricos así como la energía requerida para su reducción de tamaño. También se cubren aspectos teóricos acerca de trituradoras de quijada, trituradoras giratorias, trituradoras de cono, molinos de bolas y de barras, molinos AG/SAG y molinos de rodillos de alta presión (HPGR). Para estos equipos se ofrece una descripción acerca de su funcionamiento junto con criterios y metodologías para su dimensionamiento y selección.

El Capítulo 2 trata del proceso de clasificación de materiales en función de los diferentes tamaños en los que se encuentre, mediante el empleo de cribas y de hidrociclones. Para ambos equipos se describe su funcionamiento, se mencionan aspectos particulares para su selección en función de la necesidad del proceso, y finalmente, se presentan ejemplos de cálculo.

En el Capítulo 3 se abordan los procesos de concentración de minerales (flotación y concentración magnética) desde el punto de vista del diseño de plantas, de modo que para el caso de flotación, se describen las diferentes celdas que se pueden emplear, los reactivos de flotación existentes, se muestra cómo calcular el volumen y cantidad de celdas que se requieren y además se presentan las variantes que pueden existir para el caso de columnas de flotación. Para el tema de concentración magnética se presentan los diferentes tipos de equipos que existen junto con las aplicaciones concretas para cada uno.

El proceso de separación sólido/líquido se aborda en el Capítulo 4 mediante la descripción y dimensionamiento de tanques espesadores y de filtros.

En el Capítulo 5 se cubre un aspecto muy importante en el diseño de plantas de procesamiento de minerales, que es el manejo de pulpas. En éste capítulo se presentan las diferentes maneras de caracterizar una pulpa, lo cual en las plantas sirve para llevar

un control en el proceso. También se muestra un ejemplo para el cálculo de los parámetros para la selección de una bomba, así como los diferentes tipos de bombas que pueden emplearse.

Finalmente, en el Capítulo 6, se presenta una introducción a la simulación de procesos de beneficio de minerales mediante la aplicación de un software diseñado para dicho fin, con lo cual se mencionan las ventajas que tiene esta herramienta con el fin de diseñar plantas de procesamiento de minerales.

OBJETIVOS

Elaborar una tesis que sirva de apoyo para los estudiantes de la carrera de Ingeniero de Minas y Metalurgista que cursen las asignaturas de Preparación y Concentración de Minerales, y Proyectos Metalúrgicos, que se implementarán en el nuevo plan de estudios de la carrera.

Que la tesis integre las metodologías y criterios para calcular y seleccionar el equipo que se utiliza esencialmente en las plantas de procesamiento de minerales, así como su simulación.

1. REDUCCIÓN DE TAMAÑO

- 1.1. Caracterización de Minerales
- 1.2. Leyes Energéticas
- 1.3. Trituradoras de quijada
- 1.4. Trituradoras giratorias y de cono
- 1.5. Molinos de bolas y barras
- 1.6. Molinos AG/SAG
- 1.7. Molinos de rodillos de alta presión (HPGR)

1.1. CARACTERIZACIÓN DE MINERALES

Con el fin de diseñar un proceso de beneficio de minerales, es necesario caracterizar el material a tratar desde diferentes puntos de vista:

- Mineralógico
- Económico
- Granulométrico

La caracterización mineralógica se refiere al conocimiento de los diferentes minerales que constituyen al material a procesar, de modo que resulta de vital importancia tener conocimientos de mineralogía, tales como: ley de mineral en función de los minerales de valor, tamaño de grano de los minerales, combinaciones de los minerales presentes, forma relativa y la asociación de los minerales, así como la presencia de cantidades menores de minerales potencialmente valiosos.

El punto de vista económico suele clasificar a los minerales en mena y ganga. La mena es todo mineral que puede ser extraído y procesado de modo que se obtenga un beneficio económico por dicha labor. Los minerales de ganga son minerales que vienen asociados a los de mena, pero que no pueden ser procesados ya que su valor no es significativo.

Previo a todo proceso de beneficio es necesario realizar el análisis granulométrico, con lo cual se puede conocer los diferentes tamaños en los que se presenta el material en los flujos, desde la alimentación hasta la descarga de determinados equipos. Ésta caracterización se realiza haciendo pasar un peso dado de material sucesivamente a través de una serie de cribas cada vez más finas y pesando la cantidad que se colecta sobre cada criba, de modo que se determina el porcentaje en peso de cada fracción de tamaño. Éste análisis es especialmente importante para la selección y el correcto funcionamiento de los equipos en circuitos de trituración y molienda.

A continuación se muestra un ejemplo de caracterización granulométrica:

Tamaño	µm	Peso (g)	%Peso	%acum(-)	Log µm	Log %acum (-)
4"	101,600	-	-	-	-	-
-4" + 3"	76,200	1,450	11.33	100	4.882	2
-3" + 2"	50,800	4,600	35.94	88.67	4.706	1.948
-2" + 1"	25,400	4,650	36.33	52.73	4.405	1.722
-1" + 1/2"	12,700	1,100	8.59	16.4	4.104	1.215
-1/2" + 1/4"	6,350	450	3.52	7.81	3.803	0.893
-1/4" + 10#	1,700	300	2.34	4.29	3.230	0.632
-10#	850	250	1.95	1.95	2.929	0.290
Σ	-	12,800	100	-	-	-

Tabla 1.1. Distribución granulométrica de un material

Por convención, los tamaños de malla para clasificar minerales se manejan como positivos (+) para los fragmentos que no pasaron a través de la malla (retenidos), y como negativos (-) para los fragmentos que pasaron. Partiendo de lo anterior se entiende que, por ejemplo, el tamaño $-4'' + 3''$ se refiere a que el material que se pesó se quedó retenido en la malla de $3''$ y la malla subsecuente corresponde a la de $2''$.

El procedimiento para calcular el resto de los valores para el análisis granulométrico es el siguiente:

- El peso en porcentaje se calcula respecto al peso total de la muestra, lo cual representa el 100%.
- Para el porcentaje acumulado negativo se comienza asignando el 100% al primer valor del peso en porcentaje, en este caso es 11.33, al 100% se le restará 11.33 y el resultado se colocará en la parte inferior, quedando 88.67, y así se continúa sucesivamente hasta terminar la tabla.
- Las últimas columnas son el logaritmo base 10 del tamaño de partícula en micrómetros y del porcentaje acumulado negativo.

El siguiente paso consiste en graficar el tamaño de partícula vs. el porcentaje acumulado negativo. Existen 6 métodos de representación gráfica de los datos, siendo (Kelly y Spottiswood, 1990, p.48):

- a. Gráfica de frecuencia en escala lineal
- b. Gráfica de frecuencia en escala semi-log
- c. Gráfica acumulativa en escala semi-log
- d. Gráfica acumulativa en escala log
- e. Gráfica de Weibull o Rosin-Rammler
- f. Gráfica acumulativa en escala de probabilidad logarítmica.

Para este ejemplo, se realiza una gráfica acumulativa en escala log:

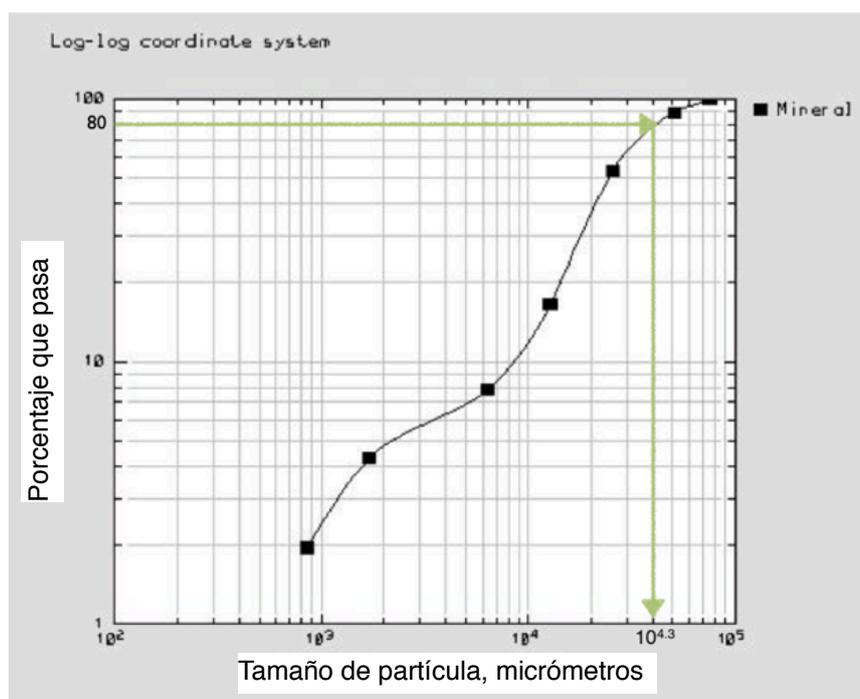


Figura 1.1. Gráfica representando el análisis granulométrico de la Tabla 1.1 marcando el 80% del acumulado.

En aplicaciones de trituración y molienda se manejan los factores F_{80} y P_{80} ; estos factores se refieren al diámetro en micrómetros del 80% del material, y donde F corresponde a la alimentación y P al producto o descarga. Para el ejercicio anterior, si suponemos que la distribución granulométrica corresponde a la alimentación de una trituradora, entonces podemos decir que $F_{80} = 10^{4.3} \mu\text{m} = 19,952.6 \mu\text{m}$.

Más adelante se podrá observar que las ecuaciones que se emplean para calcular el consumo de energía de los equipos de trituración y molienda, dependen de F_{80} y P_{80} .

1.2. LEYES ENERGÉTICAS

Teoría de la conminución

La teoría de la conminución se ocupa de la relación que existe entre la energía consumida y el tamaño de partícula, obtenido a partir de un tamaño de alimentación inicial en un proceso de reducción de tamaño. Se han propuesto varias teorías para explicar ésta relación, no obstante ninguna de ellas ha resultado ser completamente satisfactoria (Wills y Napier-Munn, 2006).

El principal problema radica en el hecho de que la mayor parte de la energía suministrada a un equipo de conminución, es absorbida por el mismo equipo y sólo una pequeña fracción de dicha energía es la que se ocupa para la trituración del material (Wills y Napier-Munn, 2006).

En un molino de bolas, por ejemplo, se ha demostrado que menos del 1% de la energía total suministrada es utilizada para la reducción de tamaño del material (Wills y Napier-Munn, 2006).

Otro factor es que el material de naturaleza plástica consumirá la energía para cambiar de forma, sin crear una nueva superficie significativa. Todas las teorías de conminución asumen que el material es deleznable, de manera que no se absorbe energía en procesos como elongación o contracción (Wills y Napier-Munn, 2006).

Teoría de Rittinger

La teoría más antigua es la de Von Rittinger, la cual establece que la energía consumida en la reducción de tamaño es proporcional al área de la nueva superficie producida. El área superficial de un cierta cantidad conocida de partículas de diámetro uniforme es inversamente proporcional al diámetro, así, la ley de Rittinger se presenta como (Wills y Napier-Munn, 2006):

$$E = K \left(\frac{1}{D_2} - \frac{1}{D_1} \right) \dots (1.2.1)$$

Donde:

E = Energía de suministro

D₁ = Diámetro de partícula inicial

D₂ = Diámetro de partícula final

K = Constante

Teoría de Kick

La teoría de Kick establece que el trabajo requerido es proporcional a la reducción de las partículas en volumen.

De acuerdo con Kick, la energía requerida para la conminución es (Wills y Napier-Munn, 2006):

$$E = \frac{\log R}{\log 2} \dots (1.2.2)$$

Donde:

E = Energía de suministro

R = F/P

F = Diámetro de las partículas en la alimentación

P = Diámetro de las partículas en la descarga

Teoría de Bond

Bond desarrolló una ecuación que está basada en la teoría de que el trabajo es proporcional a la longitud de la fractura producida en el rompimiento de la partícula, y es igual al trabajo representado por el producto menos el trabajo representado por la alimentación. En partículas de forma similar, el área superficial por unidad de volumen es inversamente proporcional al diámetro. La longitud de la fractura en unidad de volumen es considerada a ser proporcional a un lado de esa área y por lo tanto es inversamente proporcional a la raíz cuadrada del diámetro (Wills y Napier-Munn, 2006).

Para facilitar el cálculo, el tamaño se mide en micrones y se utiliza el tamaño al 80% del acumulado en la distribución de tamaños. La ley de Bond se representa mediante la siguiente ecuación (Wills y Napier-Munn, 2006):

$$W = 10W_i \left(\frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}} \right) \dots (1.2.3)$$

Donde:

W [kWh/st]: Trabajo requerido

W_i [kWh/st]: Índice de trabajo de Bond

F: Tamaño al 80% del acumulado en la alimentación

P: Tamaño al 80% del acumulado en la descarga

El índice de trabajo de Bond es el parámetro de conminución que expresa la resistencia del material ante la trituración y la molienda; numéricamente son los kWh/st que se requiere para reducir el material de un tamaño teóricamente infinito a un tamaño en el que el 80% pase 100 micrones (Wills y Napier-Munn, 2006).

Hukki sugiere que la relación entre la energía y el tamaño de partícula es una combinación de las tres leyes anteriores. La probabilidad de que ocurra la conminución es alta para partículas grandes, y rápidamente disminuye hacia tamaños más finos. Hukki muestra que la teoría de Kick es razonablemente precisa en el rango de trituración por arriba de 1 cm de diámetro; la teoría de Bond aplica razonablemente en un rango de molienda con bolas o barras, y la ley de Rittinger aplica bien en el rango de molienda fina de 10 a 1000 micrones (Wills y Napier-Munn, 2006).

1.3. TRITURADORAS DE QUIJADA

La primera fase para la reducción de tamaño de minerales llegados directamente de la mina consiste en triturarlos.

El mecanismo de trituración se realiza, ya sea, por la aplicación de una fuerza de impacto, presión o ambos. La trituradora de quijada es una trituradora de compresión mientras que las otras operan principalmente por impacto.

Diseño de trituradoras de quijada

Las trituradoras de quijada están diseñadas para ejercer su acción mediante dos quijadas, una fija y la otra móvil. Ambas pueden ser planas, o la fija puede ser plana, mientras que la móvil es convexa. Las superficies de ambas quijadas pueden ser lisas o corrugadas. La quijada móvil aplica la fuerza sobre las partículas, presionándolas contra la quijada fija (Gupta y Yan, 2006).

Existen básicamente dos tipos de trituradoras de quijada empleadas actualmente (Fueyo, 1999):

- Tipo Blake
- De articulación única

Trituradoras tipo Blake

Están formadas por una mandíbula fija y una móvil, donde ésta última se apoya en un balancín articulado en su parte superior. La mandíbula móvil tiene un movimiento de vaivén sobre la mandíbula fija (Fueyo, 1999).

No son muy empleadas debido a sus bajas capacidades y tienen el riesgo de atascamiento de la cámara de trituración, pero se emplean cuando el material a triturar es extremadamente duro y muy abrasivo. Nunca se utiliza en el caso de materiales plásticos (Fueyo, 1999).

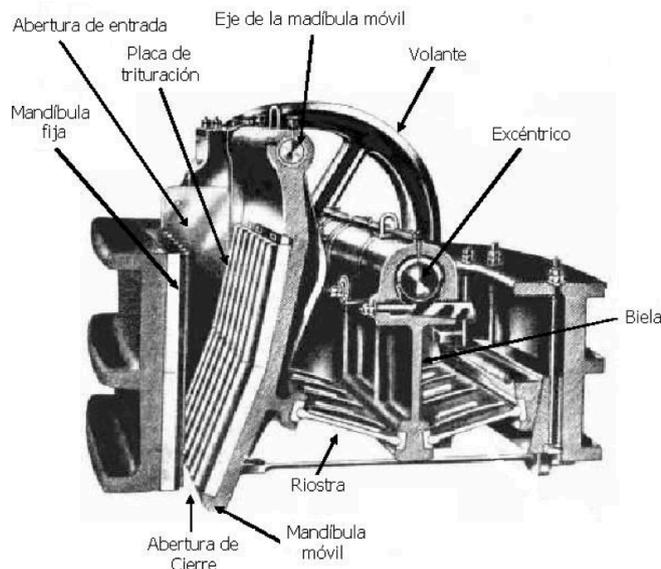


Figura 1.2. Esquema de una Trituradora tipo Blake. (Tomada de Wills' Mineral Processing Technology).

Trituradoras de articulación única

En este tipo de trituradoras la zona de la mandíbula móvil está próxima a la excéntrica, y describe un círculo de radio igual a la excentricidad del eje. Según se va descendiendo en la cámara de trituración, las zonas inferiores de la mandíbula móvil van convirtiendo ésta trayectoria en elíptica, cuyo eje menor va disminuyendo cuanto más próximo está a la boca de salida de la cámara de trituración (Fueyo, 1999).

En función de los movimientos descritos, se aprecia que en la parte superior de la cámara predominan los procesos de compresión, mientras que en la zona inferior también tienen lugar los de fricción (Fueyo, 1999).

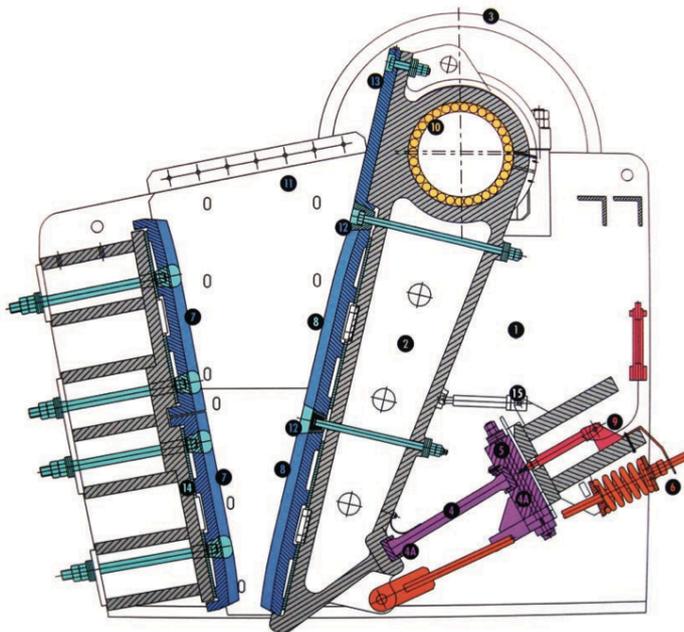


Figura 1.3. Esquema de una Trituradora de articulación única (Tomada de Catálogo de Trituradoras de articulación única de Terex).

- Elementos de desgaste
- Rodamientos
- Partes Generales
- Marco Principal y Soporte de Mandíbula
- Sistema Hidráulico
- Mecanismo de palanca
- Montaje del Elemento de Tensión

1	Marco Principal	8	Quijada Móvil
2	Soporte de Mandíbula	9	Ajuste Hidráulico
3	Rueda Flotante y Polea Vee	10	Montaje del Eje
4	Palanca	11	Revestimientos Laterales
4A	Soportes de Palanca	12	Cuñas de la Cara de Mandíbula
5	Bloque de Palanca	13	Protector del Soporte de Mandíbula
6	Montaje de la Varilla de Tensión	14	Placas Reemplazables
7	Caras de las Mandíbulas	15	Herramienta de Mantenimiento

Ecuaciones básicas de diseño

Las ecuaciones básicas que definen las dimensiones de una trituradora de quijada son las siguientes (Gupta y Yan, 2006):

$$\textit{Altura vertical de la trituradora} \approx 2X \dots (1.3.1)$$

$$\textit{Ancho de trituradora} \begin{matrix} > 1.3X \\ < 3X \end{matrix} \dots (1.3.2)$$

$$\textit{Descarga} = 0.0502X^{0.85} \dots (1.3.3)$$

Donde:

X = Abertura de alimentación en metros

Éstas dimensiones pueden variar de acuerdo a los diferentes proveedores de equipo.

Dimensiones de trituradoras

La dimensión de una trituradora de quijada es descrita de acuerdo a su abertura de alimentación por el ancho (Gupta y Yan, 2006).

Para dimensionar una trituradora de quijada para operaciones en circuito abierto, las ecuaciones (1.3.1) y (1.3.3) pueden resultar útiles para una primera aproximación. De éstas ecuaciones puede verse que una vez que a la abertura se le ha asignado un valor, el resto de las dimensiones quedan definidas.

Para definir el tamaño de abertura, se tiene que considerar el mayor tamaño de partícula que vaya a ser alimentado, de acuerdo a la siguiente relación (Gupta y Yan, 2006):

$$\textit{Partícula de mayor tamaño} = 0.9X \dots (1.3.4)$$

La partícula de mayor tamaño es generalmente definida a partir del patrón de voladura en la mina o del tamaño de las palas y camiones utilizadas para transportar los minerales desde la mina (Gupta y Yan, 2006).

Cálculo de la capacidad de la trituradora (Método de Taggart)

La capacidad de una trituradora de quijada está dada por la cantidad de material que tiene que pasar hacia la descarga por unidad de tiempo. Esto depende del área de la abertura de descarga, de las propiedades de la roca, la humedad, la velocidad de funcionamiento, el ángulo de pellizco, del sistema de alimentación y del grado de trituración que se desea (Gupta y Yan, 2006).

Para calcular la capacidad de las trituradoras, Taggart consideró la “Relación de Trituración”, R_{80} , que se expresa de acuerdo a la siguiente ecuación (Gupta y Yan, 2006):

$$R_{80} = \frac{F_{80}}{P_{80}} \dots (1.3.5)$$

Donde:

R_{80} = Relación de trituración
 F_{80} = Diámetro de alimentación
 P_{80} = Diámetro de descarga

Taggart expresó la relación entre la capacidad de la trituradora con la relación de trituración, en términos de un *tonelaje de reducción*, Q_R , que se define como (Gupta y Yan, 2006):

$$Q_R = Q_T \cdot R_{80} \dots (1.3.6)$$

Donde:

Q_R = Tonelaje de reducción
 Q_T = Capacidad en términos del flujo másico real por hora (actual tonnage)
 R_{80} = Relación de trituración

La cantidad de material de alimentación triturada se determina restando el producto triturado a la cantidad total de alimentación. (Gupta y Yan, 2006)

El tonelaje de reducción depende de las propiedades del material a ser triturado, de modo que para una relación de trituración dada, la capacidad de la trituradora variará de acuerdo al material a tratar. Taggart intentó compensar esto mediante la introducción de un *tonelaje de reducción comparativo*, Q_{RC} , el cual está relacionado con el flujo másico de reducción mediante la siguiente expresión (Gupta y Yan, 2006):

$$Q_R = K \cdot Q_{RC} \dots (1.3.7)$$

El factor K se determina para diferentes condiciones y es función de (Gupta y Yan, 2006):

- La "triturabilidad" del material (k_C)
- Las condiciones de alimentación (k_F)

El factor K se calcula de la siguiente manera (Gupta y Yan, 2006):

$$K = k_C \cdot k_F \dots (1.3.8)$$

En la siguiente tabla se pueden observar algunos valores para el factor k_C para rocas comunes (Gupta y Yan, 2006):

Roca	k_c	Roca	k_c
Caliza	1.00	Gabro	0.80
Dolomita	1.00	Cuarzo	0.80
Pizarra	0.90	Granito, grano fino	0.80
Granito, grano grueso	0.90	Diorita	0.80
Esquisto	0.80	Basalto	0.75

Tabla 1.2. Factor k_c para rocas comunes

El factor k_F aplica según la manera en la que la trituradora es alimentada: alimentación intermitente manual o alimentación continua con un sistema de bandas. Los siguientes valores de k_F son generalmente aceptados (Gupta y Yan, 2006):

- Alimentación manual, $k_F = 1$
- Alimentación mecánica continua, $k_F = 0.75 - 0.85$

Taggart empleó un tonelaje de reducción comparativo para estimar la dimensión de una trituradora de quijada tipo Blake para una carga dada. El procedimiento se resume como sigue (Gupta y Yan, 2006):

La relación de trituración se estima a partir del análisis granulométrico de la alimentación y del producto. Si no se cuenta con el análisis granulométrico, se puede hacer una estimación si se asume que la relación entre el porcentaje acumulado (-) para las diferentes fracciones de tamaño es lineal.

La Figura 1.4 representa una gráfica lineal de minerales escalpados y no escalpados. La línea *a* es la distribución acumulada de material sin escalar, mientras que la *b* representa al material escalpado. x_s es la abertura del scalper y d_1 y d_2 son los tamaños correspondientes del material de alimentación para una dada cantidad “x” del porcentaje acumulado.

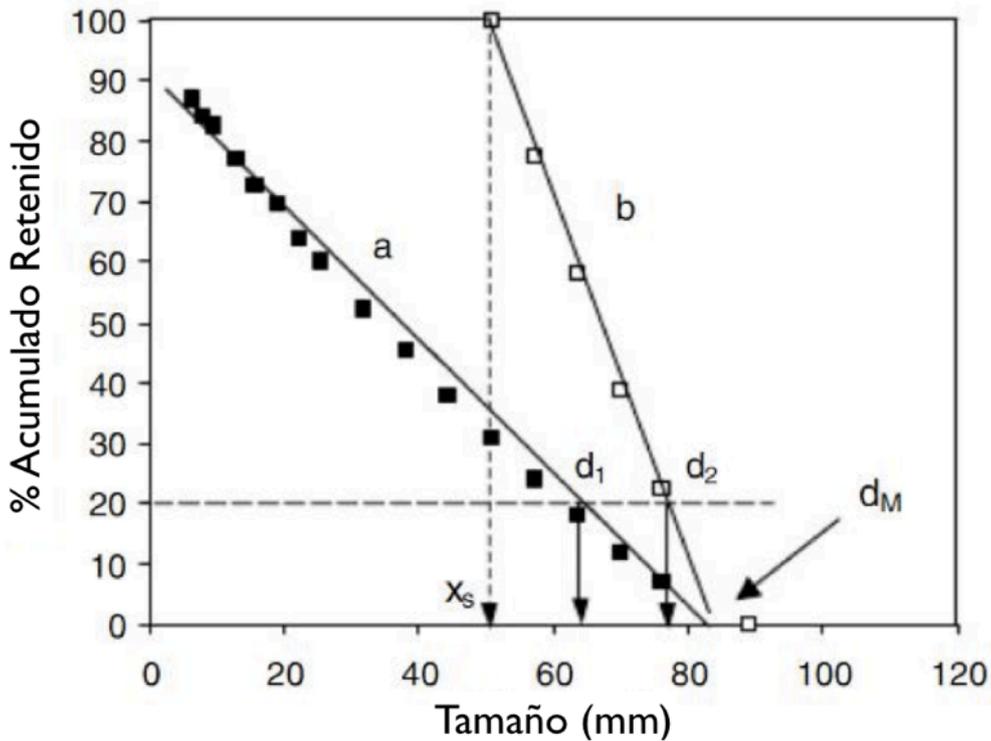


Figura 1.4. Representación lineal de material de alimentación (a) sin escalar y (b) escalado (Tomada de Mineral Processing Design and Operation).

Si se considera que “ x ” es el 20% (ya que se requiere estimar el 80% del material que pasa) se puede observar que la relación del 80% del material escalado respecto al 80% del material sin escalar está dada por:

$$(d_2 - d_1) = 0.2x_s \dots (1.3.9)$$

Esto es, el tamaño de material sin escalar correspondiente al 80% es igual al porcentaje acumulado de material escalado, más 0.2 veces la apertura del scalper, x_s . De modo que:

$$F_{80}(\text{escalado}) = F_{80}(\text{sin escalar}) + 0.2x_s \dots (1.3.10)$$

El 80% del material que pasa es aproximadamente:

$$F_{80}(\text{alimentación}) = 0.8S_F d_M \dots (1.3.11)$$

Donde:

S_F = Factor de forma, varía de 1.7 para formas cúbicas a 3.3 para rocas con estratificación - slabby rocks

d_M = Tamaño máximo

De modo que:

$$F_{80}(\text{sin escalar}) = 0.8S_F d_M + 0.2x_s \dots (1.3.12)$$

Este método se ilustra en el siguiente ejemplo.

Ejemplo de Cálculo

Se tiene como material granito que viene directamente de la mina, el cual es pasado a través de una parrilla de 45.7 cm antes de ser triturado. Éste material debe quebrarse empleando una trituradora de quijada de modo que pueda pasar por un tamaño de 11.5 cm. El material pasa por un scalper antes de alimentar a la trituradora. Asumiendo que la alimentación máxima es de 30 t/h, que la forma geométrica del material es cúbico (tanto en la alimentación como en la descarga) y que la apertura del scalper es de 10 cm, estimar el tamaño de la trituradora de quijada requerida y el ritmo de producción (Gupta y Yan, 2006).

PASO 1. De acuerdo a la información dada, si el 100% del material se encuentra a un tamaño de 45.7 cm, se tiene que determinar qué porcentaje del material alcanzaría un tamaño de 11.5 cm:

$$\left(\frac{11.5}{45.7}\right) \times 100 = 25.16\%$$

De modo que la cantidad total de material a triturar sería de:

$$Q_T = (1 - 0.2516) \times 30 = 22.45 \frac{t}{h}$$

PASO 2. Determinar K:

Asumiendo que se trate de un granito de grano fino, $k_C = 0.80$ (Tabla 1.2). El factor $k_F = 0.75$, siendo una alimentación continua.

De modo que:

$$K = 0.80 \times 0.75 = 0.6$$

PASO 3. Calcular F_{80} y P_{80} . Dado que para éste ejemplo no se cuenta con un análisis granulométrico, se hará uso de la Figura 1.4.

En éste caso (Ecuación 1.15):

$$F_{80} = (0.8 \times 1.7 \times 45.7) + (0.2 \times 10) = 64.152 \text{ cm}$$

$$P_{80} = 0.8 \times 1.7 \times 11.5 = 15.64$$

De modo que la relación de trituración es:

$$R_{80} = \frac{64.152}{15.64} = 4.10$$

PASO 4. Calcular Q_{RC} (Ecuaciones 1.9 y 1.10):

$$Q_R = 22.45 \times 4.10 = 92.045 \frac{t}{h}$$

$$Q_{RC} = \frac{92.045}{0.64} = 143.82 \frac{t}{h}$$

PASO 5. Dado que ya se cuenta con la capacidad de reducción comparativa, es posible ahora calcular las dimensiones de la trituradora.

Para una trituradora de quijada, el espesor de la partícula de mayor tamaño no debe exceder, normalmente, del 80 al 85% el tamaño de la abertura. Asumiendo que en éste caso la partícula de mayor tamaño mide el 85% de la abertura, entonces la abertura de la trituradora debe ser:

$$Abertura = \frac{45.7}{0.85} = 53.8 \text{ cm}$$

Para un factor de forma, S_F , de 1.7, el ancho debe ser:

$$Ancho = 45.7 \times 1.7 = 78 \text{ cm}$$

De la información dada por Taggart (Figura 1.5), una trituradora con abertura de 53.8 cm debe tener un tonelaje de reducción comparativo de 400 tph.

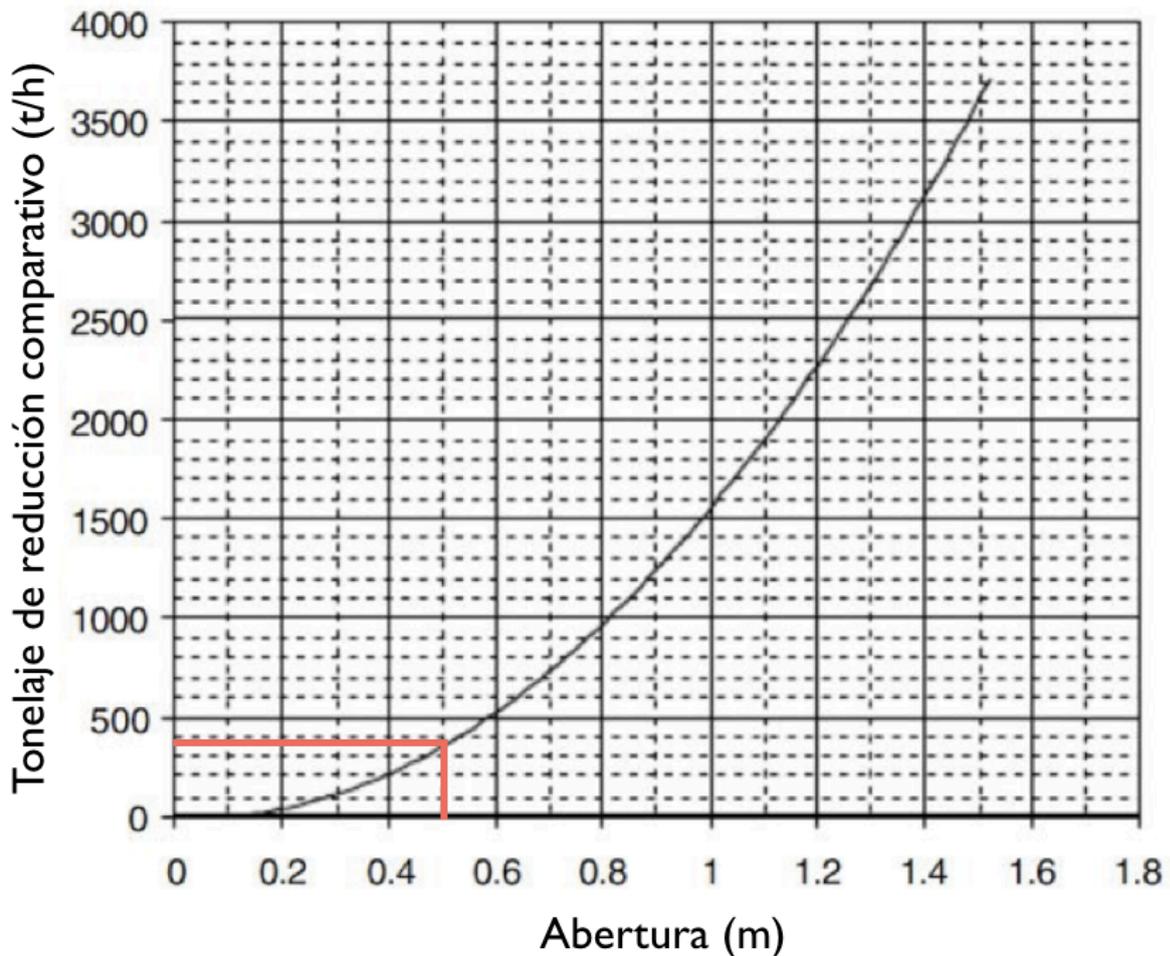


Figura 1.5. Tonelaje de reducción comparativo de una trituradora de quijada (Tomada de Mineral Processing Design and Operation).

De modo que la capacidad de trituración correspondiente sería de:

$$Q_T = \frac{400 \times 0.64}{4.10} = 62.4 \frac{t}{h}$$

La cual es capaz de procesar la capacidad deseada de 22.45 tph.

La selección de la trituradora adecuada, no obstante, es aquella con el tamaño comercial más cercano al desempeño requerido.

Cálculo de la capacidad y de W_i a partir de una trituradora de laboratorio

Si se cuenta con material y con una trituradora de laboratorio, es posible calcular la capacidad de la trituradora, así como el consumo de energía que se requiere para llevar a cabo la reducción de tamaño (Huezo, 2012).

El procedimiento consiste en determinar inicialmente el F_{80} mediante la realización de un análisis granulométrico del material (Huezo, 2012).

Una vez que se cuenta con el F_{80} , se tiene que proceder a medir las intensidades de corriente en vacío (I_v) - Sin carga - y con material (I_c) empleando un voltiamperímetro. Cuando se obtiene I_c se tienen que tomar varias mediciones a un intervalo de 5 segundos entre cada una. Posteriormente se tiene que calcular la media aritmética para llegar a un valor final (Huezo, 2012).

El consumo de energía durante la trituración en kW está dado por (Huezo, 2012):

$$kW = \frac{\sqrt{3}(I_c - I_v)V}{1000} \dots (1.3.13)$$

Una vez finalizada la trituración del material, se tiene que realizar nuevamente el análisis granulométrico, ésta vez para obtener P_{80} . Nótese que con este valor ya es posible calcular la relación de trituración (Huezo, 2012).

Ya que se conoce el peso del mineral triturado (P_m) en kg y el tiempo que se utilizó para quebrarse t (en minutos), se puede calcular la capacidad de la trituradora como sigue (Huezo, 2012):

$$\frac{P_m}{t} \times 60 \times \frac{1}{1000} = \text{capacidad en } \frac{t}{h} \dots (1.3.14)$$

El índice de trabajo (W_i) del material se calcula de acuerdo a la siguiente expresión (Huezo, 2012):

$$W_i = W \left[\frac{\sqrt{R_{80}}}{\sqrt{R_{80} - 1}} \right] \left[\sqrt{\frac{P_{80}}{100}} \right] \dots (1.3.15)$$

Integración en circuitos

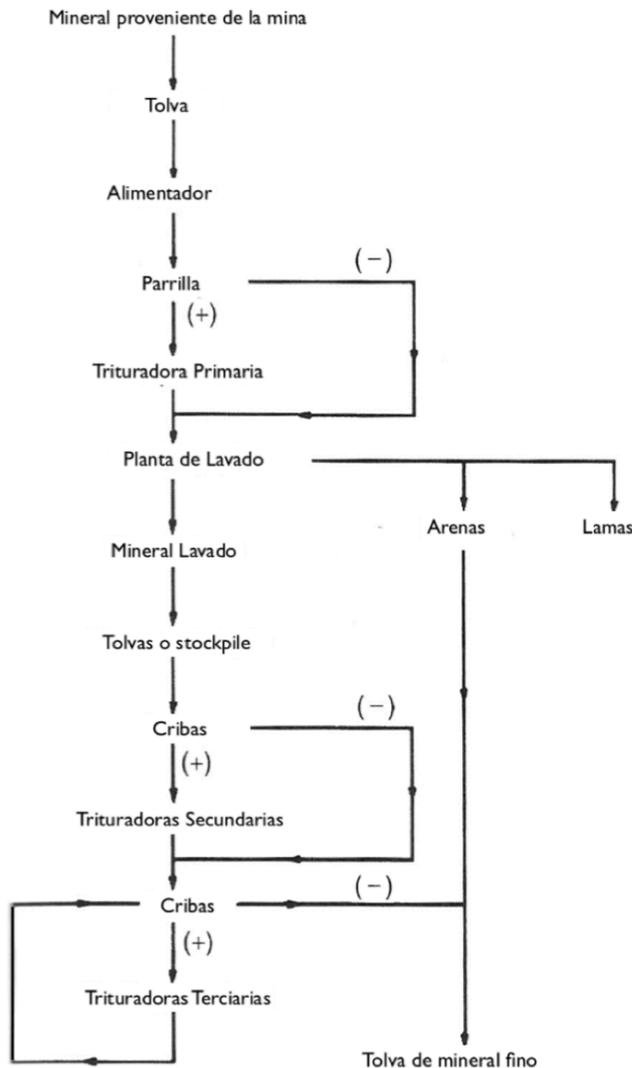


Figura 1.6. Diagrama básico de una planta de trituración (Tomada de Wills' Mineral Processing Technology).

Las trituradoras de quijada primarias típicamente operan en circuito abierto con material seco. Dependiendo del grado de reducción requerido, las trituradoras de quijada primarias son seguidas por las etapas de trituración secundaria y terciaria. La última trituradora en la línea de operación opera en circuito cerrado (Wills y Napier-Munn, 2006).

Las trituradoras de quijada pueden ser instaladas en minas subterráneas o en la superficie. Cuando se utilizan en minas subterráneas, comúnmente se instalan en circuito abierto (Wills y Napier-Munn, 2006).

Cuando la alimentación de la trituradora viene directamente de la mina, sin una reducción previa, la alimentación pasa por un magneto para la remoción de piezas metálicas que hayan sido colectadas durante la operación minera (varillas, anclas, etc). Se coloca una parrilla previa a la alimentación para mantener un control en el tamaño de la alimentación. El material con sobretamaño puede ser reducido aparte con un martillo neumático (Wills y Napier-Munn, 2006).

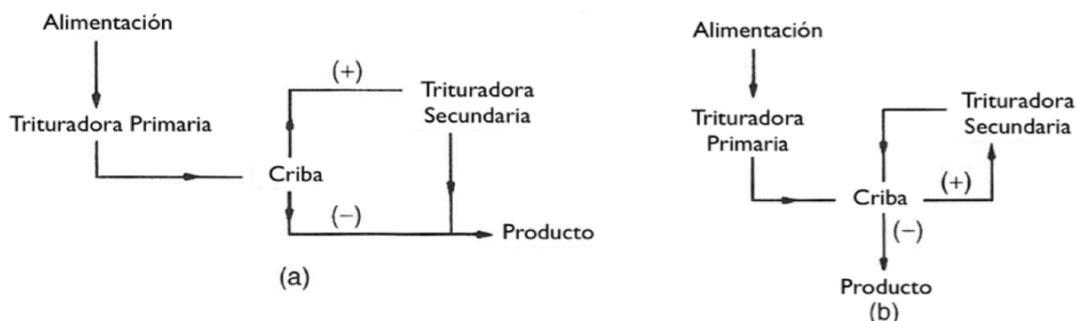


Figura 1.7. (a) Trituración en circuito abierto, (b) Trituración en circuito cerrado (Tomada de Wills' Mineral Processing Technology).

1.4. TRITURADORAS GIRATORIAS Y DE CONO

Trituradoras giratorias

Las trituradoras giratorias consisten esencialmente en un largo eje, el cual, contiene un elemento de molienda cónico hecho de acero (cabezal) que se encuentra acomodado en un recubrimiento excéntrico (Wills y Napier-Munn, 2006).

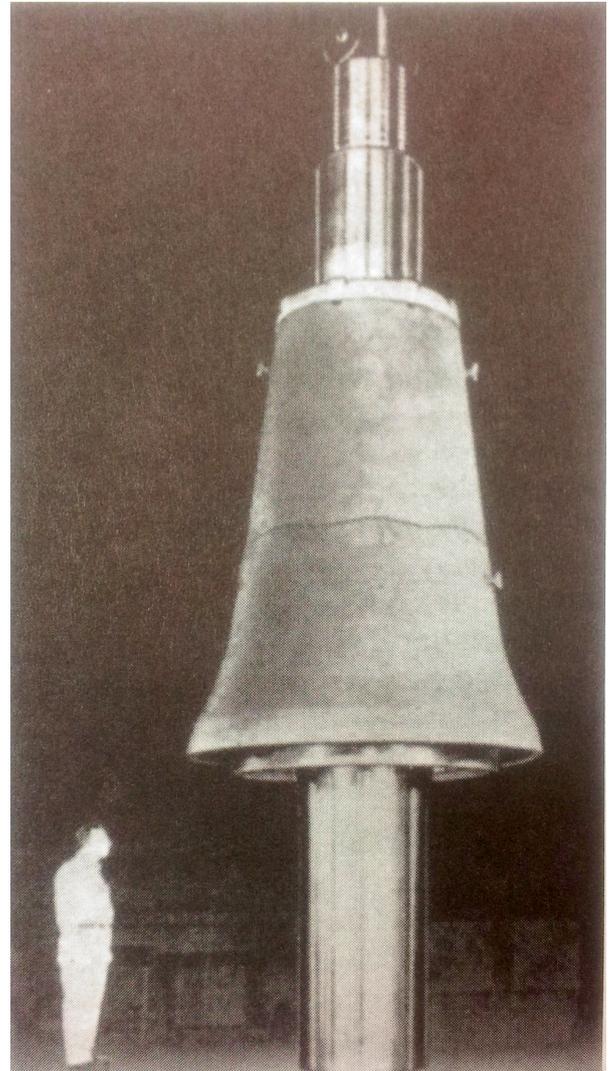
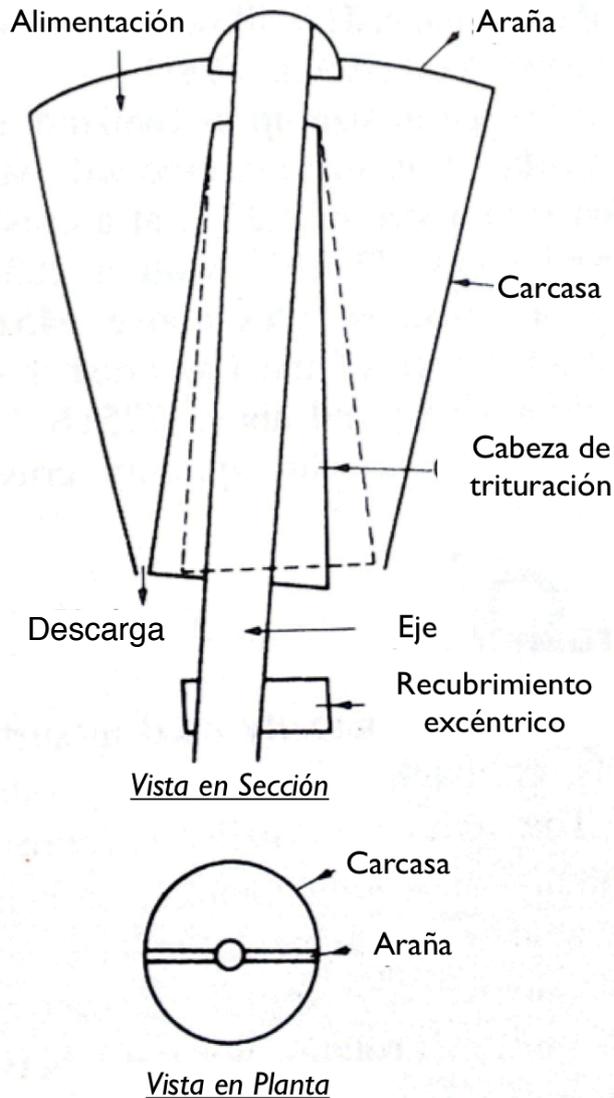


Figura 1.8. Partes de una trituradora giratoria (Tomada de Wills' Mineral Processing Technology).

El eje se encuentra suspendido de una "araña" que gira de 85 a 150 rpm y conforme lo hace, traza un camino cónico en el interior de la cámara de trituración (Wills y Napier-Munn, 2006).

Dimensionamiento de trituradoras giratorias

Básicamente, la manera de definir las dimensiones de una trituradora giratoria puede resumirse como (Gupta y Yan, 2006):

1. Para tamaños de alimentación < 66 cm, la circunferencia a través de la abertura debe medir de 8 a 10 veces el tamaño de la abertura (medido a lo largo del perímetro).

2. Para tamaños > 66 cm, la circunferencia a través de la abertura debe medir de 6.5 a 7.5 veces el tamaño de la abertura (medido a lo largo del perímetro):
3. Relación diámetro de manto/abertura debe ser igual a (1.3 - 1.7):10
4. Tamaño de alimentación debe ser igual a 0.9 veces el tamaño de la abertura (hasta 2 m de diámetro)
5. La relación de reducción varía de 3:1 a 10:1

Trituradoras de cono

La trituradora de cono es básicamente una trituradora giratoria modificada, en la cual, la diferencia radica en que el eje es más corto y éste no se encuentra suspendido como en la giratoria, y en su lugar el soporte lo da un anillo universal que se encuentra por debajo de la cabeza giratoria, o cono. (Wills y Napier-Munn, 2006).

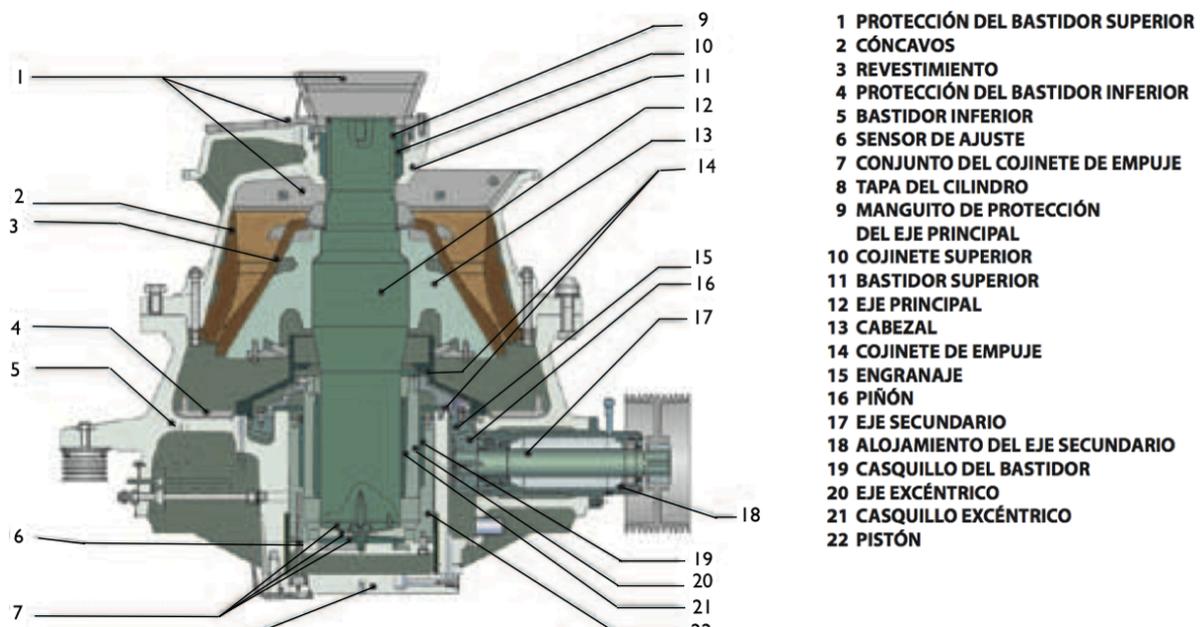


Figura 1.9. Partes de una Trituradora de Cono (Tomada de Catálogo de Trituradoras de Cono Serie GP de METSO).

Las trituradoras de cono se pueden encontrar en dos formas: Estándar para trituración secundaria y de cabeza corta para trituración terciaria y cuaternaria. Difieren principalmente en la forma de sus cámaras de trituración. El cono Estándar posee recubrimientos que permiten una alimentación más gruesa que la trituradora de cabeza corta (Wills y Napier-Munn, 2006).

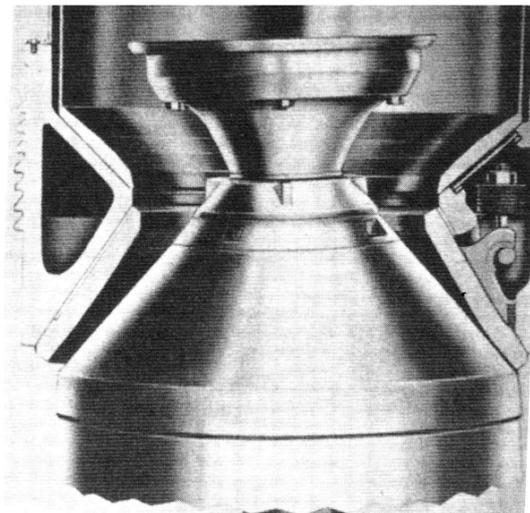


Figura 1.10. Trituradora de cabeza corta (Tomada de Wills' Mineral Processing Technology).

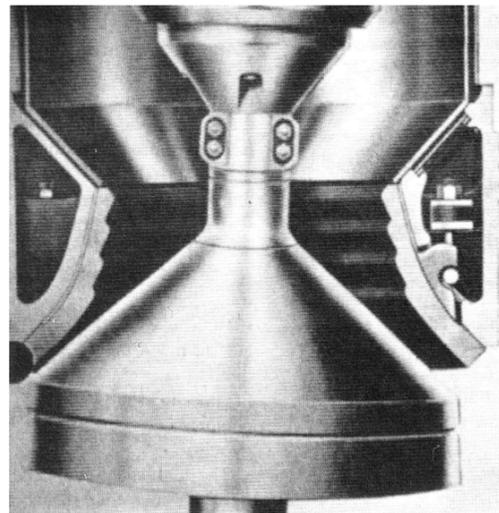


Figura 1.11. Trituradora de cabeza standard (Tomada de Wills' Mineral Processing Technology).



Figura 1.12. Trituradora de cabeza corta

Las trituradoras de cabeza estándar pueden entregar un producto con un tamaño de 0.5 a 6 cm, mientras que las de cabeza corta, entregan un producto de 0.3 a 2 cm. La trituradora de cabeza corta tiene un ángulo de cabeza más pronunciado el cual ayuda a prevenir un atasco por la gran cantidad de material fino que maneja (Wills y Napier-Munn, 2006).

Cálculo de la capacidad de trituradoras giratorias y de cono

De acuerdo con Gupta, quien cita el trabajo de Rose and English , para determinar la capacidad de trituradoras giratorias y de cono se puede emplear la siguiente expresión (Gupta y Yan, 2006):

$$Q = \frac{W_i D \rho_s \sqrt{L_{MAX} - L_{MIN}} (L_{MAX} - L_{MIN}) K}{2 \sqrt{\frac{R}{R-1}}} \dots (1.4.1)$$

Donde:

Q = Capacidad de la trituradora, tph

W_i = Índice de trabajo de Bond, kWh/t

D = Diámetro del tazón, m

L_{MAX} = Distancia máxima entre el tazón y el borde inferior del manto, m

L_{MIN} = Distancia mínima entre el tazón y el borde inferior del manto, m

R = Relación de reducción

K = Factor estadístico

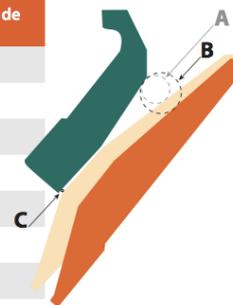
- Para materiales suaves, como carbón, $K = 0.5$
- Para materiales más duros, como cuarzo o granito, $K = 1$

De manera práctica, la selección de la trituradora se hace en función de la capacidad requerida a triturar, tomando en cuenta el tamaño máximo de alimentación y el tamaño de descarga que se desea. Los fabricantes de equipos proveen catálogos en los cuales se especifican los parámetros mencionados anteriormente.

Por ejemplo, METSO proporciona la siguiente información para sus trituradoras de cono de la Serie MP [26]:

MP800	Abertura de alimentación cerrada A	Abertura de alimentación abierta B	Dimensión de configuración del lado cerrado C	Índice de compresión mínimo en abertura de alimentación
Cabeza corta, fino	40mm	91mm	6mm	2,28
Cabeza corta, medio	68mm	117mm	6mm	1,72
Cabeza corta, grueso	113mm	162mm	12mm	1,43
Estándar, extra fino	144mm	193mm	19mm	1,34
Estándar, fino	241mm	282mm	19mm	1,17
Estándar, medio	308mm	347mm	25mm	1,13
Estándar, grueso	343mm	384mm	32mm	1,12
MP1000	Abertura de alimentación cerrada A	Abertura de alimentación abierta B	Dimensión de configuración del lado cerrado C	Índice de compresión mínimo en abertura de alimentación
Cabeza corta, fino	64mm	128mm	8mm	2,00
Cabeza corta, medio	104mm	169mm	10mm	1,63
Cabeza corta, grueso	140mm	203mm </td <td>10mm</td> <td>1,45</td>	10mm	1,45
Estándar, extra fino	241mm	295mm	22mm	1,22
Estándar, fino	242mm	300mm	25mm	1,24
Estándar, medio	343mm	390mm	32mm	1,14
Estándar, grueso	360mm	414mm	38mm	1,15

Figura 1.13.
Características de diseño de trituradoras de cono Serie MP de METSO



Los chancadores MP no tienen comparación en su flexibilidad para adaptarse a un amplio rango de condiciones de chancado. El índice de compresión mínimo que se muestra anteriormente indica que el chancado comienza en la abertura de alimentación. Debido al principio de chancado de Symons, el índice de compresión mínimo aumenta con el desgaste del revestimiento.

De la imagen anterior se puede destacar que el valor de la Dimensión de configuración del lado cerrado C corresponde con el valor L_{MIN} de la Ecuación (1.4.1).

Asimismo, el fabricante proporciona las características de capacidad de las trituradoras de acuerdo a los diferentes modelos [26]:

Capacidades del chancador

	Criba	CSS=50mm	CSS=38mm	CSS=25mm	CSS=19mm	CSS=13mm
	90mm	97—100	100			
	75mm	92—98	99—100	100		
	50mm	67—81	86—94	99—100		
	38mm	54—64	68—78	92—98	100—100	100
	25mm	38—45	48—54	65—80	94—98	99—100
	19mm	30—35	37—42	51—62	82—90	96—99
	16mm	25—29	31—35	43—53	73—82	92—97
	13mm	22—25	26—29	35—44	63—73	83—93
	10mm	18—21	22—24	28—34	52—61	70—91
	6mm	13—14	15—16	19—23	36—44	50—57
MP800	MTPH	1460—1935	1100—1285	735—980	580—690	495—585
MP1000	MTPH	1830—2420	1375—1750	915—1210	720—900	615—730

Figura 1.14. Capacidades de trituradoras de cono Serie MP de METSO

De la imagen anterior, CSS se refiere al tamaño del producto (P_{80}). Se muestra una estimación del análisis granulométrico esperado en función de los diferentes tamaños de reducción deseados, lo cual influye en la capacidad de la trituradora.

La selección de la trituradora parte de la información anterior y la decisión final se toma en conjunto con el proveedor tras haber realizado pruebas de funcionamiento.

1.5. MOLINOS DE BOLAS Y DE BARRAS

Descripción

Los molinos tubulares son equipos de molienda contruidos con planchas de acero, revestidos de materiales que presentan una gran resistencia a la abrasión. Dependiendo de las características propias de los materiales a tratar, el blindaje puede ser de chapa de acero al carbono duro, chapa de acero aleado, o bien de otros materiales como porcelana o goma (Fueyo, 1999).

Los molinos pueden ser de dos tipos:

- Molinos de bolas
- Molinos de barras

Las diferencias entre ambos molinos radican en los medios de molienda a utilizar, así como el tipo de aplicación que se les requiere dar.

Los molinos de bolas son utilizados generalmente para operaciones en las que se desea un producto fino y son ampliamente utilizados en plantas en las que se aplica el proceso de flotación para recuperación de minerales.

Los molinos de barras se utilizan para operaciones en las que se requiere trabajar con una granulometría más gruesa y tienen particular aplicación en la industria del cemento (Mular, Halbe y Barratt, 2002).

La cámara cilíndrica tiene un movimiento rotacional sobre un eje horizontal, mismo que produce la acción de conminución junto con los medios de molienda que se introducen en el interior del molino.

Molinos de bolas

En éstos molinos, los medios de molienda, son bolas que varían en tamaño de acuerdo a las necesidades del proceso.

En general podemos encontrar 3 tipos de molinos de bolas que presentan sus principales diferencias en la forma de descargar el material (Gupta y Yan, 2006):

- **Molinos con descarga por rebose:** Es un molino cuya descarga es "libre". Se recomienda para molienda de 75 a 106 micrones.

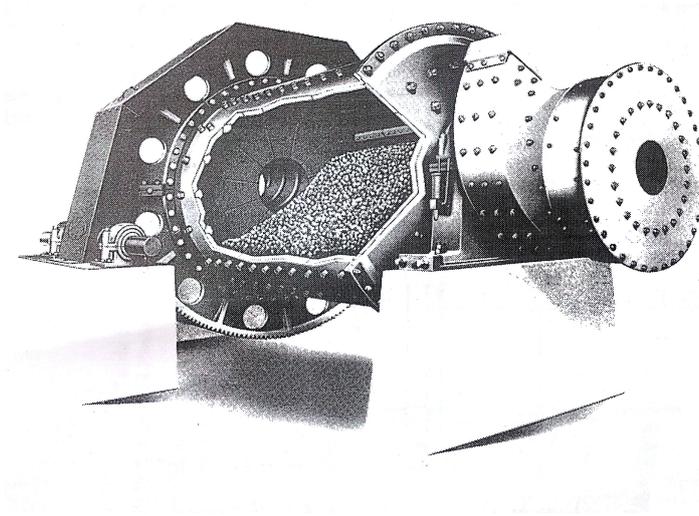


Figura 1.15. Molino de bolas con descarga por rebose (Tomada de Selection of Rod Mills, Ball Mills and Re grind Mills en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1).

- **Molinos con rejilla de descarga:** Es un molino en el que se instala una rejilla antes de la salida. De este modo se evita la descarga de partículas con mayor tamaño al deseado, permitiéndoles continuar con el proceso de molienda. Se recomienda para molienda a tamaños de 150 a 250 micrones.

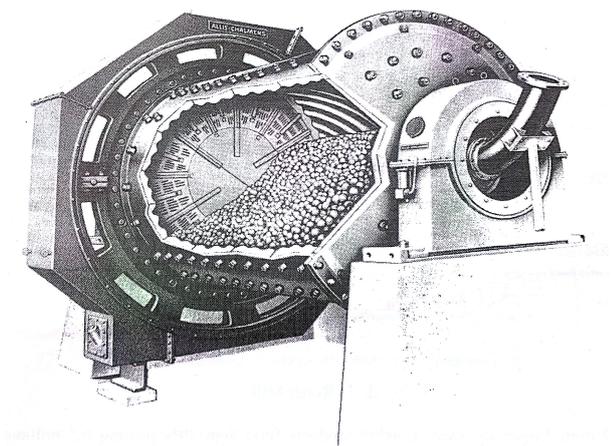


Figura 1.16. Molino de bolas con rejilla de descarga (Tomada de Selection of Rod Mills, Ball Mills and Re grind Mills en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1)

- **Molinos con descarga central:** En estos molinos la abertura de descarga se localiza en el centro del molino y la alimentación se provee a través de los dos extremos del mismo.

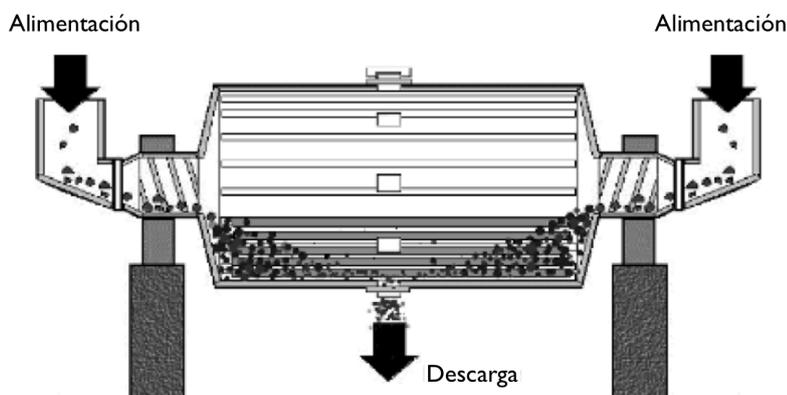


Figura 1.17. Molino de bolas con descarga central (Tomada de Tubular Ball Mills en Mineral Processing Design and Operation)

Operación de molinos de bolas

Los molinos funcionan soportados en ruedas metálicas mediante muñones en sus dos extremos. En el control del casco se encuentran atornillados engranajes circulares que controlan el molino a través de un piñón del eje desde un motor primario. Los accionadores primarios son usualmente motores síncronos que operan a través de “aire de agarre “air clutch” o un sistema de engranajes (Gupta y Yan, 2006).

Durante la rotación del molino, una porción de carga se eleva a lo largo del perímetro del molino, y tras haber excedido el ángulo de reposo, una parte del material se va a deslizar hacia abajo mientras que la otra parte baja formando un “efecto cascada”, cayendo así al fondo del molino. Ésta caída genera la acción de quebrado y molienda (Gupta y Yan, 2006).

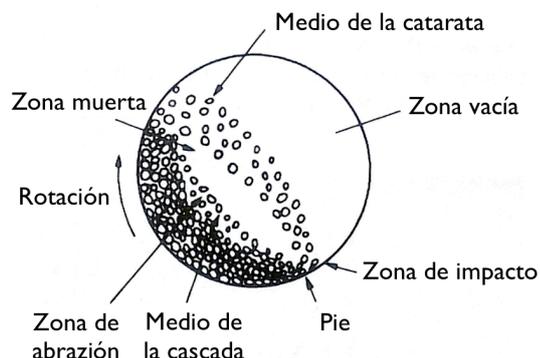


Figura 1.18. Movimiento de la carga en un molino tubular (Tomada de Wills' Mineral Processing Technology).

La energía de impacto depende de la altura desde la cual caen las partículas y los medios de molienda, así como del ángulo en el que esto ocurra. La reducción de tamaño dependerá de (Gupta y Yan, 2006):

1. Las características propias del material a moler (masa, volumen, dureza, densidad, distribución de tamaño).
2. Las características del medio de molienda (masa, densidad, cantidad, distribución de tamaños de bola).
3. Velocidad de rotación del molino.
4. Densidad de la pulpa cuando se realiza molienda en húmedo.

Volumen de Carga

Es importante que no se sobrecargue el molino, pero que tampoco trabaje con menos material del que puede manejar (Gupta y Yan, 2006).

La sobrecarga del molino tiende a formar la acumulación de finos en el fondo del mismo, convirtiéndose todo éste material en un “amortiguador” lo cual reduce el efecto de molienda (Gupta y Yan, 2006).

Cuando se carga menos material de su capacidad, ocurre un choque excesivo entre los medios de molienda, y esto retarda el rompimiento de las partículas (Gupta y Yan, 2006).

El porcentaje del volumen del molino ocupado por el material es función del volumen total de la roca más el volumen de las bolas, por lo que el porcentaje de volumen ocupado por la roca, V_R , será (Gupta y Yan, 2006):

$$V_R = \frac{\left(\frac{\text{Masa de mineral}}{\text{Densidad del mineral}} \right)}{\text{Volumen del molino}} \times 100 = \frac{\text{Volumen de mineral}}{\text{Volumen del molino}} \dots (1.5.1)$$

Por lo que el porcentaje del volumen del molino ocupado por las bolas, V_B , será:

$$V_B = \frac{\left(\frac{\text{Masa de las bolas}}{\text{Densidad de las bolas}} \right)}{\text{Volumen del molino}} \times 100 = \frac{\text{Volumen de las bolas}}{\text{Volumen del molino}} \dots (1.5.2)$$

Si la porosidad de la cama que contiene roca triturada y medios (bolas) es φ , entonces:

$$J_R = \frac{\left(\frac{\text{Masa de la roca}}{\text{Densidad de la roca}} \right)}{\text{Volumen del molino}} \times \frac{1}{1 - \varphi} \dots (1.5.3)$$

Y la fracción de volumen de molino ocupado por las bolas es:

$$J_B = \frac{\left(\frac{\text{Masa de las bolas}}{\text{Densidad de las bolas}} \right)}{\text{Volumen del molino}} \times \frac{1}{1 - \varphi} \dots (1.5.4)$$

Donde:

J_R = Fracción de volumen del molino ocupado por la roca

J_B = Fracción de volumen del molino ocupado por la carga de bolas

Si designamos la masa de las rocas y de las bolas como M_R y M_B respectivamente, y V_M como el volumen interno del molino, el volumen fraccional del molino ocupado de la roca y el medio de molienda será (Gupta y Yan, 2006):

$$J_R = \frac{\left(\frac{M_R}{\rho_S} \right)}{V_M} \times \frac{1}{1 - \varphi} \dots (1.5.5)$$

$$J_B = \frac{\left(\frac{M_B}{\rho_B} \right)}{V_M} \times \frac{1}{1 - \varphi} \dots (1.5.6)$$

En la práctica, la relación J_R/J_B se maneja aproximadamente de 0.4 y la fracción de volumen de vacíos entre las bolas ocupados por la roca, varía entre 0.6 a 1.1 (Gupta y Yan, 2006).

Normalmente la roca ocupa un 20 - 25% del volumen del molino y las bolas ocupan el resto del volumen de la carga durante la molienda en seco. Durante la molienda en húmedo, la pulpa ocupa el volumen restante después de que las bolas han sido previamente cargadas (Gupta y Yan, 2006).

Altura de la carga

Medir la altura de la carga en el interior del molino es un método conveniente para estimar el volumen de carga. Como regla general (Gupta y Yan, 2006):

- a) Para molinos con descarga por rebose, la carga no debe exceder el 45% del volumen del molino.
- b) Para molinos con descarga con rejilla, la carga debe ocupar alrededor del 50% del volumen del molino.

La siguiente figura muestra un molino de bolas en reposo conteniendo rocas y bolas (Gupta y Yan, 2006):

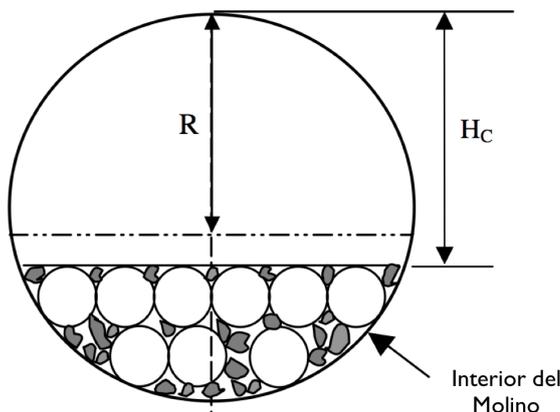


Figura 1.19. Altura de bolas y carga (Tomada de Tubular Ball Mills en Mineral Processing Design and Operation)

Bond ha medido la altura, H_c , para un número de llenados y obtuvo la siguiente relación estadística (Gupta y Yan, 2006):

$$Carga\% = 113 - \left(\frac{63H_c}{R}\right) \dots (1.5.7)$$

Donde (Figura 1.19):

H_c = Altura vertical de la carga desde el nivel de bolas al revestimiento interior en el centro del molino

R = Radio interior del molino

No obstante, Morrell demostró que se pueden producir muchos errores a partir de la ecuación de Bond para pequeñas cargas de bolas, menores al 20% (Gupta y Yan, 2006).

Mientras que la altura de la carga y por tanto el volumen ocupado puede ser fácilmente medido como se muestra en la figura 1.19, puede ser conveniente en algunos casos, medir la altura desde las dimensiones mostradas en la Figura 1.20 (Gupta y Yan, 2006).

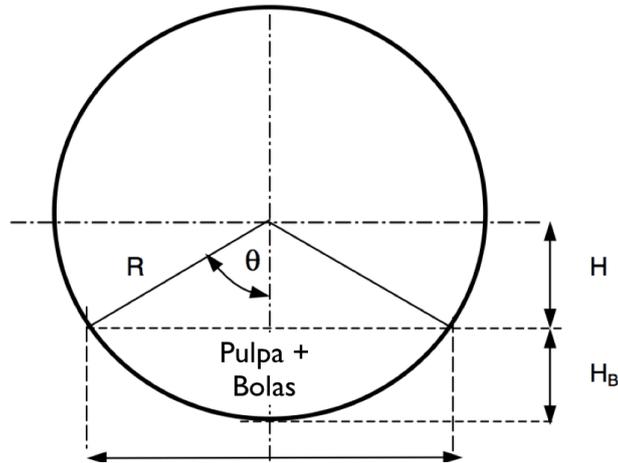


Figura 1.20. Medición de la profundidad de la cama (Tomada de Tubular Ball Mills en Mineral Processing Design and Operation)

La altura, H_B , es tomada en éste caso desde el fondo del molino. Ésta altura está dada por (Gupta y Yan, 2006):

$$H_B = R(1 - \cos\theta) \dots (1.5.8)$$

$$W = 2R\sin\theta \dots (1.5.9)$$

Ya que en la práctica resulta difícil medir el ángulo θ , es más conveniente eliminarlo de las ecuaciones 1.5.8 y 1.5.9, por lo que la altura de la cama puede ser expresada en función del radio R y el ancho W , quedando (Gupta y Yan, 2006):

$$R = 0.5H_B + 0.125 \frac{W^2}{H_B} \dots (1.5.10)$$

La fracción de volumen ocupado por la carga puede calcularse también desde las áreas de las secciones transversales del molino con la carga. Una aproximación del área de la sección del molino con la carga, A_C , (segmento de un círculo) puede ser (Gupta y Yan, 2006):

$$A_C \approx \frac{H_B}{6W} (3H_B^2 + 4W^2) \dots (1.5.11)$$

Ya que el área de la sección transversal del molino es πR^2 , la fracción de volumen llenado por la carga será (Gupta y Yan, 2006):

$$J_B = \frac{A_C}{\pi R^2} = \frac{H_B}{6W} (3H_B^2 + 4W^2) \cdot \frac{1}{\pi R^2} \dots (1.5.12)$$

Por geometría simple, el segmento de un círculo está dado también por la ecuación (Gupta y Yan, 2006):

$$A_C = R^2 \cos^{-1} \left(\frac{H}{R} \right) - H \sqrt{R^2 - H^2} \dots (1.5.13)$$

Y relacionando las figuras 1.19 y 1.20 (Gupta y Yan, 2006):

$$\begin{aligned} H_C &= R + H = D - H_B \\ H &= R - H_B \\ W &= 2\sqrt{R^2 - H^2} \dots (1.5.14) \end{aligned}$$

Tamaño de bolas en la carga inicial

Comercialmente los tamaños de bolas disponibles para molinos de bolas varían de 10 a 150 mm. La cantidad y tamaño de cada bola dependerá de si las bolas serán cargadas al principio de la operación o como bolas de reemplazo (Gupta y Yan, 2006).

Para determinar el tamaño de bolas a cargar inicialmente, Coghill y De Varney indicaron que el tamaño inicial de bola está relacionado con el tamaño máximo de alimentación. Empíricamente relacionaron el tamaño de bola con el tamaño de alimentación mediante la ecuación (Gupta y Yan, 2006):

$$d_B = 0.4K\sqrt{F} \dots (1.5.15)$$

Donde:

d_B = Diámetro de bolas en cm

F = Tamaño de alimentación en cm

K = Constante de proporcionalidad descrita como factor de molienda

Para minerales duros, el valor de K es de 37.4 y para minerales suaves es de 29.8. Lawrison dio el valor de 55 para pedernal y 35 para dolomita. El factor de molienda, K, incorpora variables importantes de operación. Éstas variables están identificadas, para la alimentación, como (Gupta y Yan, 2006):

1. Índice de trabajo.
2. Partícula de mayor tamaño y distribución de tamaños.
3. Gravedad específica de sólidos y densidad de pulpa.

Y para el molino:

1. Diámetro del molino.
2. Velocidad de rotación (fracción de la velocidad crítica).

Rowland y Kjos tomaron en cuenta éstas variables para determinar el tamaño de bola máximo al inicio de la molienda (Gupta y Yan, 2006):

$$d_B = 25.4 \left[\left(\frac{F_{80}}{k} \right)^{0.5} \left(\frac{\rho_s W_i}{100 \phi_c (3.281 D)^{0.5}} \right)^{0.33} \right] \text{ en mm ... (1.5.16)}$$

Donde:

d_B = Diámetro de bola en mm

W_i = Índice de trabajo del material en kWh/t

F_{80} = Tamaño de alimentación

C = Fracción de la velocidad crítica del molino

D = Diámetro interno del molino en m

k = Constante designada como factor de molino

ρ_s = Densidad del sólido, kg/m³

ϕ_c = Fracción de la velocidad crítica

Los valores de k determinados por Rowlands y Kjos para molinos Allis Chalmers se presentan en la siguiente tabla (Gupta y Yan, 2006):

Factor k para molinos de bolas			
Tipo de molino	Molienda Húmeda/Seca	Circuito	k
Rebose	Húmeda	Abierto	350
Rebose	Húmeda	Cerrado	350
Rejilla	Húmeda	Abierto	330
Rejilla	Húmeda	Cerrado	330
Rejilla	Seca	Abierto	335
Rejilla	Seca	Cerrado	335

Tabla 1.1. Tomada de Tubular Ball Mills en Mineral Processing Design and Operation

Si con las fórmulas anteriores se obtienen como resultado bolas menores a 25 mm, se recomienda incrementar el tamaño en un 20 a 30% (Gupta y Yan, 2006).

Tamaño de bolas como reemplazo

Durante el proceso de molienda las bolas se van desgastando y reduciendo su tamaño. Por éste motivo las condiciones de molienda cambian. El grado de desgaste de las bolas dependerá de las características propias de la roca, tales como dureza, densidad y composición. La acción abrasiva sobre la superficie de las bolas aumenta con el tiempo (Gupta y Yan, 2006).

Como regla general, el desgaste de las bolas es directamente proporcional al área superficial/unidad de masa e inversamente proporcional al diámetro de las bolas (Gupta y Yan, 2006).

Bond (Gupta y Yan, 2006) midió el desgaste de los medios de molienda (pérdida promedio en masa) en función de la pérdida de masa y de la energía suministrada al molino.

$$\text{Molienda en húmedo} : \frac{kg}{kWh} = 0.16(A_i - 0.015)^{0.33} \dots (1.5.17)$$

$$\text{Molienda en seco} : \frac{kg}{kWh} = 0.023A_i^{0.5} \dots (1.5.18)$$

Donde A_i = Índice de abrasión del material

Para mantener constante el proceso de molienda es necesario reemplazar las bolas desgastadas. Bond y Rowland y Kjos sugieren que el diámetro de bola de reemplazo se puede calcular mediante la Ecuación (1.5.16) (Gupta y Yan, 2006).

Por otro lado, Azzaroni y Dunn sugieren que el tamaño de las bolas puede ser calculado más convenientemente mediante la siguiente ecuación (Gupta y Yan, 2006):

$$d_B = \frac{6.3(F_{80})^{0.29}(W_i)^{0.4}}{(vD)^{0.25}} \text{ en mm} \dots (1.5.19)$$

Donde v es la velocidad de rotación del molino en rpm.

Distribución de tamaños de bolas

En la práctica, por lo general, en lugar de cargar un solo tamaño de bola, se cargan bolas dentro de un rango de tamaños con el objetivo de promover la eficiencia de molienda al llenar el espacio entre bolas de mayor tamaño con bolas de menor tamaño (Gupta y Yan, 2006).

Durante la operación se busca mantener un equilibrio en la carga en el que la relación de adición del número de bolas y masa de bolas sea igual al número de bolas que son desgastadas y expulsadas. Bond determinó la carga de equilibrio para bolas de diferentes tamaños disponibles comercialmente, asumiendo que la relación de desgaste y la pérdida de masa en todas las bolas son iguales. La distribución de tamaños de la carga de bolas de acuerdo a Bond es la siguiente (Gupta y Yan, 2006):

Distribución de tamaños de bolas								
Diámetro de bolas mm	Distribución de la carga de acuerdo al diámetro máximo de bola (%) en peso							
	114	101	89	76	63.5	51	38	25.4
114	23.0							
101	31.0	23.0						
89	18.0	34.0	24.0					
76	15.0	21.0	38.0	31.0				
63.5	7.0	12.0	20.5	39.0	34.0			
51	3.8	6.5	11.5	19.0	43.0	40.0		
38	1.7	2.5	4.5	8.0	17.0	45.0	51.0	
25.4	0.5	1.0	1.5	3.0	6.0	15.0	49.0	100
	100	100	100	100	100	100	100	100

Tabla 1.2. Tomada de Tubular Ball Mills en Mineral Processing Design and Operation

Rotación del molino y velocidad crítica

Al aumentar la velocidad de rotación de los molinos, la acción de molienda se incrementa, no obstante, al llegar a un cierto valor, la carga junto con el medio de molienda tienden a “pegarse” contra la pared del molino, de manera que ya no ocurre el efecto “cascada” disminuyendo considerablemente la eficiencia de la molienda. La velocidad en la cual se produce este efecto adverso se conoce como “velocidad crítica”. Todos los molinos deben trabajar a una velocidad menor a la crítica (Gupta y Yan, 2006).

Para determinar la velocidad crítica (v_c) es necesario conocer el diámetro, D , del molino y el diámetro de la bola de mayor tamaño, d (ambos en metros) (Gupta y Yan, 2006).

$$v_c = \frac{42.3}{\sqrt{D - d}} \text{ rpm} \dots (1.5.20)$$

Molinos de barras

Cuando se requiere moler materiales para obtener productos en el rango de tamaños desde 0.1 mm a 5 mm se utilizan los molinos de barras. De acuerdo a Rowland (Mular et. al.) el tamaño de alimentación puede ser tan grueso como 20 mm y tan fino como 4 mm. No obstante Wills sugiere que los molinos de barras pueden recibir tamaños de alimentación hasta de 50 mm (Wills y Napier-Munn, 2006).

Una característica distintiva de los molinos de barras es que la longitud de la carcasa cilíndrica es de 1.5 a 2.5 veces su diámetro. Resulta importante esta relación ya que las barras deben permanecer acomodadas siguiendo el eje longitudinal del molino y nunca voltearse hacia el eje del diámetro del molino (Wills y Napier-Munn, 2006).

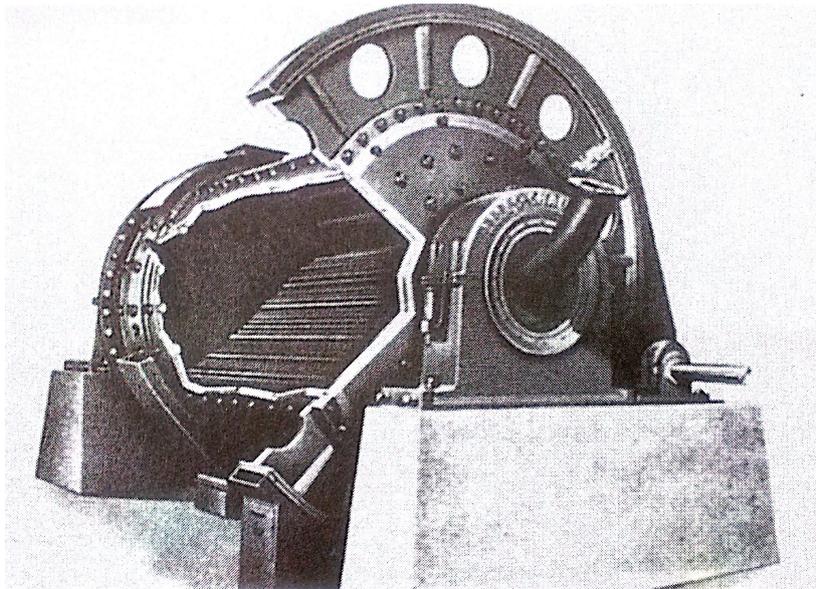


Figura 1.21. Molino de Barras (Tomada de Wills' Mineral Processing Technology).

La molienda es el resultado del contacto de las partículas entre las barras, las cuales chocan manteniendo una alineación paralela y giran de manera que actúan como una serie de rodillos (Wills y Napier-Munn, 2006).

La alimentación gruesa tiende a separar a las barras desde la alimentación de manera que se produce un arreglo cónico de las barras (Wills y Napier-Munn, 2006).

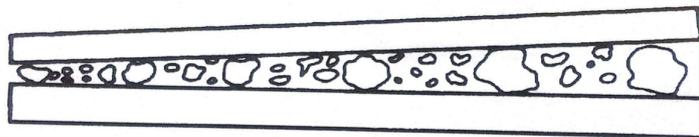


Figura 1.22. Acción de los rodillos (Tomada de Wills' Mineral Processing Technology).

Este tipo de molienda ofrece productos relativamente gruesos, con poca cantidad de finos, motivo por el que estos molinos son ideales para operaciones de concentración gravimétrica y separación magnética (Wills y Napier-Munn, 2006).

La potencia requerida para este tipo de molinos puede ser estimada con la ecuación de Bond:

$$W = \frac{10W_i}{\sqrt{P}} - \frac{10W_i}{\sqrt{F}}$$

Wills (2006) nos sugiere que estos molinos funcionan a una velocidad de un 50% a un 65% de la velocidad crítica, aunque Fueyo (s.f.) indica que pueden trabajar hasta a un 70% de la velocidad crítica.

Fueyo (s.f.) describe la velocidad crítica para un molino de barras como aquella velocidad a la cual, una barra, debido a la fuerza centrífuga, permanecería siempre pegada al revestimiento del molino. Análogamente es un efecto similar que se produce cuando se alcanza la velocidad crítica en un molino de bolas.

Clasificación

Los molinos de barras también se pueden clasificar en tres tipos, siendo (Wills y Napier-Munn, 2006):

1. **Molinos con evacuación por rebose.** La evacuación se realiza por el lado opuesto a la alimentación. Este tipo de molino se utiliza únicamente en molienda húmeda para convertir la descarga en alimentación para molinos de bolas.

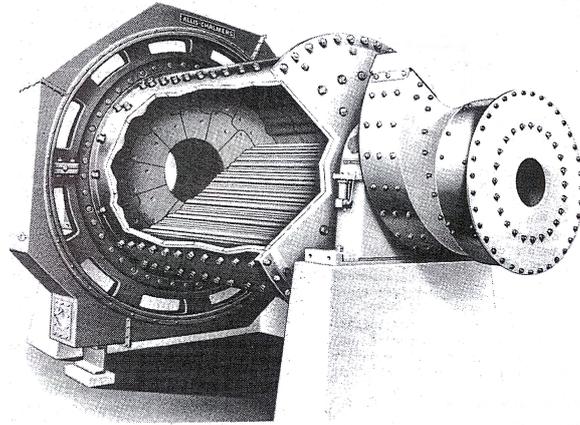


Figura 1.23. Molino de barras con descarga por rebose (Tomada de Selection of Rod Mills, Ball Mills and Re grind Mills en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1).

2. **Molinos con salida periférica por un extremo (con parrilla).** La descarga pasa a través de orificios que se encuentran en la carcasa del molino siempre del lado opuesto a la alimentación. Este tipo de molino se usa principalmente para molienda en seco y molienda semi-húmeda.

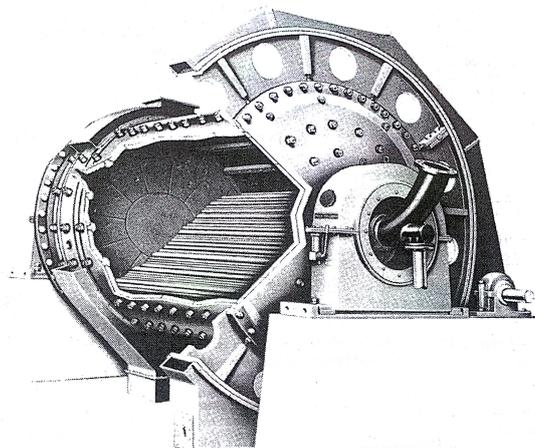


Figura 1.24. Molino de barras con salida periférica por un extremo (Tomada de Selection of Rod Mills, Ball Mills and Re grind Mills en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1).

3. **Molinos con evacuación central.** Como el molino anterior, cuenta con una serie de orificios en su carcasa, pero en este caso se encuentran en el centro del mismo. La alimentación se realiza por ambos lados del molino. Este molino puede ser empleado tanto en vía seca como en vía húmeda y se ha encontrado su mayor uso para la preparación de arenas.

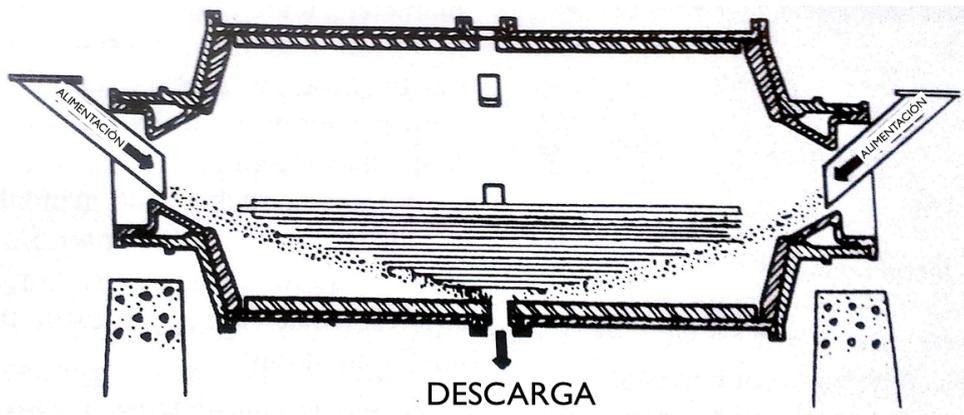


Figura 1.25. Molino de rodillos con evacuación central (Tomada de Wills' Mineral Processing Technology).

Aplicaciones

En función del tipo de granulometría que se requiera se emplearán los distintos molinos con sus diferentes variantes (Fueyo, 1999):

1. Para granulometrías entre 0.1 y 0.3 mm, se utilizan molinos con descarga periférica en circuito abierto. Aunque si se desea una granulometría de 0.4 mm a 1 mm se debe hacer en circuito cerrado.
2. Granulometría comprendida entre 0.3 y 0.8 mm, se recomienda el empleo de molinos de descarga por rebose en circuito cerrado.
3. Si la granulometría se requiere a tamaños de 3 a 5 mm, se emplean molinos de barras con evacuación central en circuito abierto.

No se recomienda la molienda en seco en molinos de barras pues los materiales secos fluyen con dificultad, lo cual puede ocasionar doblamiento y rompimiento de las barras.

Hoy en día, el uso de molinos de barras en vía seca se utiliza únicamente para casos muy concretos como es la molienda de Clinker para cemento y la sinterización de minerales de hierro, usualmente diseñados con descarga periférica final pero pueden tener descarga central.

Características de las barras

Longitud

Cuando se hace una mala selección de la longitud de las barras, éstas suelen doblarse, romperse o incluso "enredarse". Para prevenir la mayoría de las condiciones que conllevan a estos problemas se recomienda que la longitud de barra contra diámetro de molino con revestimiento interior sea de 1.4 a 1.6 (Gupta y Yan, 2006).

Cuando esta relación es menor a 1.25 aumenta el riesgo de "enredo" (Gupta y Yan, 2006).

La siguiente tabla muestra las relaciones (longitud de barra)/ (diámetro de molino) para los molinos de barras de mayor diámetro (Mular et. al.):

Diámetro del molino Revestimiento interior		Longitud de barra			
		L = 1.25D		L = 1.40D	
Metros	Pies	Metros	Pies	Metros	Pies
3.81	12.5	4.76	15.6	5.33	17.5
3.96	13.0	4.79	16.2	5.54	18.2
4.11	13.5	5.14	16.9	5.75	18.9
4.27	14.0	5.34	17.5	5.98	19.6
4.42	14.5	5.53	18.1	6.19	20.3
4.57	15.0	5.71	18.8	6.40	21.0
4.72	15.5	5.90	19.4	6.61	21.7
4.88	16.0	6.20	20.0	6.83	22.4

Tabla 1.3. Tomada de Selection of Rod Mills, Ball Mills and Re grind Mills en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

El límite práctico en la longitud de las barras de buena calidad es de 6.8 m. Si se excede esta longitud, las barras tenderán a doblarse y a romperse (Mular et. al.).

La longitud del molino con revestimientos interiores debe ser de 0.10 a 0.15 mayor que la longitud de las barras de manera que las barras no se volteen (Mular et. al.).

Calidad

Las especificaciones dadas en la siguiente tabla pueden considerarse como las mínimas aceptables para tener barras de buena calidad (Mular et. al.).

Especificaciones mínimas de calidad para barras	
<i>Elemento</i>	<i>Proporción</i>
C	0.85 – 1.03%
Mn	0.60 – 0.90%
Si	0.15 – 0.30%
S	0.05% máximo
P	0.04% máximo
Requerimientos físicos	
<ul style="list-style-type: none"> Las barras deben tener un enderezado especial comercial Las barras deben ser aserradas en caliente. Si esto no es posible se debe utilizar un cortador abrasivo. Todas las barras de molienda deben ser 152 mm más cortas en longitud que la longitud de trabajo del molino. 	

Tabla 1.4. Tomada de Selection of Rod Mills, Ball Mills and Re grind Mills en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

Diámetro

Así como en los molinos de bolas debe haber un tamaño máximo de bola, y alimentarse con bolas en un rango de tamaños, en los molinos de barras también debe calcularse el diámetro máximo de la barra. Este cálculo se realiza mediante la siguiente ecuación (Mular et. al.):

$$R = 0.16F^{0.75} \left(\frac{W_i S_g}{100C_s (3.281D)^{0.5}} \right)^{0.5} \dots (1.5.21)$$

Donde:

R = Diámetro de barra en mm

F = Tamaño de alimentación correspondiente al 80% del acumulado

W_i = Índice de trabajo del material

S_g = Gravedad específica del material

C_s = Fracción de la velocidad crítica

D = Diámetro interior del molino en metros

Tabla de Distribución de Tamaños para Barras (porcentaje en peso)						
	125 mm 5.0"	115 mm 4.5"	100 mm 4.0"	90 mm 3.5"	75 mm 3.0"	65 mm 2.5"
125 mm (5.0")	18					
115 mm (4.5")	22	20				
100 mm (4.0")	17	23	20			
90 mm (3.5")	14	20	27	20		
75 mm (3.0")	11	15	21	33	31	
65 mm (2.5")	8	10	15	21	39	34
50 mm (2.0")	10	12	17	26	30	66
	100	100	100	100	100	100

Tabla 1.5. Tomada de Selection of Rod Mills, Ball Mills and Regrind Mills en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

Las barras generalmente ocupan de un 35% a un 40% del volumen del molino, pero pueden ocupar hasta el 45% del volumen como máximo.

La siguiente ecuación desarrollada por Fred Bond se utiliza para determinar la potencia que un molino de barras debe manejar (Mular et. al.):

$$kW(\text{Molino de Barras}) = 1.752D^{0.34}(6.3 - 5.4V_p)C_s \dots (1.5.22)$$

Donde:

KW = Kilowatts por tonelada métrica de barras

D = Diámetro interior del molino

V_p = Fracción en porcentaje del volumen del molino ocupado por las barras

C_s = Fracción en porcentaje de la velocidad crítica

Revestimientos

El blindaje interior de los molinos debe estar hecho de materiales que presenten gran resistencia a la abrasión y a los choques. Se recomienda seleccionar el tipo de revestimiento y el espesor del mismo en función del tipo de molienda que se desea realizar. Conocer la naturaleza propia de los materiales a moler resulta de gran ayuda a la hora de seleccionar un tipo de revestimiento (Fueyo, 1999).

Aumentar el espesor del blindaje puede aumentar la vida útil del mismo, pero reduce el volumen útil en el interior del molino. Por lo general, los revestimientos deben cambiarse cuando presenten un desgaste entre el 50% y el 70% de su peso (Fueyo, 1999).

Los revestimientos de la carcasa pueden tener una gran cantidad de formas que sirven para levantar la carga. Los revestimientos lisos generan mucha abrasión por lo que se espera un producto fino, no obstante el desgaste del revestimiento es muy alto. Por lo general los revestimientos tienen una textura que les puede dar la capacidad de levantar la carga de manera que la molienda sea más eficiente (Wills y Napier-Munn, 2006).

Las formas más comunes son: tipo onda, de forma escalonada, Lorain y Ship-lap (Wills y Napier-Munn, 2006).

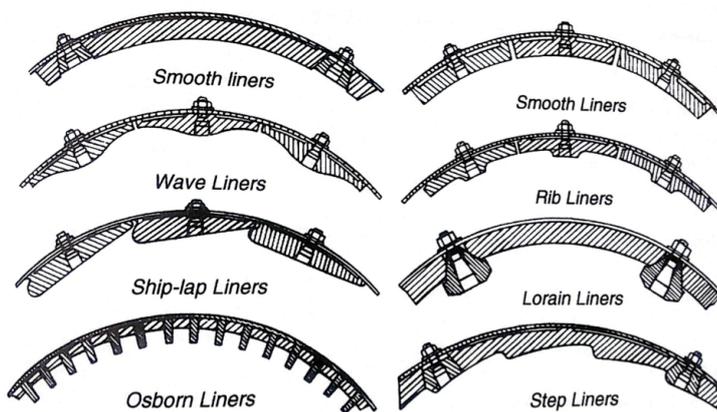


Figura 1.26. Revestimientos para molinos (Tomada de Wills' Mineral Processing)

Para el caso de **molinos de barras**, los revestimientos están fabricados generalmente de acero aleado o hierro colado, con forma de onda, aunque también se pueden usar revestimientos escalonados de níquel duro con rodillos de hasta 4 cm de diámetro. Los revestimientos tipo Lorain son muy utilizados para molienda gruesa tanto en molinos de bolas como de barras, y están hechos de placas de acero de alto carbono ubicados en su lugar mediante manganeso o barras de acero aleado duro (Wills y Napier-Munn, 2006).

Los revestimientos de los **molinos de bolas** pueden estar hechos de hierro colado cuando se utilizan bolas de hasta 5 cm de diámetro, pero los demás revestimientos pueden ser de acero fundido al manganeso, acero fundido al cromo o Níquel duro (Wills y Napier-Munn, 2006).

Existen por lo menos 10 aleaciones resistentes a la abrasión que se utilizan para molinos de bolas. Las más resistentes a la abrasión contienen grandes cantidades de cromo, molibdeno y níquel; siendo los revestimientos más caros (Wills y Napier-Munn, 2006).

Los revestimientos de goma han logrado sustituir al acero en algunas aplicaciones, ya que tienen un mayor tiempo de vida, son más rápidos y fáciles de instalar y su uso reduce considerablemente los niveles sonoros. No obstante también presentan una serie de desventajas: las altas temperaturas que se generan en el interior del molino (excediendo los 80°C) y también suelen ser más gruesos que el acero, por lo que se reduce la capacidad del molino (Wills y Napier-Munn, 2006).

Se han logrado desarrollar revestimientos de acero con goma, lo cual combina las mejores cualidades de ambos (Wills y Napier-Munn, 2006).

La empresa china: China Metallurgical Mining ha patentado una nueva tecnología que consiste en un revestimiento magnético. Los imanes mantienen el revestimiento en contacto con la carcasa de acero sin utilizar tornillos. Los minerales magnéticos son atraídos por el revestimiento y se forma una capa de protección de 30 a 40 mm sobre el mismo, la cual se va renovando continuamente conforme se va desgastando. Durante los últimos 10 años el revestimiento magnético ha sido utilizado en más de 100 operaciones mineras en China (Mular et. al.).

Debe tenerse en consideración una serie de factores a la hora de elegir los revestimientos (Fueyo, 1999):

1. Para cargas de bolas con tamaños de hasta 60 mm, los revestimientos metálicos deben usarse con doble onda. La altura de onda por encima del revestimiento debe ser de 1.5 a 2 veces el espesor del mismo. Cuando el tamaño medio de las bolas es inferior a 60 mm y la velocidad del molino es inferior al 73% de la velocidad crítica, deben utilizarse revestimientos muy resistentes al desgaste. En este caso los revestimientos de goma pueden ser una buena opción.
2. Para cargas de bola con tamaño medio por encima de los 60 mm, los revestimientos deben tener entre 50 mm y 65 mm de espesor con ondas de 60 mm a 75 mm por encima de los revestimientos. Los revestimientos de simple onda deben estar fabricados de acero aleado o de alguna fundición aleada muy resistente al desgaste.
3. Cuando se utiliza con un molino que tiene descarga por parrilla, ésta normalmente se coloca perpendicular al eje del molino al igual que las placas de desgaste.
4. Excepto cuando se utilizan revestimientos de goma, cuando se realiza una molienda por vía húmeda, la superficie interior de los molinos deben cubrirse con una protección de goma o material plástico para proteger la superficie de la corrosión de la pulpa.
5. En el caso de que la molienda se realice por vía seca, no es recomendable el empleo de revestimientos de goma por las altas temperaturas que se generan en el interior del molino durante la molienda.

Método de Bond para dimensionamiento de molinos

El primer paso consiste en determinar la potencia necesaria para llevar a cabo la molienda. Este cálculo se realiza mediante la ecuación de Bond (Mular et. al.).

$$E_G = 10W_i \left[\frac{1}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{F_{80}}} \right] \frac{kWh}{t}$$

En seguida es necesario calcular los **Factores de Eficiencia** de acuerdo a las características de la molienda que se va a llevar a cabo, la potencia calculada con la ecuación anterior será multiplicada por los factores de eficiencia calculados y en función de la potencia final se determinarán las dimensiones del molino a emplear (Mular et. al.).

Factores de Eficiencia

EF₁. Factor de molienda en seco

La molienda en seco requiere 1.3 veces el poder de la molienda en húmedo (Mular et. al.).

EF₂. Factor de molienda en circuito abierto

Cuando la molienda se realiza en circuito abierto con molinos de bolas, la cantidad de potencia adicional requerida, comparada con el circuito cerrado, está en función del grado de control requerido en el producto. Los factores para la molienda en circuito abierto están dados en la siguiente tabla (Mular et. al.):

Multiplicadores EF₂ en circuito abierto	
Control del tamaño del producto % que pasa	EF₂
50	1.035
60	1.05
70	1.10
80	1.20
90	1.40
92	1.46
95	1.57
98	1.70

Tabla 1.6. Tomada de Selection of Rod Mills, Ball Mills and Regrind Mills en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

EF₃. Factor de eficiencia del diámetro

Utilizando el diámetro base de 2.44 metros (8') con revestimientos internos, el factor de eficiencia del diámetro puede calcularse con las siguientes ecuaciones (Mular et. al.):

$$EF_3 = \left(\frac{2.44}{D}\right)^{0.2} ; D \text{ en metros ... (1.5.23)}$$

$$EF_3 = \left(\frac{8.00}{D}\right)^{0.2} ; D \text{ en pies ... (1.5.24)}$$

Si el diámetro interno con revestimiento es mayor o igual a 3.81 m, se considera EF₃ = 0.914.

La siguiente tabla proporciona los factores de eficiencia EF₃ para las dimensiones de molino más comunes (Mular et. al.):

Factores de Eficiencia - Diámetro -				
Diámetro del molino Capa interior		Diámetro del molino Revestimiento interior		Factor de Eficiencia Multiplicador
Pies	Metros	Pies	Metros	
3.0	0.914	2.6	0.79	1.25
3.281	1.0	2.88	0.88	1.23
4.0	1.22	3.6	1.10	1.17
5.0	1.52	4.6	1.40	1.12
6.0	1.83	5.6	1.71	1.075
6.562	2.0	5.96	1.82	1.06
7.0	2.13	6.5	1.98	1.042
8.0	2.44	7.5	2.29	1.014
8.5	2.59	8.0	2.44	1.000 (base)
9.0	2.74	8.5	2.59	0.992
9.5	2.90	9.0	2.74	0.977
9.843	3.0	9.34	2.85	0.970
10.0	3.05	9.5	2.90	0.966
10.5	3.20	10.0	3.05	0.956
11.0	3.35	10.5	3.20	0.948
11.5	3.51	11.0	3.35	0.939
12.0	3.66	11.5	3.51	0.931
12.5	3.81	12.0	3.66	0.923
13.0	3.96	12.5	3.81	0.914
13.124	4.00	12.62	3.85	0.914

Tabla 1.7. Tomada de Selection of Rod Mills, Ball Mills and Re grind Mills en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

EF₄. Alimentación con sobre-tamaño

Cuando se alimenta material de mayor tamaño que el óptimo se aplica este factor tanto para molinos de bolas como de barras (Mular et. al.).

$$EF_4 = \frac{R_{80} + (W_i - 7) \left(\frac{F - F_o}{F_o} \right)}{R_{80}} \dots (1.5.25)$$

$$F_o = 16,000 \left(\frac{13}{W_i} \right)^{0.5} \text{ [barras]} \dots (1.5.26)$$

$$F_o = 4,000 \left(\frac{13}{W_i} \right)^{0.5} \text{ [bolas]} \dots (1.5.27)$$

EF₅. Factor de molienda fina

Aplica cuando el P₈₀ es más fino que 75 micrómetros (#200). La ecuación para determinarlo es (Mular et. al.):

$$EF_5 = \frac{P + 10.3}{1.145P} \dots (1.5.28)$$

EF₆. Relación de reducción en molinos de barras

Se utiliza la siguiente ecuación, a menos que la diferencia entre R₈₀ y R_{ro} se encuentre entre -2 y +2 (Mular et. al.):

$$EF_6 = 1 + \frac{(R_{80} - R_{ro})^2}{150} \dots (1.5.29)$$

$$R_{ro} = 8 + \frac{5L}{D} \dots (1.5.30)$$

Este factor siempre aplica para bajas relaciones de reducción. Tratándose de altas relaciones de reducción debe ser utilizada cuando en las pruebas de molienda W_i exceda el valor de 7.0.

EF₇. Relación de reducción de molinos de bolas

No es frecuente el empleo de este factor. Se utiliza básicamente cuando la relación de molienda es menor que 6 (Mular et. al.).

$$EF_7 = \frac{2(R_{80} - 1.35) + 0.26}{2(R_{80} - 1.35)} \dots (1.5.31)$$

EF₈. Molienda de barras

El desempeño del molino de barras puede verse afectado por la atención que se le da a la preparación y a la alimentación de un tamaño uniforme. Este factor no ha sido completamente definido, pero a la hora de seleccionar un molino de barras a partir de la potencia calculada a través de una prueba de molienda, se recomienda tener en cuenta el siguiente criterio (Mular et. al.):

- Al calcular la potencia del molino, se debe usar el factor de 1.4 cuando la alimentación es preparada en un circuito abierto de trituración y 1.2 cuando el circuito es cerrado. Debe utilizarse el factor de diámetro de molino, el factor de alta o baja relación de reducción así como el factor de sobre-tamaño.

Ejemplos de Cálculo

Molino de Barras

Calcular las dimensiones requeridas para un molino de barras bajo las siguientes condiciones (Mular et. al.):

- Alimentación: 500 toneladas métricas / hora
- Se manejará en circuito cerrado
- 40% de carga volumétrica
- Índice de trabajo del material: 13.2 kWh/s.ton
- F = 18,000 micrómetros
- P = 1,200 micrómetros

PASO 1. Calcular la potencia necesaria de acuerdo a la ecuación de Bond:

$$E_G = 10(13.2) \left[\frac{1}{\sqrt{1,200}} - \frac{1}{\sqrt{18,000}} \right] = 2.83 \left[\frac{kWh}{s.ton} \right]$$

PASO 2. Determinar los factores de eficiencia:

EF₁. No aplica

EF₂. No aplica

EF₃. Se calculará más adelante

EF₄. Se calcula el tamaño óptimo, si $F_o < F$ el factor aplica, en caso de aplicar, se debe calcular la relación de molienda:

$$F_o = 16,000 \left(\frac{13}{13.2} \right)^{0.5} = 15,878.3$$

En este caso si se cumple la condición, ya que $F = 18,000$, de modo que el factor se calcula como sigue:

$$R_r = \frac{F}{P} = \frac{18,000}{1,200} = 15$$

$$EF_4 = \frac{15 + (13.2 - 7) \left(\frac{18,000 - 15,878.3}{15,878.3} \right)}{15} = 1.06$$

EF₅. No aplica

EF₆. Se asumirá que la diferencia entre R_{r0} y R_r se encuentra en el rango para el cual el factor no aplica, esto se confirmará más adelante.

EF₇. No aplica

EF₈. 1.2

PASO 3. Aplicar los factores de eficiencia en la potencia necesaria y posteriormente, convertir las unidades de potencia a HP.

$$E_G = 2.83 \frac{kWh}{s. ton} (1.06)(1.2) = 3.59976 \frac{kWh}{s. ton}$$

$$E_G = 3.59976 \frac{kWh}{s. ton} \left[\frac{1.341HP}{1kW} \right] \left[\frac{1.102s. ton}{1m. ton} \right] \left(500 \frac{m. ton}{h} \right) = 2,660HP$$

PASO 4. Partiendo del valor anterior, vamos a referirnos a la tabla de selección de molinos de barras que se encuentra en el ANEXO (C).

Como se puede observar en la tabla, no existe un molino que cubra la potencia requerida de modo que se necesitará emplear dos molinos. Si se divide la potencia entre dos molinos, la potencia para cada molino deberá ser de 1,330 HP. Este es un primer indicativo para seleccionar el molino, en la tabla se va a seleccionar el molino que tenga el valor que más se acerque a la cantidad establecida. Para este caso el molino que cumple con esta característica es uno de 3.81 m de diámetro, con una potencia de 1,173 HP.

Cabe recordar que previamente se había dejado sin calcular el factor de eficiencia EF₃. Es en este punto cuando se debe calcular; para un molino de 3.81 m de diámetro, el factor de eficiencia es EF₃ = 0.923, por lo que aplicando este factor tendremos:

$$E_G = 2,660HP(0.923) = 2,455.18HP$$

De modo que necesitaremos dos molinos de 1228 HP cada uno.

Como el molino de la tabla tiene una potencia de 1173 HP, ligeramente menor al necesario, se procederá a incrementar la longitud de las barras¹:

$$E_G = \frac{HP_{tabla}}{longitud\ barras} (longitud\ barras + x_{metros\ propuestos})$$

Se comenzará a proponer valores para la longitud de rodillos incrementando 0.1 m hasta que se obtenga la potencia necesaria (la longitud de los rodillos se obtiene de la tabla del anexo C, para este caso es de 5.34 m):

¹ La potencia del molino es directamente proporcional a la longitud de las barras.

Longitud Barras	E _G
5.44	1195
5.54	1217
5.64	1239

PASO 5. De acuerdo a la tabla del anexo C, el molino seleccionado tiene una longitud de 5.5 m, con longitud de barras de 5.34 m. La diferencia de longitud entre ambos es de 0.16. Para respetar esta relación en función de la nueva longitud de barras, la nueva longitud del molino será de 5.64 m.

PASO 6. Finalmente, vamos a rectificar el factor de eficiencia EF₆. en caso de que sea necesario aplicarlo se ajustará la dimensión del molino a la nueva potencia:

$$R_{ro} = 8 + \frac{5(5.64)}{3.61} = 15.81$$

Como la diferencia cae en el rango de la condición, no aplicará.

Molino de Bolas

Calcular las dimensiones de un molino de bolas de acuerdo a las siguientes condiciones (Mular et. al.):

Alimentación = 500 toneladas métricas / hora

F = 9,400 micrómetros

P = 175 micrómetros

W_i (pruebas con molino de barras) = 13.2 kWh/s.ton

W_i (pruebas con molino de bolas) = 11.7 kWh/s.ton

Normalmente, para obtener el perfil completo de molienda de un mineral con el fin de seleccionar un molino de bolas, se recomienda realizar pruebas para determinar el índice de trabajo tanto en molino de barras como en molino de bolas, y emplear ambos resultados para realizar el cálculo. Cuando se realizan las pruebas con molino de barras, el índice de trabajo se calcula de modo que P₈₀ = 2,100 micrones. De este modo, cuando se van a emplear datos combinados de los dos tipos de pruebas podemos establecer lo siguiente (Mular et. al.):

F(barras) = 9,400 micrómetros

P(barras) = F(bolas) = 2,100 micrómetros

P(bolas) = 175 micrómetros

PASO 1. Calcular la potencia total necesaria mediante la ecuación de Bond:

Prueba Barras:

$$E_G = 10(13.2) \left[\frac{1}{\sqrt{2,100}} - \frac{1}{\sqrt{9,400}} \right] = 1.52 \left[\frac{kWh}{s. ton} \right]$$

Prueba Bolas:

$$E_G = 10(11.7) \left[\frac{1}{\sqrt{175}} - \frac{1}{\sqrt{2,100}} \right] = 6.29 \left[\frac{kWh}{s. ton} \right]$$

Potencia Total = 1.52 + 6.29 = 7.81 kWh/s.ton

PASO 2. Calcular los Factores de Eficiencia

EF₁: No aplica

EF₂: No aplica

EF₃: Se calculará posteriormente

EF₄: Se calcula primero la alimentación óptima:

$$F_o = 4000 \left(\frac{13}{13.2} \right)^{0.5} = 3,970$$

Como el tamaño de alimentación óptimo es menor al que se va a emplear, se aplicará el factor:

$$R_r = \frac{9,400}{175} = 53.7$$

$$EF_4 = \frac{53.7 + (11.7 - 7) \left(\frac{9,400 - 3,970}{3,970} \right)}{53.7} = 1.12$$

Nótese que para calcular el tamaño óptimo de alimentación se empleó el valor de índice de trabajo de la prueba de molino de rodillos por ser mayor y por consiguiente es más representativo, pero para el cálculo del factor se tiene que emplear el índice de trabajo obtenido en la prueba hecha con molino de bolas.

EF₅. No aplica

EF₆. No aplica

EF₇. No aplica

EF₈. No aplica

PASO 3. Aplicar el factor de corrección conocido, convertir la potencia a HP y seleccionar un primer molino posible.

$$E_G = 7.81 \frac{kWh}{s. ton} (1.12) = 8.7472 \left[\frac{kWh}{s. ton} \right]$$

$$E_G = 8.7472 \frac{kWh}{s. ton} \left[\frac{1.341HP}{1kW} \right] \left[\frac{1.102s. ton}{1m. ton} \right] \left(500 \frac{m. ton}{h} \right) = 6,463HP$$

Este primer valor nos indica que vamos a necesitar dos molinos de 3232 HP cada uno. Si nos fijamos en la tabla para selección de molinos de bolas en el ANEXO (C) veremos que el molino que más se acerca a este valor sería uno de 5.33 m de diámetro. No obstante no olvidemos que aún falta calcular el factor de eficiencia EF₃.

Si recordamos la tabla para el cálculo del factor veremos que el molino que vamos a emplear sin duda tendrá un diámetro mucho mayor a 3.81 m, de modo que **EF₃ = 0.914**.

PASO 4. Aplicar el nuevo factor y seleccionar un nuevo molino.

$$E_G = 6,463(0.914) = 5907HP$$

Con este segundo valor se va a seleccionar otro molino. Si nos volvemos a referir a la tabla del Anexo C para selección de molinos de bolas, veremos que el siguiente molino que más se ajusta sigue siendo de **5.33 m** de diámetro, ya que la potencia que maneja es de **2929 HP** y nosotros necesitamos dos molinos de **2954 HP**.

PASO 5. Los molinos presentados en la tabla manejan una relación L/D de 1:1, para poder determinar la longitud del molino debemos primeramente referirnos a la siguiente tabla (Mular et. al.):

Relación L/D para molinos de bolas				
Tipo de Molienda	F ₈₀	Tamaño máximo de bola		L/D
	Micrómetros	Milímetros	Pulgadas	
Húmeda	5,000 - 10,000	60 - 90	2.5 - 3.5	1:1 - 1.25:1
Húmeda	900 - 4,000	40 - 50	1.8 - 2.0	1.25:1 - 1.75:1
Húmeda o seca	Finos - Remolienda	20 - 30	3/4 - 1 - 1/4	1.5:1 - 2.5:1
Húmeda o seca	Finos - Circuito abierto	20 - 50	3/4 - 2	2.0:1 - 3.0:1
Seca	5,000 - 10,000	60 - 90	2.5 - 3.5	1.3:1 - 2:1
Seca	900 - 4,000	40 - 50	1.8 - 2.0	1.5:1 - 2:1

Tabla 1.8. Tomada de Selection of Rod Mills, Ball Mills and Re grind Mills en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

De acuerdo a la tabla vamos a emplear una relación L/D de 1:25:1

Por lo anterior podemos concluir que los molinos que se van a emplear van a tener las siguientes características:

D = 5.33 m

L = 6.7 m

E_G = 2,929 HP

Tamaño de bola = 64 mm

1.6. MOLINOS AG/SAG

Los molinos AG/SAG representan relativamente un nuevo tipo de molienda que, bajo ciertas condiciones, pueden reemplazar el proceso de reducción de tamaño hecho por equipos de trituración secundaria, terciaria así como molienda primaria y final (Fuerstenau y Han, 2003).

La **molienda autógena** se refiere al tipo de molienda en el que el material se introduce en el molino sin la adición de algún medio de molienda.

El molino autógeno es un equipo de molienda gruesa, que consiste en un tambor en el cual del 25% al 40% de su volumen es ocupado por el material a moler. En el interior del molino, las partículas más grandes se van rompiendo en partículas más pequeñas, con dimensiones en el orden de pulgadas. El material a moler suministrado en un molino autógeno debe tener un tamaño considerable y estar presente en una cantidad suficiente como para producir la molienda de los materiales más finos antes de producirse su propia ruptura (Fuerstenau y Han, 2003).

En la **molienda semiautógena** el material a moler se introduce junto con la adición de un medio de molienda. Esta carga de bolas ocupa del 3% al 20% del volumen del molino. Generalmente, la adición de una carga de bolas incrementa la capacidad del molino significativamente pero aumenta los costos de operación debido a las bolas y a la energía requerida (Fuerstenau y Han, 2003).

El tamaño de alimentación en los molinos AG/SAG suele ser menor a 25.4 cm y el tamaño del producto se puede esperar que sea mayor a 0.02 cm. No es posible determinar el tamaño del producto antes de tiempo. En el caso de un molino AG, el tamaño del producto depende fuertemente de la naturaleza del mineral, de manera que las pruebas deben determinar la competencia del mineral y su tamaño de partícula "natural" (Fuerstenau y Han, 2003).

La fracción de volumen de carga se encuentra entre 0.30 y 0.35 para molinos de alto aspecto y de entre 0.45 - 0.50 para molinos de bajo aspecto. La velocidad generalmente se encuentra entre 73% y 78% de la velocidad crítica (Fuerstenau y Han, 2003).

Diseño de molinos AG/SAG

Al año 2013 existen 3 tipos de molinos disponibles comercialmente (Gupta y Yan, 2006):

1. Molinos con alta relación D/L (de alto aspecto): $D/L = 1.5 - 3.0$
2. Molinos con igual proporción D/L (molinos cuadrados): $D/L = 1$
3. Molinos con baja relación D/L (de bajo aspecto): $D/L = 0.33 - 0.66$

Los molinos son diseñados con extremos cónicos o cuadrados.

Al igual que los molinos de bolas y los de barras, las paredes interiores de los molinos AG/SAG están revestidas por unos blindajes dotados de barras elevadoras de altura, de espacios y perfiles apropiados que son los causantes de la elevación del material hacia las partes superiores de la cámara antes de producirse su caída. Actualmente los proveedores de los molinos ofrecen una gama de materiales y formas para que se adecuen a las necesidades del proceso.

Diseño de circuitos

Usualmente, los circuitos en los que se utilizan molinos AG/SAG son (Gupta y Yan, 2006):

1. Circuito abierto con un trommel o una criba para clasificación.
2. Circuito cerrado con un hidrociclón.
3. Circuito abierto con circuito cerrado de molienda de bolas.

Los primeros dos se conocen como operaciones de una sola etapa, mientras que el siguiente es una operación de dos etapas.

La mayoría de los molinos AG/SAG operan en circuito abierto, cuando el producto es por lo general grueso. Para un producto más fino y uniforme se emplea, por lo general, un circuito cerrado de molienda con clasificadores (Gupta y Yan, 2006).

Otte y Patzelt (Gupta y Yan, 2006) han sugerido el empleo de molinos de rodillos de alta presión (HPGR) dentro de los circuitos de molienda AG/SAG con el fin de cuidar la presencia de partículas muy grandes (pebbles) en los flujos de producto de los molinos y para producir un producto más fino. Un circuito típico se muestra en la imagen 1.27, en el que los pebbles procedentes del molino SAG son triturados en el HPGR:

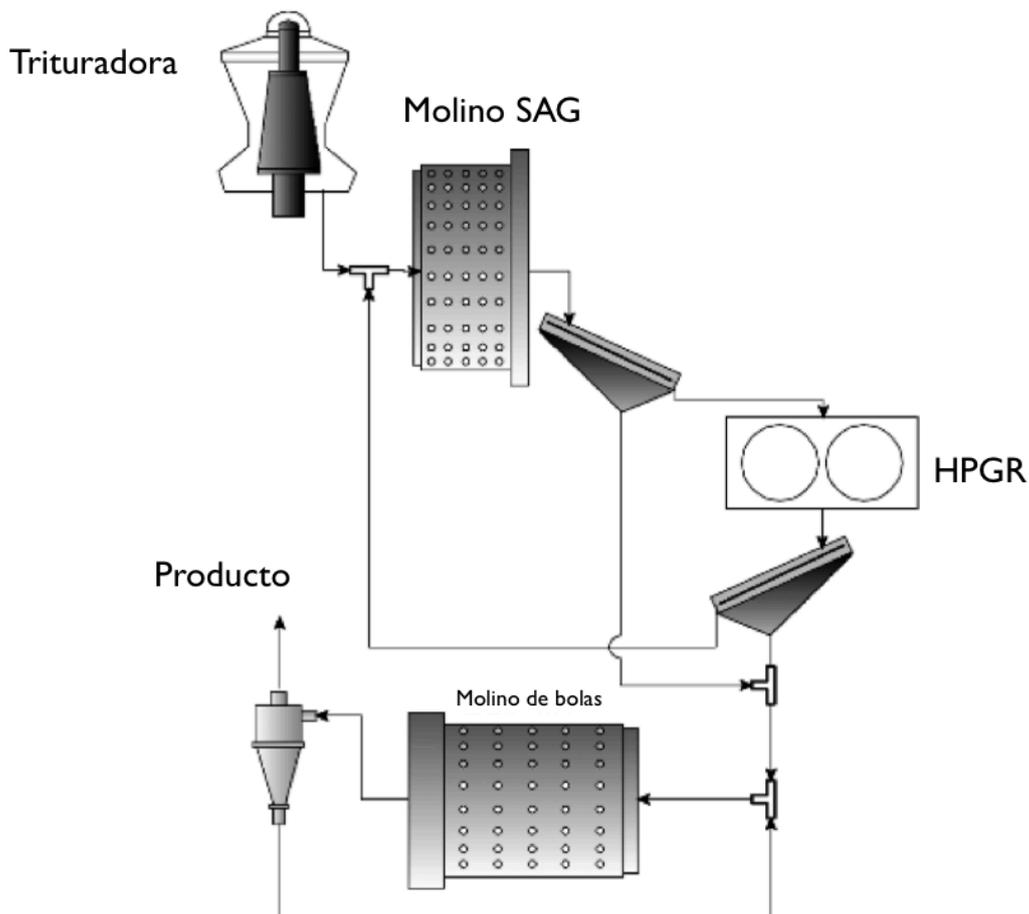


Figura 1.27. Molino SAG, HPGR y molino de bolas (Tomada de Autogenous and Semi-Autogenous Mills en Mineral Processing Design and Operation)

Siddall (Gupta y Yan, 2006) indica que para minerales intemperizados con índice de trabajo de 12 - 14 kWh/tm pueden emplearse circuitos de una sola etapa o de dos. No obstante, se prefieren los de una sola etapa por su simplicidad en la operación donde se utilizan molinos cuadrados o de bajo aspecto.

Cuando se diseña un circuito, el problema por lo general radica en decidir entre emplear un molino de alto aspecto o de bajo aspecto. La solución a este problema se encuentra en la energía total requerida por el circuito (Gupta y Yan, 2006).

Los molinos de bajo aspecto se adaptan mejor a minerales poco competentes, mientras que los de alto aspecto se emplean comúnmente para minerales competentes (Gupta y Yan, 2006).

Operación de molinos AG/SAG

Tamaño de alimentación

De acuerdo a MacPherson y Turner (Gupta y Yan, 2006), el tamaño de alimentación óptimo se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$F_{80} = 53.5D^{0.67} \dots (1.6.1)$$

Donde:

F_{80} : Tamaño de alimentación mm

D: Diámetro interno del molino en m

En el caso de los molinos SAG, el número de bolas de acero y su tamaño dependerá de la dureza del mineral y de su distribución granulométrica. Un incremento en el tamaño de bola con una consecuente reducción en la cantidad podría incrementar la energía cinética de rompimiento, no obstante, la frecuencia de impacto decrecería. Por el lado contrario, incrementar el número de bolas incrementa la frecuencia de impacto pero disminuye la velocidad de alimentación. Las bolas normalmente varían en tamaño de 100 mm a 125 mm con un máximo de 175 mm. Para minerales que se desintegren fácilmente se pueden utilizar bolas de 50 mm, mientras que los minerales duros requieren de bolas de 150 a 175 mm (Gupta y Yan, 2006).

Volumen de carga

La estimación de volúmenes de molinos cilíndricos no es un problema, pero en el caso de los molinos AG/SAG las secciones varían de acuerdo a la forma de sus extremos. Los conos de cada lado pueden no ser del mismo tamaño y pueden tener diferentes ángulos de cono.

Para la estimación del volumen total se tiene que añadir el tronco de los dos conos en la sección cilíndrica. La siguiente figura muestra las dimensiones de un molino SAG en el que las dimensiones del cono de un extremo se describen con el subíndice 1 mientras que las dimensiones del cono del otro extremo se describen con el subíndice 2 (Gupta y Yan, 2006).

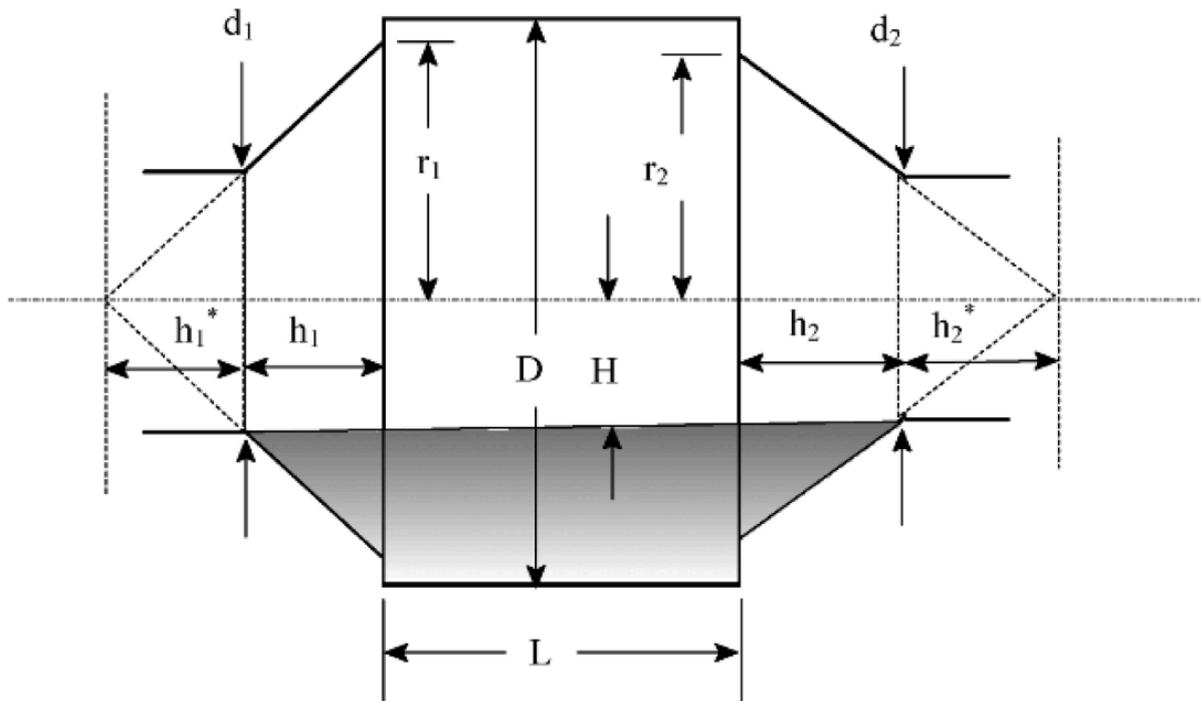


Figura 1.28. Molino SAG con terminaciones cónicas desiguales (Tomada de Autogenous and Semi-Autogenous Mills en Mineral Processing Design and Operation)

Por geometría simple, el volumen total de los dos conos estará dado por (Gupta y Yan, 2006):

$$V_{conos} = \left[\frac{1}{3} \pi r_1^2 (h_1 + h_1^*) - \frac{1}{3} \pi \left(\frac{d_1}{2} \right)^2 h_1^* \right] + \left[\frac{1}{3} \pi r_2^2 (h_2 + h_2^*) - \frac{1}{3} \pi \left(\frac{d_2}{2} \right)^2 h_2^* \right] \dots (1.6.2)$$

Puede verse que (Gupta y Yan, 2006):

$$r_1 = \frac{h_1 + h_1^*}{h_1^*} \left(\frac{d_1}{2} \right) \dots (1.6.3)$$

Sustituyendo y reordenando de acuerdo a Austin [6], el volumen total del molino, V_M es (Gupta y Yan, 2006):

$$V_M = \left(\frac{\pi D^2 L}{4} \right) \left[1 + \left(\frac{h_1}{3L} \right) \left(\frac{2r_1}{D} \right)^2 \left(\frac{1 - \left(\frac{d_1}{2r_1} \right)^3}{1 - \left(\frac{d_1}{2r_1} \right)} \right) + \left(\frac{h_2}{3L} \right) \left(\frac{2r_2}{D} \right)^2 \left(\frac{1 - \left(\frac{d_2}{2r_2} \right)^3}{1 - \left(\frac{d_2}{2r_2} \right)} \right) \right] \dots (1.6.4)$$

Usualmente la carga de un molino SAG ocupa un 30 - 35% de su volumen. Las bolas ocupan de un 5 - 15% del volumen del molino.

El volumen fraccional del molino que contienen la carga (sólidos más bolas) se representa por el símbolo J_c . Para molinos SAG, J_c debe incluir las dos secciones cónicas. Utilizando el volumen interno del molino de la ecuación anterior, Austin calculó el volumen de carga del molino en función de J_c (Gupta y Yan, 2006):

$$V_c = \left(\frac{\pi D^2 J_c L}{4} \right) + 0.075\pi \left[r_1^2 \left(\frac{h_1}{1 - \frac{d_1}{2r_1}} \right) \left(\frac{H}{r_1} \right)^3 \left(\left(\frac{r_1}{H} \right)^{3.25} - 1 \right) + r_2^2 \left(\frac{h_2}{1 - \frac{d_2}{2r_2}} \right) \left(\frac{H}{r_2} \right)^3 \left(\left(\frac{r_2}{H} \right)^{3.25} - 1 \right) \right] \dots (1.6.5)$$

Velocidad del molino

Durante la operación normal, la velocidad del molino tiende a variar con su carga. De acuerdo a la literatura disponible, las velocidades de operación de los molinos SAG son mucho mayores que las velocidades de operación de los molinos tubulares, quedando en el rango del 80 - 85% de la velocidad crítica (Gupta y Yan, 2006).

Longitud efectiva de molienda

Para molinos con terminación cónica, la longitud efectiva de molienda será diferente a la longitud de la sección cilíndrica del molino, ya que la terminación en cono incrementa el volumen y, por lo tanto, incrementa también la carga en el molino. La cantidad de carga incrementada junto con la longitud efectiva de molienda dependerán de qué tanto se extiendan los conos (Gupta y Yan, 2006).

Asumiendo que los conos de cada lado son del mismo tamaño y los muñones de alimentación y de descarga son del mismo tamaño e iguales al 25% del diámetro del molino, Morrell (Gupta y Yan, 2006) estimó la longitud efectiva de molienda con la siguiente ecuación:

$$L_{EFF} = L_{CYL} \left(1 + 2.28 J_c (1 - J_c) \frac{L_{CONE}}{L_{CYL}} \right) \dots (1.6.6)$$

Donde:

L_{EFF} = Longitud efectiva de molienda, m

L_{CYL} = Longitud de la sección cilíndrica, m

L_{cone} = Longitud media del cono = 0.5(longitud de la línea central - longitud del cilindro)

J_c = Fracción del volumen del molino en la sección cilíndrica ocupada por bolas y mineral grueso.

Potencia del molino

La potencia del molino, por lo general, se define a partir de pruebas a nivel laboratorio y, si es posible, seguidas por pruebas a escala piloto (Gupta y Yan, 2006).

$$P_M = 1.05 P_{TEST} \left[\left(\frac{L}{L_{TEST}} \right) \left(\frac{D}{D_{TEST}} \right)^{2.65} \right] \dots (1.6.7)$$

Donde:

P_M = Potencia del molino a escala industrial, kW

P_{TEST} = Potencia del molino a escala de prueba, kW

L, D = Longitud y diámetro del molino a escala industrial, m

L_{TEST}, D_{TEST} = Longitud y diámetro del molino a escala de prueba, m

Varios intentos se han hecho para determinar la potencia requerida por los molinos AG/SAG. MacPherson y Turner (Gupta y Yan, 2006) establecieron que el consumo de energía es función del diámetro del molino y de la longitud:

$$P_M = 0.992LD^{2.8}\rho_c \dots (1.6.8)$$

Donde:

ρ_c = Densidad de la carga (material mas bolas y agua), t/m³
L y D se establecen en metros y P_M en kW

Una estimación empírica para el cálculo de la potencia, desarrollada por Loveday (Mular et. al.) es:

$$kW(Net) = P_N\rho_c D^{2.5}L \dots (1.6.9)$$

Donde:

ρ_c = Densidad de la carga, t/m³
D = Diámetro efectivo del molino (con revestimientos), m
L = Longitud efectiva de molienda
P_N = Número de potencia calculado a partir de las medidas de potencia y que toma en cuenta la velocidad del molino y todos los aspectos del movimiento de la carga en el interior del cilindro del molino así como en ambas terminaciones cónicas: impacto de rompimiento, abrasión, fricción y rotación, pérdidas debidas a calor y sonido emanando desde el interior del molino, forma de la carga, la posición imprecisa del centro de gravedad de la carga del molino, análisis granulométrico, y potencia en vacío.

$$\rho_c = \left[\frac{\% v/v \text{ bolas}}{\% v/v \text{ total}} \times \rho_{bolas} + \frac{\% v/v \text{ mineral}}{\% v/v \text{ total}} \times \rho_{mineral} \right] + \left(1 - \frac{\%vacíos}{100} \right) + \left[\rho_{pulpa} \times \frac{\%vacíos}{100} \right] \dots (1.6.10)$$

Donde:

%v/v = porcentaje volumétrico del volumen total de la carga
 ρ = gravedad específica

Los valores de P_N se muestran en la siguiente gráfica, en la que se establece una buena relación para números de potencia calculados a partir de pruebas a escala piloto.

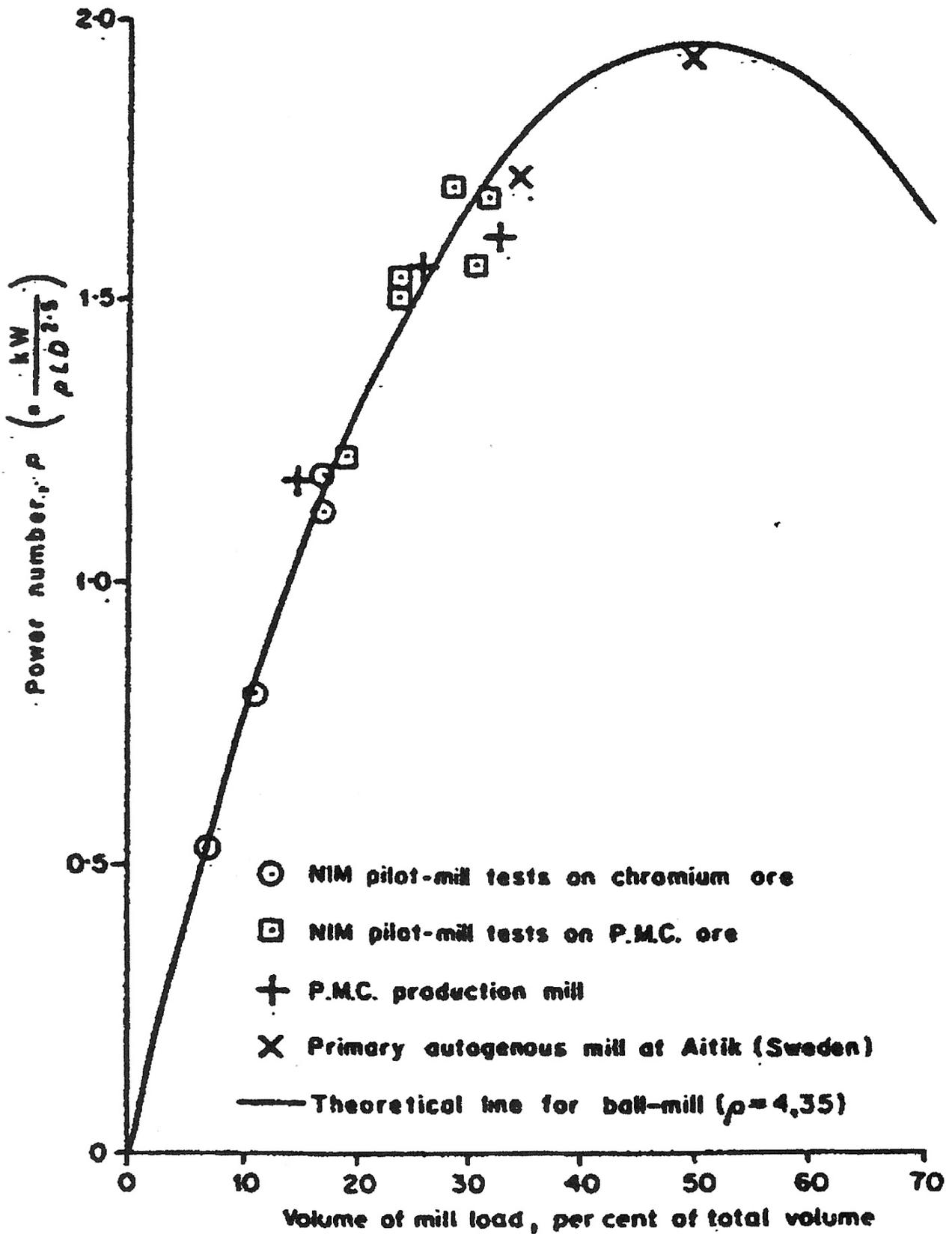


Figura 1.29. Correlación de números de potencia con la carga volumétrica total (Tomada de Selection and Sizing of Autogenous and Semi-Autogenous Mills en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1).

1.7. MOLINOS DE RODILLOS DE ALTA PRESIÓN (HPGR)

Descripción de la Unidad

El HPGR es un equipo de reducción de tamaño que consiste en dos rodillos que giran en sentidos opuestos, montados sobre rodamientos libres de fricción, uno de los cuales gira mediante una acción hidro-neumática y el otro únicamente se encuentra montado (Mular et. al.).

La alimentación se realiza mediante una tolva ubicada arriba de los rodillos equipada con un control de nivel, lo cual asegura que el molino es continuamente alimentado. Los rodillos pueden ser operados a una velocidad fija o variable dependiendo de las necesidades del proceso (Mular et. al.).

Los rodillos pueden ser lisos, o pueden contar con algún patrón hecho con materiales resistentes a la abrasión. Las superficies de los rodillos pueden ser protegidas por capas metálicas soldadas sobre las mismas. En la mayoría de las aplicaciones en plantas de procesamiento de minerales, las superficies están protegidas por carburo de tungsteno (Mular et. al.).

Los diámetros de los rodillos pueden variar de 0.8 a 2.8 m. Las fuerzas aplicadas están en el rango de 2,000 a 20,000 kN con una presión entre rodillos de 80 a 300 Mpa. La mayoría de los minerales tienen fuerzas compresivas de 50 a 280 Mpa (Mular et. al.).

La capacidad de estos equipos puede ser desde 50 a 3,000 t/h con un consumo de energía de 1 a 3 kWh/t (Mular et. al.).

Estos equipos son compactos y libres de ruido y vibraciones, lo cual representa una gran ventaja en comparación a otros equipos empleados para reducción de tamaño. Por otro lado, resulta fácil el control de polvos generados por estos molinos (Mular et. al.).

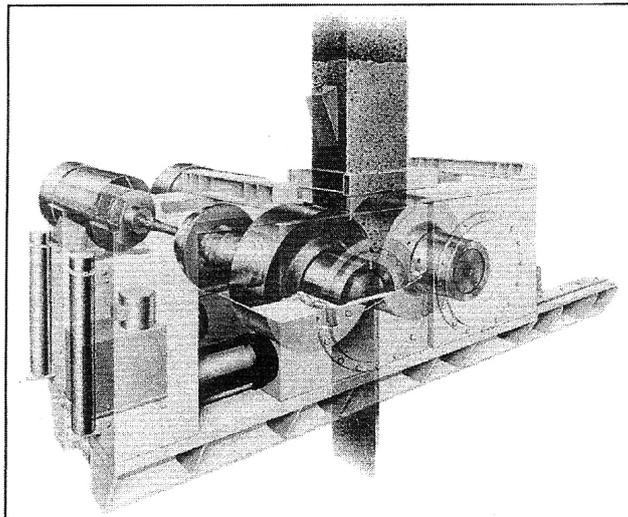


Figura 1.30. Vista de un HPGR (Tomada de Selection and Sizing of High Pressure Grinding Rolls en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1).

Aspectos Mecánicos

Relación L/D

Durante varios años se ha debatido sobre la conveniencia de utilizar molinos con rodillos largos de diámetro pequeño (alta relación L/D), o rodillos cortos con diámetro mayor (baja relación L/D). La decisión sobre cual de estas opciones elegir es de gran importancia pues no solo va a influir en el desempeño del molino sino que tendrá una gran influencia en los componentes individuales del mismo (Mular et. al.).

El diámetro mínimo de los rodillos está dado por el diámetro exterior de los rodamientos y por el grosor del anillo de rodamiento. Los rodamientos son dimensionados de acuerdo a la fuerza de molienda instalada. Con el fin de diseñar HPGRs con altas relaciones L/D, es necesario seleccionar los rodamientos con el menor diámetro externo (Mular et. al.).

El tamaño de los rodamientos también determina el diámetro del eje y predetermina la manera en la que la caja de componentes y el eje serán conectados (Mular et. al.).

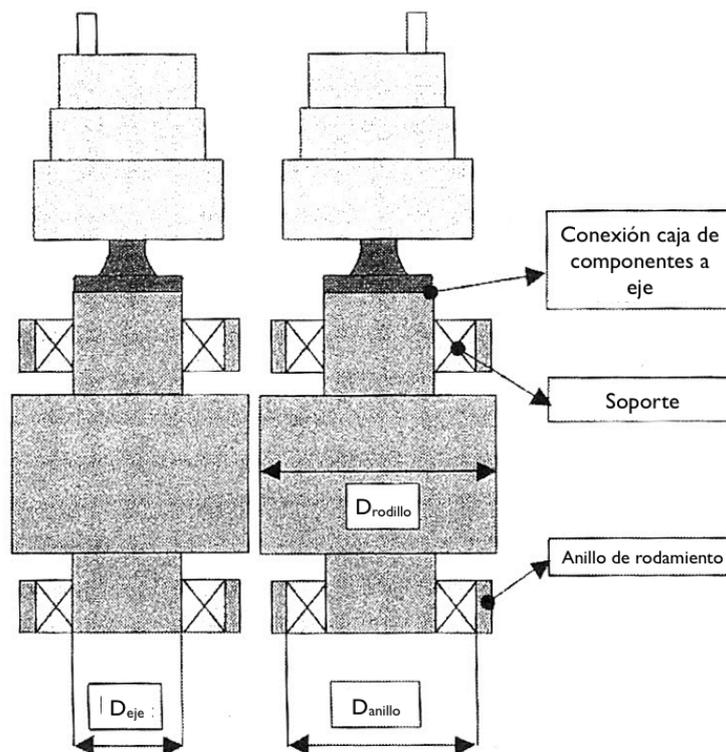


Figura 1.31. Unidad de rodillo con caja de componentes (Tomada de Selection and Sizing of High Pressure Grinding Rolls en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1).

Los rodillos con baja relación L/D ofrecen una mayor libertad a la hora de seleccionar los rodamientos más adecuados. Los diámetros de los rodillos más largos facilitan la conexión entre la caja de componentes y el eje (Mular et. al.).

Diseño de los rodillos

Existen 3 tipos de rodillos que han sido satisfactoriamente utilizados (Mular et. al.):

- Rodillos lisos
- Rodillos de manga
- Rodillos fragmentados

Los criterios para seleccionar el diseño más adecuado son (Mular et. al.):

- 1) El balance entre los costos de inversión y de operación
- 2) El tiempo de vida aceptable y la frecuencia de cambio
- 3) El tiempo requerido aceptable para el reemplazo de los revestimientos

Rodillos lisos

Están hechos como compuestos de fundición o piezas forjadas. Las piezas forjadas requieren de una protección superficial adicional. Este diseño de rodillo ha sido empleado principalmente en la industria del cemento para la molienda de clinker caliente. Para este tipo de aplicación el desgaste es 100 veces menor que en los casos en los que se procesan minerales (Mular et. al.).

Rodillos de manga

Estos han sido utilizados satisfactoriamente en todas las industrias. Las tiras están hechas de bainita y recubrimientos de Ni, las tiras también pueden estar hechas de piezas forjadas (Mular et. al.).

Rodillos fragmentados

Se emplean satisfactoriamente en la molienda de cromita y minerales de hierro, así como diamantes. Estos rodillos fallan al emplearse en la Industria del Cemento (Mular et. al.).

Descripción del proceso

La conminución puede ocurrir de dos formas (Mular et. al.):

- a) Conminución entre partículas en una cama de material
- b) Conminución de una partícula individual

La conminución entre partículas ocurre cuando el tamaño máximo de partícula en la alimentación es menor que la apertura de trabajo (espacio entre los rodillos). La conminución de una sola partícula se presenta cuando existe un tamaño de alimentación mayor al tamaño de apertura de trabajo (Mular et. al.).

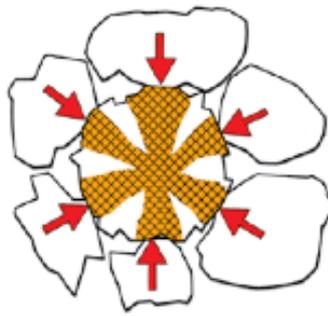


Figura 1.32. Efecto de conminución entre partículas (Tomada de boletín Humboldt Wedag de Weir Minerals -Primera elección en cuanto al servicio y la tecnología de HPGR-)

En este caso, las partículas mayores son pellizadas directamente por los rodillos (ángulo de pellizo α_{sp}) y son pre-trituradas antes de entrar en la zona de compresión (Mular et. al.).

La zona de compresión es definida por el ángulo de pellizo α_{ip} . Con frecuencia el producto se presenta en la forma de un “pastel” compacto (Mular et. al.).

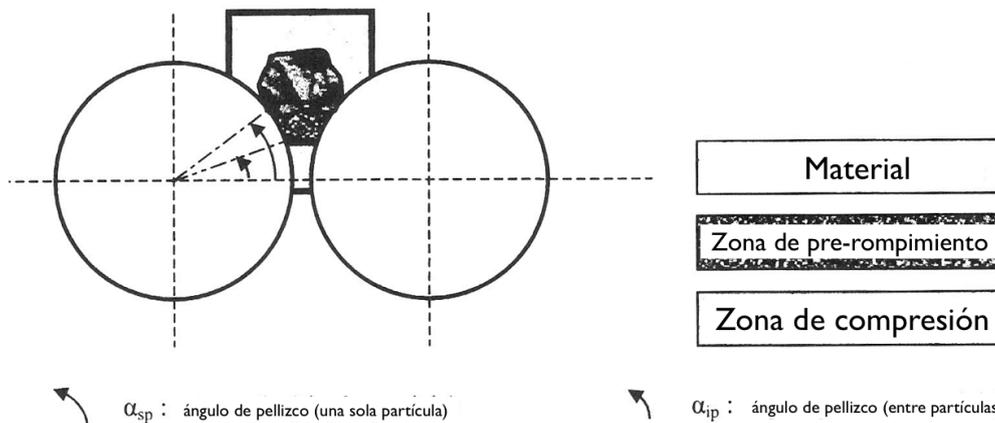


Figura 1.33. Zonas de compresión en la abertura entre rodillos (Tomada de Selection and Sizing of High Pressure Grinding Rolls en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1)

En la zona de compresión el material de alimentación es compactado de manera que adquiere una densidad compactada “bulk” (γ_c). La densidad compactada varía del 70% al 85% de la densidad real (para materiales gruesos) (Mular et. al.).

Los ángulos de pellizo se calculan de acuerdo a las siguientes ecuaciones (Mular et. al.):

$$\alpha_{ip} = \arccos \left(\frac{1 - \left(\frac{\delta_c}{\gamma_f - 1} \right) \times s}{1000 - D} \right) \dots (1.7.1)$$

$$\alpha_{sp} = \arccos \left(\frac{1 - \left(\frac{x_{max}}{s - 1} \right) \times s}{1000 - D} \right) \dots (1.7.2)$$

Donde:

α_{ip} : Ángulo de pellizco para conminución entre partículas
 α_{sp} : Ángulo de pellizco para conminución de una sola partícula
 s [mm]: Espesor del material compactado "pastel"
 δ_c [t/m³]: Densidad del material compactado
 x_{max} [mm]: Tamaño máximo de partícula
 D [m]: Diámetro del rodillo
 γ_f [t/m³]: Densidad del material sin compactar

Por lo general, para rodillos tachonados se maneja una relación s/D entre 2 - 3% del diámetro del rodillo (Mular et. al.).

El tamaño máximo de partícula que puede encontrarse entre los rodillos debe ser 1.5 veces la abertura de trabajo. Si se alimentan partículas mayores podría ocasionarse que los rodillos se separen y que colapse la zona de compresión, reduciendo así la eficiencia de molienda (Mular et. al.).

Parámetros clave

La alimentación es principalmente función de las dimensiones del rodillo, tipo de superficie de rodillo utilizada así como las propiedades del material a alimentar (Mular et. al.).

La fineza del producto es controlada por la fuerza de molienda aplicada a la cama del material entre los rodillos. Esta fuerza crea una presión en la cama de material lo que ocasiona micro-fracturas y el rompimiento de las partículas (Mular et. al.).

Los motores son dimensionados para proveer el torque requerido para hacer girar los rodillos. La potencia necesaria es función de la fuerza de molienda aplicada (Mular et. al.).

Cálculo de la alimentación

La ecuación de continuidad es la base para el cálculo de la alimentación (Mular et. al.):

$$M = L \times s \times u_m \times \delta \times 3.6 \dots (1.7.3)$$

Donde:

M [tph]: Alimentación
 s [mm]: Abertura de trabajo entre rodillos
 δ [t/m³]: Densidad del material en la entrada
 L [m]: Ancho del rodillo
 u_m [m/s]: Velocidad del material en la abertura

La alimentación de un HPGR se da por el flujo volumétrico a través de la abertura entre los rodillos ($L*s*u_m$) multiplicada por la densidad promedio del material de descarga (Mular et. al.).

La velocidad de ingreso del material normalmente se fija para que sea igual a la velocidad del rodillo en los cálculos de alimentación. No obstante, pueden ocurrir excepciones que pueden ser identificadas mediante experimentación. En algunos casos el material de alimentación puede ir a través de la abertura a una velocidad mayor a la velocidad del rodillo, caer a través de la abertura sin ser pellizcado por los rodillos, o caer afuera de los rodillos. O también puede haber casos en los que el material fluya a una velocidad menor a la de los rodillos (Mular et. al.).

Para la proyección a dimensiones industriales de un HPGR se asume que para un dado material y condiciones de operación establecidas, la abertura de trabajo aumenta su escala de manera lineal respecto al diámetro del rodillo (D). Esta suposición ha sido probada en la práctica para el dimensionamiento de diferentes tamaños de rodillos (Mular et. al.).

Se puede definir una **alimentación específica**, m_c , la cual es proporcional a la relación abertura/diámetro, s/D (Mular et. al.):

$$\dot{m}_c = \left(\frac{s}{D}\right) \times \delta_c \times 3.6 \dots (1.7.4)$$

Donde:

$\dot{m}_c \left[\frac{t*s}{m^3*h} \right]$: Alimentación específica (calculada del pastel)

$\delta_c \left[\frac{t}{m^3} \right]$: Densidad del material comprimido

D[m]: Diámetro del rodillo

s[mm]: Abertura de trabajo

La ecuación de continuidad puede re-escribirse como sigue (Mular et. al.):

$$M = \dot{m} \times D \times L \times u \dots (1.7.5)$$

Donde:

M [tph]: Alimentación

D[m]: Diámetro del rodillo

u[m/s]: Velocidad del rodillo

$\dot{m} \left[\frac{t*s}{m^3*h} \right]$: Alimentación específica

L[m]: Ancho de rodillo

La alimentación específica depende de un material en particular y de condiciones particulares de operación. Puede ser determinada en pruebas de laboratorio (Mular et. al.):

$$\dot{m}_f = \frac{M}{D \times L \times u} \dots (1.7.6)$$

La alimentación específica calculada con el material compactado puede diferir respecto a la calculada a partir de la velocidad de alimentación en varios casos. La relación m_c/m_f provee información sobre el comportamiento del material en la abertura de trabajo. Si la relación es menor a 1 indica extrusión en la zona de compresión o bypass interno o externo. Una relación mayor a 1 indica que el ancho total de los rodillos puede no ser utilizado, también indica que puede haber resbalamiento del material (Mular et. al.).

La abertura de trabajo esperada puede ser calculada para un diámetro de rodillo dado y por una alimentación específica mediante la ecuación (Mular et. al.):

$$s = \frac{\dot{m}_f \times D}{(\delta_c \times 3.6) \left(\frac{\dot{m}_c}{\dot{m}_f} \right)} = \frac{\dot{m}_f \times D}{(\delta_c \times 3.6)c} \dots (1.7.7)$$

El factor c se utiliza para identificar la relación entre las velocidades de alimentación, en la mayoría de las aplicaciones con material grueso, este factor varía de 0.85 a 1 (Mular et. al.).

Cálculo de presiones de molienda

La presión que actúa sobre la cama de material determina la fineza del producto. No obstante, no puede medirse directamente. Existen varios parámetros disponibles para cuantificar la presión de molienda sobre la cama de material, uno de ellos es la **fuerza de molienda específica ϕ** que se refiere a la fuerza de molienda dividida entre el área proyectada de los rodillos (Mular et. al.):

$$\phi = \frac{F}{1000LD} \dots (1.7.8)$$

Donde:

ϕ [N/mm²]: Fuerza de molienda específica

D [m]: Diámetro del rodillo

F [kN]: Fuerza de molienda

L [m]: Ancho del rodillo

La fuerza de molienda específica es particularmente adecuada para establecer correlaciones entre la presión de molienda del material en la cama y el grado de fineza alcanzable en el producto, también sirve para comparar la fuerza de molienda entre HPGRs de diferentes tamaños (Mular et. al.).

La **presión promedio p_{ave}** que actúa sobre la cama de material se define como la fuerza de molienda dividida entre el área de compresión de los rodillos (Mular et. al.):

$$p_{ave} = \frac{F}{\left(\frac{1000LD}{2 \alpha_{ip}}\right)} = \frac{2\varphi}{\alpha_{ip}} \dots (1.7.9)$$

Donde:

p_{ave} [MPa]: Presión promedio en la cama de material

α_{ip} : Ángulo de pellizco para conminución entre partículas

F [kN]: Fuerza de molienda

D [m]: Diámetro de rodillo

L [m]: Ancho de rodillo

La **presión máxima de molienda** p_{max} en la cama de material entre los rodillos fue definida por el Profesor Schönert como sigue (Mular et. al.):

$$p_{max} = \frac{F}{1000 \cdot k \cdot D \cdot L \cdot \alpha_{ip}} = \frac{\varphi}{k \cdot \alpha_{ip}} \approx \frac{5\varphi}{\alpha_{ip}} \dots (1.7.10)$$

Donde:

p_{max} [MPa]: Presión máxima en la cama de material

k : Constante de material (0.18 - 0.23)

En la práctica es muy difícil determinar el factor k, no obstante, estudios hechos con rodillos lisos han mostrado que la presión máxima es de 40 a 60 veces la fuerza de molienda específica, siendo de 2 a 6 N/mm². Esta fórmula es usada principalmente en la industria del cemento, en el caso de la industria minera se ha probado que el cálculo de la fuerza de molienda específica es suficiente con fines de cuantificación de presiones de molienda (Mular et. al.).

Potencia

La potencia del motor (P) requerida para el funcionamiento de los rodillos es proporcional a la fuerza de molienda (F) aplicada (Mular et. al.).

La acción de la fuerza de molienda (F) se muestra en la siguiente figura (Mular et. al.):

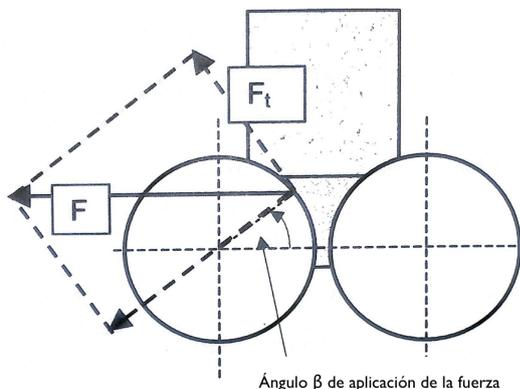


Figura 1.34. Acción de la fuerza de molienda en el rodillo (Tomada de Selection and Sizing of High Pressure Grinding Rolls in Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1).

El punto en el que la fuerza está actuando en los rodillos es determinada por el **ángulo de aplicación de la fuerza β** (Mular et. al.).

La fuerza de molienda puede ser descompuesta en un componente radial y un componente tangencial (F_t) (Mular et. al.).

La potencia de motor requerida para una determinada velocidad de rodillo está dada por la siguiente ecuación (Mular et. al.):

$$P_R = \omega \cdot T = 2\pi \cdot \frac{n}{60} \cdot \frac{D}{2} \cdot \text{sen}\beta \cdot F \dots (1.7.11)$$

Donde:

P_R [kW]: Potencia del motor por rodillo
 T [kN*m]: Torque del rodillo
 F [kN]: Fuerza de molienda
 β [°]: Ángulo de aplicación de la fuerza
 ω [1/s]: Velocidad angular del rodillo
 n [rpm]: Velocidad del rodillo
 D [m]: Diámetro del rodillo

La **potencia total del motor P** es entonces (Mular et. al.):

$$P = 2P_R \dots (1.7.12)$$

La **energía específica w_{sp}** absorbida por el material de alimentación puede calcularse de acuerdo a la siguiente ecuación (Mular et. al.):

$$w_{sp} = \frac{P}{M} = 2000 \times \frac{\text{sen}\beta}{\dot{m}} \times \varphi \dots (1.7.13)$$

La ecuación anterior indica que existe una correlación lineal entre la energía específica y la fuerza de molienda específica .

Criterios para el diseño del proceso

El tamaño máximo de alimentación, la distribución de tamaño y la humedad son factores importantes a considerar en el diseño del proceso, con el fin de asegurar una operación satisfactoria del HPGR (Mular et. al.).

El tamaño máximo aceptable en la alimentación depende del tipo de superficie de rodillo, así como de la abertura de trabajo y de las propiedades del material, en especial la dureza del mineral (Mular et. al.).

Las restricciones en el tamaño de alimentación están dadas principalmente por aspectos mecánicos que por consideraciones de proceso (Mular et. al.).

Un parámetro importante es la relación de tamaño máximo de alimentación respecto al tamaño de la abertura de trabajo (x_{max}/s). En términos de proceso, se recomienda una relación de 1 a 1.5 con el fin de asegurar la máxima eficiencia de molienda y para evitar fluctuaciones en el desempeño, causados por partículas con sobre-tamaño (Mular et. al.).

La alimentación debe contener preferentemente un cierto grado de humedad, esto ayuda a generar una superficie autógena de desgaste. Por lo general, la molienda por medio de HPGR facilita el procesamiento de minerales relativamente húmedos (Mular et. al.).

La humedad es un problema principalmente para rodillos lisos, ocasionando el resbalamiento y reduciendo la fricción en los rodillos. Los rodillos tachonados son menos sensibles a la humedad, no obstante debe evitarse un exceso de ésta (Mular et. al.).

Minerales de oro, cobre y hierro pueden ser tratados con humedad de 3% a 5%. Las kimberlitas lavadas contienen de 5% a 10% de humedad. Concentrados finos de hierro pueden ser tratados con porcentajes de humedad de 8 a 12% (Mular et. al.).

La abertura de trabajo del HPGR es función de las propiedades del mineral y del diámetro del rodillo. Los tamaños de abertura en función del diámetro de rodillo se presentan en la siguiente figura para diferentes tipos de minerales (Mular et. al.):

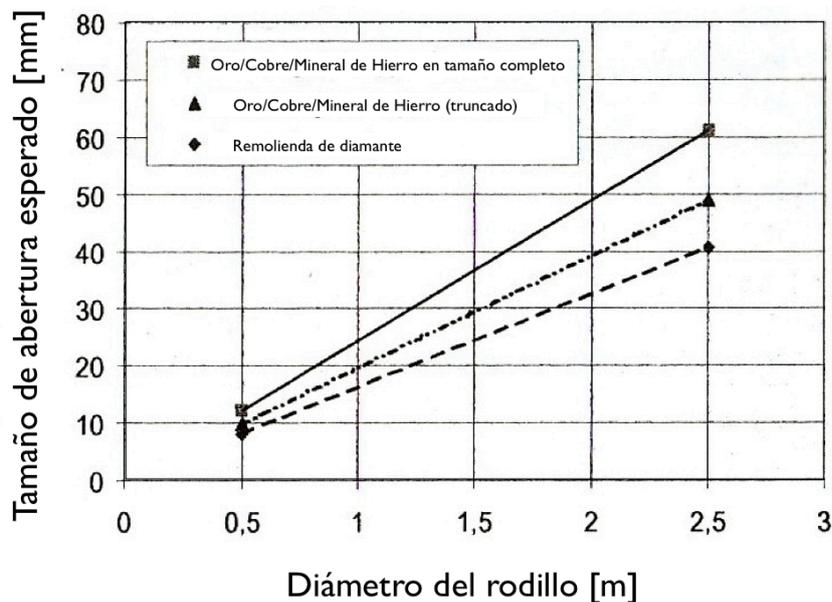


Figura 1.35. Tamaño de abertura esperado vs diámetro de rodillo (Tomada de Selection and Sizing of High Pressure Grinding Rolls en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1).

Rodillos de superficie dura o rodillos formados con aceros especiales, con o sin texturas, son menos sensibles al daño debido a presiones locales causadas por la presencia de partículas con sobre-tamaño. Consecuentemente, tamaños hasta 3 veces mayores a la abertura de trabajo pueden ser aceptados por estos rodillos (Mular et. al.).

Los rodillos con superficies tachonadas son más sensibles a las presiones ocasionadas por partículas con sobre-tamaño ya que los tachones se podrían romper debido a la sobrecarga en zonas específicas. Por consiguiente, tanto la relación x_{max}/s como la dureza del material deben tomarse en cuenta. Se recomienda que la relación x_{max}/s sea menor o igual a 1 para minerales duros con resistencias compresivas mayores a 250 MPa, y hasta de 1.5 para minerales suaves (<100 MPa) (Mular et. al.).

Se recomienda alimentar al equipo manteniendo una **distribución de tamaños completa** con el fin de minimizar el desgaste de los rodillos y para volver más eficiente la alimentación. El contenido de finos puede ayudar mediante la “construcción” de una capa de desgaste sobre los rodillos con superficie tachonada (Mular et. al.).

La remoción de finos se recomienda únicamente para minerales duros y arcillosos tales como las kimberlitas, para reducir el contenido de humedad. Es posible alcanzar mayores velocidades de alimentación con la reducción de los niveles de humedad. (Mular et. al.)

La **velocidad del rodillo** es uno de los principales factores que determinan el costo de inversión de un HPGR. A mayor velocidad seleccionada, menor será la inversión, ya que rodillos más pequeños pueden procesar a mayores velocidades de giro una mayor cantidad de alimentación. También, a velocidades mayores, se necesitan cajas de componentes mecánicos de menores dimensiones, los cuales pueden transmitir la energía necesaria debido al menor torque. No obstante, existen restricciones con respecto a la velocidad máxima recomendable (Mular et. al.).

El hecho de exceder la máxima velocidad recomendable aumenta el resbalamiento de material en los rodillos, lo cual reduce la alimentación específica y aumenta el desgaste de los rodillos. El tiempo de vida del revestimiento de protección es directamente proporcional al número de ciclos absolutos a través de la zona de compresión (Mular et. al.).

En general, para aplicaciones de materiales gruesos, la velocidad máxima (u_{max}) no debe exceder 1.35 veces la raíz cuadrada del diámetro del rodillo (Mular et. al.):

$$u_{max} \left[\frac{m}{s} \right] \leq 1.35 \sqrt{D[m]} \dots (1.7.14)$$

Esta regla se derivó originalmente de las consideraciones teóricas que toman en cuenta la aceleración del material en la superficie del rodillo. Hoy en día, rodillos de más de 2 m de diámetro han trabajado exitosamente operando a velocidades mayores que la sugerida por la regla. Por tanto, la recomendación para diámetros mayores de rodillo (~1.7 m) ha sido modificada para la velocidad de giro máxima (u_{max}) de modo que no exceda el diámetro del rodillo (Mular et. al.):

$$u_{max} \left[\frac{m}{s} \right] \leq D[m] \dots (1.7.15)$$

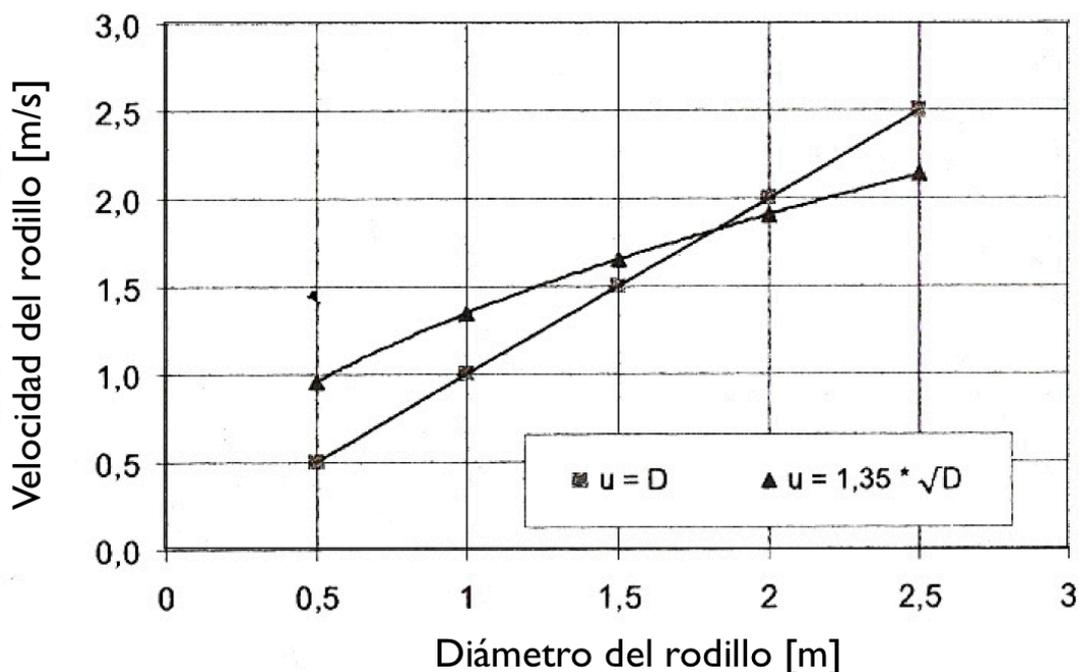


Figura 1.36. Diámetro de rodillo vs velocidad de rodillo (Tomada de Selection and Sizing of High Pressure Grinding Rolls en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1)

Fuerza de molienda específica, energía específica de alimentación y potencia de motor instalada

La fuerza de molienda específica que se requiere para una operación se selecciona ya sea en base a la fineza del material o como una relación entre la fineza del producto y el uso eficiente de energía. La correlación entre la fuerza de molienda y la fineza del producto necesita ser establecida para cada tipo de mineral. Típicamente, fuerzas específicas de molienda óptimas para concentrados y minerales suaves se encuentran en el orden de 1 a 2.5 N/mm², y para minerales duros de 3 a 4.5 N/mm² (Mular et. al.).

En la práctica, la fuerza máxima de molienda aplicable está restringida por el tipo de superficie de desgaste empleada (segmentos, mangas, liso o rodillos tachonados) (Mular et. al.):

Superficie de desgaste	Fuerza específica de molienda [N/mm ²]
Segmentos	1 - 2
Mangas	7 - 8
Caras duras	> 5
Tachones	4 - 4.5

Tabla 1.9. Información tomada de Selection and Sizing of High Pressure Grinding Rolls en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

La fuerza de molienda específica tiene influencia directa en la energía específica de suministro w_{sp} . La energía específica de suministro puede variar de 1 a 3 kWh/t dependiendo de las propiedades del material y de la superficie del rodillo. Materiales suaves pueden absorber hasta 3 kWh/t debido a la baja alimentación específica. Materiales duros típicamente absorben de 1.5 a 2.0 kWh/t en niveles relevantes de fuerza de molienda. La potencia de motor requerida se calcula de acuerdo a la siguiente ecuación (Mular et. al.):

$$P_{req} = w_{sp} \cdot M = w_{sp} \cdot m \cdot D \cdot L \cdot u \dots (1.7.16)$$

Donde:

P_{req} [kW]: Potencia total del motor
 M [tph]: Alimentación
 D [m]: Diámetro del rodillo
 u [m/s]: Velocidad del rodillo
 w_{sp} [kWh/t]: Energía específica de suministro
 m [t*s/m³*h]: Alimentación específica
 L [m]: Ancho del rodillo

La potencia del motor instalada P_{inst} es usualmente de 10 a 15% mayor que la potencia requerida (Mular et. al.):

$$P_{inst} = 2 \left(\frac{f \cdot P_{req}}{2} \right) \dots (1.7.17)$$

Donde:

P_{inst} [kW]: Potencia instalada por motor
 f : Factor de aplicación (1.10 - 1.15)
 P_{req} [kW]: Potencia total del motor

Dimensionamiento de HPGRs (Ejemplo de cálculo)

El dimensionamiento y selección de un HPGR implica forzosamente la realización de pruebas con equipos especializados de laboratorio. Existen dos tipos de pruebas que se pueden realizar: ATWAL y REGRO [24].

La prueba ATWAL se realiza con el fin de conocer el grado de abrasión que podrán presentar los rodillos en función de la naturaleza del material a procesar, en tanto la prueba REGRO está diseñada para determinar los parámetros de diseño del HPGR [24].

A modo de ejemplo se va a abordar el caso de la Empresa Pacific Booker Minerals Inc., la cual, junto con la Empresa Wardrop Engineering, llevaron a cabo las pruebas necesarias para dimensionar un HPGR para su proyecto consistente en la explotación de un pórfido de cobre/oro/molibdeno [24].

En primer lugar llevaron a cabo las pruebas ATWAL (Abrasion Testing High Pressure Grinding Roll). Para esto se emplea un equipo que es muy parecido a un HPGR en pequeña escala y que se muestra en la siguiente imagen:

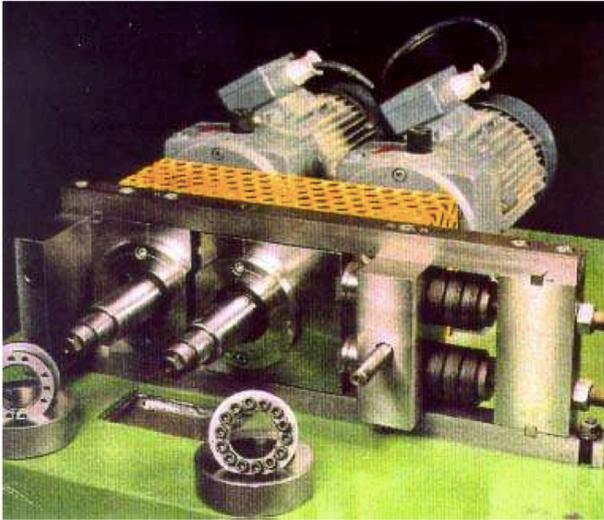


Figura 1.37. Equipo ATWAL (Tomado de High Pressure Grinding Tests on Copper/Gold/Molybdenum Ore from the Morrison Project British Columbia, Canada for Pacific Booker Minerals Inc. at the Polysius Research Centre)

Para asegurar que el material estará sometido a la presión generada por los rodillos, éste es triturado previamente hasta alcanzar un tamaño < 3.15 mm [24].

Los parámetros de diseño de este equipo son [24]:

- Diámetro de rodillos : 0.10 m
- Largo de rodillos : 0.03 m
- Velocidad de rodillos: 0.46 m/s
- Tamaño máximo de alimentación: 3.15 mm

Tras haber llevado las pruebas se llegaron a los siguientes resultados [24]:

Test	Material	Feed size	Moisture	Specific throughput	Spec. grinding force	Specific wear rate
		[mm]	[%]	[ts/(h m³)]	[N/mm²]	[g/t]
A 1	copper ore	0 x 3.15	1.0	118.4	4.0	9.84
A 2	copper ore	0 x 3.15	3.0	155.8	4.0	15.7

De acuerdo a la siguiente clasificación se puede determinar la naturaleza del material [24]:

- Muy abrasivo: > 40 g/t
- Medianamente abrasivo: 10 a 40 g/t
- Poco abrasivo: <10 g/t

Por todo lo anterior se puede definir que el material a tratar es medianamente abrasivo. Debe tomarse en cuenta que esta información no refleja el grado de abrasión que presentarán los rodillos a escala industrial, no obstante permite realizar estimaciones a este respecto de manera preliminar.

La empresa que llevó a cabo esta prueba estimó de manera preliminar que los rodillos a escala industrial tendrán un tiempo de vida de 7000 h [24].

La siguiente prueba la llevaron a cabo con el equipo REGRO (Semi-industrial High Pressure Grinding Roll), cuyos parámetros de diseño son los siguientes [24]:

Diámetro de rodillos: 0.71 m

Largo de rodillos: 0.21m

Velocidad de rodillos: 0.29 - 1.10 m/s

Tamaño máximo de alimentación: 16 - 35 mm

El equipo empleado se muestra en la siguiente imagen:

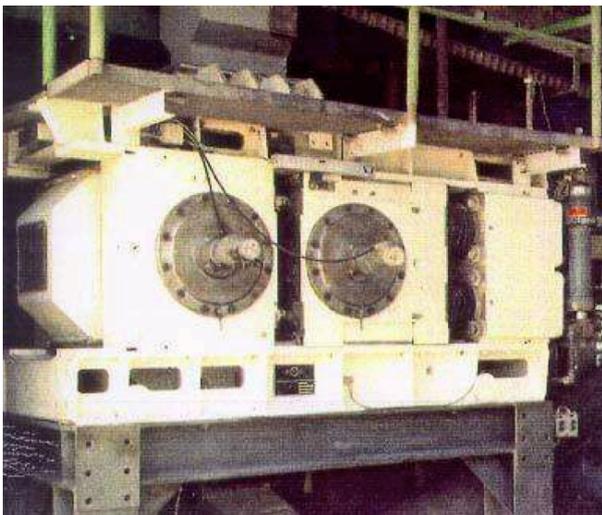


Figura 1.38. Equipo REGRO (Tomado de High Pressure Grinding Tests on Copper/Gold/Molybdenum Ore from the Morrison Project British Columbia, Canada for Pacific Booker Minerals Inc. at the Polysius Research Centre)

Con este equipo llegaron a los siguientes resultados [24]:

Test no:	Moisture	Specific	Specific	Specific	Specific	Product fineness (center)		
		Press Force	Throughput	Power	Energy	Cumulative % passing		
	[%]	[N/mm ²]	[ts/hm ³]	[kW/m ³]	[kWh/t]	8 mm	2 mm	0.025 mm
Open- circuit								
R1	1.00	2.59	229.6	320	1.40	76.18	38.80	13.70
R 2/2.1	1.00	3.49	218.0	386	1.77	80.95	47.60	18.40
R3	1.00	4.22	210.6	445	2.11	86.17	52.40	21.60
R4	4.10	3.45	221.8	438	1.97	83.68	48.80	20.70
R2.2	1.00	3.59	220.6	383	1.74	-	-	-
Closed-circuit with 6mm screen								
R2.3	1.00	3.69	225.8	384	1.70	88.87	52.80	23.00

Como se puede ver en la tabla anterior, los parámetros que calcularon son los mismos definidos previamente: Fuerza de molienda específica, alimentación específica y energía específica. Con esta información ya es posible estimar un HPGR a nivel industrial de acuerdo al siguiente procedimiento:

Datos:

$$P_{SP} = 445 \text{ kW/m}^3$$

$$W_{sp} = 2.11 \text{ kWh/t}$$

Velocidad de rotación de los rodillos: 0.695 (m/s), tomado como la media aritmética de la velocidad de rotación de los rodillos del equipo REGRO.

Los valores tomados son los mayores dentro de los que fueron determinados durante las pruebas.

La potencia específica (P_{SP}) se define como la potencia empleada por un equipo de ciertas dimensiones dividida entre el área proyectada y la velocidad de rotación de los rodillos, de modo que [24]:

$$P_{SP} = \frac{P}{D \cdot L \cdot u} \left[\frac{ts}{hm^3} \right]$$

Donde:

P [kW]: Potencia

D [m]: Diámetro de rodillos

L[m]: Longitud de rodillos

u [m/s]: Velocidad de rotación de los rodillos

De la ecuación anterior se despeja P de modo que se obtiene la potencia empleada por el equipo de laboratorio:

$$P = DLuP_{SP} = (0.71m)(0.21m) \left(0.695 \frac{m}{s} \right) \left(445 \frac{kWs}{m^3} \right) = 46.1kW$$

Con la potencia calculada ahora es posible calcular la velocidad de alimentación M, de acuerdo a la ecuación (1.7.16):

$$M = \frac{P}{W_{sp}} = \frac{46.1kW}{2.11 \frac{kWh}{t}} = 21.85 \frac{t}{h}$$

Con la información calculada previamente, se puede hacer uso de la ecuación (1.7.6) de la siguiente manera:

$$\dot{m} = \frac{M}{D \cdot L \cdot u} = \frac{21.85 \frac{t}{h}}{(0.71m)(0.21m) \left(0.695 \frac{m}{s} \right)} = 211 \frac{ts}{hm^3}$$

El motivo por el que se calcula la alimentación específica es porque puede emplearse para calcular el HPGR en escala industrial de acuerdo al siguiente criterio:

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 \therefore \frac{M_{lab}}{D_{lab}L_{lab}u_{lab}} = \frac{M_{ind}}{D_{ind}L_{ind}u_{ind}}$$

De modo que:

$$\frac{M_{ind}}{D_{ind}L_{ind}u_{ind}} = 211 \frac{ts}{hm^3}$$

Si asumimos que la alimentación deseada a nivel industrial es de 1300 tph, se puede entonces obtener una relación Diámetro/Longitud/Velocidad de giro, la cual permitirá conocer las dimensiones aproximadas del molino deseado:

$$D_{ind}L_{ind}u_{ind} = \frac{1300 \frac{t}{h}}{211 \frac{ts}{hm^3}} = 6.16 \frac{m^3}{s}$$

En la imagen 1.39 se comparan dos HPGR's para una aplicación en la cual se requiere de una alimentación de 1.425 tph, lo cual bastaría para la capacidad deseada de 1300 tph:

Impact of L/D - ratio on Performance and Design				Model 1	Model 2
L/D-ratio				high	low
Roll diameter	D	[m]		1,70	2,25
Roll width	L	[m]		1,80	1,40
Roll speed	n	[rpm]		23,26	17,06
Circumferential speed	u	[m/s]		2,07	2,01
Specific throughput	m	[t*s/(m ³ /h)]		225	225
Throughput	M	[tph]		1.425	1.425
Relative troughput		[%]		100	100
Weight of grinding rolls	W 1 / W 2	[t]		65	88
Relative weight of grinding rolls		[%]		100	136
Specific grinding force	φ	[N/mm ²]		4	4
Grinding force	F	[kN]		12.240	12.600
Relative grinding force		[%]		100	103
Specific energy input	w _{sp}	[kWh/t]		2,0	2,0
Required motor power (each)	P _{req}	[kW]		1.425	1.425
Recommended motor power (each)	P _{rec}	[kW]		1.575	1.575
Roll torque (each)	T _{roll}	[kNm]		647	881
Relative gear box torque		[%]		100	136
Expected gap size	s	[mm]		42	55
Relative gap size		[%]		100	132
Max. feed size	hard ore	X _{max}	[mm]	42	55
(recommended)	soft ore	X _{max}	[mm]	62	83
Relative liner life			[%]	100	136

Figura 1.39. Comparación de dos HPGRs de alta y baja relación L/D (Tomada de Selection and Sizing of High Pressure Grinding Rolls en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1).

Como se puede observar, los dos modelos proporcionan una relación $DLu = 6.33 \text{ m}^3/\text{s}$, el cual es ligeramente mayor al calculado. De modo que el siguiente paso consiste en seleccionar el HPGR de acuerdo a los siguientes criterios:

El modelo 1 (mayor relación L/D) tiene que ser operado a una velocidad mayor que la crítica ($u > D$) para alcanzar la alimentación requerida, mientras que el modelo 2 (menor relación L/D) es operado por debajo de la velocidad crítica ($u < D$). Como consecuencia de la mayor velocidad relativa, la alimentación específica del modelo 1 será menor en la práctica respecto al modelo 2. Adicionalmente, la velocidad de abrasión del modelo 1 será mayor debido a la alta velocidad relativa (Mular et. al.).

El peso de los modelos con baja relación L/D debe ser mayor simplemente por considerar el peso de los rodillos (Mular et. al.).

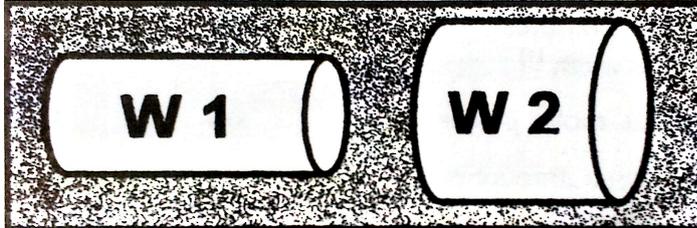


Figura 1.40. Diferentes diámetros de rodillos (Tomada de Selection and Sizing of High Pressure Grinding Rolls en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1)

La fuerza de molienda requerida F es muy similar y la potencia de motor recomendada P_{rec} es la misma para ambos modelos. No obstante, la caja de mecanismos del modelo 2 tiene que transmitir un mayor torque debido a que la unidad es operada a una velocidad de rodillo menor, transmitiendo la misma energía. Esto implica que el modelo 2 siempre requerirá de mayores cajas de mecanismos que el modelo 1 para procesar la misma velocidad de alimentación (Mular et. al.).

Una alta relación L/D tiene el potencial de reducir la cantidad de material sin presionar el material de los bordes de los rodillos, dando lugar a un producto ligeramente fino, pero a expensas de un sesgo en la segregación de la alimentación, a lo largo de los rodillos (efecto de borde). Este sesgo incrementa la cantidad de material sin presionar. Una unidad con relación menor L/D tiene una mayor abertura de trabajo, debido al mayor diámetro de rodillo, y aceptará materiales de mayor tamaño que los modelos con alta relación L/D. Entre más ancho sea el rodillo menor es la posibilidad al sesgo (Mular et. al.).

La alimentación específica es mayor con una relación L/D menor para materiales gruesos. Este punto puede ser lustrado mejor en la siguiente figura (Mular et. al.):

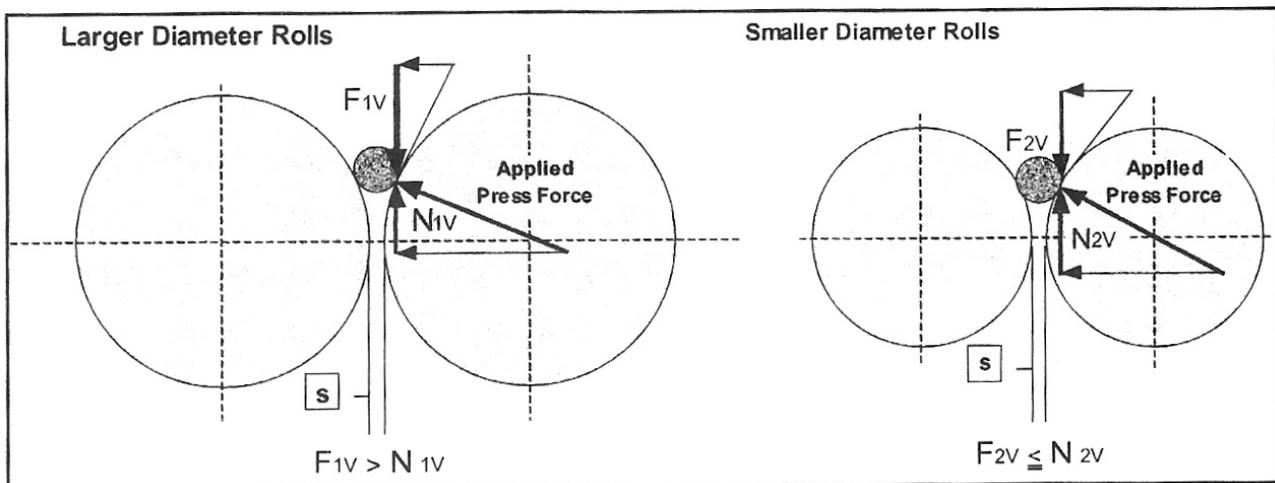


Figura 1.41. Condiciones de pellizco en relaciones L/D alta y baja (Tomada de Selection and Sizing of High Pressure Grinding Rolls en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1)

Para mayores diámetros de rodillo, la fuerza de fricción, F_{1V} , es mayor que el componente normal, N_{1V} , de la fuerza de presión, y la alimentación es recibida mejor en los rodillos, sin resbalamiento sobre su superficie (Mular et. al.).

Ventajas de una baja relación L/D : (Mular et. al.)

- Mayor tiempo de vida de los revestimientos debido a la menor velocidad y tasa de desgaste
- Mayor disponibilidad debido al menor número de cambios de revestimientos
- Acepta tamaños mayores de alimentación debido a su mayor abertura de trabajo
- Condiciones mejoradas de pellizco

Desventaja de una baja relación L/D: (Mular et. al.)

- Mayor costo debido a que los rodillos son más pesados y las cajas de mecanismos son mayores.

NOTA. El ejemplo anterior consideró los parámetros P_{SP} y W_{sp} para dimensionar el HPGR, no obstante cabe señalar que este cálculo se puede realizar también empleando la alimentación específica determinada durante la prueba, lo cual serviría para rectificar el resultado:

Si se considera, de acuerdo a los resultados de la prueba, que: $m = 221.8 \text{ ts/hm}^3$, la relación DL_u quedaría:

$$D_{ind} L_{ind} u_{ind} = \frac{1300 \frac{t}{h}}{221.8 \frac{ts}{hm^3}} = 5.86 \frac{m^3}{s}$$

Este valor es menor al calculado previamente pero permite rectificar las dimensiones propuestas anteriormente como las ideales.

Proveedores de equipos HPGR

Actualmente existen tres fabricantes de equipos HPGR:

- Polysius
- KHD Humboldt Wedag AG
- Köppern

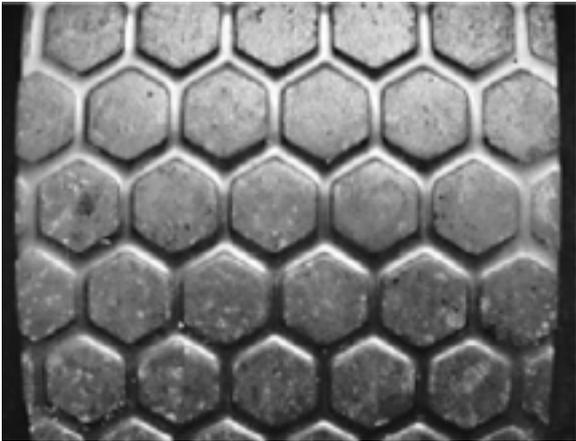
Todos de tecnología alemana.

Polysius prefiere los equipos con diseño de mayor diámetro, menor ancho, mientras que KHD y Köppern prefieren los equipos de menor diámetro.

El diseño de mayor diámetro es más caro pero ofrece mayor tiempo de vida de los recubrimientos para una aplicación dada, mientras que la abertura de trabajo es mayor y las superficies de los rodillos se encuentran expuestas a una menor proporción de material procesado.

Los rodillos de mayor diámetro también generan un producto más grueso debido a la mayor influencia del efecto de borde. No obstante, para aplicaciones con circuitos cerrados este grosor adicional aumenta la carga circulante y tiende a contrarrestar los beneficios dados por el mayor tiempo de vida.

El empleo de tachones de carburo de tungsteno para crear una capa autógena de desgaste sobre la superficie cubierta es una patente de KHD.



Tanto Polysius como KHD han experimentado con aplicaciones de minerales y rodillos tachonados y pueden proveer equipos con capacidades de hasta 2,200 tph. Aunque Köppern tiene experiencia limitada en operaciones de procesamiento de minerales, sus equipos son operados satisfactoriamente en la industria del cemento. Para materiales altamente abrasivos, Köppern recomienda emplear su protección tipo Hexadur en los rodillos.

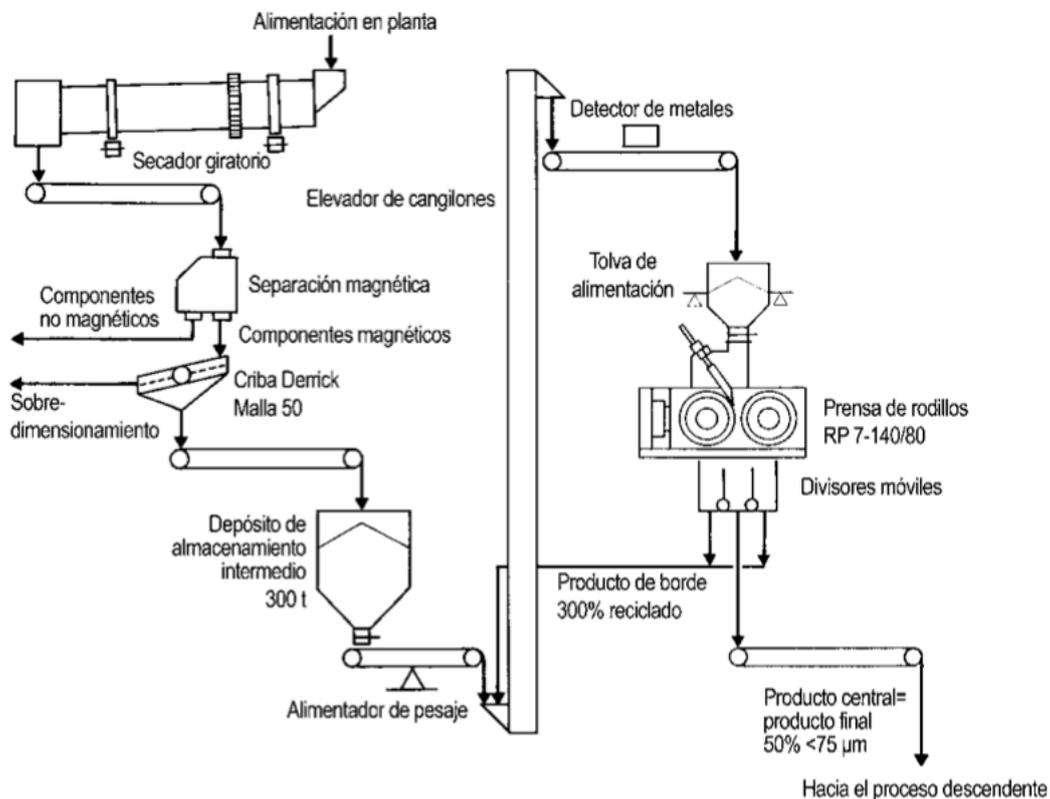
Figura 1.42. Superficie de desgaste tipo Hexadur para conminución de minerales duros (Tomada de High-Pressure Grinding Rolls - A Technology Review en Advances in Comminution).

Aplicaciones actuales en el mundo

Estados Unidos

Emplean un HPGR 7-140/80 KHD para la trituración de Pebbles de mineral de hierro [35].

Estados Unidos: información de diseño y procesos	
Empresa/ubicación	Iron Dynamics Inc. Butler, Indiana
Diámetro del rodillo	1,400 mm
Ancho del rodillo	800 mm
Material de alimentación	Pebbles feed de mineral de hierro
Humedad en el proceso de alimentación	1%
Tamaño del material de alimentación	2 mm
Tamaño de grano final	50% < 75mm
Índice de rendimiento	400 t/h
Consumo de energía específica	< 1.75 kW h/t
Fuerza de prensa específica	5 N/mm ² (max)
Tamaño del motor	2 x 670 kW
Vida útil de las ruedas con estoperoles	8,500 horas de funcionamiento

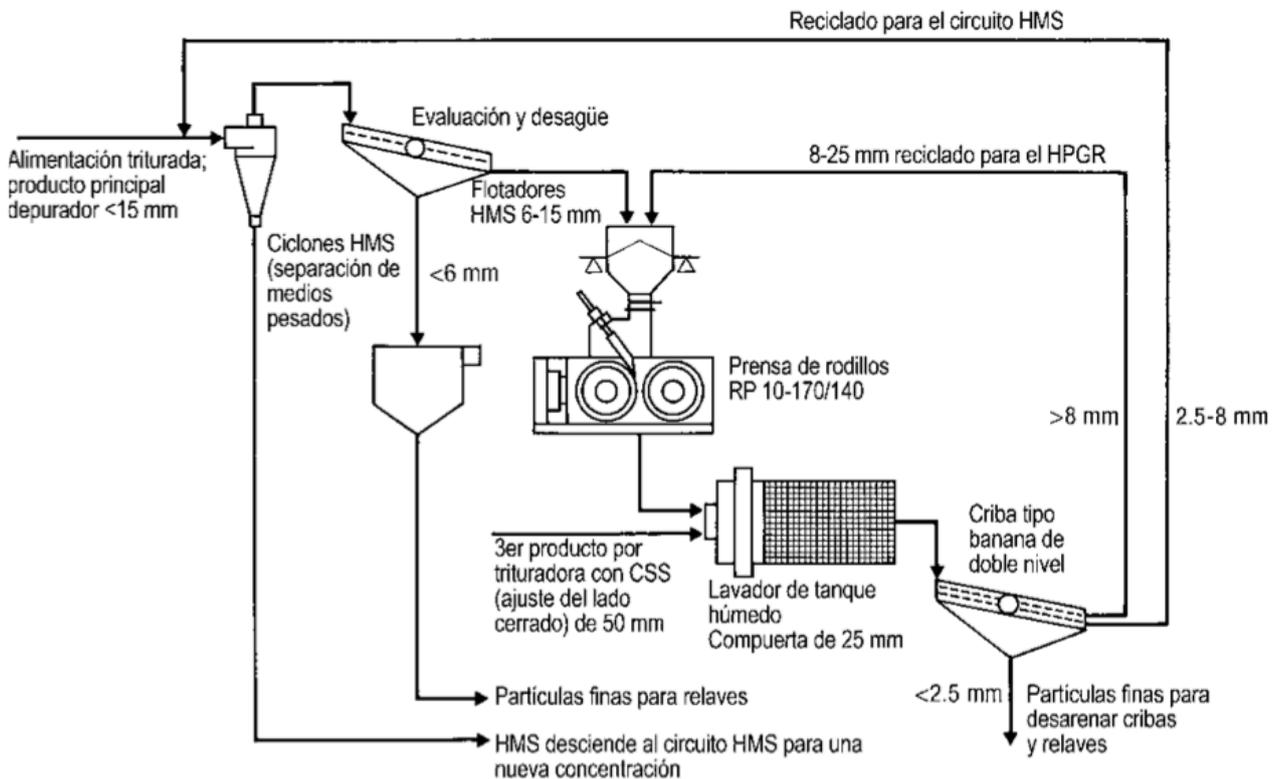


Información tomada de boletín Humboldt Wedag de Weir Minerals -Primera elección en cuanto al servicio y la tecnología de HPGR-

Australia

Emplean un HPGR 10-170/140 KHD para un nuevo proceso de triturado de kimberlitas [35]:

Australia: información de diseño y procesos	
Empresa/ubicación	Argyle Diamond Mines Pty Ltd.
Diámetro del rodillo	1,700 mm
Ancho del rodillo	1,400 mm
Material de alimentación	Kimberlita
Humedad en el proceso de alimentación	2-4%
Tamaño del material de alimentación	25 mm
Tamaño de grano final	39%
Índice de rendimiento	800 t/h máximo
Consumo de energía específica	1.75 kW h/t
Fuerza de prensa específica	2.96 N/mm ² (máximo 4.5)
Tamaño del motor	2 x 950 kW
Vida útil de las ruedas con estoperoles	4,000 horas de funcionamiento (serie 1+2) 6,350 horas de funcionamiento (serie 3) 7,000 horas de funcionamiento (serie 4)

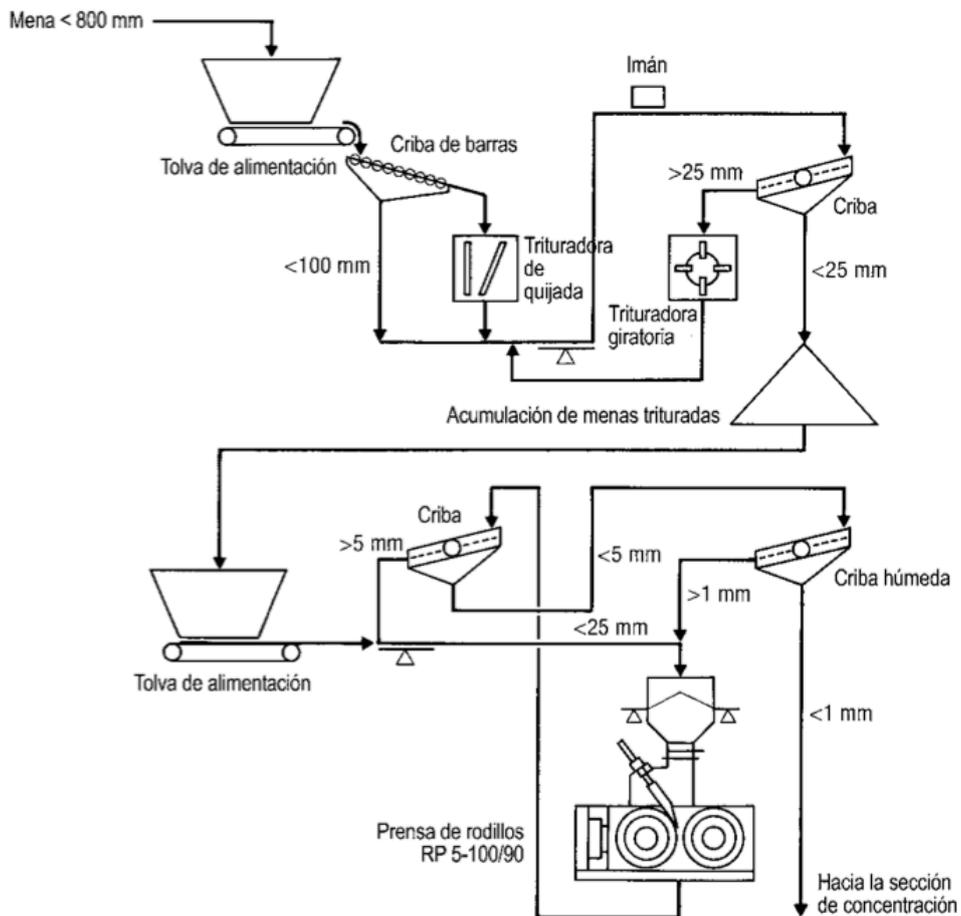


Información tomada de boletín Humboldt Wedag de Weir Minerals -Primera elección en cuanto al servicio y la tecnología de HPGR-

Rusia

Utilizan un equipo HPGR 5.0 - 100/90 KHD para la molienda de mineral de oro [35]:

Rusia: información de diseño y procesos	
Empresa/ubicación	Suchoj Log Irkutsk, Rusia
Diámetro del rodillo	1,000 mm
Ancho del rodillo	900 mm
Material de alimentación	Mineral de oro
Humedad en el proceso de alimentación	6.5% máximo
Tamaño del material de alimentación	25 mm
Tamaño de grano final	40% < 1.0 mm; 70% < 5.0 mm
Índice de rendimiento	320 t/h
Consumo de energía específica	< 1.80 kW h/t
Fuerza de prensa específica	5 N/mm ²
Tamaño del motor	2 x 400 kW
Vida útil de las ruedas con estoperoles	8,800 horas de funcionamiento



Información tomada de boletín Humboldt Wedag de Weir Minerals -Primera elección en cuanto al servicio y la tecnología de HPGR-

2. CLASIFICACIÓN

2.1 . Teoría y cálculo de cribas

2.2. Teoría y cálculo de hidrociclones

2.1 TEORÍA Y CÁLCULO DE CRIBAS

La separación por tamaños permite la transferencia de flujos de material de diferentes dimensiones hacia los procesos de tratamiento más adecuados de acuerdo a su tamaño (Mular, Halbe y Barratt, 2002).

Las cribas son equipos de separación de partículas que las clasifican de acuerdo a su tamaño y esta operación la realizan a través de aberturas. La alimentación a las cribas puede realizarse en seco o en húmedo, dependiendo de las necesidades del proceso (Mular et. al.)

Cribas vibratorias

Los principales componentes de una criba vibratoria son (Mular et. al.):

- La superficie de cribado (malla)
- El montaje del vibrador
- La caja/distribuidor de alimentación

Los componentes auxiliares pueden consistir en (Mular et. al.):

- Chutes de alimentación
- Bandas transportadoras
- Sistemas de recolección de polvo

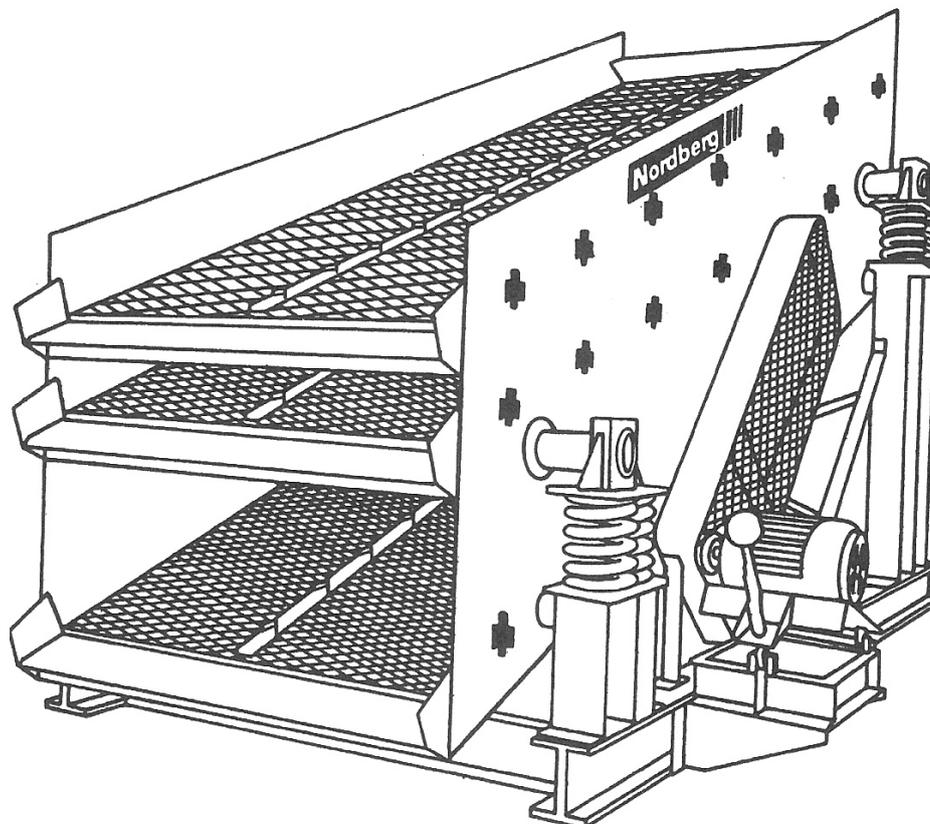


Figura 2.1. Criba vibratoria de 3 mallas (Tomada de Coarse Screening en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1)

Medios de cribado

El elemento más importante de toda criba es la superficie del medio de cribado, que es en donde ocurre la separación del material. El medio de cribado es típicamente la parte más cara dentro del mantenimiento de las cribas. Las superficies de cribado son clasificadas en tres categorías generales que son (Mular et. al.)

:

- Malla de alambre tejido
- Placa perforada
- Perfil alambre/barra

Malla de alambre tejido

Cuando se desea el cribado de materiales más finos se opta por un medio tejido². Una gran variedad de materiales se han empleado para la fabricación de estos medios, entre los cuales se incluyen aceros aleados que son resistentes a la abrasión, aceros al alto carbón, aceros inoxidable, entre otros. También se ha optado por materiales sintéticos como poliuretano, caucho natural o caucho sintético. Estos materiales tienen la ventaja de presentar un menor desgaste y resultan más sencillos de montar y sustituir, no obstante, son más caros y reducen la eficiencia de cribado (Mular et. al.).

Los medios de cribado con características de flexibilidad como las membranas de caucho o de poliuretano pueden trabajar bien bajo condiciones severas (Mular et. al.).

El flujo de material puede ser ya sea paralelo o perpendicular respecto a la dimensión mayor de la malla. En paralelo se ha observado una mayor capacidad de cribado y una reducción en la obstrucción debido a materiales arcillosos. Si el flujo es perpendicular, las obstrucciones se reducen para materiales secos, las mallas tienen un mayor tiempo de vida y la eficiencia de cribado es mayor (Mular et. al.).

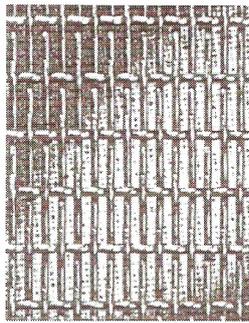
Placa perforada

Esta se emplea para aplicaciones gruesas y es útil como malla superior para la reducción de desgaste y del daño a mallas inferiores con aberturas menores. Las placas son más caras, pero tienen una gran resistencia a la abrasión, mayor tiempo de vida, menor atascamiento, mayor eficiencia y una gran precisión para la separación cuando se emplea con tamaños de partículas mayores. Las placas suelen estar cubiertas de una capa gruesa de caucho para incrementar su tiempo de vida (Mular et. al.).

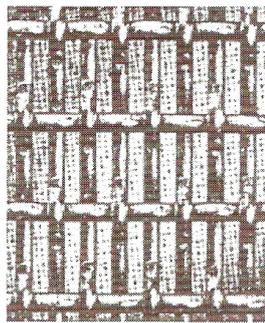
Perfil alambre/barra

Esta ha sido empleada para cribado grueso y fino, para aplicaciones de desagüe y para montajes especiales de cribado. El alambre en paralelo es el más común, pero colocado transversalmente es efectivo para el cribado en seco en rangos de tamaño más finos. No suelen ser utilizados en circuitos de trituración (Mular et. al.).

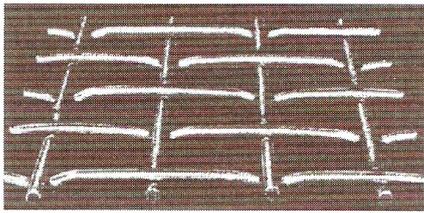
² Se entiende por cribado grueso cuando se realiza a un tamaño mayor o igual a 4 mallas (4.75 mm)



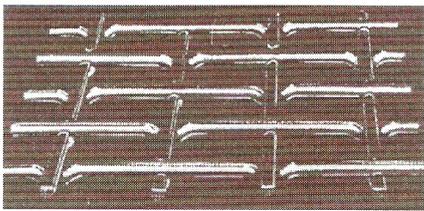
No. 49 Ton-Cap



No. 226 Ton-Cap

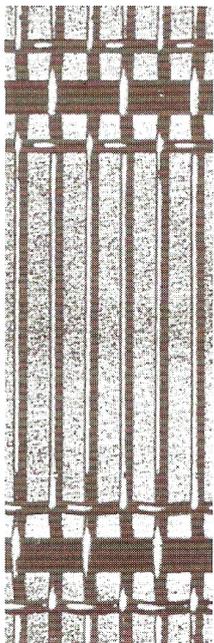


Flat Top Screen

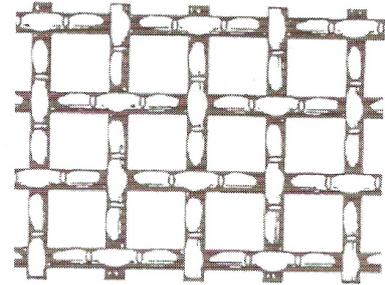


Rolled Top Screen

Type R Ty-Rod

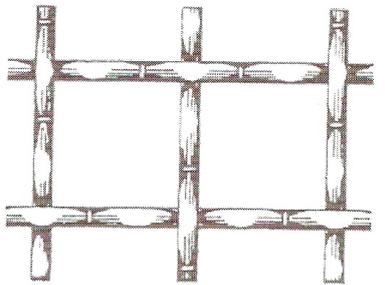


No. 9441 Ty-Rod



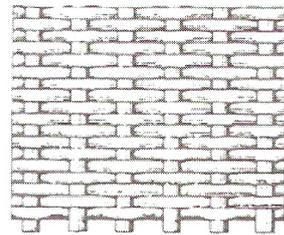
(End View)

• Press-lock Crimp (Precrimped)



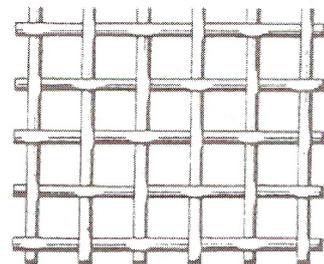
(End View)

Intercrimped (Precrimped)



(End View)

Dutch Weave (Plain)



(End View)

Square Mesh (Plain)

Figura 2.2. Diferentes configuraciones de mallas (Tomada de Principles of Mineral Processing)

Medidas comunes del desempeño de la criba

Durante la etapa de diseño, el desempeño de la criba debe tomarse en consideración. Existe una variedad de medidas en uso para determinar el desempeño de la criba, las tres más comunes son (Mular et. al.):

- Capacidad Nominal
- Eficiencia, E_u , de la remoción de las partículas menores desde el flujo superior
- Eficiencia de la recuperación de partículas de menor tamaño, R_u

En la siguiente figura, F representa toneladas cortas por hora de sólidos en seco, O representa las toneladas cortas por hora del flujo de sobretamaño, f_x y o_x son, respectivamente, la fracción en peso acumulado de partículas más finas que el tamaño de separación en los flujos F y O (Mular et. al.) .

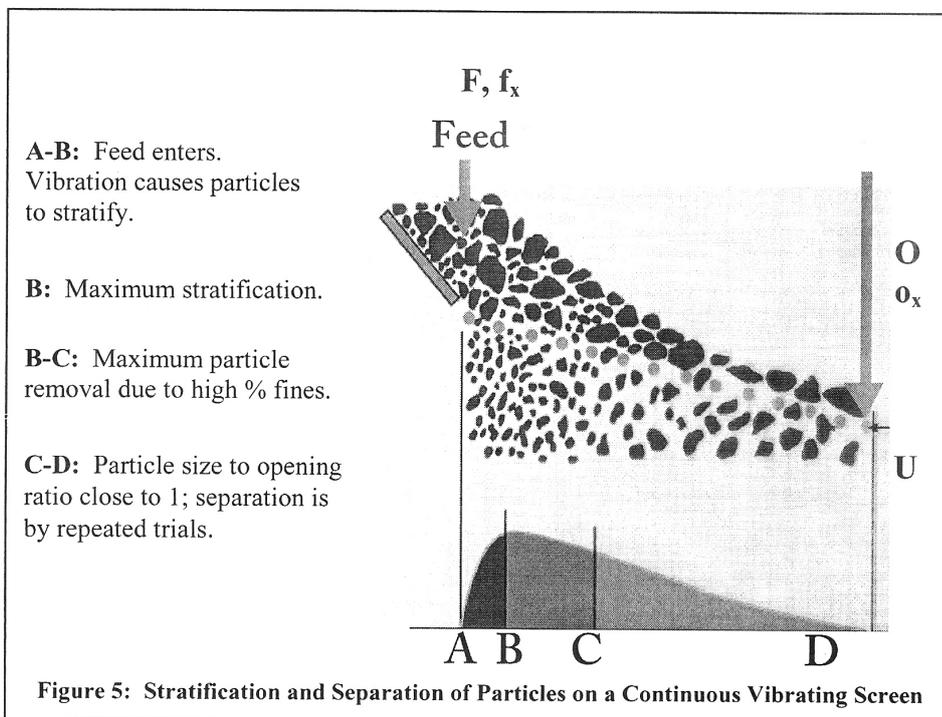


Figura 2.3. Estratificación y Separación de partículas en una criba vibradora continua (Tomada de Coarse Screening en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1)

Capacidad Nominal

La Capacidad nominal se expresa como toneladas de sólidos que pasan a través de la malla por pie cuadrado del área de cribado por hora por milímetro de apertura de malla (Mular et. al.).

Eficiencia, E_u

Para una criba operando en estado estacionario, el flujo de sobretamaño debe contener casi todas las partículas (>95%) que sean más gruesas que el tamaño al cual se realiza la separación junto con algunas partículas que sean más finas. En el flujo superior resulta más importante medir qué tan bien la malla desvía a los finos hacia el flujo inferior. La siguiente ecuación indica que (Mular et. al.):

$$E_u = \left[\frac{F(1 - f_X)}{O} \right] = (1 - o_X) \dots (2.1.1)$$

El valor resultante se puede multiplicar por 100 para convertirlo en porcentaje.

Eficiencia, R_u

Cuando el flujo inferior es de mayor interés, una medida de la efectividad con la cual la malla transfiere las partículas más finas que el tamaño de corte, es la recuperación de finos en el flujo inferior. De modo que (Mular et. al.):

$$R_{u^-} = \left[\frac{U}{F f_X} \right] = \left[\frac{f_X - o_X}{f_X(1 - o_X)} \right] \dots (2.1.2)$$

R_u se expresa como una fracción menor o igual a 1.

Nótese que E_u y R_u se relacionan mediante la ecuación (Mular et. al.):

$$R_{u^-} = \left[\frac{f_X - o_X}{f_X E_u} \right] = \left[\frac{E_u + f_X - 1}{f_X E_u} \right] \dots (2.1.3)$$

Eficiencia de cribado versus capacidad

La eficiencia de cribado varía de acuerdo a su capacidad. Esto se ilustra en la siguiente figura, en donde el Porcentaje de capacidad Nominal es graficada contra el Porcentaje de Eficiencia, E_u . Nótese que la máxima eficiencia es del 95% y ocurre a un 80% de la Capacidad Nominal. Por debajo del 70% de capacidad, la eficiencia decrece rápidamente. Debe observarse que la línea punteada indica la Capacidad Nominal por debajo del 70% y se mantiene con una cama de material con apertura de radio 1:1 o mayor (Mular et. al.).

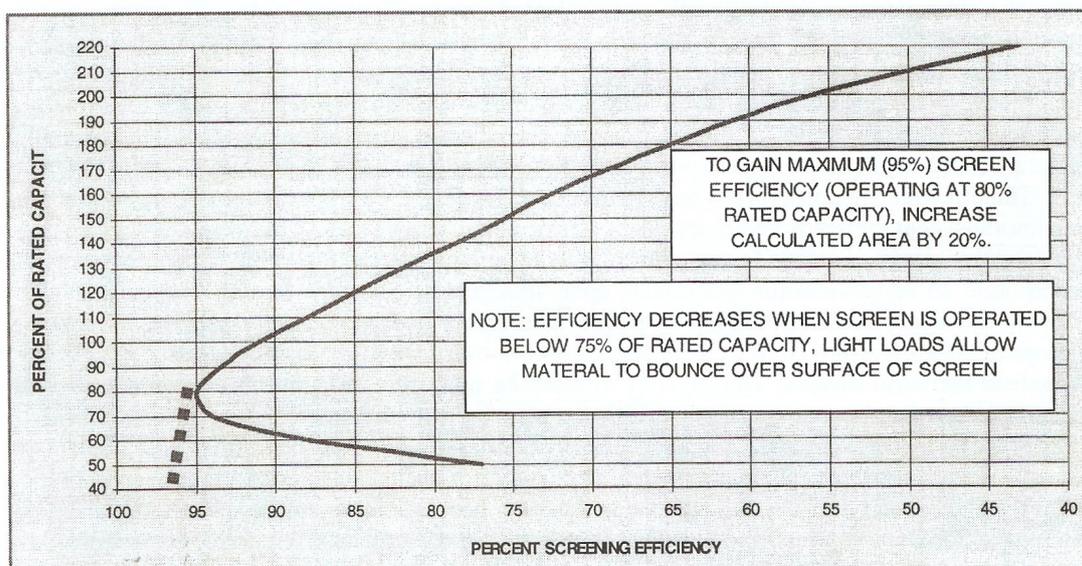


Figure 6: % Rated Capacity versus % Screening Efficiency, E_u

Figura 2.4. % de capacidad nominal vs % de eficiencia de cribado, E_u (Tomada de Coarse Screening en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1)

La curva de la figura anterior fue desarrollada para cribas operando a un 90% de eficiencia.

Influencia de las variables de diseño y operación

Las variables de diseño que influyen en el desempeño de la criba son (Mular et. al.):

- **Área de la malla.** Para un área dada, la capacidad es proporcional al ancho de la malla, mientras que la eficiencia es proporcional a la longitud de la misma.
- **Forma de abertura y tamaño.** La capacidad de la malla disminuirá con la reducción en el tamaño de la abertura. La forma de la abertura será importante en el desempeño de la criba. Las aberturas rectangulares o ranuradas ofrecen una mayor abertura por lo que son menos susceptibles al atascamiento. Las aberturas cuadradas ofrecen una mayor selectividad de acuerdo al tamaño de corte establecido.
- **Inclinación de la malla.** Las mallas se instalan en ángulos que varían de 0° a 30° siendo 20° el ángulo típico en plantas estacionarias y 0° en plantas móviles.
- **Movimiento.** La vibración de las cribas se produce ya sea de forma circular, como una línea recta o como un movimiento elíptico. El vibrador puede rotar a una velocidad de 700 a 1200 rpm, siendo normales frecuencias de 700 a 1000 ciclos/min.

Las variables de operación son (Mular et. al.):

- **Tamaño de partícula, forma y distribución.** Para una dada abertura de malla, tanto la tasa de cribado y la probabilidad de paso aumentarán conforme el tamaño de las partículas disminuye, aunque la forma de la partícula puede modificar este efecto. Para obtener mayores tasas de cribado (capacidades mayores), la exposición de finos y partículas cercanas debe maximizarse y la cantidad de material con sobretamaño debe reducirse mediante el empleo de una malla colocada en el nivel superior que sea de un tamaño más grueso. Esta malla comúnmente se conoce como “malla de alivio”.
- **Tasa de alimentación de sólidos y profundidad de la cama.** Dado que el espesor de la cama aumenta con la tasa de alimentación, y ya que la eficiencia depende de la alimentación, existe un espesor óptimo. Nichols recomienda una profundidad de cama para minerales secos en la descarga de la criba e indica que no debe sobrepasar n veces la abertura de la malla, donde $n = 2 + 0.02p$. Para un flujo de material dado con sobretamaño, siendo F (stph) la alimentación, y la profundidad de la cama D (in), se puede estimar como:

$$D = \left[\frac{400F}{v_t W \rho} \right] \dots (2.1.4)$$

Donde:

v_t (ft/min): Flujo de traslado de la cama de material

W (ft): Ancho efectivo de la malla

ρ (lbs/ft³): Densidad del material

Por otro lado Bothwell nos recomienda (Mular et. al.):

D = No mayor a 4 veces la abertura para agregado seco
D = No mayor a 3 veces la abertura para carbón seco
D = No mayor a 8 veces la abertura para descarga húmeda de molino
D = No mayor a 3 pulgadas para Deslamado

Matthews nos proporciona una alternativa a la ecuación anterior (Mular et. al.):

Longitud de la malla, ft	Profundidad de la cama, Roca seca
6 a 10	1.5 a 2.0 el tamaño promedio de partícula
12 a 16	2.0 a 2.5 el tamaño promedio de partícula
20 a 24	2.5 a 3.0 veces el tamaño promedio de partícula

Tabla 2.1. Tomada de Coarse Screening en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

El tamaño de retención de la cama, $t(\text{min})$, se calcula de $t=L_s/v_t$, donde $L_s(\text{ft})$ es la longitud efectiva de la malla. La tasa de movimiento, v_t , varía de acuerdo a la inclinación de la malla y las características de movimiento.

- **Contenido de humedad en la alimentación.** El contenido de humedad en un material con alto contenido de arcillas puede ocasionar el atascamiento de la criba y, por consiguiente, una reducción en la eficiencia y capacidad. La humedad puede ocasionar que las partículas finas se adhieran a las partículas mayores, tendiendo a aglomerarse, lo cual puede traer problemas durante el proceso. Cuando los problemas de este tipo son severos, se tienen que emplear mallas con un recubrimiento especial.

Estimación del área de cribas vibratorias

El área, $A(\text{ft}^2)$ se estima con la ecuación (Fuerstenau y Han, 2003):

$$A = \frac{U}{C F_t F_o F_e F_d F_{oa} F_s F_w} f t^2 \dots (2.1.5)$$

Donde:

U (stph): Alimentación en seco con tamaño por debajo del tamaño de corte

C (stph): Capacidad base a través de la criba por pie cuadrado, con una eficiencia del 95%

F_f : Factor de finos

F_o : Factor de sobretamaño

F_e : Factor de eficiencia

F_d : Factor de malla (a considerar cuando la criba tiene más de una malla)

F_{oa} : Factor de área abierta

F_s : Factor de ranura (para considerar la influencia de la forma con la dimensión mayor paralela al flujo de material)

F_w : Factor de cribado en húmedo

%	Factores		
	Factor de finos, F_f	Factor de sobretamaño, F_o	Factor de eficiencia, F_e
0	0.44		
10	0.55	1.05	
20	0.70	1.01	
30	0.80	0.98	
40	1.00	0.95	
50	1.20	0.90	
60	1.40	0.86	
70	1.80	0.80	
80	2.20	0.70	1.75
85	2.50	0.64	1.50
90	3.00	0.55	1.25
95	3.75	0.40	1.00

Tabla 2.2. Tomada de Principles of Mineral Processing

Mallas	Factor de malla, F_d
Superior	1.00
Segunda	0.90
Tercera	0.75

Tabla 2.3. Tomada de Principles of Mineral Processing

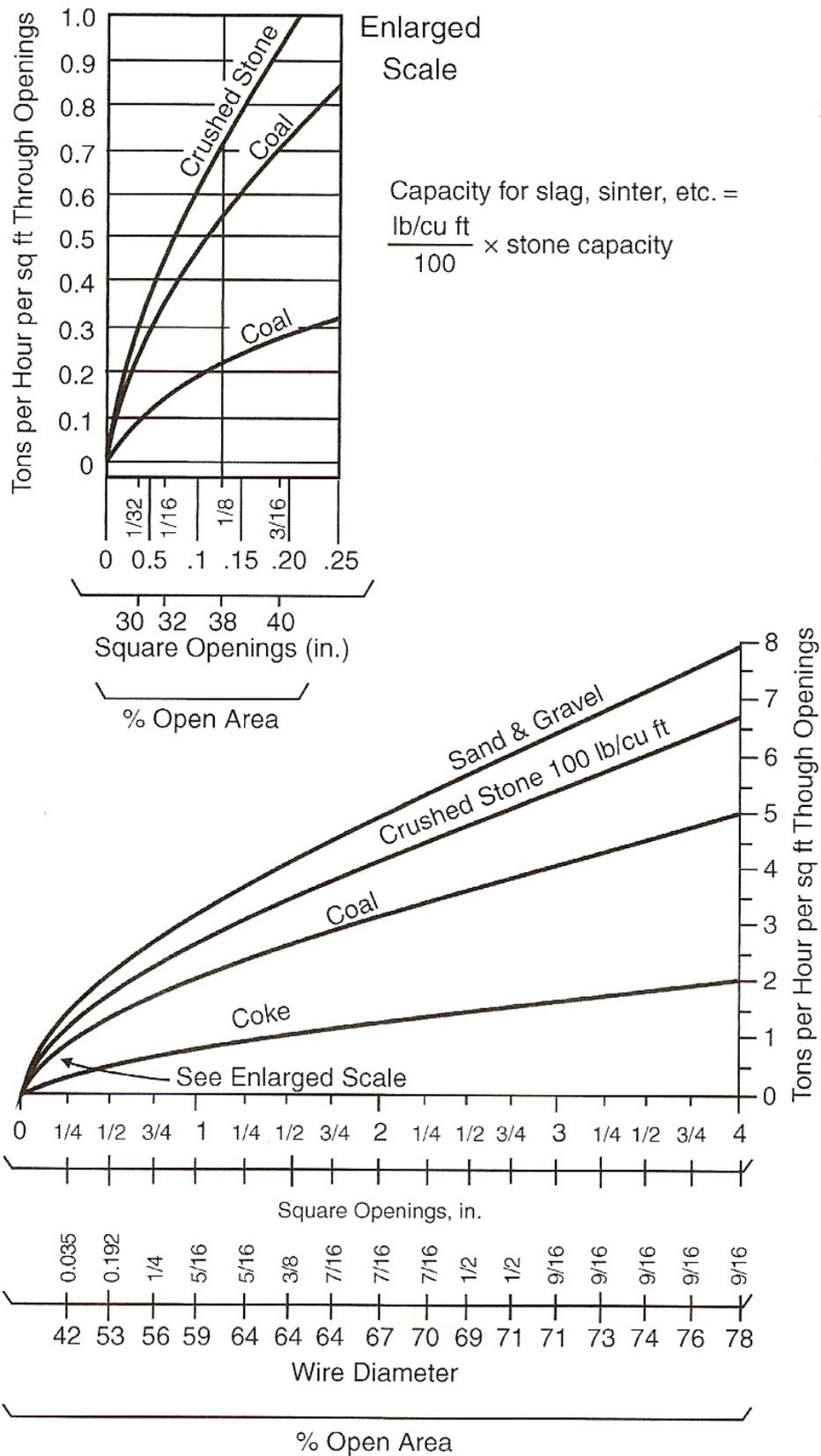


Figura 2.5. Capacidad de malla por pie cuadrado (Tomada de Principios of Mineral Processing)

Tamaño de abertura, in ²	Factores de cribado en húmedo		
	Humedad límite*	F _w	F _{Swa} †
1/32 o menor	0%	1.25	1.10
1/16	1%	3.00	2.00
1/8	1%	3.50	2.50
3/16	2%	3.50	2.50
5/16	4%	3.00	2.00
3/8	4%	2.50	1.50
1/2	6%	1.75	1.30
3/4	6%	1.35	1.20
1 - 2	6%	1.25	1.10
1 - 1/2	Sin límite	1.25	1.10
+2	Sin límite	1.0	1.0

* Cuando se emplea cribado en seco: Si la humedad excede el límite, se deben considerar configuraciones especiales de apertura.
† Emplear F_{wa} cuando no se esté seguro acerca del rocío de agua máxima (maximum spray water) disponible, o siendo usada eficientemente.

Tabla 2.4. Tomada de Principles of Mineral Processing

Medio de cribado típico	Relación Longitud/Ancho (a_2/a_1)	Factor de ranura, F _s
Cuadrado y unas pocas aberturas rectangulares	Menor a 2	1.0
Aberturas rectangulares, Ton-Cap	Igual o mayor a 2, pero menor que 4	1.1
Aberturas ranuradas Ty-Rod, nonblind	Igual o mayor a 4 pero menor que 25	1.2
Mallas de barras paralelas	Igual o mayor a 25	1.4

Tabla 2.5. Tomada de Principles of Mineral Processing

La capacidad base (C) se puede determinar para varios materiales a partir de su densidad de acuerdo con la siguiente fórmula (Fuerstenau y Han, 2003):

$$C = \left[\frac{\text{Densidad aparente}}{100} \right] (\text{Capacidad de roca triturada}) \dots (2.1.6)$$

Una vez que se ha definido el área de la criba, A, se debe calcular el ancho W (ft) y la longitud L (ft). Una relación longitud/ancho de 2 a 3:1 se debe mantener. W se selecciona para maximizar la capacidad, mientras que la longitud se define para maximizar la eficiencia (Fuerstenau y Han, 2003).

El ancho, W, se puede estimar de (Fuerstenau y Han, 2003):

$$W = \frac{400F}{DT(\text{densidad aparente})} \dots (2.1.7)$$

La profundidad de la cama, D, en la descarga del sobretamaño debe ser menor o igual a (Fuerstenau y Han, 2003):

$$D^* = [2 + 0.02(\text{densidad aparente})]X_s \dots (2.1.8)$$

Donde X_s es el tamaño de corte deseado. Los valores de T pueden estimarse para equipos con movimiento giratorio en rotación a contracorriente de (Fuerstenau y Han, 2003):

$$T = -120 + 10G \dots (2.1.9)$$

Donde G(grados) es el ángulo de inclinación de la malla. En rotación a favor de la corriente, T será un 10% mayor.

La longitud L(ft) se estima mediante (Fuerstenau y Han, 2003):

$$L = \frac{A}{W} \dots (2.1.10)$$

Donde A es el área estimada de la malla. Los valores de L y W deben ajustarse tanto como sea posible a los valores existentes en equipos comercialmente disponibles con el fin de reducir costos.

Los ángulos iniciales de inclinación G, en varios flujos de sobretamaño ideales, F (stph), y varios grosores W (ft), se pueden estimar a partir de (Fuerstenau y Han, 2003):

$$G = 15.5 \sqrt{\frac{F}{W}} \dots (2.1.11)$$

Los anchos estándar son: 24, 36, 48, 60, 72, 84 y 96 pulgadas, y G debe ser redondeado al número más cercano. La inclinación final será determinada a partir de pruebas de funcionamiento partiendo de la inclinación calculada (Fuerstenau y Han, 2003).

Ejemplo de Cálculo

Se va a cribar material definido por la siguiente distribución de tamaños (Fuerstenau y Han, 2003):

Tamaño		% acumulado en peso
cm	in	
15.39	6.06	100
10.88	4.28	99
7.69	3.03	94
5.44	2.14	86.1
3.85	1.52	78.2
2.72	1.07	66.8
1.92	0.76	50.4
1.36	0.535	38.1
0.96	0.379	29.5
0.68	0.267	22.6
0.48	0.189	17.8
0.34	0.134	10.1
0.24	0.095	10.1
0.17	0.067	9.1

Se cuenta con la siguiente información adicional:

- Tamaño de corte deseado: 0.535 in
- Densidad aparente de la alimentación: 102 lb/ft³
- Tasa de alimentación: 600 stph
- Cribado en seco
- Eficiencia, $E_u = 90\%$

Se empleará una criba con **dos mallas**, siendo la primera de 1.07 in para proteger a la malla inferior y ayudar a reducir las dimensiones del equipo.

* **PASO 1.** Calcular la distribución de tamaños de la malla 2 a partir de la distribución de tamaños de la malla 1. Se comienza a calcular a partir del tamaño de apertura de la criba anterior, que es de 1.07 in.

Tamaño		% acumulado en peso
cm	in	
2.72	1.07	$100 \times 66.8/66.8 = 100$
1.92	0.76	$100 \times 50.4/66.8 = 75.4$
1.36	0.535	$100 \times 38.1/66.8 = 57.0$
0.96	0.379	$100 \times 29.5/66.8 = 44.2$
0.68	0.267	$100 \times 22.6/66.8 = 33.8$
0.48	0.189	$100 \times 17.8/66.8 = 26.6$
0.34	0.134	$100 \times 10.1/66.8 = 15.1$
0.24	0.095	$100 \times 10.1/66.8 = 15.1$
0.17	0.067	$100 \times 9.1/13.6 = 13.6$

* **PASO 2.** Calcular la capacidad base de la malla 1, una vez que se haya calculado el flujo de masa inferior:

$$U = \frac{\text{Flujo de alimentación}(\text{Porcentaje que pasa 1.07 in})}{100}$$

$$U = \frac{600 \times 66.8}{100} = 401 \text{ stph}$$

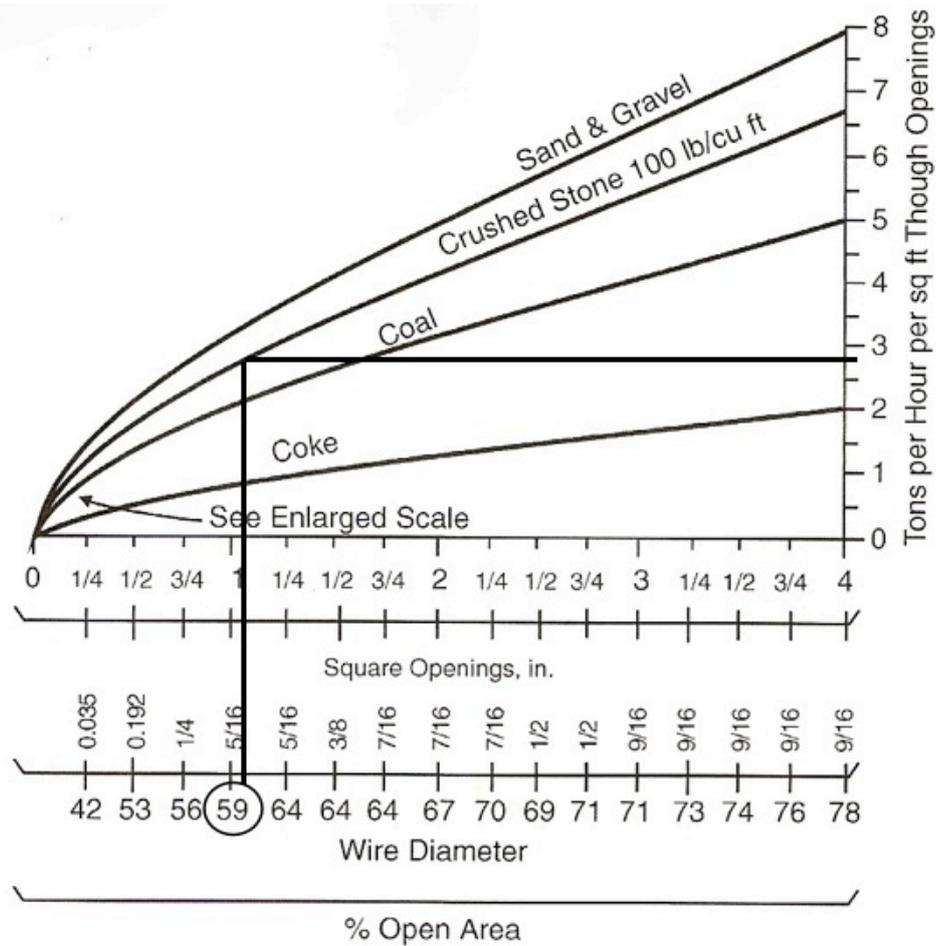
Nota. El flujo de sobretamaño = $600 - 401 = 199$ stph a una eficiencia del 100%

De la gráfica (figura 2.5) considerando la apertura de 1.07 in para una C_{stone} , se obtiene:

$$C = \left(\frac{102}{100}\right) \times C_{stone}$$

$$C_{stone} = 2.9 \text{ con } 59\% \text{ de área abierta}$$

$$C = 2.96$$



* **PASO 3.** Cálculo de los factores:

Factor de Finos:

Se calcula la abertura media: $1.07 \text{ in}/2 = 0.535 \text{ in}$

De acuerdo con el análisis granulométrico el porcentaje que pasa por este tamaño es de 38.1%

De la tabla 3.2 se debe obtener el valor del factor mediante interpolación:

$$\frac{1.0 - 0.80}{40 - 30} = \frac{x - 0.80}{38.1 - 30}; x = 0.96 = F_f$$

Factor de Sobretamaño:

Siendo 1.07 in el tamaño de apertura y 66.8% el porcentaje de material que pasa a través de este tamaño, de la tabla 2.2 se determina el valor del factor mediante interpolación:

$$F_o = 0.82$$

Factor de Eficiencia:

De la tabla 2.2, para $E_U = 90\%$, $F_e = 1.25$

Factor de Malla:

De la tabla 2.3, dado que esta malla es la superior, $F_d = 1.00$

Factor de Área abierta:

Se tiene que entender inicialmente que son diferentes conceptos “abertura” y “área abierta”. La abertura se refiere al tamaño de los hoyos de la malla, en tanto que el área abierta es el número de hoyos que tendrá la malla. Esta diferencia se puede observar en la siguiente Figura (Tyler, 2012):

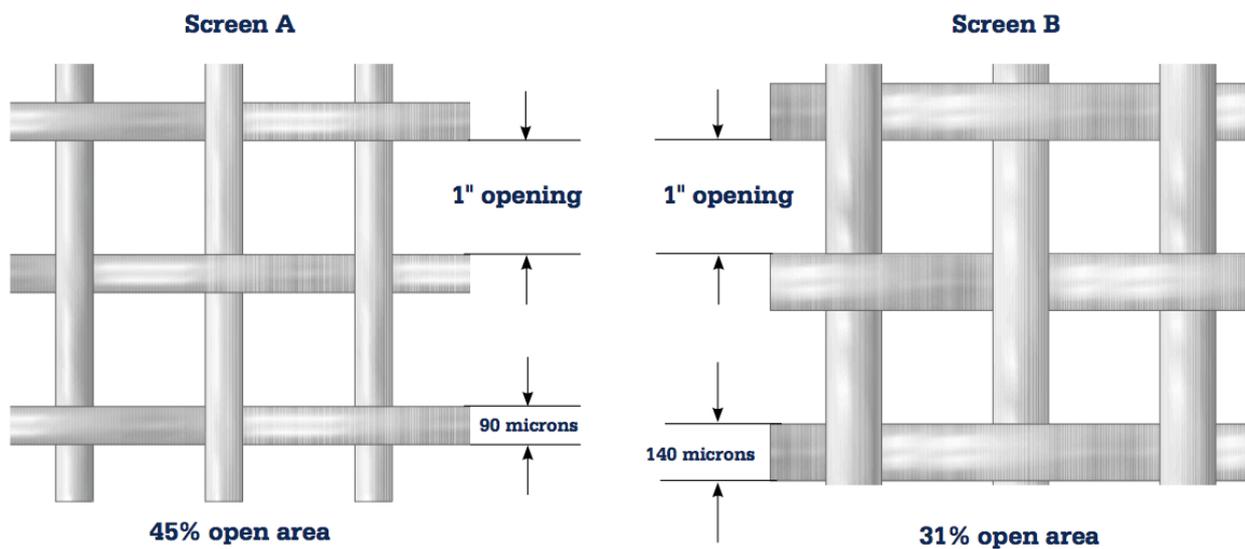


Figura 2.6. Área abierta (Tomada de The Rock Book)

Se puede observar que aunque las dos mallas tienen la misma abertura, la malla A tiene mayor área abierta debido al grosor del alambre, aunque por otro lado es más susceptible a la abrasión (Tyler, 2012).

Para calcular el factor, en primer lugar se revisa la gráfica de capacidad de donde se toma el valor de 59 para el diámetro de abertura de 1.07 in (ver gráfica anterior).

Posteriormente se tiene que revisar el porcentaje de área abierta de la malla, la cual se puede consultar en tablas dependiendo del tipo de malla que se vaya a emplear (revisar ANEXO (E)). En este caso para efectos de cálculo se va a considerar que el porcentaje de área abierta es de 52, de modo que el factor es:

$$F_{oa} = \frac{52}{59} = 0.88$$

Factor de ranura:

Este factor esta relacionado con la geometría de las aberturas de la malla. Si suponemos que las aberturas son cuadradas tomamos de la tabla 3.5 el valor de 1.0, siendo este el factor. **F_s = 1.0**

Factor de cribado en húmedo

Dado que la operación es en seco, el valor que se toma de la tabla 3.4 es: **F_w = 1.0**

- **PASO 4.** Calcular el área de la malla superior a partir de los valores obtenidos anteriormente:

$$A = \frac{U}{CF_f F_o F_e F_d F_{oa} F_s F_w} = \frac{401}{2.96 \cdot 0.96 \cdot 0.82 \cdot 1.25 \cdot 1 \cdot 0.88 \cdot 1 \cdot 1} = 156 ft^2$$

- **PASO 5.** Calcular los mismos parámetros para la malla 2:

Flujo de masa inferior:

$U = (\text{flujo de alimentación a malla 2}) \times (\text{porcentaje de material que pasa 0.535 in})/100$

En este caso el flujo de alimentación a la malla 2 corresponde con el valor de flujo de masa inferior de la malla 1, siendo el valor de 401. El porcentaje de material que pasa 0.535 in se obtiene del análisis granulométrico calculado para esta malla.

$$U = \frac{401 \cdot 57}{100} = 229 stph$$

Capacidad base:

De nuevo se hace uso de la gráfica como en el ejemplo anterior, obteniendo un valor de $C_{stone} = 1.8$ con un 53% de área abierta:

$$C = \left(\frac{102}{100} \right) \times 1.8 = 1.84$$

Para efectos prácticos se presenta el valor de los factores, los cuales se calcularon siguiendo la misma metodología que se presento anteriormente para cada uno:

- $F_f = 0.88$
- $F_o = 0.87$
- $F_e = 1.25$

- $F_d = 0.90$
- $F_{oa} = 1.06$ (considerando que el área abierta es de 56)
- $F_s = 1.1$
- $F_w = 1.0$

Finalmente, con estos valores el área de la malla sería: **A = 124 ft²**

- **PASO 6.** Estimar la longitud, ancho y longitud:

El área se determina a partir de la malla superior. Siendo que la malla recibe 600 stph de alimentación y descarga 199 stph de sobretamaño, el área requerida se calculó que es de 160 ft² aproximadamente. Partiendo de estas condiciones, se puede considerar que una criba de 8 ft por 20 ft funcionaría correctamente, y eso se puede corroborar de la siguiente manera:

Se parte del cálculo del ángulo de la malla, recordemos que aquí manejaremos el ancho en pulgadas: 8 ft = 96 in y F es el flujo de sobretamaño:

$$G = 15.5 \sqrt{\frac{F}{W}} = 15.5 \sqrt{\frac{199}{96}} = 22.3^\circ$$

Si de la ecuación g despejamos D, obtenemos:

$$D = \frac{400F}{WT(d. a.)}$$

Para emplear esta ecuación, antes debemos calcular el valor de T:

$$T = -120 + 10G = -120 + 10(22.3) = 103$$

Sustituyendo valores, calculamos D (en esta ecuación W se maneja en ft):

$$D = \frac{400(199)}{(8)(103)(102)} = 0.95in$$

El siguiente paso consiste en calcular D*, debemos recordar que $D \leq D^*$:

$$D^* = [2 + 0.02(102)]1.07 = 4.32in$$

En este caso vemos que sí se cumple por lo que las dimensiones propuestas son aceptables.

2.2. TEORÍA Y CÁLCULO DE HIDROCICLONES

Funcionamiento de un Hidrociclón

Un hidrociclón es un equipo de funcionamiento continuo que se utiliza para clasificar partículas mediante el empleo de dos fuerzas, centrífuga y centrípeta, que se ejercen en el interior del mismo (Arterburn, s.f.).

La clasificación se lleva a cabo de acuerdo al tamaño y a la gravedad específica de las partículas. Debido a la fuerza centrífuga las partículas gruesas se mueven hacia la pared del ciclón en donde la velocidad es baja y se desarrolla una trayectoria helicoidal que las dirige hacia la descarga inferior (Underflow) (Arterburn, s.f.).

Debido a la acción de la fuerza centrípeta, las partículas más pequeñas junto con la mayor parte del agua son movidas hacia la zona de baja presión y son desalojadas a través del "Vortex Finder" en la parte superior del ciclón (Overflow) (Arterburn, s.f.).

El uso del hidrociclón se ha extendido principalmente en la industria minera y su alta eficiencia como clasificador lo ha convertido en un equipo esencial en las plantas de procesamiento de minerales (Arterburn, s.f.).

Partes de un Hidrociclón. Parámetros básicos de un ciclón estándar

Como "ciclón estándar" vamos a entender aquel ciclón que tiene una relación geométrica correcta entre el diámetro del ciclón, el área de entrada, vortex finder, orificio del ápex y debe tener la suficiente longitud para poder proveer el tiempo de retención necesario para clasificar las partículas de acuerdo a las especificaciones requeridas (Arterburn, s.f.).

El principal parámetro que debemos considerar es el diámetro del ciclón. Este diámetro se refiere al diámetro interno de la cámara cilíndrica de alimentación (Arterburn, s.f.).

El siguiente parámetro es el área de la boquilla de alimentación (inlet nozzle) la cual se ubica en la entrada de la cámara de alimentación. Por lo general la boquilla de alimentación es un orificio rectangular, cuya dimensión más larga es paralela al eje del ciclón. El área básica de la boquilla de alimentación es 0.05 veces el diámetro del ciclón al cuadrado (Arterburn, s.f.).

El tercer parámetro importante se refiere al "vortex finder". Su principal función consiste en controlar tanto la separación de partículas como el flujo que sale del ciclón. Su tamaño es 0.35 veces el diámetro del ciclón (Arterburn, s.f.).

La siguiente parte básica del ciclón es la sección cilíndrica, la cual se ubica entre la cámara de alimentación y la sección cónica. Su diámetro es igual al diámetro de la cámara de alimentación y su función consiste en alargar el ciclón e incrementar el tiempo de retención (Arterburn, s.f.).

La sección cónica es la siguiente sección del ciclón. Tiene un ángulo que varía de 10° a 20° y su función consiste en proveer tiempo de retención (Arterburn, s.f.).

Al final de la sección cónica se encuentra el orificio del ápex. Su tamaño normal mínimo es del 10% del diámetro del ciclón, y puede llegar a ser tan grande hasta el 35% (Arterburn, s.f.).

En la figura 2.7 se puede observar el corte transversal de un hidrociclón típico (Arterburn, s.f.).

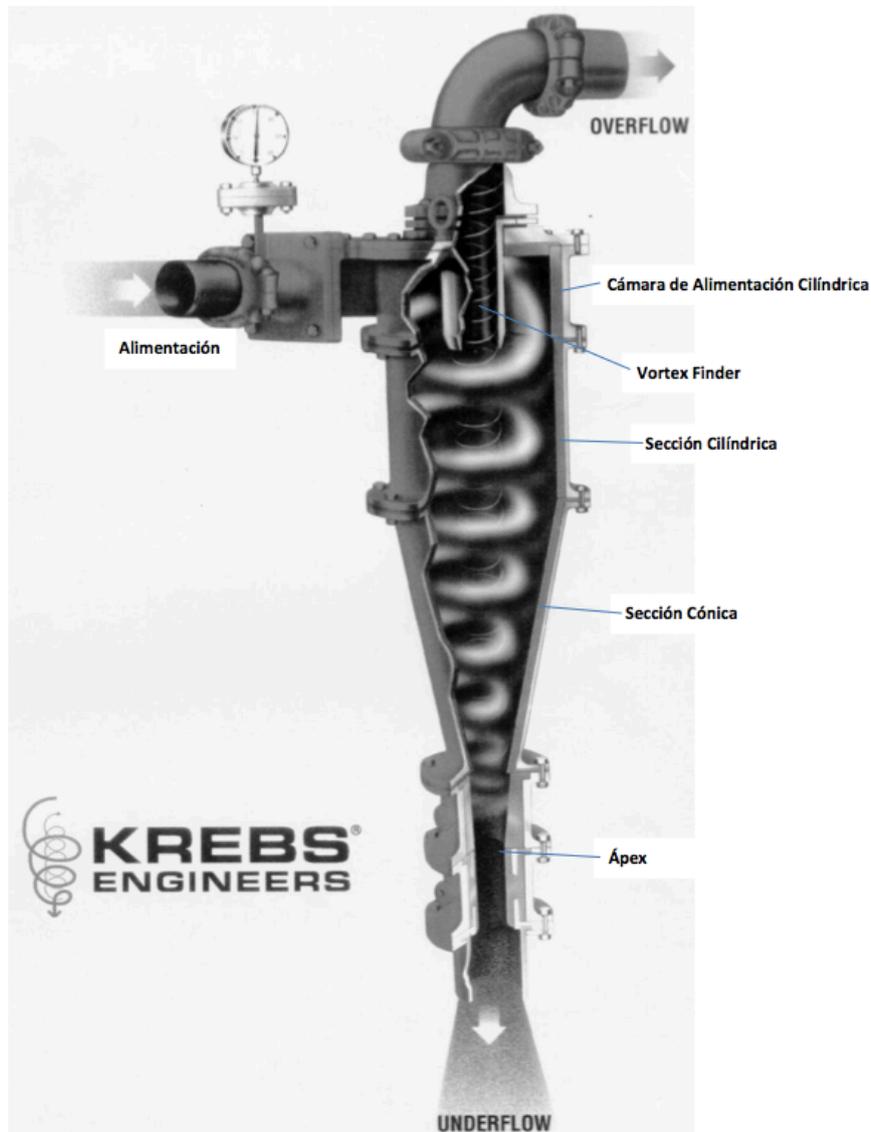


Figura 2.7. Sección transversal de un hidrociclón típico. Cortesía de Krebs Engineers (Tomada de The Sizing and Selection of Hydrocyclones)

Cálculo de un Hidrociclón

Metodología de Arterburn

El autor "Richard A. Arterburn" nos explica una metodología de cálculo de hidrociclones que se ha estandarizado debido a su relativa sencillez y resultados confiables (Arterburn, s.f.).

De acuerdo al autor, al momento de determinar el tamaño adecuado así como el número de ciclones necesarios para una aplicación dada, debemos considerar dos aspectos principales. El primero se refiere a la clasificación o grado de separación que se requiere, y el segundo tiene que ver con el volumen de pulpa que se va a manejar (Arterburn, s.f.).

De acuerdo con investigaciones recientes, se ha definido la clasificación como el tamaño de partícula en el cual el 50% de lo que se alimenta se dirigirá al "Overflow" y el otro 50% al "Underflow". A este punto se le llama D_{50C} . En la gráfica (Figura 2.8) se muestra la relación típica entre el diámetro de partícula y el porcentaje recuperado en el "Underflow" (Arterburn, s.f.).

Es importante mencionar que el tamaño de partícula que se muestra en la figura (Figura 2.8) se define como el tamaño mínimo de partícula dado para un tamaño de malla. Es decir, una partícula que pasa una malla #150 (105 micrones) pero es retenida por una malla #200 (74 micrones) tendrá un diámetro entre 74 y 105 micrones. Para esta metodología se utilizará el tamaño de 74 micrones para definir a las partículas que se encuentran dentro de este rango (Arterburn, s.f.).

En la gráfica (Figura 2.8) también se observa que la curva de recuperación no decrece por debajo de un cierto nivel. Esto da a entender que cierta cantidad de mineral se recupera siempre en el "underflow" esquivando la clasificación (Arterburn, s.f.).

Si realizamos una comparación entre el nivel de recuperación mínimo de sólidos y el líquido que es recuperado, se encuentra que son proporcionales (Arterburn, s.f.).

No obstante, se asume que un porcentaje de todas las fracciones de tamaño se reportarán directamente al "underflow" evitando la clasificación y en proporción igual al líquido dividido. Por este motivo cada fracción de tamaño de la curva de recuperación real es ajustada por una cantidad igual de líquido recuperado, con lo que se forma la curva de recuperación corregida que se muestra en la gráfica (Figura 2.8) (Arterburn, s.f.).

Para poder tener una sola gráfica que represente la curva de recuperación corregida, se divide el tamaño de partícula de cada fracción por el valor de D_{50C} , de este modo se puede graficar una nueva curva de "recuperación reducida" mostrada en la figura (Figura 2.9) (Arterburn, s.f.).

Graph I Particle Diameter VS. Particle Recovery

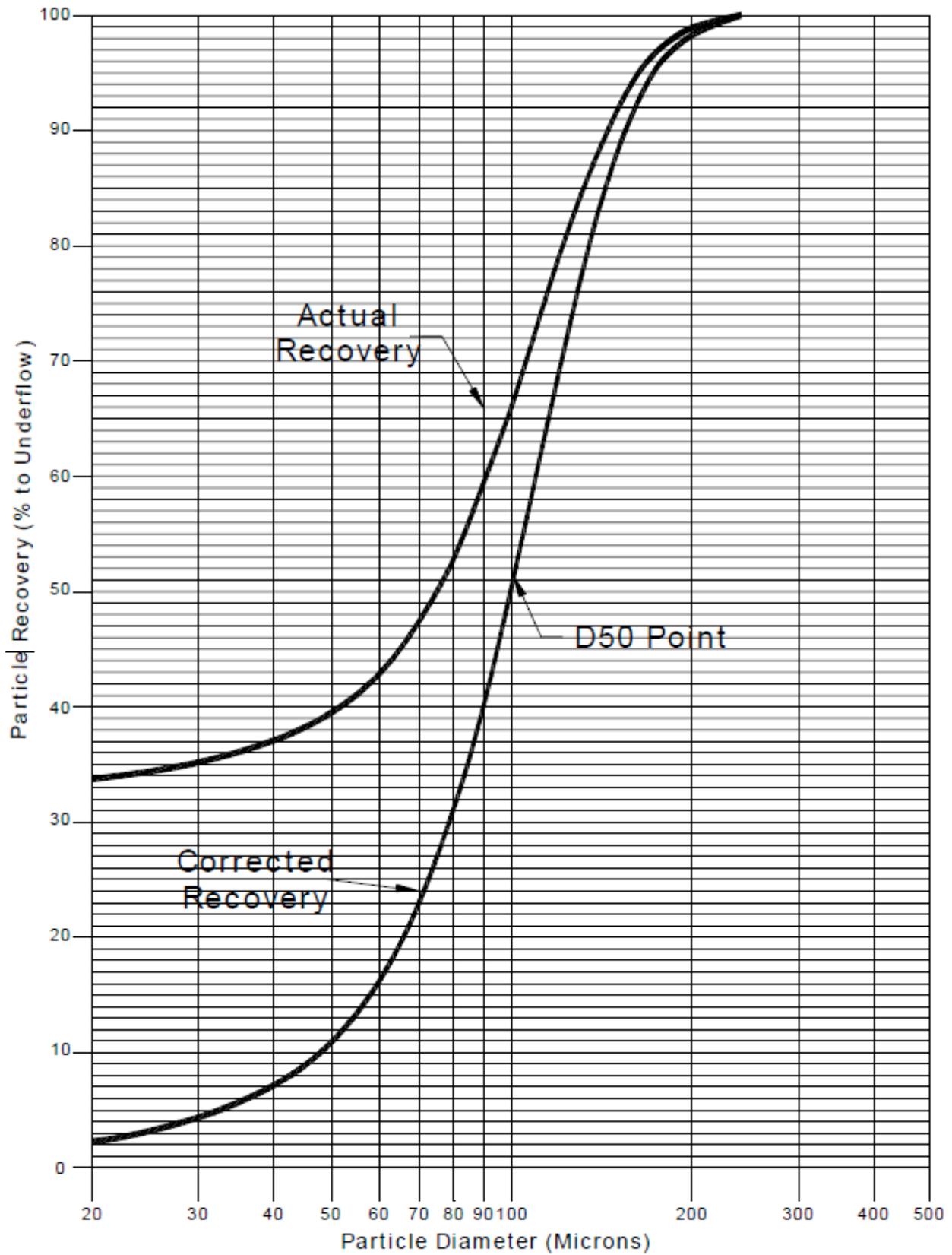


Figura 2.8. Tomada de The Sizing and Selection of Hydrocyclones

Graph II Reduced Recovery

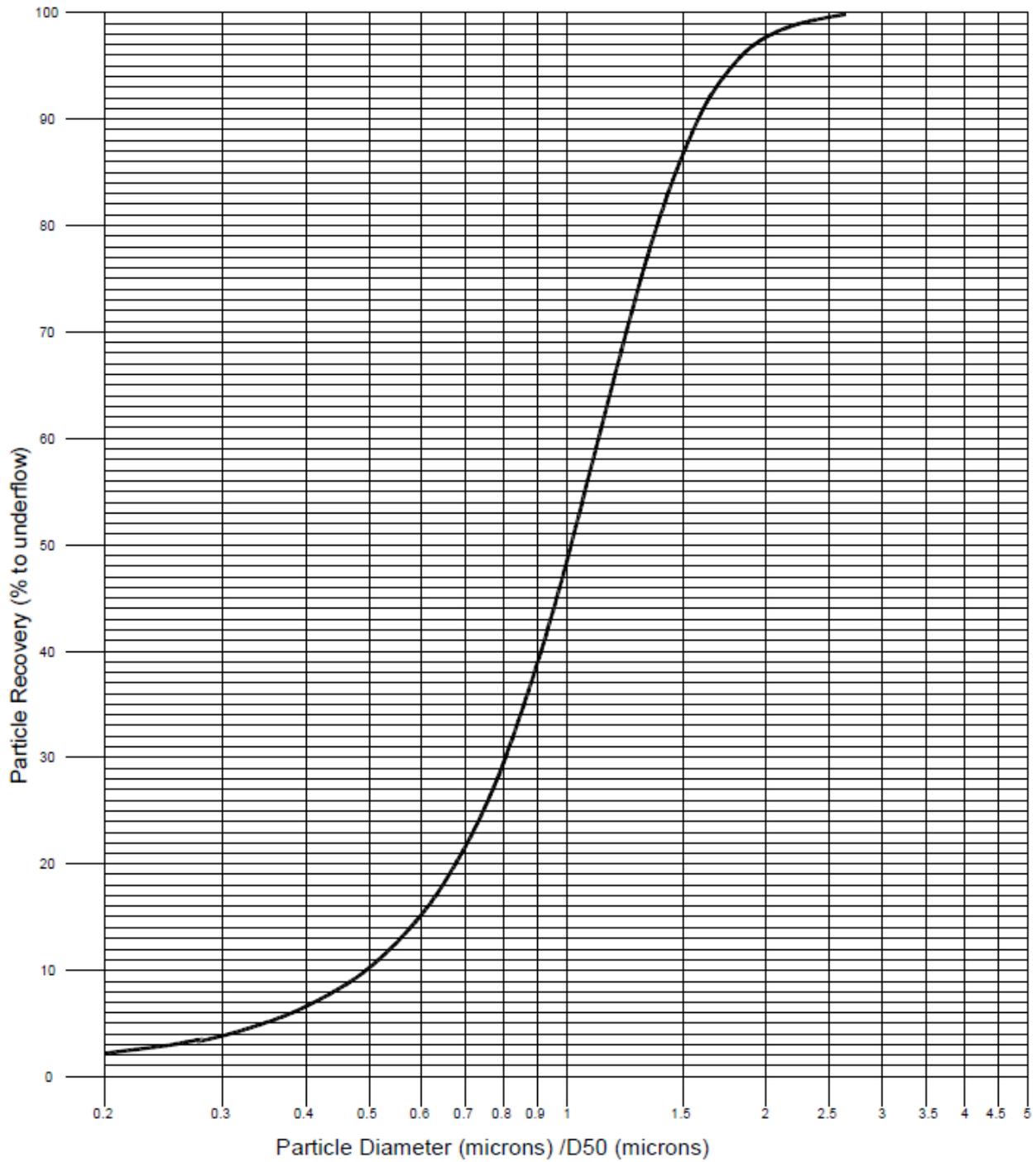


Figura 2.9. Tomada de The Sizing and Selection of Hydrocyclones

Cuando se diseñan circuitos de conminución, el objetivo es producir un “Overflow” para un ciclón que tenga cierto tamaño de distribución, normalmente definido como el porcentaje que pasa un cierto tamaño de partícula en micrones. En la tabla 3.6 se muestra una relación empírica que se utiliza para relacionar el tamaño de distribución del “overflow” con el D_{50C} que se requiere para una separación específica. La relación en esta tabla es para tamaños de distribuciones típicas o promedio de molienda y es posible que varíe ligeramente de acuerdo a las propias características del mineral (Arterburn, s.f.).

Tamaño de distribución requerido en el “overflow”	Multiplicador
98.8	0.54
95.0	0.73
90.0	0.91
80.0	1.25
70.0	1.67
60.0	2.08
50.0	2.78

Tabla 2.6. Tomada de The Sizing and Selection of Hydrocyclones

La separación que un hidrociclón puede alcanzar puede aproximarse con la siguiente ecuación (Arterburn, s.f.):

$$D_{50C(\text{aplicación})} = D_{50C(\text{base})} \times C_1 \times C_2 \times C_3 \dots (2.2.1)$$

El $D_{50C(\text{base})}$ para un diámetro de ciclón dado se multiplica por una serie de factores de corrección designados como C_1 , C_2 y C_3 (los cuales se definen más adelante) (Arterburn, s.f.).

Sobre el uso de la tabla vamos a referirnos al siguiente ejemplo:

- Producir un “Overflow” con el 80% de partículas que pasen 149 micrones (malla #100).

- Solución:

El multiplicador de acuerdo a la tabla 2.6 al 80% es 1.25. Considerando que el tamaño requerido para la aplicación es de 149 micrones, el D_{50C} requerido es el producto:

$$1.25 \times 149 = 186 \text{ micrones para la aplicación.}$$

Factores de Corrección

Factor de Corrección (C₁)

El factor de corrección C₁ está relacionado a la concentración de sólidos en la pulpa. Gráficamente se representa de acuerdo a la Gráfica 1 del ANEXO (F), y se puede calcular mediante la ecuación (Arterburn, s.f.):

$$C_1 = \left(\frac{53 - V}{53} \right)^{-1.43} \dots (2.2.2)$$

Donde:

V = Porcentaje de sólidos en volumen en la alimentación del ciclón

Factor de Corrección (C₂)

El factor de corrección C₂ se debe a la influencia de la caída de presión en el ciclón. Se obtiene calculando la diferencia entre la presión de alimentación y la presión de descarga inferior (Arterburn, s.f.).

Se recomienda manejar una caída de presión entre 40 y 70 kPa (5 a 10 psi) (Arterburn, s.f.).

El factor de corrección C₂ se representa gráficamente en la Gráfica 2 del ANEXO (F) y se puede calcular mediante la expresión (Arterburn, s.f.):

$$C_2 = 3.27 \times \Delta P^{-0.28} \dots (2.2.3)$$

Donde:

ΔP = Caída de presión en kPa

Factor de Corrección (C₃)

El factor de corrección C₃ considera el efecto de la gravedad específica de los sólidos en el agua durante la separación. Su representación gráfica se observa en la Gráfica 3 del ANEXO (F) y se puede calcular mediante la expresión (Arterburn, s.f.):

$$C_3 = \left(\frac{1.65}{G_S - G_L} \right)^{0.5} \dots (2.2.4)$$

Donde:

G_S = Gravedad específica de los sólidos

G_L = Gravedad específica del líquido (normalmente 1)

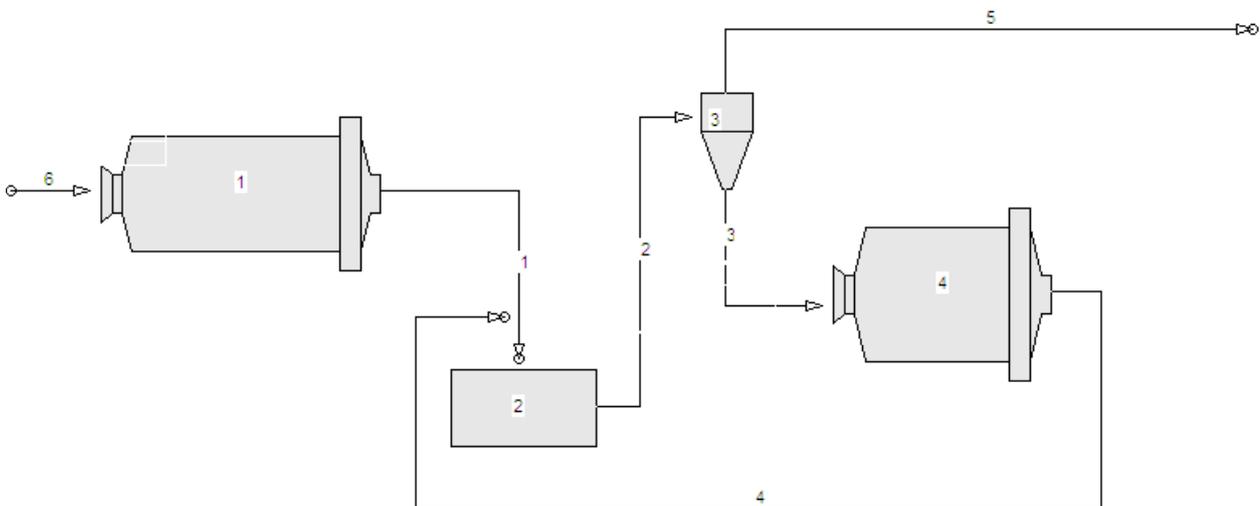
Ejemplo de Cálculo

Seleccionar el tamaño correcto y número de hidrociclones para un circuito de molienda barras/bolas en el cual la alimentación al molino de barras es de **250 toneladas métricas por hora (MTPH) de sólidos**. La descarga de los dos molinos se juntan en el cajón de alimentación de los hidrociclones y posteriormente es bombeada. El “Overflow” debe ser del **60% a -200# (74 micrones)** con un mínimo del *40% de sólidos en peso*. El “underflow” se convierte en la alimentación del molino de bolas. La gravedad específica de los sólidos es de **2.9** y la carga circulante estimada es del **225%** (Arterburn, s.f.).

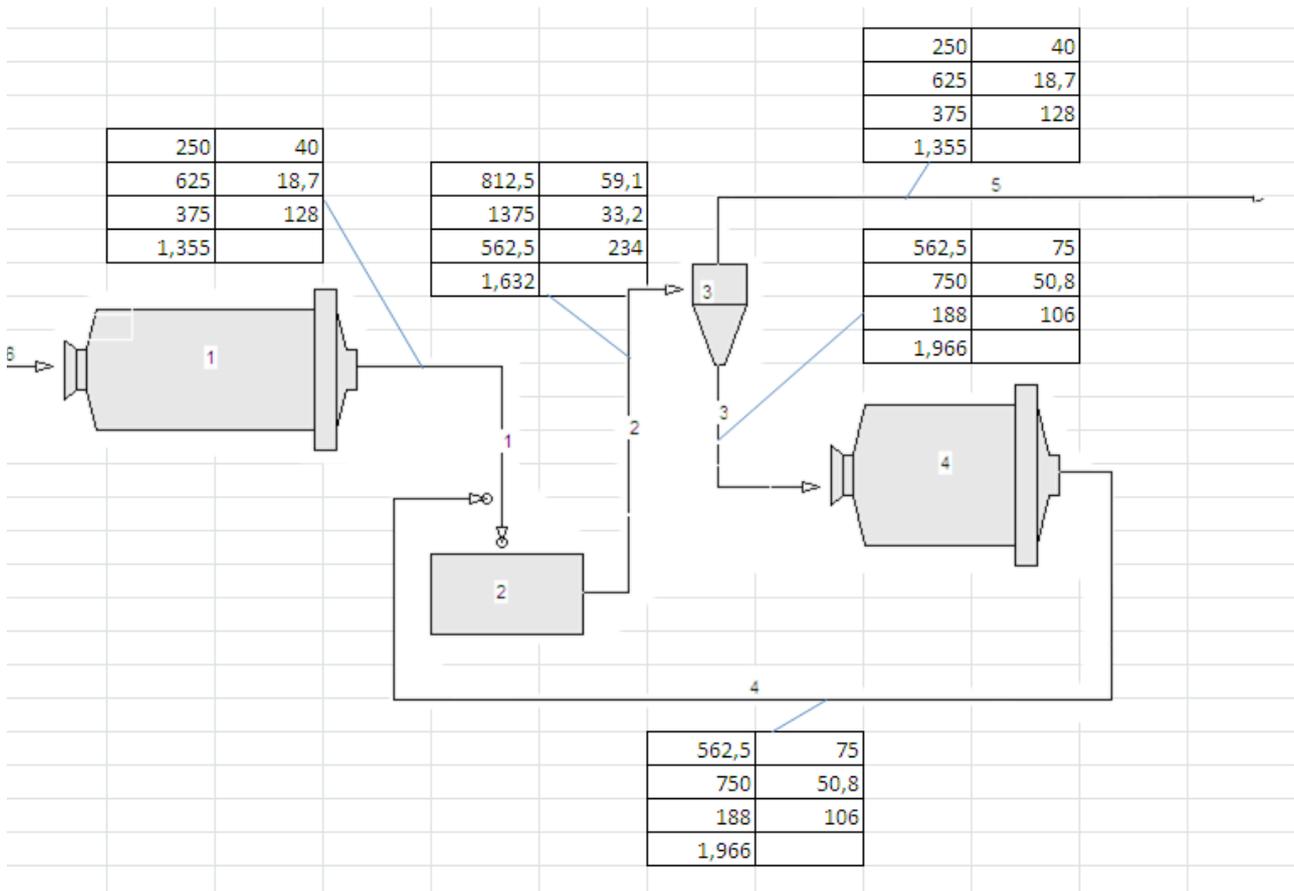
Solución

PASO 1. Calcular el balance de masa de acuerdo a la información proporcionada. El “overflow” debe ser de 250 MTPH con un 40% de sólidos.

(*Sugerencia.* Para facilitar el cálculo se recomienda diseñar gráficamente el circuito que se describe).



El balance de masa quedaría:



NOMENCLATURA		
MTPH Sólidos	%Sólidos peso	
MTPH Pulpa	%Sólidos Volumen	
MTPH Agua	Caudal (l/seg)	
Peso esp. Pulpa		
Alimentación	250	MTPH
Porcentaje de sólidos overflow	40	%
Gravedad específica sólidos	2,9	
Carga circulante	225	%
Porcentaje de sólidos underflow	75	%

PASO 2. Calcular el D_{50C} para el “overflow” especificado del 60% pasando 74 micrones.

De la tabla 2.6 se observa que el multiplicador para el 60% es de 2.08

De manera que el $D_{50(\text{aplicación})} = 2.08 \times 74 = 154$ micrones

PASO 3. Calcular el diámetro de ciclón requerido.

Primero se tienen que calcular los 3 factores de corrección³:

$$C_1 = \left(\frac{53 - 33.2}{53} \right)^{-1.43} = 4.09$$

$$C_2 = 3.27 \times 50^{-0.28} = 1.1$$

$$C_3 = \left(\frac{1.65}{2.9 - 1} \right)^{0.5} = 0.93$$

Con esto ya es posible calcular el diámetro del ciclón, de acuerdo a la ecuación 2.2.1:

$$D_{50C(\text{aplicación})} = D_{50C(\text{base})} \times C_1 \times C_2 \times C_3$$

$$154 = D_{50C(\text{base})} \times 4.09 \times 1.1 \times 0.93$$

$$D_{50C(\text{base})} = 37 \text{micrones}$$

Con esta información, de la Gráfica 4 del ANEXO (F) se determina que se necesitan ciclones de 20 in de diámetro.

PASO 4. Calcular el número de unidades requerido.

De la Gráfica 5 del ANEXO (F), para un ciclón de 20" a una presión de 50 kPa (7 psi), se observa que el flujo volumétrico es de aproximadamente 670 USGPM, se realiza la conversión a litros por segundo:

$$\text{Flujo} = 670[\text{USGPM}] \left(\frac{0.06 \frac{l}{s}}{1[\text{USGPM}]} \right) = 40 \frac{l}{s}$$

³ El valor de 33.2 para el factor de corrección C_1 se toma del balance de masa, es el porcentaje de sólidos en volumen en la alimentación al hidrociclón. Para el factor de corrección C_2 se considera una caída de presión de 50 kPa (7 psi)

Ahora se divide el flujo total entre el flujo volumétrico que corresponde a la capacidad del hidrociclón⁴:

$$No. \text{ Unidades} = \frac{234 \frac{l}{s}}{40 \frac{l}{s}} = 5.86 \approx 6(\text{ciclones})$$

Finalmente, es necesario calcular el tamaño del ápex, para esto necesitaremos el flujo del "Underflow"⁵.

$$Q_{underflow} = 106 \frac{l}{s}$$

Dividimos el caudal entre el número de hidrociclones que se necesitan:

$$\frac{Q_{underflow}}{No. \text{ Unidades}} = \frac{106 \frac{l}{s}}{6} \approx 18 \frac{l}{s}$$

Ahora tenemos que referirnos a la Gráfica 6 del ANEXO (F), en la que observaremos la relación que existe entre el caudal del "Underflow" vs. el diámetro del ápex en pulgadas. Es necesario convertir el caudal a unidades GPM:

De la gráfica se determina que el diámetro del ápex tiene que ser de 3 3/4".

⁴ Ver caudal en alimentación a ciclón en el balance de masa

⁵ El valor del flujo volumétrico se obtiene del balance de masa, en el "Underflow"

3. PROCESOS DE CONCENTRACIÓN DE MINERALES

3.1. Flotación

3.2. Concentración magnética

3.1. FLOTACIÓN

Celdas Mecánicas de Flotación

Clasificación

Los equipos mecánicos de flotación han sido diseñados en una gran variedad de configuraciones, y para la mayoría de las aplicaciones pueden clasificarse en una de las siguientes categorías (Mular, Halbe y Barratt, 2002):

1. Tanques con suministro propio de aire, con el rotor cerca de la superficie del tanque.
2. Tanques con suministro externo de aire, con el rotor cerca del centro del tanque.
3. Tanques con suministro externo de aire, con el rotor cerca del fondo del tanque.

Los equipos con suministro propio de aire son manufacturados por FLSmidth Minerals, bajo los nombres de WEMCO® Smartcell™ y WEMCO® 1+1®. Los equipos con suministro externo de aire son manufacturados por FLSmidth bajo los nombres de Dorr-Oliver (rotor en el fondo), Agitair (rotor en el fondo) y XCELL (Rotor en el centro).

Conceptos Hidrodinámicos

Números adimensionales

El análisis hidrodinámico se deriva de la técnica de análisis dimensional. De las varias aplicaciones del análisis dimensional los números adimensionales son los más utilizados en las soluciones de ciertos problemas de ingeniería. En el caso del procesamiento de minerales tienen especial aplicación en la mecánica de fluidos ya que permiten la representación de las propiedades de los fluidos que van a influir en su comportamiento durante el proceso metalúrgico de la pulpa (Mular et. al.).

La siguiente tabla presenta los números adimensionales que tienen aplicación en el procesamiento de minerales (Mular et. al.):

	Expresión en cantidades básicas	Expresión estándar	Expresión para celdas de flotación	Propiedad representada
Número de Euler	Ma/PA	$\rho V^2/p$		Fuerza de presión
Número de Reynolds	$MA/\tau A$	$\rho VL/\mu$	$(ND^2\rho)/\mu\rho$	Fuerza de viscosidad
Número de Froude	MA/Mg	V^2/Lg	$(N^2D)/g$	Fuerza de gravedad
Número de Cauchy	Ma/EA	$\rho V^2/E$		Fuerza de elasticidad
Número de Weber	$Ma/\sigma L$	$\rho LV^2/\sigma$	$(N^2D^3\rho)/\gamma$	Tensión superficial

Tabla 3.1. Tomada de Design of Mechanical Flotation Machines en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

Donde:

A = Área

D = Diámetro del impulsor

g = Aceleración debido a la gravedad

M = masa

P = Potencia

V = Velocidad lineal

μ_p = Viscosidad absoluta de la pulpa de flotación

ρ = Gravedad específica

a = Aceleración

E = Módulo de elasticidad total

L = Longitud

N = Velocidad del impulsor

p = Presión

μ = Viscosidad absoluta

γ = Tensión superficial en la interfase aire/pulpa

σ = Tensión de superficie

Análisis hidrodinámico de los equipos de flotación

Números característicos

A partir de un análisis realizado por Arbiter, Harris y Yap (1969), se llegó a un análisis dimensional detallado de equipos de flotación estándar. Los resultados fueron verificados en equipos a escala laboratorio, utilizando las leyes de las turbomáquinas (Mular et. al.):

$$Q \sim ND^3$$

$$P \sim N^3D^5$$

Donde Q es el flujo volumétrico, N es la velocidad del rotor, D es el diámetro del rotor y P es el consumo neto de energía. Mediante análisis dimensional se enlistaron siete "parámetros de desempeño" para la caracterización hidráulica de equipos de flotación (Mular et. al.):

Parámetro	Definición
Flujo Específico de Aire	Q_a/V_c
Intensidad de Circulación	Q_r/V_c
Velocidad de ascenso del líquido	Q_r/A_{dt}
Potencia específica	P/V_c
Número de Potencia, N_p	$Pg/\rho N^3D^5$
Número de flujo de aire, N_a	$Q_a/A_c V_t$
Número de Capacidad de aire, C_a	Q_a/ND^3

Tabla 3.2. Tomada de Design of Mechanical Flotation Machines en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

De acuerdo a un análisis posterior hecho por Zlokarnik se confirmó la importancia del Número de Capacidad de Aire para el dimensionamiento de equipos de flotación y argumentó que el número de Froude debe ser utilizado en lugar del número de potencia (Mular et. al.).

Los parámetros de desempeño están relacionados con diferentes propiedades de la pulpa, en el caso de la Intensidad de Circulación, la Potencia Específica, el Número de Potencia y el Número de Froude están relacionados con la suspensión de la pulpa, la

estabilidad interfacial y el contacto sólidos/gas. Todos estos parámetros también se relacionan con el tiempo de residencia debido a que influyen en la suspensión de la pulpa y en la frecuencia en la que ocurren los cortos circuitos en el equipo. Por otro lado, el Flujo Específico de Aire y el Número de Capacidad de aire se relacionan con la estabilidad interfacial y con el contacto sólidos/gas (Mular et. al.).

Tiempo de residencia

Este concepto es muy empleado en flotación. El patrón de flujo a través del tanque va a depender de la configuración geométrica del mismo, así como de las condiciones en su interior. El patrón de flujo más simple ocurre cuando cada partícula en el fluido pasa el mismo tiempo en el recipiente (flujo de pistón - plug flow -); no existe mezclado en el recipiente en la dirección del flujo, pero puede ocurrir mezclado lateral. Cada partícula saldrá del recipiente después de un tiempo τ de haber entrado. El tiempo de residencia está dado por (Mular et. al.):

$$\tau = \frac{V}{I_V} \dots (3.1.1)$$

Donde:

V = Volumen del recipiente
 I_V = Flujo volumétrico

El concepto opuesto al flujo de pistón es el mezclado perfecto, en el cual, cada entrada es inmediatamente dispersada uniformemente a través del recipiente.

La práctica convencional indica que las dimensiones de las celdas se definen en función del tiempo residencia.

El tiempo de residencia para una aplicación dada se determina a partir de pruebas a nivel laboratorio y de ser posible en planta piloto. Toda la información que se obtiene con estas pruebas se emplea para calcular los parámetros de un modelo cinético, tal como el que propone Klimpel, en donde la recuperación, R, está dada por (Mular et. al.):

$$R = R_o \left[\frac{1 - (1 - e^{-Kt})}{Kt} \right] \dots (3.1.2)$$

Donde:

R_o = Recuperación en el tiempo $t=0$
 t = Tiempo
 K = Constante de la velocidad de flotación

Una vez que el tiempo de residencia ya se conoce, la capacidad de flotación se puede determinar con un cálculo propuesto por Poling, de acuerdo a la ecuación (Mular et. al.):

$$C = Q_{pulpa} \cdot R \dots (3.1.3)$$

Donde:

C = Capacidad de flotación requerida en m³

R = Tiempo de residencia necesario en min

Q_{pulpa} = Flujo volumétrico de la pulpa, m³/min

Cuando ya se conoce el volumen del tanque requerido, se puede calcular el tiempo de residencia teórico con la ecuación (Mular et. al.):

$$\tau = \frac{V_{eff}}{Q_{pulpa}} \dots (3.1.4)$$

Donde:

τ = Tiempo de residencia teórico, min

V_{eff} = Volumen efectivo de la celda, m³

Q_{pulpa} = Flujo volumétrico de la pulpa, m³/min

El volumen efectivo del tanque no debe considerar los volúmenes ocupados por la capa de burbujas y los componentes internos del tanque. La ecuación anterior asume que el equipo se encuentra trabajando en condiciones ideales sin imperfecciones o desviaciones en el patrón de flujo (Mular et. al.).

La siguiente tabla (cortesía de Metso Minerals) muestra las relaciones entre los tiempos de retención a nivel laboratorio y su relación con los tiempos a escala industrial para varios materiales. Se puede emplear como guía cuando no se dispone de información alguna. Resulta evidente que los tiempos a nivel laboratorio deben ser ajustados a escala industrial para lo cual se hace uso de los factores de escala (Mular et. al.).

Material ¹	Concentraciones típicas de sólidos para aplicaciones de flotación primaria, en porcentaje ²	Tiempos de residencia típicos para aplicaciones de flotación primaria, en minutos ³	Tiempos de flotación típicos a nivel laboratorio, en minutos	Factor de escala
Cobre	32 - 42	13 - 16	6 - 8	2.1
Plomo	25 - 35	6 - 8	3 - 5	2.0
Molibdeno	35 - 45	14 - 20	6 - 7	2.6
Níquel	28 - 32	10 - 14	6 - 7	1.8
Tungsteno	25 - 32	8 - 12	5 - 6	1.8
Zinc	25 - 32	8 - 12	5 - 6	1.8
Barita	30 - 40	8 - 10	4 - 5	2.0
Carbón	4 - 8	3 - 5	2 - 3	1.6
Feldespatos	25 - 35	8 - 10	3 - 4	2.6
Fluorita	25 - 32	8 - 10	4 - 5	2.0
Fosfato	30 - 35	4 - 6	2 - 3	2.0
Potasa	25 - 35	4 - 6	2 - 3	2.0
Arena (Impureza de Flotación)	30 - 40	7 - 9	3 - 4	2.3
Sílice (mineral de Hierro)	40 - 50	8 - 10	3 - 5	2.6
Sílice (Fosfato)	30 - 35	4 - 6	2 - 3	2.0
Efluentes	Como se recibe	7 - 12	4 - 5	2.0
Aceite	Como se recibe	4 - 6	2 - 3	2.0
Notas:				
1. El material debe encontrarse en condiciones para ser flotado				
2. Para limpias, emplear el 60% de la concentración de sólidos de la fase primaria				
3. Para limpias, el tiempo de residencia requerido es aproximadamente el 65% del empleado para la fase primaria.				

Tabla 3.3. Tomada de Design of Mechanical Flotation Machines en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

Velocidad de gas superficial

La velocidad de gas superficial, J_g , se define como el volumen de aire, Q_a , que sube a través del área de flotación, A , de la celda dentro de una unidad de tiempo, de manera que (Mular et. al.):

$$J_g = \frac{Q_a}{A} \dots (3.1.5)$$

La velocidad de gas superficial se puede emplear como un parámetro para definir el volumen de alimentación de aire. Dependiendo del tipo de mineral y del diseño del circuito se pueden establecer límites para el valor de J_g .

Si se manejan bajos flujos de gas, usualmente esto trae como consecuencia bajas recuperaciones, debido a la producción insuficiente de burbujas y velocidad de remoción, aunque, por otro lado, las altas velocidades de suministro de gas pueden derivar en el

mismo resultado debido a que se incrementará la velocidad de ascenso de las burbujas, por lo cual se romperán con facilidad (Mular et. al.).

La siguiente gráfica, proporcionada por GL&V/Dorr Oliver muestra las velocidades de gas superficial recomendadas en función del tamaño de partícula (Mular et. al.):

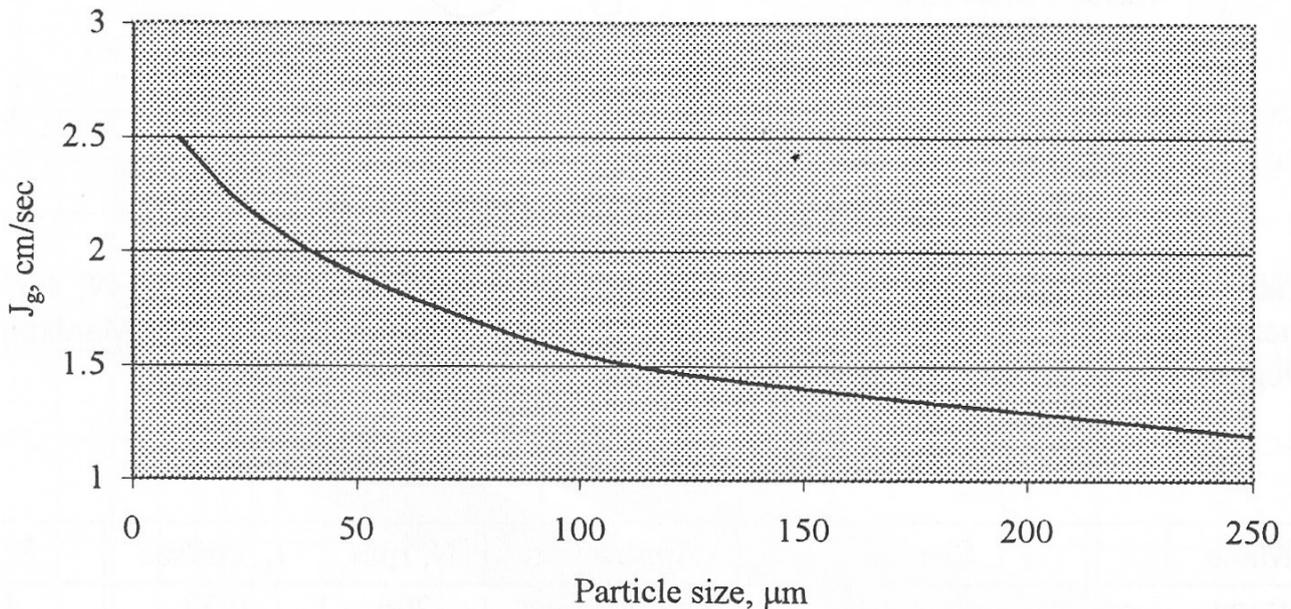


Figura 3.1. Velocidades de gas superficial recomendadas en equipos Dorr-Oliver, cortesía de GL&V/Dorr-Oliver (Tomada de Design of Mechanical Flotation Machines en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1)

Flujo de aire de superficie de burbuja

Este es un número característico adicional, denotado como S_b , y se refiere al área superficial total de todas las burbujas que estén pasando a través de un plano imaginario en un tiempo dado, como se muestra en la Figura 3.2 (Mular et. al.):

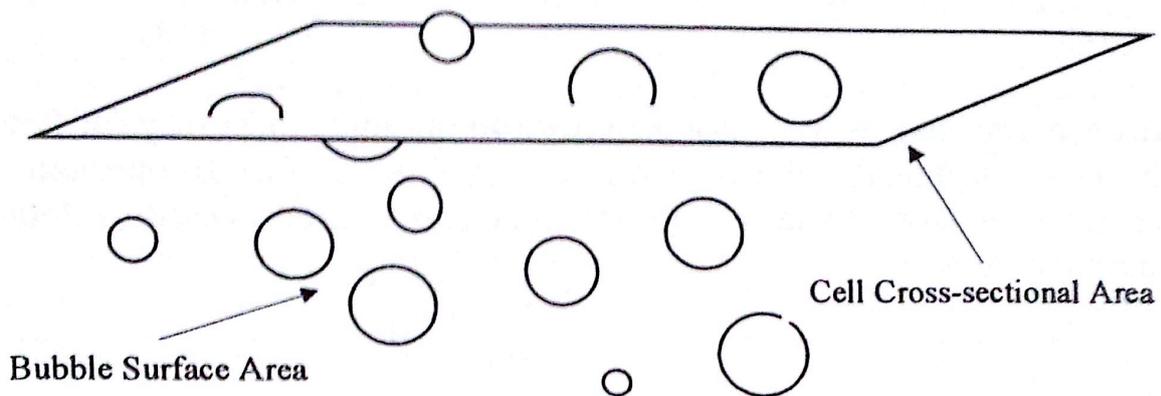


Figura 3.2. Flujo de burbujas en el área superficial (Tomada de Design of Mechanical Flotation Machines en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1)

Este número se define matemáticamente como (Mular et. al.):

$$S_b = \frac{6J_g}{d_s} \dots (3.1.6)$$

Donde:

J_g = Velocidad de gas superficial en segundos

d_s = Diámetro medio de Sauter de la burbuja⁶

La siguiente tabla muestra valores medidos de J_g y S_b para diferentes celdas de flotación comerciales (Mular et. al.):

Marca	Capacidad m ³	Aplicación	Velocidad del rotor rpm	J_g , cm/seg	S_b , seg ⁻¹
Outokumpu	8	Agotativa, Zn	206	0.38	17.40
Outokumpu	16 (Tanque celda)	Primaria, Pt	160	1.83 - 2.17	69.42 - 76.51
Outokumpu	50 (Tanque celda, FF)	Primaria, Pt	105	0.66 - 1.45	32.88 - 54.21
Outokumpu	50 (Tanque celda, MM)	Primaria, Pt	131	0.66 - 0.92	21.48 - 37.23
Outokumpu	100 (Tanque celda)	Primaria, Zn	101	1.46	54.41
Outokumpu	100 (Tanque celda)	Primaria, Zn	101	2.01	68.66
WEMCO	8	Agotativa, Zn	246	0.42	22.70
WEMCO	8	Agotativa, Zn	246	0.82	30.56
WEMCO	8.5	Limpias, Pt	220	1.80	65.00
WEMCO	10	Limpias, Pt	220	1.48 - 2.14	58.42 - 68.66
WEMCO (45 kW)	16	Primaria, Pt	172	1.46 - 2.03	66.21 - 71.34
WEMCO (90 kW)	16	Agotativa, Zn	220	1.60 - 1.98	73.81 - 83.23

Tabla 3.4. Tomada de Design of Mechanical Flotation Machines en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

Desafortunadamente, en la práctica resulta difícil medir este parámetro, por lo que es empleado únicamente en aplicaciones académicas y de investigación.

Consumo de Energía

En la siguiente gráfica se muestra que el consumo de energía requerido disminuye conforme aumentan las dimensiones de las celdas. Este factor ha hecho que se tienda a diseñar celdas cada vez de mayores capacidades (Mular et. al.).

⁶ En dinámica de fluidos, el diámetro medio de Sauter se define como el diámetro de una esfera que tiene la misma relación Volumen/área superficial. Típicamente se define en términos de la raíz cuadrada del área superficial dividida entre pi.

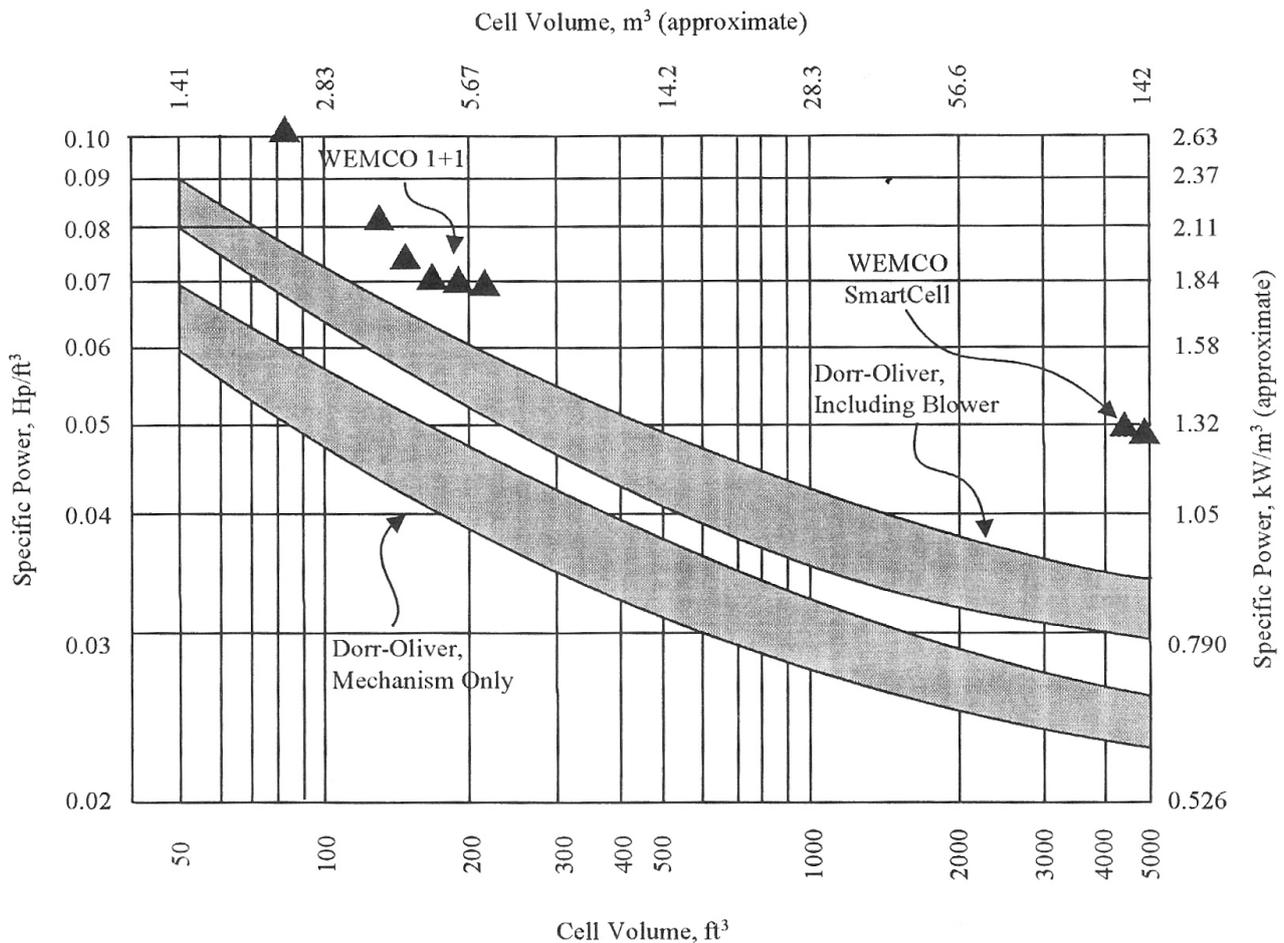


Figura 3.3. Potencia Específica en celdas de flotación (Tomada de Design of Mechanical Flotation Machines en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1)

Dimensionamiento y número de celdas requeridas

Un vez que se ha establecido el tonelaje diario a procesar y los tiempos de residencia requeridos, la capacidad y el número de unidades requeridas se pueden estimar con la siguiente fórmula (Cytec, 2002):

$$N = \frac{F \times T \times V_s}{C \times 1440} \dots (3.1.7)$$

Donde:

- N = Número de unidades requeridas
- C = Volumen por cada unidad
- F = Toneladas secas de alimentación por día
- T = Tiempo de residencia, minutos
- V_s = Volumen de pulpa por tonelada seca de mineral

Una vez que el requerimiento volumétrico es conocido, N x C, el número de unidades del tamaño deseado se puede determinar. En la ecuación anterior no se considera un aumento por el volumen de aire de flotación, por lo que usualmente se añade un 20% de volumen adicional a N x C para cubrir este factor.

Ejemplo de cálculo

Estimar el volumen de acondicionadores y celdas de flotación requeridos para manejar 8000 toneladas secas por día a un 35% de sólidos en peso. La gravedad específica del mineral es de 2.7. Se establece un tiempo de acondicionamiento de 5 minutos y 15 minutos de flotación (Cytec, 2002).

En primer lugar, se calcula el volumen de pulpa, V_s :

$$V_s = \frac{1}{P \times s} = \frac{1}{(0.35 \times 1.283)} = 2.23m^3$$

De la ecuación anterior, P es el porcentaje de sólidos y s representa la densidad de pulpa (se obtiene de la tabla para relaciones de densidad de pulpa, ver anexo D)

De la ecuación 3.1.7, para el tiempo de flotación requerido:

$$N = \frac{(8000)(15)(2.23)}{(1440)(C)} = \frac{186m^3}{C}$$

Al valor obtenido se le adiciona un 15% por factor de volumen de aireación, el volumen de celda estimado será entonces de 214 m³. Si se escogen celdas de 29m³, el numero de celdas requeridas será 8.

Se realiza un cálculo similar para determinar el número de tanques de acondicionamiento requeridos:

$$N = \frac{(8000)(5)(2.23)}{(1440)(C)} = \frac{62m^3}{C}$$

De modo que el volumen total de acondicionador requerido es de 84 m³ el cual puede alcanzarse con tantas unidades de dado tamaño que se deseen.

Proveedores y equipo disponible

FLSmidth

FLSmidth Minerals provee cinco tipos de equipos de flotación: el Agitair, Dorr-Oliver®, WEMCO® 1+1®, WEMCO® Smartcell™ y XCELL (Malhotra, Taylor, Spiller y LeVier, 2009).

El equipo WEMCO® 1+1® fue patentado en el año 1969. Este equipo desde que comenzó a ser utilizado reportó repetidamente altas leyes y recuperaciones, siendo utilizado en varias minas alrededor del mundo. Esta celda maneja una aireación auto-inducida y dentro de su configuración se tiene una posición elevada del rotor lo cual genera un mezclado y una aireación intensos (Malhotra et.al.).

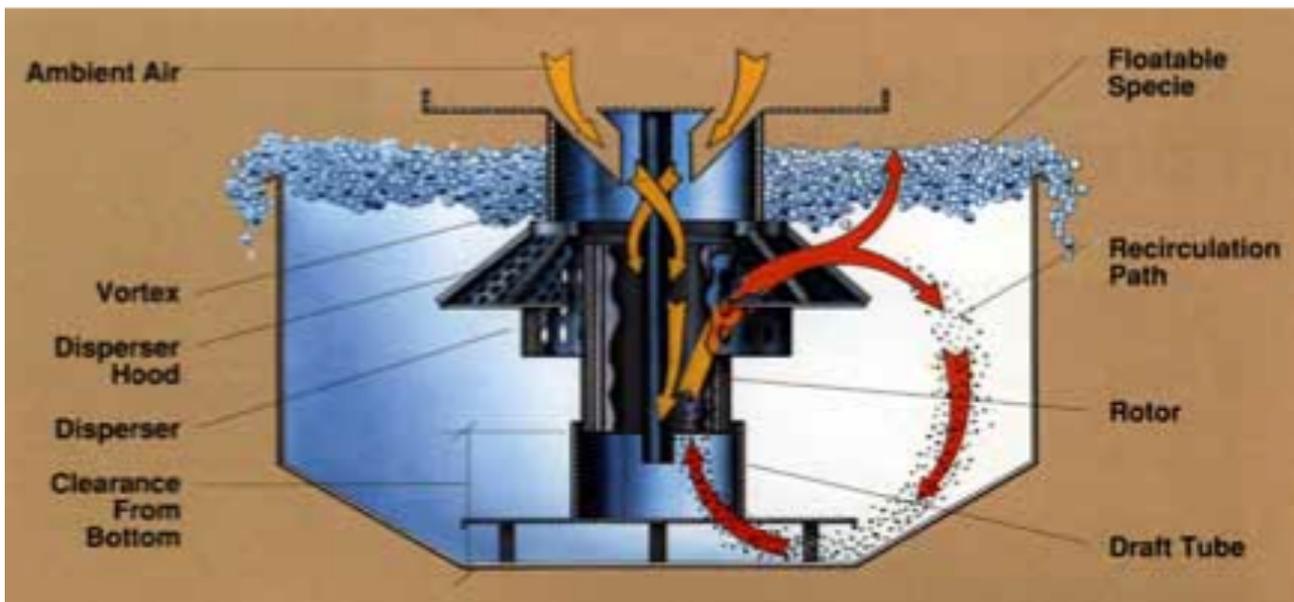


Figura 3.4. Celda WEMCO® 1+1® (Tomada de boletín WEMCO 1+1 Flotation Machines de FLSmidth)

La celda WEMCO® Smartcell™ fue desarrollada en el año de 1995 a partir de la instalación de un mecanismo rediseñado de la celda 1+1® en un tanque cilíndrico. Conserva las mismas características de funcionamiento que la celda 1+1® pero con un mejoramiento debido a la nueva geometría del tanque. Con el tanque cilíndrico se mejora la eficiencia de mezclado y de dispersión de aire, lo cual provee una mejor estabilidad, menos turbulencia en la pulpa así como una reducción en el consumo de energía (Malhotra et.al.).

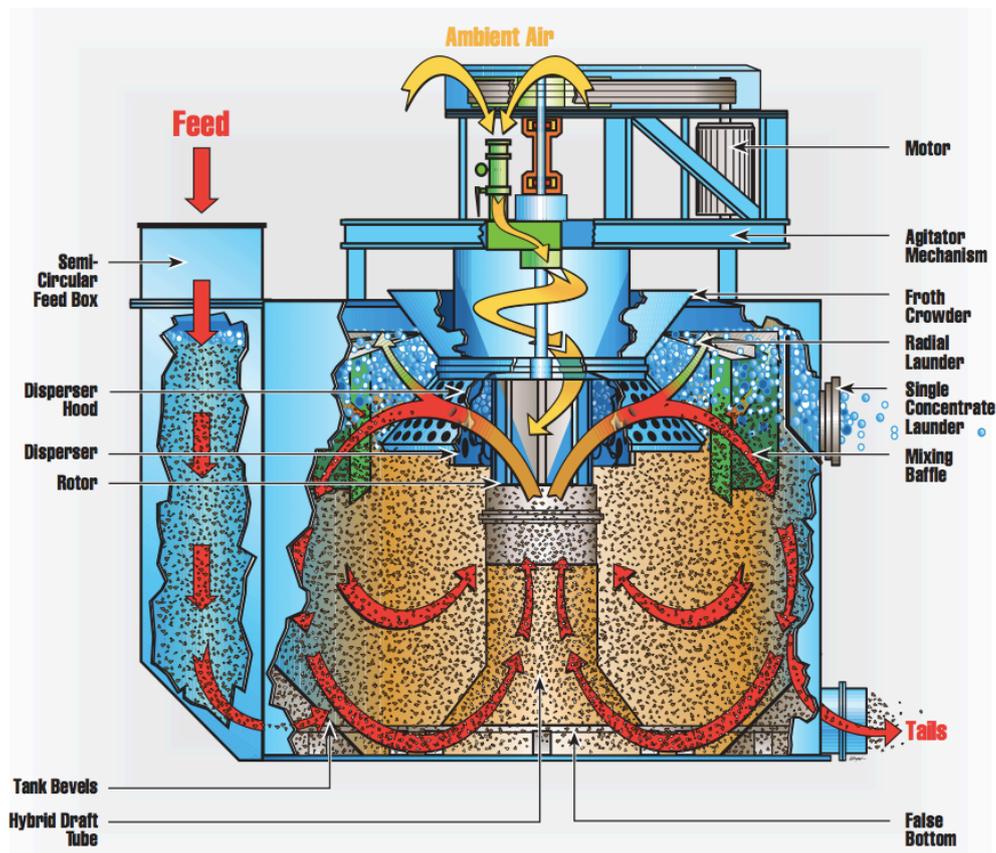


Figura 3.5. Celda WEMCO® Smartcell™ (Tomada de boletín FLSmidth Dorr-Oliver Eimco Flotation Technology)

La celda *XCELL* fue introducida en el año 2003 por FFE Minerals USA, subsidiaria de FLSmidth. Cuando FLSmidth adquirió Dorr-Oliver EIMCO en 2007, la celda *XCELL* entró a la línea de productos de FLSmidth (Malhotra et.al.).

El equipo *XCELL* mejora el desempeño del tanque cilíndrico mediante la colocación de sumideros de concentrado en el exterior del tanque. Este equipo es único en el hecho de que los sumideros externos son ofrecidos en todos los tamaños de celdas (Malhotra et.al.).

Los equipos de Dorr-Oliver tienen fondos cónicos para reducir la acumulación de partículas en las esquinas. Las dimensiones de estas celdas se definen principalmente en función del tamaño de partículas a flotar. En general se maneja una relación H/T (ver Figura 2.6) menor a 1 para partículas gruesas y aproximadamente igual a 1 para partículas más finas (Mular et. al.).

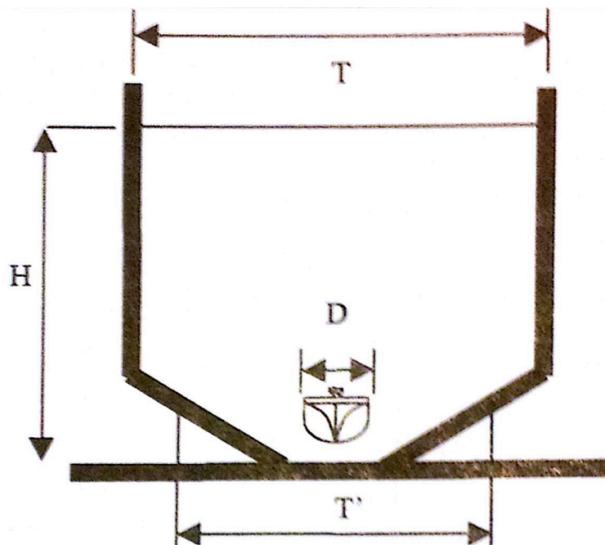


Figura 3.6. Dimensiones de tanque Dorr-Oliver (Tomada de Design of Mechanical Flotation Machines en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control Volume 1)

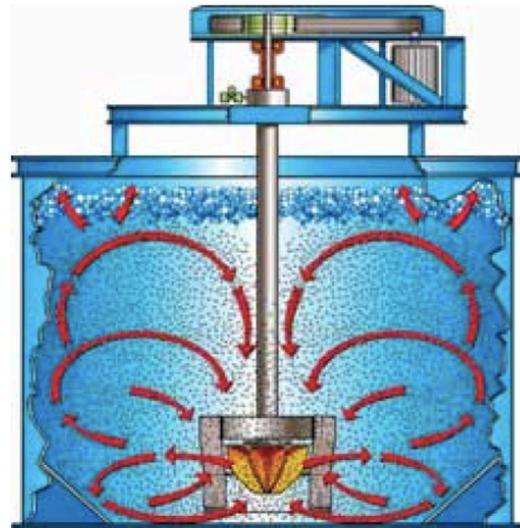


Figura 3.7. Celda Dorr-Oliver (Tomada de boletín Flotation Technology de FLSmidth)



Figura 3.8. Celda SuperCell (Tomada de boletín Flotation Technology de FLSmidth)

Los equipos disponibles actualmente por FLSmidth se muestran en las siguientes tablas. Los equipos de Dorr-Oliver se ofrecen en 3 distintas configuraciones: Rectangular (R), Rectangular con fondo en forma de U y cilíndrico (RT) (Malhotra et.al.).

Equipos Dorr-Oliver®					
Tanques Cilíndricos			Tanques rectangulares y de fondo-U		
Modelo	Volumen Efectivo de Celda, m ³	Motor, kW	Modelo	Volumen Efectivo de Celda, m ³	Motor, kW
DO-1.5 RT (Piloto)	1.5	7.5	DO-1 R	0.02	0.6
DO-5 RT	5	7.5	DO-10 R	0.24	1.1
DO-10 RT	10	14.9	DO-25 R	0.60	2.2
DO-20 RT	20	29.8	DO-50 R	1.2	3.7
DO-30 RT	30	37.3	DO-100 R	2.4	5.6
DO-40 RT	40	44.8	DO-300 UT	7.2	11.2
DO-50 RT	50	56	DO-600 UT	14.3	22.4
DO-70 RT	70	74.6	DO-1000 UT	23.8	29.8
DO-60 RT	60	74.6	DO-1350 UT	32.2	37.3
DO-100 RT	100	111.9	DO-1550 UT	36.9	44.8
DO-130 RT	130	149.2			
DO-160 RT	160	149.2			
DO-200 RT	200	186.5			
DO-330 RT	330	410			

Tabla 3.5. Tomada de Design and Operation of Mechanical Flotation Machines en Recent Advances in Mineral Processing Plant Design

Equipos WEMCO® 1+1®							
Modelo	Volumen Efectivo de Celda m ³	Longitud del tanque m	Ancho del tanque m	Longitud Típica del "Lip"	Área de espuma típica m ²	Flujo máximo de aire m ³ /min	Motor kW
18	0.028	0.31	0.25	0.61			0.37
28	0.085	0.46	0.34	0.91			0.75
36	0.31	0.91	0.48	1.83			2.24
44	0.59	1.12	0.62	2.24			3.73
56	1.16	1.42	0.73	2.84			5.60
66	1.73	1.68	0.80	3.35			7.46
66D	2.83	1.52	0.80	3.05			11.2
84	4.25	1.60	1.12	3.20			11.2
120	8.50	2.29	1.57	4.57			18.7
144	14.16	2.74	1.96	5.49	9.20	6.80	22.4
164	28.32	3.02	2.18	6.05	11.3	10.5	44.8
190	42.48	3.58	2.51	7.16	15.6	15.9	74.6
225	84.96	4.17	2.91	8.33	20.8	24.6	149.2

Tabla 3.6. Tomada de Design and Operation of Mechanical Flotation Machines en Recent Advances in Mineral Processing Plant Design

Equipos WEMCO® SmartCell™		
Modelo	Volumen Efectivo de Celda, m³	Poder instalado kW
1.5 (piloto)	1.5	7.5
5	5	30
10	10	37
20	20	50
30	30	75
40	40	90
50	50	90
60	60	150
70	70	150
100	100	150
130	130	185
160	160	185
200	200	250
250	250	315
300	300	373
350	350	373

Tabla 3.7. Tomada de Design and Operation of Mechanical Flotation Machines en Recent Advances in Mineral Processing Plant Design

Equipos XCELL				
Volumen Efectivo de Celda m³	Diámetro de Tanque m	Altura del Tanque m	Altura del "Weir Lip" m	Ancho del sumidero m
1.5 (piloto)	1.36	1.25	1.13	0.15
3	1.72	1.83	1.58	0.20
5	2.03	2.01	1.81	0.20
10	2.62	2.47	2.17	0.20
20	3.30	2.95	2.75	0.20
30	3.80	3.38	3.13	0.20
50	4.50	4.00	3.85	0.25
70	4.96	4.47	4.22	0.25
100	5.55	4.88	4.58	0.30
130	6.05	5.30	5.00	0.30
160	6.33	6.00	5.70	0.30
350	8.64	6.36	6.07	0.50

Tabla 3.8. Tomada de Design and Operation of Mechanical Flotation Machines en Recent Advances in Mineral Processing Plant Design

La práctica actual de los equipos WEMCO incluye el cálculo de los números característicos, como se muestra en la siguiente tabla (Mular et. al.).

Número	Expresión	Modelo del equipo			
		84 (1+1®)	66D (1+1®)	130 (SmartCell®)	160 (SmartCell®)
Poder Específico, kW/m ³	P/V_c	3.07	1.87	1.38	1.28
Ascenso de Aire, m/min	Q_a/A_c	1.02	0.80	1.24	0.99
Froude	$(N^2D)/g$	1.109	0.741	0.565	0.549
Capacidad de Aire	Q_a/ND^3	0.17	0.13	0.14	0.15
Intensidad de Circulación, min ⁻¹	Q_r/V_c	1.37	1.20	0.81	0.75

Tabla 3.9. Tomada de Design of Mechanical Flotation Machines en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

Metso Minerals

Metso Minerals ofrece dos tipos de equipos, RCS y DR.

La máquina RCS tiene como objetivo de diseño la creación de dos zonas en el interior de la celda de flotación, una zona activa inferior para asegurar la suspensión efectiva de las partículas así como su transporte hacia la zona superior, y una zona de baja turbulencia para minimizar la separación burbuja-partícula. Se adoptó una celda de diseño cilíndrico ya que es la más adecuada para proveer flujos hidráulicos simétricos con la mínima turbulencia en la parte superior (Malhotra et.al.).

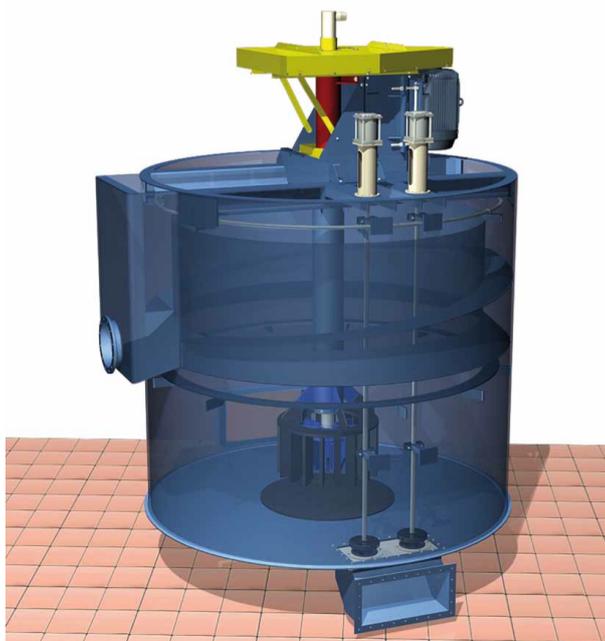


Figura 3.9. Celda RCS (Tomada de boletín RCS Flotation machines de Metso)

La máquina DR es de geometría rectangular y se caracteriza por la configuración de una circulación vertical de pulpa al combinar un “pozo de recirculación” con un impulsor superior en la alimentación (Malhotra et.al.).

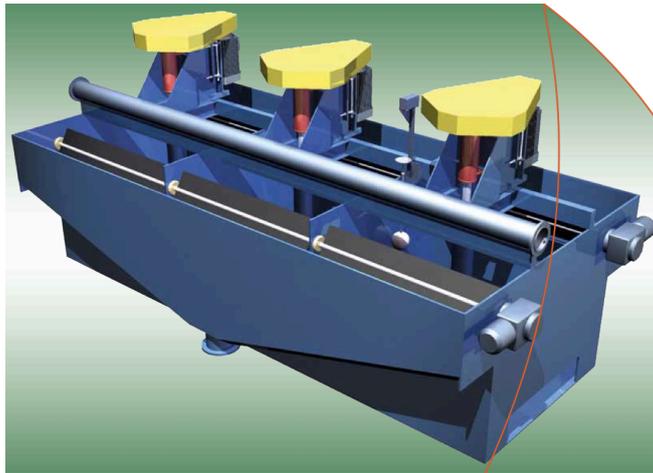


Figura 3.10. Celda DR (Tomada de boletín DR flotation machines de Metso)

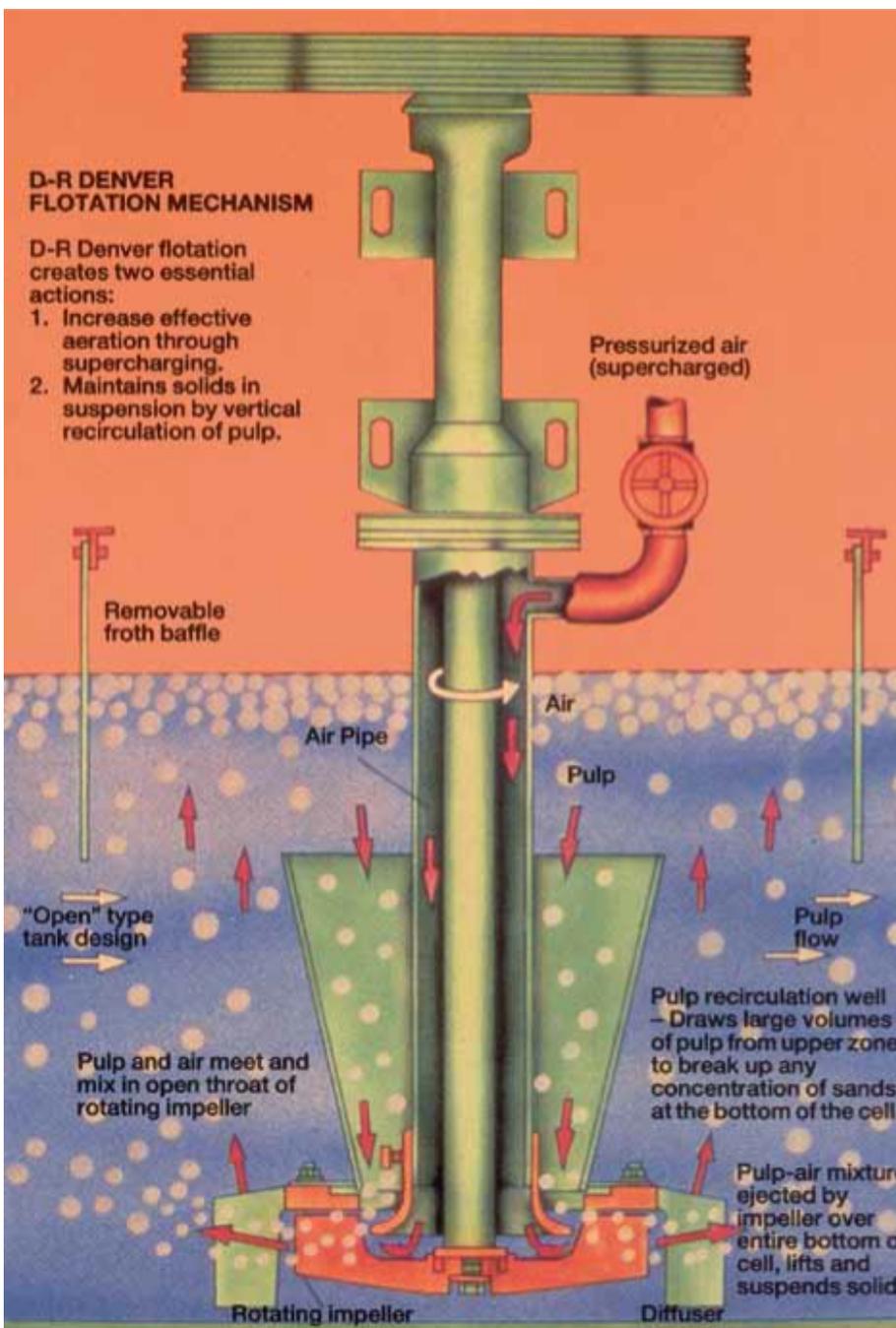


Figura 3.11. Mecanismo de flotación DR (Tomada de boletín DR flotation machines de Metso)

El equipo disponible ofrecido por Metso Minerals se muestra en las siguientes tablas (Malhotra et.al.):

Equipos RCS™ de Metso Minerals				
Modelo	Volumen efectivo de celda m ³	Motor, kW (por celda; pulpa @ 1.35	Flujo de aire m ³ /min	Presión de aire kPa
RCS 5	5	15	3	17
RCS 10	10	22	5	22
RCS 15	15	30	7	25
RCS 20	20	37	8	27
RCS 30	30	45	10	31
RCS 40	40	55	12	34
RCS 50	50	75	15	38
RCS 70	70	90	18	42
RCS 100	100	110	22	47
RCS 130	130	132	27	51
RCS 160	160	160	30	54
RCS 200	200	200	35	58

Tabla 3.10. Tomada de Design and Operation of Mechanical Flotation Machines en Recent Advances in Mineral Processing Plant Design

Números característicos para equipos METSO RCS™		Tamaño del Equipo, m ³			
Número	Expresión	5	30	100	200
Poder específico, kW/m ³	P/V _c	3.0	1.5	1.1	1.25
Ascenso de aire, m/min	Q _a /A _c	0.95	0.93	0.89	0.90

Tabla 3.11. Tomada de Design of Mechanical Flotation Machines en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

Equipos DR de Metso Minerals						
Modelo	Volumen efectivo de celda m ³	Flujo de pulpa m ³ /h	Motor kW (por celda; pulpa @ 1.35 g/cm ³)	Flujo de aire m ³ /min	Presión de aire kPa	No. máximo de celdas por sección
DR 15	0.34	25	1.1	0.67	7	15
DR 18sp	0.71	55	3.0	1.33	8	12
DR 24	1.4	110	5.0	2.5	10	9
DR 100	2.8	215	7.5 - 1.1	3.8	10	7
DR 180	5.1	415	11 - 15	4.0	14	6
DR 300	8.5	580	18 - 22	7.7	18	5
DR 500	14.2	760	25 - 30	11.3	18	4
DR 1500	42.5	1,780	55 - 75	19.8	23	2

Tabla 3.12. Tomada de Design and Operation of Mechanical Flotation Machines en Recent Advances in Mineral Processing Plant Design

Equipos Outotec

Todos los equipos de Outotec reciben su suministro de aire de manera externa. Outotec cree en la importancia de mantener la máxima flexibilidad en términos de manipulación del flujo de aire y del número de burbujas.

En el fondo de la celda se considera la zona de contacto, y está diseñada para la suspensión de sólidos y su adhesión con las burbujas en condiciones de turbulencia. El aire se alimenta al rotor a través de un tubo, y éste es uniformemente disperso en la pulpa a través de unas ranuras ubicadas en el rotor. Por arriba de la zona de contacto se encuentra una “zona tranquila” en la que se genera un flujo laminar y en éste se seleccionan las partículas para realizar la separación deseada.

Mecanismos

En un principio Outotec manejaba dos mecanismos diferentes dependiendo de la aplicación que se le fuera a dar a la celda. El primer mecanismo se llamaba MultiMix (MM) enfocado a la flotación de partículas finas (< 100 micrones). Para partículas más gruesas se empleaba el mecanismo FreeFlow (FF).

La principal diferencia radicaba en el diseño del rotor, como se puede ver en las siguiente figura:

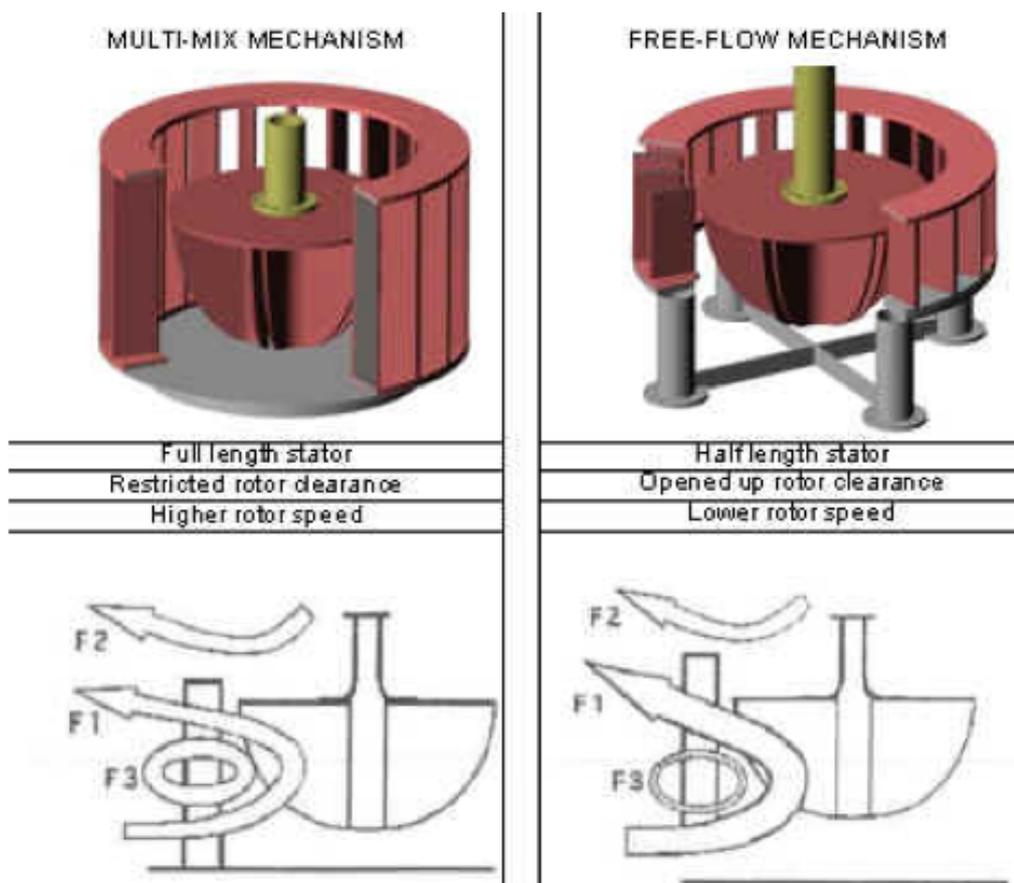


Figura 3.12. Mecanismos de flotación Multi-Mix y Free-Flow de Outotec (Tomada de boletín Outotec Flotation Technology - After the invention of the Tankcell®)

Recientemente Outotec ha diseñado un nuevo mecanismo llamado FloatForce®, el cual sustituye a los dos mecanismos antes mencionados. Las celdas de Outotec ya traen

instalada esta nueva configuración, aunque continúan manejando sus modelos de diferentes capacidades.

El mecanismo mezcla la pulpa a la vez que dispersa el aire y genera energía cinética en condiciones de turbulencia. Con esta energía cinética las partículas se aceleran y obtienen la suficiente energía para adherirse a las burbujas.



Figura 3.13. Mecanismo de flotación FloatForce (Tomada de boletín Outotec FloatForce de Outotec)



Figura 3.14. Mecanismo de flotación FloatForce (Tomada de boletín Outotec FloatForce de Outotec)

La siguiente tabla muestra los equipos disponibles actualmente de Outotec (Malhotra et.al.):

TankCells® Outotec						
Modelo	Volumen Efectivo de celda m ³	Diámetro del tanque m	Longitud Típica del "lip" m	Área típica de Espuma m ²	Flujo de aire Máximo m ³ /min	Motor kW
TankCell-5	5	2.0	4.7	3.0	2.8	11
TankCell-10	10	2.5	6.3	4.7	4.3	18.5
TankCell-20	20	3.1	7.9	7.1	6.7	37
TankCell-30	30	3.6	9.4	9.7	9.0	45
TankCell-40	40	3.8	10.0	10.6	10.0	55
TankCell-50	50	4.7	12.7	16.5	15.0	110
TankCell-70	70	5.3	14.1	21.3	19.0	110
TankCell-100	100	3.0	16.3	27.5	25.0	132
TankCell-130	130	6.4	17.6	31.0	28.0	160
TankCell-160	160	6.8	19.0	35.2	32.0	185
TankCell-200	200	7.2	20.1	40.0	36.0	250
TankCell-300	300	8.0	22.0	49.0	45.0	300
TankCell-500	500	10			30-80	400-500

Tabla 3.13. Tomada de Design and Operation of Mechanical Flotation Machines en Recent Advances in Mineral Processing Plant Design

Columnas de Flotación

Durante mucho tiempo, las celdas mecánicas han sido consideradas como el recurso principal en la industria de la flotación, no obstante, la flotación en columna ha otorgado beneficios que los procesos tradicionales no han podido. Estos beneficios se relacionan con el tratamiento de materiales finos en los cuales se necesita de la generación de burbujas más pequeñas (Malhotra et.al.).

Las columnas de flotación están equipadas con sistemas de lavado de espuma los cuales mejoran la calidad del concentrado al minimizar las impurezas finas que hayan sido arrastradas junto con el producto de flotación. En algunos casos, el agua de lavado puede parcialmente compensar la necesidad de depresores, lo cual disminuye la dosificación de reactivos (Malhotra et.al.).

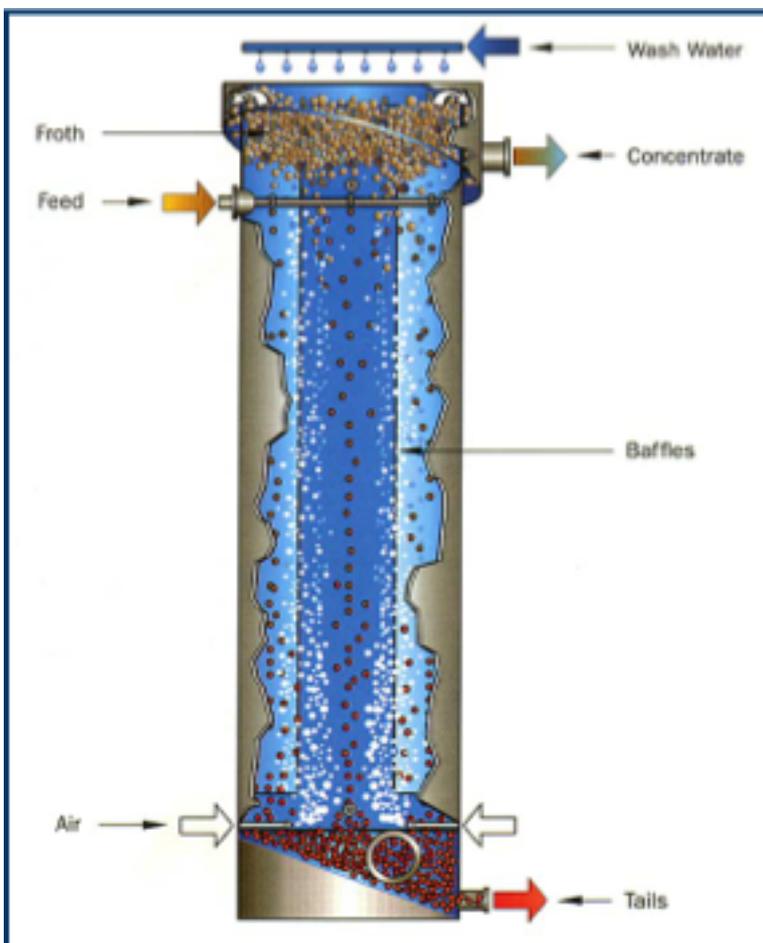


Figura 3.15. Columna de flotación (Tomada de boletín Cavitation Sparging System de Canadian Process Technologies Inc.)

partículas que no se adhieren descienden a través de la columna hasta llegar a un flujo de colas (Malhotra et.al.).

En la práctica, se suministra agua clarificada sobre o en la espuma para minimizar la cantidad de ganga que haya sido arrastrada junto con el concentrado (Malhotra et.al.).

Una sola etapa de flotación en columna puede ser tan eficiente como 2 ó 3 etapas de limpiezas en celdas mecánicas, y presenta la ventaja adicional de no generar más partículas finas al eliminar la intensa agitación que es requerida por los equipos convencionales equipados con un impulsor (Malhotra et.al.).

Las columnas se emplean en el tratamiento de partículas finas (<100 micrones). Se encuentran configuradas con una relación altura/diámetro mayor a uno, y ocasionalmente esta relación puede llegar a 10 o más (Malhotra et.al.).

A diferencia de los equipos convencionales, la pulpa de alimentación entra en la sección superior de la columna y es distribuida a través de la sección transversal mediante una red de tuberías. Las partículas que se adhieren a las burbujas son llevadas a la parte superior de la columna y descargadas al sumidero de producto. Las

Tipos de columnas

Existen diferentes tipos de columnas disponibles comercialmente. Las principales diferencias radican en el diseño del difusor, que es el mecanismo que suministra el aire necesario para la generación de las burbujas (Malhotra et.al.).

Los tres sistemas más populares son (Malhotra et.al.):

- SlamJet™
- Microcel™
- Cavitation-Tube™

SlamJet™

El sistema actual consiste en una serie de lanzas removibles que contienen un orificio localizado al final de las mismas. La generación de burbujas ocurre mediante la inyección de aire a gran velocidad. Anteriormente, este mecanismo consistía en un tubo con una serie de pequeños orificios colocados a lo largo del tubo. Los tubos se insertan en la pared de la columna. Tenía el inconveniente de atascarse con frecuencia, pero gracias a la tecnología mejorada introducida por Canadian Process Technologies (CPT), la tecnología SlamJet™ es uno de los mecanismos de difusión de aire más empleados (Malhotra et.al.).



Figura 3.16. Mecanismos de difusión de aire (Tomada de presentación Optimizing the Process with Metso CISA de Metso)



Figura 3.17. Mecanismo de difusión de aire SlamJet (Tomada de boletín Sparging Systems - SlamJet Series de Canadian Process Technologies Inc.)

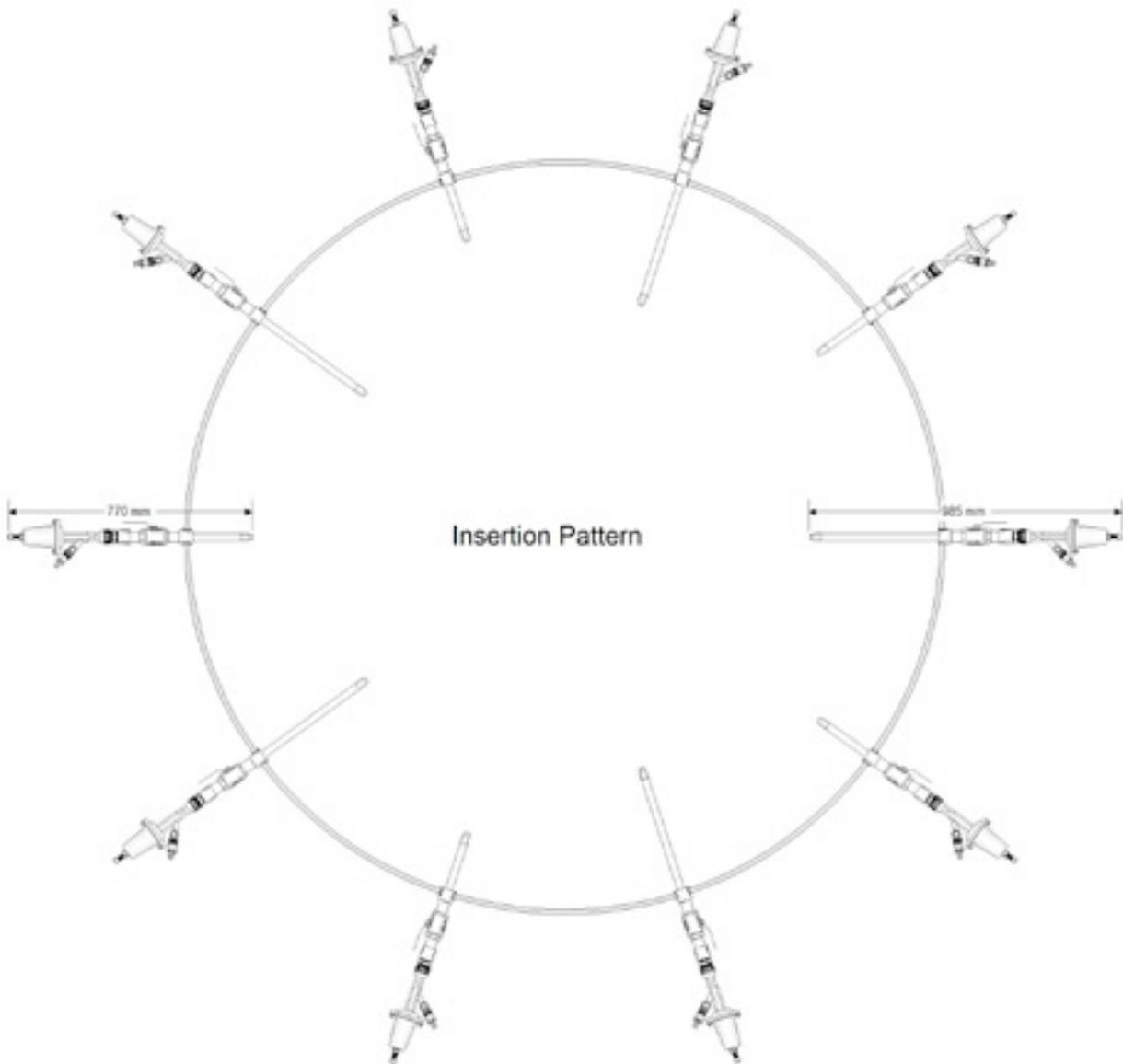


Figura 3.18. Patrón de Inserción (Tomada de boletín Sparging Systems - SlamJet Series de Canadian Process Technologies Inc.)

Microcel™

En esta tecnología se promueve la generación de micro-burbujas ($< 0.8 \text{ mm}$). Esto se logra al hacer circular la pulpa desde la parte baja de la columna para alimentar una serie de mezcladores fijos conectados en paralelo, dentro de los cuales se inyecta aire comprimido. Los estudios han indicado que la combinación de burbujas pequeñas con altas tasas de aire, la cinética de flotación mejora con el aumento en la frecuencia de contacto entre las burbujas y las partículas suspendidas (Malhotra et.al.).

Este sistema ofrece la ventaja de su fácil mantenimiento ya que el sistema se encuentra instalado afuera de la columna (Malhotra et.al.).

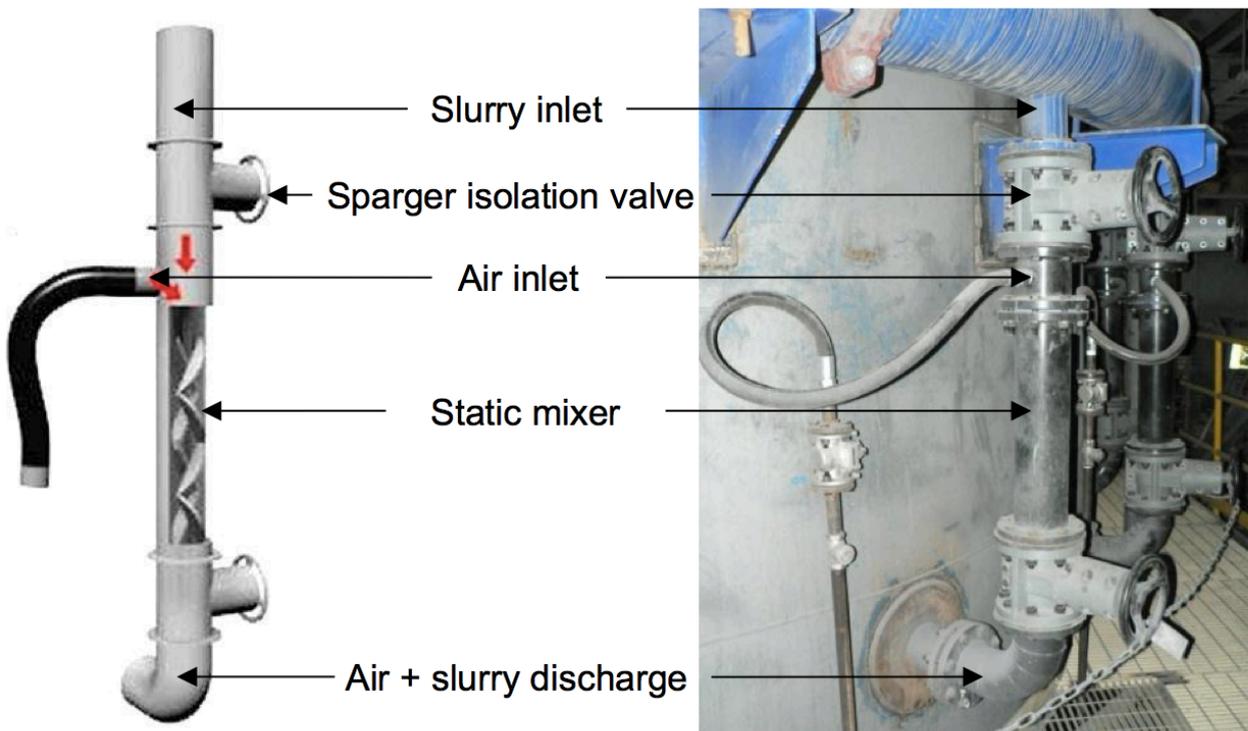
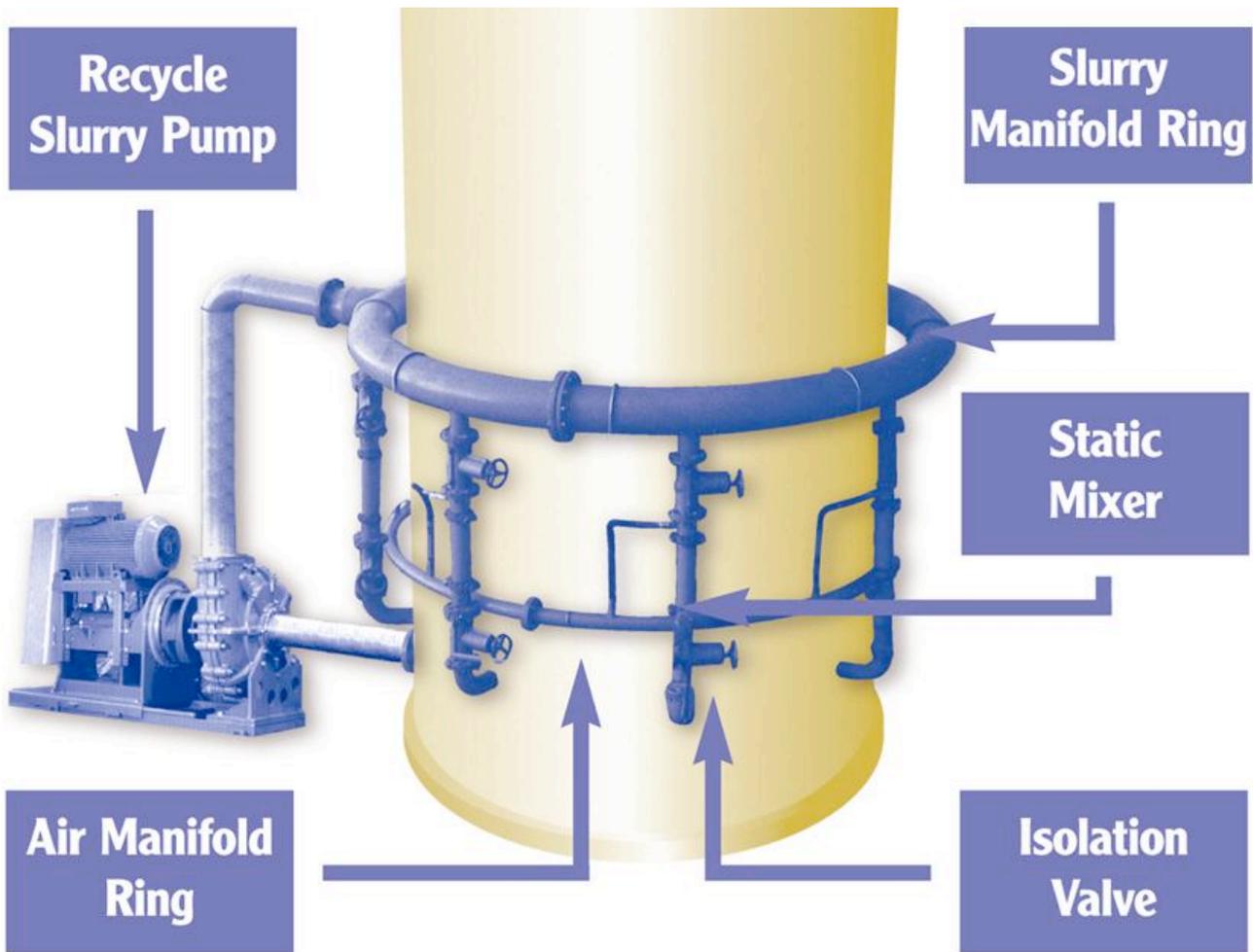


Figura 3.19. Tecnología Microcel (Tomada de presentación Optimizing the Process with Metso CISA de Metso)

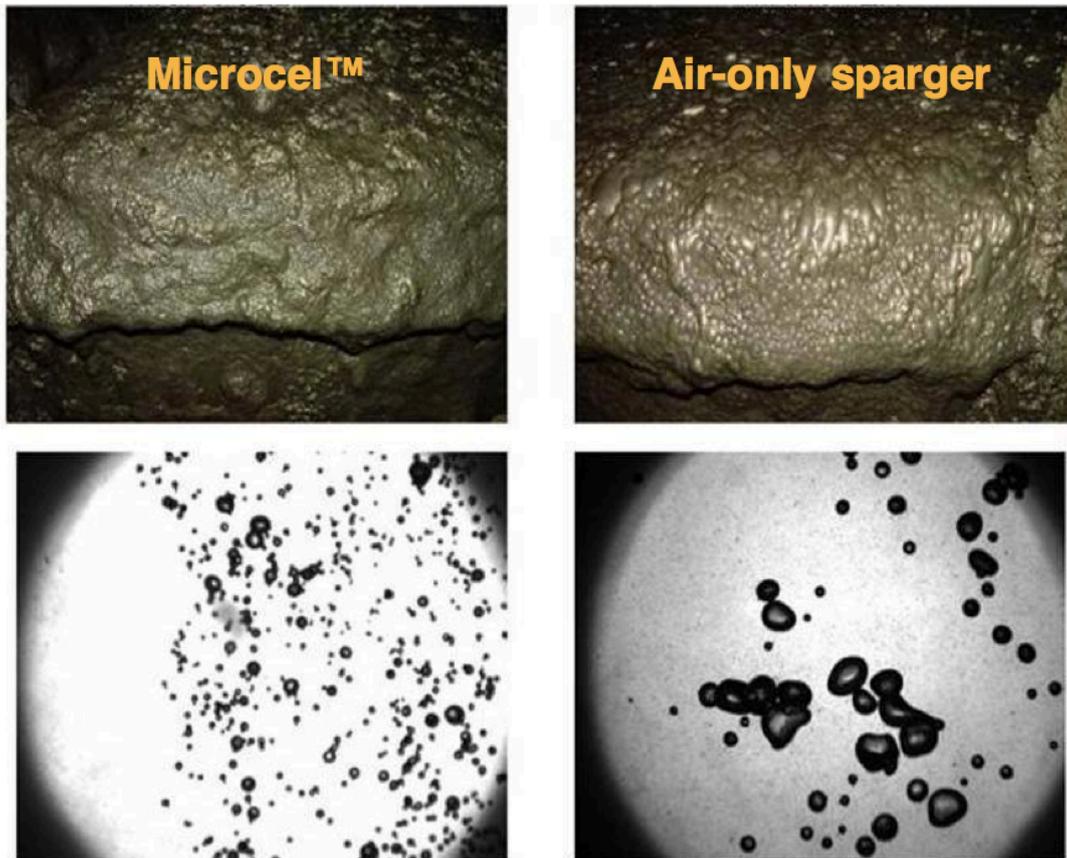


Figura 3.20. Comparación de tamaños de burbuja (Tomada de presentación Optimizing the Process with Metso CISA de Metso)

Cavitation-Tube™

Consiste en un tubo en forma de reloj de arena construido de un material muy resistente a la abrasión.

La cavitación hidrodinámica es el proceso de generación y crecimiento de burbujas de aire en un líquido debido a la ruptura de una interfase líquido-líquido o líquido-sólido bajo la influencia de fuerzas externas. La cavitación ocurre cuando la presión en un punto del líquido es momentáneamente reducida por debajo de la presión de vapor debido a la alta velocidad de flujo, lo cual genera burbujas adecuadas para la flotación de partículas ultrafinas (Malhotra et.al.).

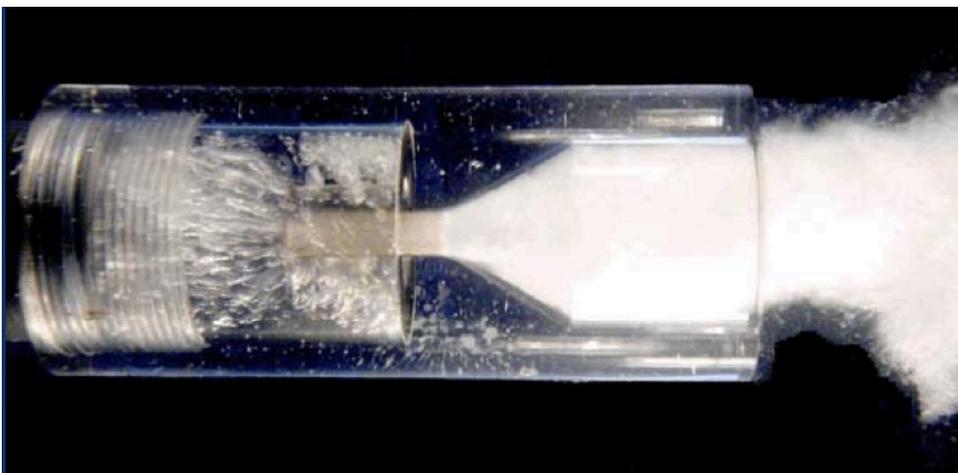


Figura 3.21. Tubo de cavitación (Tomada de boletín Cavitation Sparging System de Canadian Process Technologies Inc.)

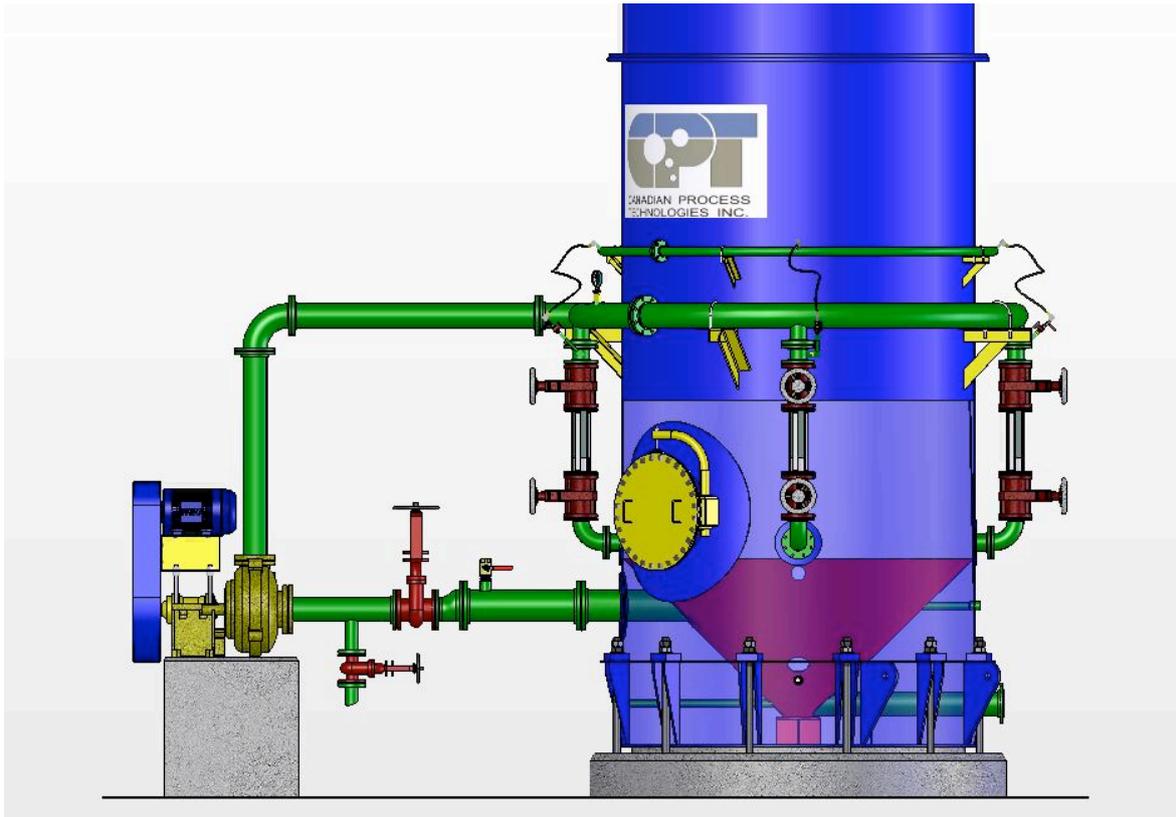


Figura 3.22. Columna con sistema de cavitación (Tomada de boletín Cavitation Sparging System de Canadian Process Technologies Inc.)

Variables de operación y de diseño

- Agua de lavado

El empleo de agua de lavado es necesario debido a que mejora la eficiencia de la separación. Típicamente se procura mantener una profundidad de espuma de 0.6 - 1.2 m para asegurar la buena distribución del agua de lavado (Malhotra et.al.).

El flujo de agua de lavado debe exceder el flujo de agua que se reporte en la espuma del producto para prevenir que haya arrastre. En la mayoría de los casos, menos del 1% del agua de alimentación se reportará en el producto si se controla el agua de lavado correctamente (Malhotra et.al.).

La cantidad de agua que se reporte junto con el producto en la espuma se puede calcular mediante la siguiente fórmula (Malhotra et.al.):

$$Q_w = M_c \left[\frac{100 - P}{P} \right] \dots (3.1.8)$$

Donde:

Q_w = demanda de flujo de agua por unidad de área de celda ($m^3/hr/m^2$)

M_c = Flujo másico de concentrado en seco por unidad de área de celda ($t/hr/m^2$)

P = Porcentaje de sólidos en la espuma



Figura 3.23. Adición de agua de lavado para mejorar la calidad del concentrado (Tomada de boletín Cavitation Sparging System de Canadian Process Technologies Inc.)



Figura 3.24. Adición de agua de lavado (Tomada de Mineral producers improve plant performance using column flotation technology)

- Aireación

La función de un difusor consiste en la generación de grandes cantidades de burbujas de pequeñas dimensiones. Esta capacidad es comúnmente referida en términos de la tasa de área superficial de burbuja (S_b), la cual se define como la superficie total de burbujas por unidad de tiempo pasando a través del área de la sección transversal de una columna dada. Este valor se puede calcular a partir de la siguiente ecuación (Malhotra et.al.):

$$S_b = \frac{6J_g}{D_b} \dots (3.1.9)$$

Donde:

J_g = Velocidad de gas superficial

D_b = Diámetro de burbuja

La literatura sugiere que los valores de S_b por arriba de 100-150 seg^{-1} suelen producir burbujas que difícilmente pueden ser lavadas. Se recomienda mantener una tasa de gas superficial en el rango de 70-95 $\text{m}^3/\text{h}/\text{m}^2$. Estos valores corresponden a una columna de 4.25 m de diámetro en tasas de aireación de aproximadamente 990-1350 m^3/h (Malhotra et.al.).

- Tiempo de residencia

El tiempo de residencia promedio puede estimarse al dividir el volumen de la pulpa de flotación (V) entre el flujo volumétrico de las colas (Q) (Malhotra et.al.):

$$\tau = \frac{V(1 - \varepsilon)}{Q} \dots (3.1.10)$$

Nótese que el volumen de la columna debe corregirse por la fracción de gas retenido. Como regla general, una columna de flotación típicamente requiere el doble de tiempo de residencia que un banco convencional de celdas mecánicas y requiere de tres veces o más el tiempo de residencia de una prueba de flotación de laboratorio (Malhotra et.al.).

Cuando se calcula el tiempo de residencia, es importante considerar que el volumen efectivo para las columnas se define como el volumen de pulpa contenido entre la parte inferior de la cama de espuma y la parte superior de los difusores de aire (Malhotra et.al.).

- Capacidad de acarreo de espuma

La capacidad de acarreo se define como la tasa másica de concentrado de flotación por unidad de tiempo por unidad de área seccional de celda. El límite de la superficie específica de acarreo se alcanza cuando toda el área superficial de burbuja ha sido consumida. Cuando se opera bajo este límite crítico, cualquier sólido flotable adicional se perderá en las colas (Malhotra et.al.).

- Manejo de espuma

El manejo del producto puede convertirse en un problema operacional debido a los grandes volúmenes de espuma que se generan. Los principales problemas se relacionan con el atasco de los sumideros y de otras operaciones unitarias de descarga (Malhotra et.al.).

Los primeros intentos para solucionar este problema consideraron el empleo de espumantes más débiles así como la reducción en la dosificación de espumante, pero esta medida comprometía la recuperación (Malhotra et.al.).

Otras alternativas exitosas han surgido para el enfrentamiento de este problema (Malhotra et.al.):

- Sobredimensionamiento de los sumideros con pendientes muy pronunciadas para reducir el atasco.
- Reducción de las distancias horizontales de traslado.
- Instalación de sistemas de chorro de agua en los sumideros
- Inclusión de un tanque de desaireación para permitir que el espumante colapse.

Reactivos de flotación

Clasificación de reactivos

Uno de los elementos principales en el proceso de flotación es el empleo de reactivos, ya que de estos depende la selectividad y la eficiencia del proceso. En la parte más temprana de desarrollo se observan las principales ventajas y desventajas asociadas a estos reactivos. En el desarrollo de procesos se gasta mucho tiempo y energía en la selección de los reactivos que mejor se ajusten, para lograr los resultados más efectivos de separación y concentración. Hoy en día, en las plantas comerciales, el control en la adición de reactivos es la parte más importante de la estrategia de flotación (Bulatovic, 2007).

La clasificación moderna de los reactivos se basa en la función de cada uno en particular. Partiendo de esto, los reactivos se dividen en (Bulatovic, 2007):

- Colectores
- Espumantes
- Reguladores
- Depresores

Los **colectores** pertenecen a un grupo de compuestos químicos orgánicos, cuyo propósito consiste en formar selectivamente una capa hidrofóbica sobre la superficie del mineral de interés, y así proveer las condiciones idóneas de adhesión entre estas partículas con las burbujas de aire (Bulatovic, 2007).

Debido a la capacidad de los colectores para disociarse en agua, éstos se pueden dividir en dos grupos (Bulatovic, 2007):

- *Colectores ionizantes*. Consisten en moléculas orgánicas heteropolares. Dependiendo del resultado de la carga, el colector asume el carácter de catiónico o aniónico. Los colectores aniónicos se clasifican en oxidrilo y sulfhidrilo. Los colectores catiónicos son compuestos químicos cuyo radical de hidrocarburo está protonizada. Estos reactivos son aminas de las cuales las primarias son los reactivos de flotación más importantes.
- *Colectores No-ionizantes*. También se dividen en dos grupos. Los reactivos pertenecientes al primer grupo contienen azufre bivalente. El segundo grupo contiene aceites de hidrocarburos no polares.

Los **espumantes** son compuestos heteropolares que bajan la tensión superficial del agua y tienen la capacidad de adsorberse en la interface aire-agua. Su presencia en la fase líquida incrementa la fuerza de la capa de las burbujas, proporcionando una mejor adhesión de las partículas hidrofóbicas en ellas. La tensión superficial también afecta el tamaño de las burbujas. La efectividad de algunos espumantes depende mucho del pH, y debido a esto se hace una clasificación de los espumantes en ácidos, cuando la capacidad de formación de espuma se ve reducida con un aumento del pH de ácido a alcalino, o neutros, cuando el desempeño del espumante no depende del pH de la pulpa (Bulatovic, 2007).

Los espumantes ácidos pertenecen a dos grupos: fenoles (Cresol, Xilenol) y alcalisulfonatos (surfactantes). El grupo más importante es el de los espumantes neutros, que se dividen en: alcoholes cíclicos, alcoholes alifáticos, grupo alquilo y glicoles (Bulatovic, 2007).

Reguladores: Los activadores, depresores y reguladores de pH son referidos a veces en la literatura como modificadores o reguladores del proceso de flotación. El propósito principal de estos reactivos consiste en modificar la acción del colector en la superficie de los minerales y, como consecuencia, gobernar la selectividad del proceso de flotación (Bulatovic, 2007).

En la presencia de reguladores, el colector únicamente se adsorbe en las partículas de interés. En algunos casos, el regulador reacciona directamente con la superficie del mineral y provee las condiciones para la interacción del mineral con el colector. Estos reactivos se conocen como **activadores** (Bulatovic, 2007).

Algunos reguladores pueden reducir las condiciones de hidrofobicidad de un mineral en particular con algún colector, o pueden convertir la superficie mineral en hidrofílica. Estos reactivos se conocen como depresores (Bulatovic, 2007).

El tercer grupo consiste en los **reguladores de pH**. Su propósito consiste en regular la composición iónica de la pulpa mediante el cambio de la concentración de iones hidrógeno en la pulpa. Consecuentemente, esto resulta en un mejoramiento en la interacción del colector con un mineral en particular y reduce la interacción del colector con minerales no deseados. Los reguladores de pH pueden ser también depresores al mismo tiempo (Bulatovic, 2007).

La clasificación de los reguladores es muy arbitraria, ya que pueden cambiar su función de acuerdo a ciertas condiciones. Por ejemplo, algunos pueden actuar como depresores, pero bajo otras condiciones actúan como activadores (Bulatovic, 2007).

Otro grupo de reactivos importantes, los cuales no pueden ser incluidos en ningún grupo dentro de los reguladores, son los dispersantes. Estos reactivos pueden funcionar como medio de limpieza en pulpas con alto contenido de finos y puede mejorar la cinética de flotación de ciertas partículas minerales y reducir el consumo excesivo de colector (Bulatovic, 2007).

Los floculantes son polímeros naturales o sintéticos que tienen diferentes grupos polares. A partir del modo en el que se disocian en agua, se pueden clasificar bajo los siguientes grupos (Bulatovic, 2007):

- a) Polielectrolitos aniónicos, se disocian en agua en polímeros aniónicos complejos y cationes simples (Na^+ , NH_4^+ , K^+ , etc).
- b) Polielectrolitos catiónicos, se disocian en polímeros catiónicos y aniónicos (Cl^- , SO_4^{2-} , CH_3COO^-).
- c) Polielectrolitos anfóteros y polímeros que contienen grupos aniónicos y catiónicos.
- d) Polímeros no-iónicos que contiene grupos polares sin un catión o anión adjunto.

Selección de reactivos de flotación

La selección de reactivos de flotación incluye los siguientes procedimientos (Cytec, 2002):

- Muestreo
- Análisis microscópico
- Preparación del mineral
- Molienda
- Diseño de la prueba
- Flotación
- Manejo de productos de flotación
- Ensaye
- Análisis de la información/Interpretación de resultados

Muestreo

Siempre que se tomen muestras directamente de la mina o de un silo de almacenamiento debe tenerse en mente la variabilidad natural del yacimiento. Es necesaria una fuerte comunicación con los departamentos de molienda, explotación y geología con el fin de asegurar que la muestra es lo más representativa posible (Cytec, 2002).

En plantas en operación, las muestras se pueden tomar de la banda transportadora que alimenta el material al circuito de molienda. En el caso de que la muestra sea en forma de pulpa debe verificarse que la planta se encuentra operando bajo condiciones normales (Cytec, 2002).

Análisis microscópico

Este tipo de evaluación es esencial en el programa de evaluación y en la selección de reactivos. Las muestras deben ser analizadas por un especialista en mineralogía y manejo de microscopio, el cual estudiará el modo de ocurrencia de los minerales así como su grado de liberación (Cytec, 2002).

Preparación del mineral

Mineral seco

La muestra de mineral seco debe llevarse al laboratorio tan pronto como sea posible, preferentemente en un tamaño grueso ($\geq 1 - 2$ cm) para mantener la oxidación al mínimo. La muestra normalmente se tritura a un tamaño de menos 1 - 2 mm y luego se divide para obtener diferentes cargas de flotación en la cantidad deseada. Cada carga debe ser sellada en bolsas de plástico y almacenadas en un congelador (de preferencia 15°C o menos) para retardar los efectos de oxidación (Cytec, 2002).

Muestras de pulpa

La cantidad de pulpa a tomar depende de varios factores. Estos incluyen (Cytec, 2002):

- Porcentaje de sólidos
- Dimensiones de la celda de flotación de laboratorio
- Número de pruebas a llevar a cabo

Se pueden tomar sub-muestras de la pulpa ya sea por métodos volumétricos o, preferentemente, gravimétricamente mientras la pulpa es adecuadamente agitada (Cytec, 2002).

Molienda

Las pruebas de molienda se realizan con la finalidad de establecer la distribución de tamaños de los sólidos (Cytec, 2002).

Malla de liberación

Ésta se estima al examinar varias fracciones de tamaño de mineral, lo cual proporciona la información del modo de ocurrencia y del grado de liberación del mineral deseado.

Cuando no se cuenta con un análisis microscópico, el tamaño de liberación se puede estimar a partir de una curva: granulometría versus recuperación en flotación (Cytec, 2002).

Relación: Granulometría versus tiempo de molienda

Al graficar el porcentaje acumulado del peso que pasa (o retiene) un tamaño de malla contra el logaritmo del tiempo de molienda, se obtendrá una línea entre 15% y el 85% del peso acumulado para dicho tamaño de malla. Este procedimiento se repite cambiando los tiempos de molienda durante el programa de evaluación para modificar la granulometría de alimentación al proceso de flotación (Cytec, 2002).

De acuerdo a la experiencia de CYTEC, lo ideal es emplear un molino de barras de laboratorio para evitar sobretamaño y generación de finos. La densidad de la pulpa para molienda varía generalmente en el rango de 60% a 70% de sólidos, dependiendo de la viscosidad de la pulpa y de la gravedad específica de los sólidos en seco (Cytec, 2002).

La pulpa molida debe ser seleccionada en una malla ya sea #200 (74 micras) o #325 (44 micras), las partículas con sobretamaño y las finas deben ser filtradas y secadas por separado (Cytec, 2002).

Diseño de la prueba

Antes de adentrarse en un programa de pruebas con reactivos, deben establecerse los objetivos que se desean alcanzar con dichas pruebas, para esto es necesario definir las variables a estudiar que puedan influir en el proceso de flotación. De las variables que se mencionarán a continuación no todas son siempre consideradas, y esto dependerá de la experiencia de las personas encargadas de la realización de las pruebas así como de la información disponible antes de comenzar (Cytec, 2002).

Flotación

Los factores a considerar en un programa de prueba de flotación incluyen (Cytec, 2002):

Molienda-granulometría

Debido a los costos de operación asociados con la molienda, una práctica común en las plantas consiste en moler tan grueso como sea posible pero sin sacrificar la recuperación en la flotación primaria. El concentrado de la etapa primaria posteriormente puede requerir

una remolienda para llegar al tamaño de liberación adecuado antes de la etapa de limpia. La selección correcta de la combinación de reactivos de flotación puede dar pie a una molienda más gruesa sin la implicación del sacrificio de la recuperación en la flotación primaria.

En el caso de menas complejas en las que se requiere de la recuperación de dos o más minerales de valor en diferentes concentrados, la molienda gruesa puede no ser práctica. En tales casos, es preferible moler más fino para adecuar la liberación antes de la flotación primaria, lo cual simplifica el circuito y el control del mismo.

Tiempo de acondicionamiento y puntos de adición de reactivos

Para plantas ya en operación, los puntos de adición de reactivos así como los tiempos de acondicionamiento deben ser incluidos en función de las pruebas de control de la planta, no obstante, el hecho de cambiar los puntos de adición de los reactivos puede producir una mejor respuesta metalúrgica (Cytec, 2002).

Los colectores aceitosos son generalmente, pero no siempre, adicionados en el circuito de molienda, y los colectores solubles en agua pueden ser adicionados en la pulpa después de la molienda.

Los puntos de adición de los espumantes, activadores y depresores pueden variar dependiendo de las asociaciones minerales, calidad del agua y tipos de colectores siendo evaluados. Los puntos de adición óptimos para cada reactivo se vuelven más evidentes después de haber llevado algunas pruebas y de haber evaluado los resultados metalúrgicos (Cytec, 2002).

pH - alcalinidad

La práctica usual consiste en flotar a pH natural o alcalino ajustado con cal. En algunos casos, el uso de carbonato de sodio o hidróxido de sodio puede traer algunas ventajas. Los circuitos ácidos se utilizan si las ventajas metalúrgicas superan los costos de inversión y de operación (Cytec, 2002).

El ajuste de pH se realiza mejor en el molino con unas pocas modificaciones en la celda de flotación. La cantidad de regulador de pH a añadir se basa usualmente en un criterio de prueba y error, y una vez establecido, debe permanecer constante para todas las pruebas, a menos que sea una variable bajo investigación (Cytec, 2002).

Calidad del agua

La calidad del agua tiene un efecto de gran importancia ya que puede influir en el desempeño del proceso. Las sales solubles pueden causar la activación o depresión no deseada de varios minerales, y afectar de manera significativa la estructura y consumo del espumante, así como el consumo de otros reactivos (Cytec, 2002).

Las sales de magnesio, hierro y cobre son particularmente problemáticas. Es preferible conducir los estudios de flotación utilizando agua de proceso para simular lo más cercanamente posible las condiciones de la planta. En los casos en los que no se disponga de agua de proceso, se puede emplear agua de proceso simulada (ajustada a las posibles condiciones de operación) (Cytec, 2002).

Densidad de la pulpa

La densidad de la pulpa, que afecta su viscosidad, es un factor muy significativo, ya que las altas viscosidades pueden inhibir la dispersión del aire así como la buena formación de las burbujas, lo cual puede afectar las recuperaciones. En la práctica usual en el laboratorio, las pulpas contienen de 25% a 40% de sólidos en peso. La flotación de limpias se lleva a cabo a menores densidades de pulpa en comparación con la flotación primaria. La menor densidad de pulpa tiende a producir mayores leyes al promover una mejor incorporación del espumante (Cytec, 2002).

Potencial de pulpa

El potencial de pulpa puede jugar un rol muy importante en la flotación de sulfuros. Para un dado valor de pH, puede determinarse el rango de potencial de pulpa ideal para un mineral dado (Cytec, 2002).

El potencial de pulpa se puede emplear como una medida indirecta para el control de la dosificación de reactivos (Cytec, 2002).

Las mediciones se pueden realizar ya sea con un electrodo iónico o con un electrodo de calomel (Ag/AgCl) para el caso de sulfuros. Se puede emplear un electrodo de platino o de oro para otros sistemas (Cytec, 2002).

Temperatura de la pulpa

No es común que se evalúe la temperatura, no obstante, juega un papel muy importante en algunas separaciones de metales no sulfurosos y de minerales no metálicos. Para el caso de sulfuros se recomienda mantener temperatura ambiente (Cytec, 2002).

Tiempo de flotación - cinética

El tiempo de flotación que se requiere puede determinarse al producir concentrados en incremento. Esto se logra al separar diferentes concentrados en intervalos de tiempo, hasta que la espuma haya sido completamente removida.

Utilizando los pesos y los ensayos para cada concentrado, la distribución metálica puede ser determinada. Esta información se grafica como una recuperación acumulada versus tiempo de flotación acumulado (Cytec, 2002).

Colectores

Aunque existen varios colectores individuales para minerales sulfurosos, el metalurgista debe evaluar diferentes variantes dentro de alguna clasificación química antes de poner en juicio su efectividad. Las combinaciones de colectores pueden dar mejores resultados que un solo colector individual (Cytec, 2002).

Espumantes

En la práctica igual, para hacer la selección final se realizan pruebas directamente en la planta. Para pruebas de laboratorio se recomienda una altura de espuma de 1.5 a 3 cm (Cytec, 2002).

Cuando la selectividad en la flotación es esencial, el primer espumante a elegir debe ser uno del tipo alcohol. Cuando se requieren condiciones de espuma más fuertes, se recomienda un glicol polipropileno (Cytec, 2002).

Tratamiento por separado de arenas y finos

En el caso de minerales con alto contenido de arcillas se recomienda separar la pulpa en una fracción de arena y otra de finos para que tengan una flotación aparte (Cytec, 2002).

Los finos aumentan la viscosidad de la pulpa e interfieren en la recuperación de partículas más gruesas. Normalmente flotan más lento y requieren de un mayor tiempo de residencia (Cytec, 2002).

El empleo de algún dispersante, como silicato de sodio, puede ayudar a dispersar los finos y reducir la viscosidad de la pulpa, mejorando así la recuperación y la selectividad (Cytec, 2002).

Fases de flotación - primaria, agotativa y limpia

- Flotación primaria: Como su nombre lo indica, es la primera fase de flotación en la que la recuperación de minerales se maximiza. La selección correcta del colector en esta fase es crítica (Cytec, 2002).
- Flotación agotativa. Las colas de flotación primaria, y en algunos casos, las colas de la limpia, se flotan aquí con una cantidad adicional de colector y espumante para maximizar la recuperación. El objetivo de esta etapa consiste en recuperar los minerales que no se hayan podido obtener en la fase primaria (Cytec, 2002).
- Limpia: Esta es la fase en la que los productos de las fases primaria y agotativa se juntan para volver a ser flotados con la finalidad de elevar la ley. En algunos casos, existe una remolienda previa a la limpia. Puede ser necesaria más de una etapa de limpias para llegar a un concentrado comerciable. Usualmente se añaden pequeñas cantidades de colector para mejorar el desempeño de esta etapa (Cytec, 2002).

Pruebas de flotación en circuito cerrado

Con este tipo de pruebas se busca obtener información más completa acerca del desempeño metalúrgico de los reactivos y su asociación con los minerales en una operación continua (Cytec, 2002).

En cada prueba cíclica completa, las colas de las limpias y los concentrados de agotativas son recirculados a una o más etapas de procesamiento en la prueba cíclica subsecuente (Cytec, 2002).

El equilibrio se alcanza cuando (Cytec, 2002):

- Los pesos combinados del concentrado final más las colas finales se aproximan al peso de mineral fresco alimentado a un nuevo ciclo.
- Los ensayos del concentrado final y de la cola finales permiten el cálculo de la ley de cabeza, basado en estos dos productos.
- La distribución metalúrgica entre el concentrado final y las colas finales se estabiliza.

Si no se establecen las condiciones de equilibrio después de 6 o 7 ciclos, los productos de flotación deben ser examinados microscópicamente para conocer la causa. Puede ser necesaria la adición de una pequeña cantidad de colector en las limpias (Cytec, 2002).

En el siguiente esquema se muestra una manera de realizar pruebas de flotación a circuito cerrado (Cytec, 2002):

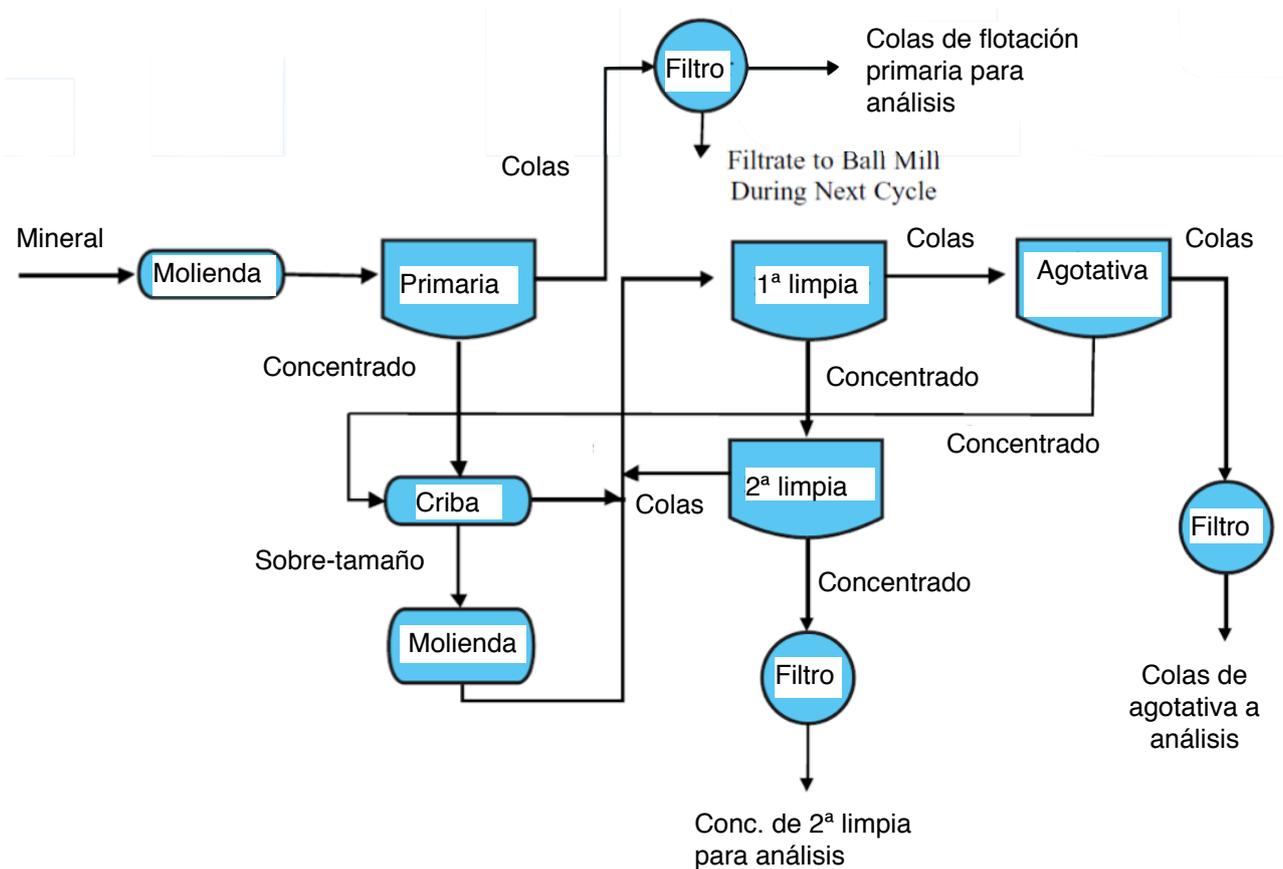


Figura 3.25. Esquema de prueba de flotación a circuito cerrado (Tomada de CYTEC Mining Chemicals Handbook)

Manejo de productos de flotación

Los productos de flotación deben filtrarse en vacío en el caso de los concentrados y en filtros de presión para las colas. La filtración puede mejorar con la adición de floculantes en los productos, lo cual resulta de especial utilidad en aquellos productos que contienen una gran cantidad de finos (Cytec, 2002).

Los productos de filtrado deben secarse a una temperatura de 70° a 100°C. Es importante que no se sobrepase la temperatura de 100°C ya que eso puede descomponer a los sulfuros. El concentrado y las colas deben secarse por separado, de preferencia en hornos aparte. Después de haber secado los productos, estos se pesan y se analizan para la realización del balance metalúrgico (Cytec, 2002).

Interpretación de los resultados

Los resultados de los análisis junto a los pesos pueden emplearse para generar los balances metalúrgicos a partir de los cuales se pueden trazar las siguientes gráficas (Cytec, 2002):

- Curvas de cinética: % de recuperación acumulada vs. tiempo.
- Curvas de ley-recuperación: % de ley acumulada vs. % de recuperación acumulada.
- Curvas de selectividad: % de recuperación acumulada de metales de valor vs. % de recuperación acumulada de elementos ganga.

Reactivos de uso común para flotación de sulfuros

COLECTORES

Xantatos

- ***Etil Xantato de Potasio***. Es especialmente útil cuando se requiere de una gran selectividad.
- ***Etil Xantato de Sodio***. Se emplea en menas complejas, más frecuentemente para la flotación de galena con minerales de Pb/Zn.
- ***Isopropil Xantato de Sodio***. Bastante empleado en la flotación de sulfuros de cobre, molibdeno y zinc.
- ***Amil Xantato de Potasio***. Es el menos selectivo, normalmente empleado como colector en la fase agotativa. Empleado ampliamente para la flotación de Cu, Ni, Zn, Au - conteniendo sulfuros de hierro.

Nota. Los Xantatos pierden estabilidad en condiciones de acidez.

Derivados de Xantatos

- ***Éster de Alil Xantato***. Colector aceitoso, no soluble en agua, normalmente alimentado en el molino. Es un colector efectivo en circuitos alcalinos y ácidos para la flotación de Zinc. Usualmente se emplea junto algún Xantato. Es un excelente colector para molibdenita.
- ***Dialquil Xantógeno***. Colector aceitoso, no soluble en agua, normalmente alimentado en el molino. Desarrollado originalmente para la flotación de minerales de cobre en circuitos ácidos (pH: 3 - 5). Actualmente se emplea en circuitos tanto ácidos como alcalinos para la flotación de minerales de cobre-molibdeno.

Colectores basados en Fósforo

Diaril Ditiofosfatos

- ***Promotor AEROFLOAT 25***. Es un buen colector para la flotación de Ag, Pb, Cu y sulfuros de Zn activados.
- ***Promotor AEROFLOAT 31***. Basado en el AEROFLOAT 25, contiene un segundo colector que mejora la flotación de plata. Muy empleado para la flotación de Pb a partir

de minerales de Pb/Zn y también para la flotación de Cu/Pb a partir de minerales de Cu/Pb/Zn.

- **Promotor AEROFLOAT 241.** Es la sal de amonio del promotor AEROFLOAT 25. Es soluble en agua, y es el más selectivo de todos los promotores AEROFLOAT. Muy empleado para la flotación de *Pb* a partir de minerales de Pb/Zn, y como colector secundario para algunos minerales de cobre.
- **Promotor AEROFLOAT 242.** Es la sal de amonio del promotor AEROFLOAT 31. Soluble en agua, ampliamente utilizado para la flotación de Pb a partir de Pb/Zn y flotación de Cu/Pb a partir de Cu/Pb/Zn. Mejora la recuperación de plata.

Notas.

- Los promotores AEROFLOAT 25 y 31 tienen propiedades considerables como espumantes.
- Estos promotores tienen mucho menor tendencia que los Xantatos para flotar pirita, pirrotita y esfalerita inactiva.
- Los promotores AEROFLOAT son estables en condiciones de acidez, pero pierden selectividad contra sulfuros de hierro.

Diaril Monotiofosfatos

- **Promotor AERO 5688.** Es particularmente efectivo para la flotación de metales preciosos en circuitos alcalinos ($\text{pH} > 7$). También es efectivo en la flotación sulfuros y metales preciosos en circuitos ácidos. En circuitos moderadamente alcalinos ($\text{pH} = 7 - 10$) puede emplearse para la flotación selectiva de sulfuro de cobre. Tiene algunas propiedades como espumante.

Dialquil Ditiofosfatos

- **Promotor sódico AEROFLOAT - (R = etil).** Empleado principalmente para la flotación selectiva de Cu a partir de minerales de Cu/Zn en donde el Zn tiende a flotar fácilmente; para la flotación de sulfuros activados de Zn en donde la selectividad contra sulfuros presenta un problema. Es muy selectivo contra sulfuros de hierro.
- **Promotor AEROFLOAT 208 - (R = etil + Butil secundario).** Colector selectivo para minerales de cobre. Excelente para elementos nativos como Au, Ag y Cu.
- **Promotor AEROFLOAT 211 - (R = isopropil).** Colector selectivo para Cu y minerales activados de Zn.
- **Promotor AEROFLOAT 238 - (R = butil secundario).** Ampliamente utilizado en la flotación de Cu para incrementar la recuperación de Au como subproducto. Tiene gran selectividad contra sulfuros de hierro.
- **Promotor AERO 3477 - (R = isobutil).** Es un colector fuerte, pero selectivo para Cu, Ni y minerales activados de Zn. Mejora las recuperaciones de metales preciosos, particularmente aquellos del grupo del platino.
- **Promotor AERO 3501 - (R = isoamil).** Utilizado para la flotación de Cu y minerales de Zn activados, especialmente para partículas gruesas. Tiene una aplicación similar al AERO 3477 pero tiende a generar más espuma.
- **Promotor AERO 5430 - (R = isobutil).** Es una versión “baja en espuma” del Promotor AERO 3477.
- **Promotor AERO 5474 - (R = isoamil).** Es una versión “baja en espuma” del Promotor AERO 3501.

Dialquil Monotiofosfatos

- **Promotor AERO 6697.** Es un promotor parecido al AERO 5688 y la elección de uno u otro depende de la mineralogía, ganga y características de formación de espuma.

Dibutil ditiofosfato de sodio

- **AEROFINA 3418A.** Es un promotor único, desarrollado originalmente para la flotación de cobre y Zn activado. Se ha encontrado que es un colector invaluable para el beneficio de minerales complejos, polimetálicos y masivos. Es muy efectivo para la flotación de galena y de metales preciosos, especialmente plata.

Colectores compuestos por Mercaptobenzotiazol y Ditiofosfato

- **Promotor AERO 400.** Empleado principalmente para la flotación de oro con contenidos de pirita en circuitos ácidos y neutros.
- **Promotor AERO 404.** Muy usado para la flotación de minerales complejos y secundarios de Cu, minerales complejos de Pb y Zn y metales preciosos en circuitos alcalinos. Es un excelente colector para pirita y pirita aurífera en circuitos ácidos y neutros.
- **Promotor AERO 407.** Es un colector más fuerte que el AERO 404. Puede sustituir a los Xantatos en varias aplicaciones, siendo más selectivo contra sulfuros de hierro en circuitos alcalinos. Útil para el tratamiento de una gran cantidad de metales preciosos y base, particularmente aquellos de Cu, Ni y Zn. Excelente para la flotación bulk de minerales de oro pirítico en circuitos ácidos.
- **Promotor AERO 412.** Tiene las mismas aplicaciones que el AERO 407 pero es mucho más fuerte.

Colectores basados en Nitrógeno

Dialquil tionocarbamato

- **Promotor AERO 3894.** Este colector aceitoso fue desarrollado para la flotación selectiva de minerales de cobre en circuitos alcalinos. No obstante, debido a su alta selectividad, por lo general requiere del empleo conjunto con un Xantato para asegurar la máxima recuperación de las partículas medias (compósito). Dado que es insoluble en agua, resulta factible su suministro en el circuito de molienda.

Alquil alquil tionocarbamato

- **Promotor AERO 5100.** Se emplea para la flotación de cobre, zinc activado y metales preciosos. Es pésimo colector para galena y por tanto es una excelente opción cuando los minerales a flotar contienen pequeñas cantidades de plomo.

Alquil Alcoxycarbonilo Tiocarbamato

- **Promotor AERO 5500.** Este colector aceitoso a base de tiourea es un excelente colector para minerales de cobre, especialmente calcopirita. Es también muy buen colector para oro y plata.

DEPRESORES

Depresores Inorgánicos

- Cianuro. Depresión de minerales de sulfuro de hierro, tales como pirita, pirrotita y arsenopirita. Depresión de minerales de Zn durante la flotación de Pb.
- Ferrocianuro. Depresión de Cu y Fe en la separación Cu/Mo.
- Especies sulfoxi. Depresión de sulfuros de Zn y Fe durante la flotación de minerales de Cu y Pb.
- Sulfato de Zn. Depresión de minerales de Zn en la flotación de Pb/Zn, Cu/Zn y Cu/Pb/Zn.
- Dicromatos. Depresión de minerales de Pb durante la flotación de Cu/Pb.
- Sulfuro de sodio e hidrosulfuro. Empleado para la depresión de sulfuros de Cu y Fe en la separación Cu/Mo.
- Reactivo de Nokes y Anamol D. Depresión de sulfuros de Cu y Fe en la separación Cu/Mo.
- DETA (Dietileno triamina). Depresión de pirrotita en minerales de Cu/Ni.
- Permanganatos y otros agentes oxidantes. Pueden ser útiles para la separación de pirita de la arsenopirita.

Depresores orgánicos naturales

- Quebracho y sulfonatos de lignina. Depresión de sulfuros de Fe.
- Dextrina, almidones. Empleados en la depresión de silicatos intemperizados y materia carbonífera.
- CMC & Goma guar. Depresión de silicatos de magnesio tales como talco y piroxeno. Especialmente útil en minerales de Ni.

ACTIVADORES

- **Sulfato de cobre (CuSO₄)**. Activación de sulfuros de Zn y sulfuros de Fe tales como pirita y pirrotita.
- **Nitrato de Pb, Pb(NO₃)₂ o acetato de Pb, Pb(C₂H₃O₂)₂**. Empleado para la activación de sulfuros de antimonio como la estibinita.
- **Hidrosulfuro de sodio, NaHS**. Comúnmente usado antes de la adición del colector para la activación de minerales de Cu, Pb y Zn.
- **Cianuro de Sodio, NaCN**. Flotación de PbS.

3.2. CONCENTRACIÓN MAGNÉTICA

El modelado y optimización de circuitos magnéticos se lleva a cabo actualmente con la ayuda de herramientas computacionales basadas en sofisticados análisis de elemento finito multidimensional. Esta técnica es aplicada para diseñar circuitos tanto permanentes como electromagnéticos. Como consecuencia, cualquier tipo de separador magnético puede ser desarrollado (o rediseñado) con un alto nivel de confiabilidad y precisión (Mular, Halbe y Barratt, 2002).

El desarrollo reciente de los imanes permanentes de tierras raras ha revolucionado el campo de la separación magnética, ya que su llegada en los años 80 dio pie a la obtención de una mayor magnitud de productos de concentración magnética en comparación a los imanes convencionales de ferrita. Esto ha permitido el diseño de circuitos magnéticos de alta densidad operando sin suministro de energía y superando la fuerza y efectividad de los electroimanes (Mular et. al.).

Las aplicaciones de la separación magnética son muy diversas y se emplean en varias industrias. Puede ser utilizada como trampa de metales, tales como dientes de palas, pernos de anclaje, o partículas finas de hierro en flujos de procesamiento de minerales. También puede emplearse para concentrar selectivamente minerales magnéticos como magnetita o hematita. También pueden ayudar a remover elementos magnéticos perjudiciales para purificar elementos no magnéticos, dentro de la manufactura de cerámicos o refractarios (Mular et. al.).

Para fines prácticos, la clasificación de los dispositivos de concentración magnética se puede reducir al siguiente diagrama de bloques (Mular et. al.):

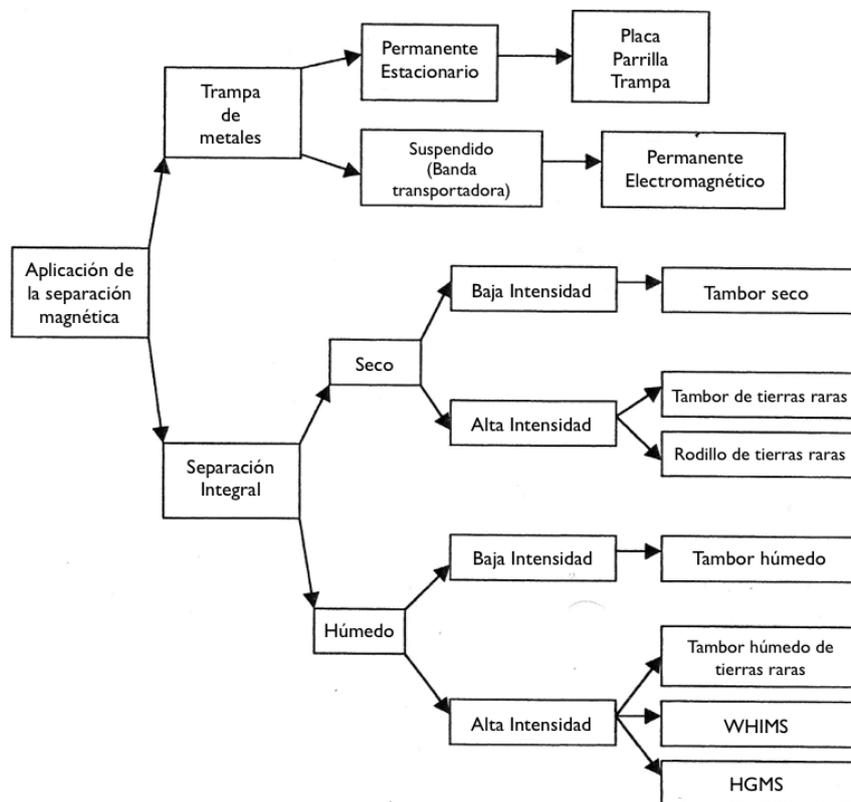


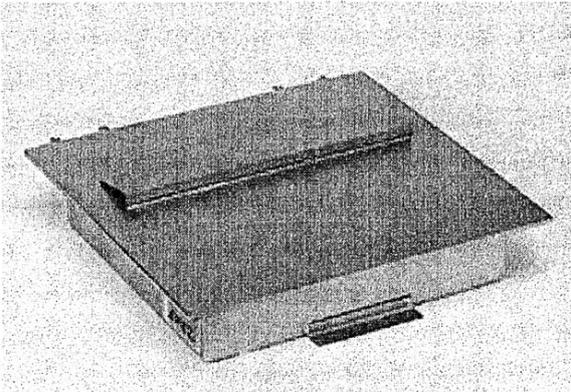
Figura 3.26. Clasificación de equipos de concentración magnética (Tomada de Selection and Sizing of Magnetic Concentrating Equipment; Plant Design/Layout en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1)

Separadores magnéticos empleados como trampas de metales

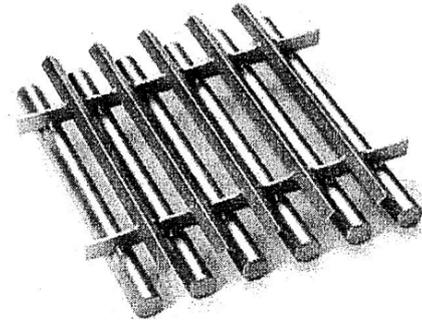
Separadores magnéticos permanentes-estacionarios

Estos separadores, específicamente placas, parrilla y trampa, representan la primera aplicación industrial de la separación magnética. Estos separadores se desempeñan muy bien como trampas de metales para proteger equipos subsecuentes en el proceso, tales como molinos, trituradoras, mezcladoras, etc., y también garantizan la calidad del producto (Mular et. al.).

Placa magnética que consiste en un imán permanente en un arreglo hecho a base de acero inoxidable. El separador es instalado en un chute.



Parrilla magnética que consiste en imanes permanentes de acero inoxidable en forma de tubos. El material fluye alrededor de los tubos cuando se coloca en un flujo de proceso en seco.



El imán trampa consiste en una serie de tubos que son imanes permanentes de acero inoxidable. El separador es colocado en la línea del flujo. La pulpa fluye alrededor de los tubos.

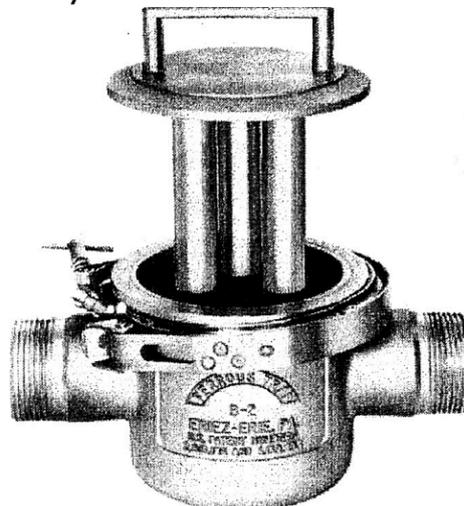


Figura 3.27. Trampas de metales (Tomada de Selection and Sizing of Magnetic Concentrating Equipment; Plant Design/Layout en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1)

Separadores magnéticos suspendidos

Estos separadores magnéticos funcionan como trampas de metales en materiales que son transportados en banda. el separador se encuentra suspendido sobre la banda de modo que es capaz de remover grandes piezas de metales que representen un peligro para los equipos posteriores (Mular et. al.).

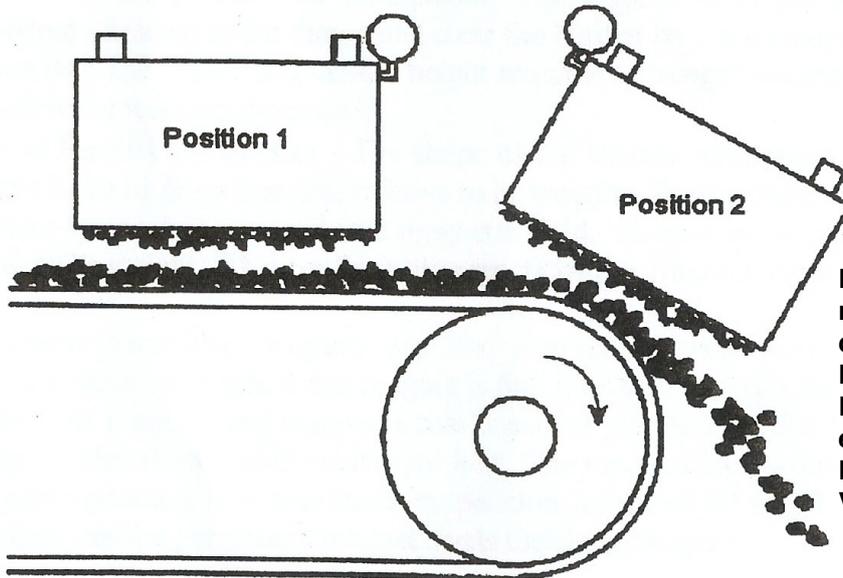


Figura 3.28. Separadores magnéticos suspendidos (Tomada de Selection and Sizing of Magnetic Concentrating Equipment; Plant Design/Layout en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1)

En la posición 1, el imán se encuentra sobre la banda antes de la polea. Esta posición requiere de un campo magnético de mayor fuerza para atraer los componentes féreos (Mular et. al.).

En la posición 2, el imán se encuentra justo sobre el flujo que está dejando la polea. Esta posición utiliza todo el potencial del imán ya que reacciona con el material que se encuentra en trayectoria suspendida (Mular et. al.).

Especificaciones de electroimanes suspendidos seleccionados				
Ancho de la banda		Peso		Potencia (Watts)
Metros	Pulgadas	Kilogramos	Libras	
0.9	36	823	1815	3800
1.2	48	1916	4225	6300
1.5	60	3731	8225	9940

Tabla 3.14. Tomada de Selection and Sizing of Magnetic Concentrating Equipment; Plant Design/Layout en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control.

En la mayoría de las aplicaciones, los imanes se encuentran suspendidos de 5 a 8 cm por arriba de la parte superior de la carga. La experiencia dicta que la fuerza del campo magnético sobre la superficie de la banda debe ser de 400 a 600 gauss para una adecuada recolección de materiales féreos (Mular et. al.).

Separadores magnéticos empleados para la concentración de minerales

Separadores magnéticos de tambor

Estos separadores consisten en un circuito magnético montado en un eje completamente encerrado por un tambor rotatorio. El circuito magnético está típicamente compuesto de varios polos magnéticos que forman un arco de 120° o más. Cuando el material es introducido en el tambor, el material no magnético es descargado siguiendo su trayectoria natural, mientras que el material magnético es atraído por el tambor de modo que aborda una circulación alterna. El material es descargado del tambor una vez que este sale del campo magnético. En la siguiente Figura se ve un separador magnético de tambor (Mular et. al.).

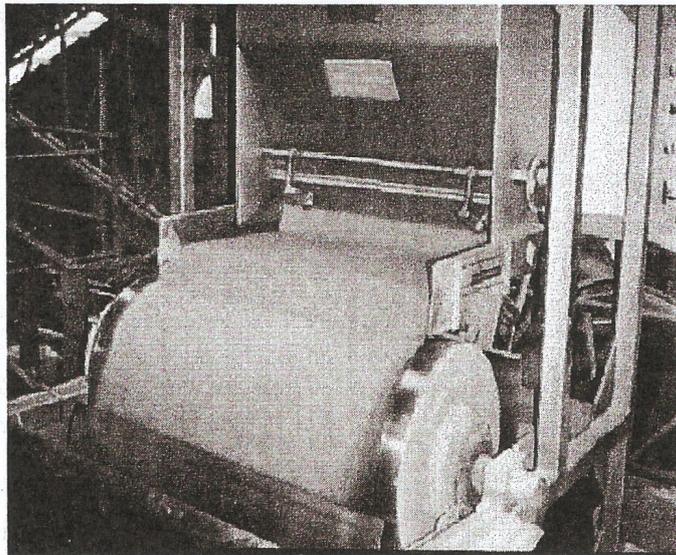


Figura 3.29. Separador de tambor (Tomada de Selection and Sizing of Magnetic Concentrating Equipment; Plant Design/Layout en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1)
Variables de separación

Las variables primarias que afectan la eficiencia de separación son el campo magnético, la tasa de alimentación, la velocidad lineal de la superficie del separador, y el tamaño de partícula. Una separación efectiva requiere del equilibrio entre las variables descritas a continuación (Mular et. al.).

- a) Se necesita un balance entre la tasa de alimentación, las especificaciones del producto y la recuperación. Conforme la tasa de alimentación se incrementa, la altura de la cama de material aumentará y la recolección de partículas magnéticas bajará.
- b) Conforme la velocidad lineal se incrementa, la cama de partículas decrece en altura lo que corresponde en una recolección mejorada de las partículas magnéticas.
- c) La fuerza centrífuga del tambor es un factor crítico, ya que pasando de la velocidad crítica la eficiencia de la separación decrece.
- d) Las partículas gruesas proveen grandes capacidades con grandes eficiencias de separación. Las partículas finas con una masa menor relativa responden mal a las fuerzas electrostáticas.

Separador magnético de tambor en seco de baja intensidad

Este separador es efectivo para recolectar materiales ferromagnéticos y son empleados en varias aplicaciones de procesamiento de minerales. Los concentradores magnéticos de tambor se pueden encontrar en dos diferentes modos de operación (Mular et. al.):

- 1) Concentración y recuperación de minerales magnéticos
- 2) Rechazo de minerales magnéticos para producir un concentrado libre de elementos magnéticos.

Existen dos tipos básicos de concentradores magnéticos de tambor. En la siguiente figura se presenta un esquema de un elemento magnético de Alto Gradiente (Mular et. al.).

Elemento magnético de Alto Gradiente que consiste en una alternar la polaridad magnética de los polos. Este elemento produce un alto gradiente magnético cerca de la superficie del tambor.

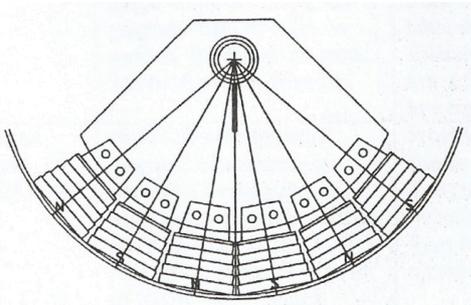


Figura 3.30. Elemento magnético de alto gradiente (Tomada de Selection and Sizing of Magnetic Concentrating Equipment; Plant Design/Layout en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1)

El Elemento Magnético de Alto Gradiente, como su nombre lo indica, está diseñado para producir altos gradientes de campo magnético y subsecuentemente una alta fuerza atractiva. Esta configuración es efectiva cuando la profundidad de la cama de material es baja sobre la superficie del tambor, por lo que es una unidad de baja capacidad (Mular et. al.).

El Elemento de Interpolo emplea un polo magnético, o “interpolo” entre cada polo principal. El campo magnético del interpolo se opone a los dos polos principales adyacentes de modo que se incrementa la profundidad del campo magnético. Esta configuración se emplea cuando la profundidad de la cama de material sobre la superficie del tambor es relativamente mayor, de modo que su capacidad se incrementa (Mular et. al.).

Elemento magnético de interpolo que consiste en polos principales con interpolos. Los interpolos se oponen a la polaridad de los polos principales para producir un campo magnético profundo.

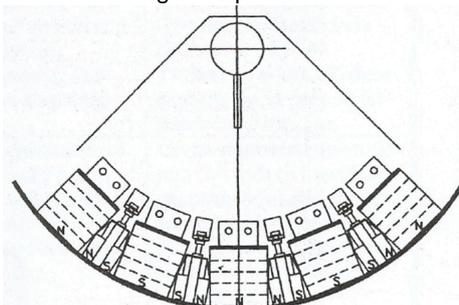


Figura 3.31. Elemento magnético de interpolo (Tomada de Selection and Sizing of Magnetic Concentrating Equipment; Plant Design/Layout en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1)

En la siguiente tabla se presentan especificaciones generales de estos separadores magnéticos de tambor (Mular et. al.).

Especificaciones generales de separadores magnéticos de tambor					
Tipo de tambor	Características			Aplicaciones	Capacidad
	Campo magnético (gauss)	Velocidad del tambor (m/s)	Diámetro del tambor (m)		
Circuito magnético radial o de agitación como trampa de metales.	1200	0.8	0.4 a 0.8	<ul style="list-style-type: none"> Remoción de hierro abrasivo. Remoción de largas piezas metálicas como anclas. 	<p>El de 0.4 m opera a 20 - 26 TPH/metro de ancho</p> <p>El de 0.6 opera a 30 - 40 TPH/metro de ancho</p>
Circuito magnético de agitación para material grueso de hasta 25 mm (1 in)	1200	Hasta 2.5	0.9	<ul style="list-style-type: none"> Recuperación de magnetita desde minerales y de escoria. 	Hasta 80 TPH/metro de ancho
Circuito magnético de agitación para material grueso de hasta 6 mm (1/4 in)	1100	Hasta 5.0	0.9	<ul style="list-style-type: none"> Limpieza de minerales industriales como alúmina y minerales silíceos. Recuperación de magnetita desde minerales y de escoria. 	<p>Minerales gruesos pueden ser tratados a 65 TPH/metro de ancho.</p> <p>Minerales en el rango de 100# a 33 TPH/metro de ancho.</p>
Circuito magnético de agitación para material fino (-100#)	1000	Hasta 7.6	0.9	<ul style="list-style-type: none"> Procesamiento de magnetita desde preconcentrados molidos. Recuperación de magnetita desde cenizas volantes 	Hasta 33 TPH/metro de ancho
Polos salientes de tierras raras	7000	-	0.4, 0.6, 0.9 y 1.2	<ul style="list-style-type: none"> Recolección de minerales paramagnéticos como hematita, especularita e ilmenita. Limpieza de minerales industriales como sílice, cuarcita, feldespato, nefelina sienita, alúmina y zircón. 	<p>Minerales en el rango de 100# se pueden tratar a:</p> <p>10 - 16 TPH/metro de ancho en un tambor de 0.4 m,</p> <p>16 - 23 TPH/metro de ancho en un tambor de 0.6 m</p> <p>26 a 33 TPH/metro de ancho en un tambor de 0.9 m</p>

Tabla 3.15. Tomada de Selection and Sizing of Magnetic Concentrating Equipment; Plant Design/ Layout en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

Separadores magnéticos de tambor de alta intensidad en seco - tambor de tierras raras

El circuito del separador magnético de tambor de tierras raras está compuesto de una alternación de segmentos de imanes de tierras raras y piezas polares de acero. Las piezas polares son inducidas y proyectan un campo magnético de alta intensidad y alto gradiente. El campo magnético pico que se puede alcanzar es de 7000 gauss y es efectivo para remover varios constituyentes paramagnéticos (Mular et. al.).

En la siguiente tabla se presentan las capacidades y aplicaciones específicas de este tipo de separador (Mular et. al.).

Aplicaciones y capacidades de los tambores de tierras raras			
Aplicación	Tamaño de alimentación	Diámetro del tambor (m)	Capacidad TPH/ metro de ancho de tambor
Preconcentración de hematita	- 6 mm (-1/4 in)	0.6	66
Recuperación de especularita de un concentrado gravimétrico	-35#	0.6	13
Recuperación de ilmenita de alta ley de hierro desde ilmenita de baja ley de hierro	-35#	0.6	20
Recuperación de ilmenita desde un concentrado tostado	-4#	0.9	33
Alúmina tabular	-6# + 48#	0.4	23
Limpieza de alúmina tabular	-48# + 325#	0.4	16
Limpieza de alúmina tabular	-48#	0.4	10
Limpieza de sílice y feldespato	-28#	0.4	10 - 13
Limpieza de granate	-48#	0.4	13 - 16
Recolección de níquel con pirrotita desde un mineral triturado de níquel	-100 mm (-4 in)	0.9	66
Recuperación de níquel metálico desde escoria	-10 mm (-3/8 in)	0.9	40

Tabla 3.16. Tomada de Selection and Sizing of Magnetic Concentrating Equipment; Plant Design/ Layout en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

Separador magnético de rodillo en seco de alta intensidad - rodillo de tierras raras

Este concentrador magnético genera fuerzas magnéticas que exceden la magnitud de 2.1 Tesla (21,000 gauss), lo cual lo hace efectivo para concentrar o remover minerales con baja permeabilidad magnética en flujos en seco. Se emplea típicamente cuando se requiere de un producto de alta pureza (Mular et. al.).

Los diámetro de los rodillos magnéticos son típicamente de 75, 100 y 150 mm (3, 4 y 6 in), aunque pueden ser tan largos como 300 mm (12 in) (Mular et. al.).

Las tasas de alimentación típicas varían de 2 a 8 TPH/metro de ancho de rodillo. Puede tratarse material de 6 mm como cromita o hematita en altas tasas, en tanto que material fino como sílice, feldespato, nefelina sienita o alúmina deben tratarse en tasa menores. La arena sílica puede tratarse en tasas de 4 a 6 TPH/metro de ancho de rodillo (Mular et. al.).

El separador puede ser configurado con varias series de rodillos para proveer una separación de múltiples fases. Normalmente se colocan de dos a tres rodillos en series (diseño modular) para proveer una óptima eficiencia de separación. Cuando se limpia material no magnético de la primera fase de la separación, éste se entrega al segundo rollo para remover paramagnéticos residuales. Los rodillos pueden ser arreglados también en una configuración magnética para proveer una fase de limpia de la fracción magnética (Mular et. al.).

La única utilidad necesaria es el suministro eléctrico para el alimentador electromagnético vibratorio y para el sistema de mando. El alimentador vibratorio se extiende a lo largo del rollo para proveer una distribución uniforme en la alimentación. El alimentador vibratorio emplea un rodillo magnético de un metro de ancho que consume aproximadamente 0.8 kW. Cada rodillo es independiente. Un rodillo magnético de 1 metro de ancho empleará un motor de 0.75 kW (1 HP) (Mular et. al.).

Separador magnético de tambor de baja intensidad en húmedo

Este separador se emplea bastante en el tratamiento de minerales de hierro y en aplicaciones en medio denso. Es empleado también para coleccionar magnetita o “arenas negras” desde minerales con contenido de oro y colas, así como de pirrotita y minerales sulfurosos (Mular et. al.).

El campo magnético pico es de aproximadamente 2000 gauss (Mular et. al.).

Las variables que afectan la recolección de ferromagnéticos en un separador magnético de tambor en húmedo son (Mular et. al.):

- a) Fuerza del campo magnético. La fuerza del campo magnético tiene que ser la suficiente para coleccionar efectivamente los minerales ferromagnéticos.
- b) Capacidad hidráulica. La recuperación de ferromagnéticos está directamente relacionada con el flujo a través del separador. Conforme el flujo aumenta, la velocidad de la pulpa y consecuentemente la fuerza del fluido aumenta, lo cual tiende a separar más partículas de magnetita del campo magnético opuesto.
- c) Porcentaje de sólidos. El porcentaje de sólidos en la alimentación afecta directamente la selectividad en la separación. Conforme aumente el porcentaje de sólidos, la pulpa se vuelve más viscosa minimizando los efectos del movimiento del fluido para apoyar la separación de sílice.
- d) Contenido ferromagnético. Cualquier separador magnético de tambor tiene la característica de remover una cierta cantidad de ferromagnéticos, lo cual se basa en el diámetro del tambor, la velocidad periférica y la fuerza del campo magnético. Esto se refiere como la “carga magnética”. Exceder los límites de esta carga magnética resultará en altas pérdidas de magnetita.

Existen dos aplicaciones distintas para los separadores magnéticos en húmedo. Una aplicación es la recuperación de magnetita desde ferrosilicio en procesos en medio denso. La otra es la concentración y recuperación de magnetita desde mena de hierro (Mular et. al.).

Separadores magnéticos de tambor en húmedo para aplicaciones en medio denso

Las operaciones en medio denso generalmente emplean tambores de 0.9 a 1.2 m de diámetro, llegando a medir hasta 3 metros de ancho. Existen dos diferentes configuraciones: concurrente y contracorriente (Mular et. al.).

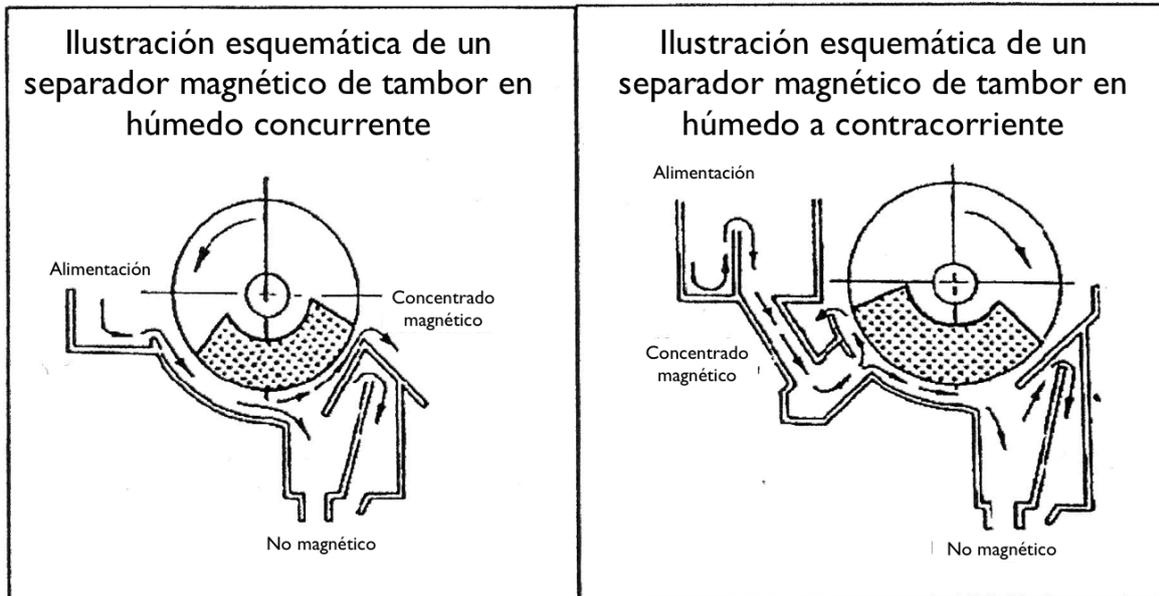


Figura 3.31. Separadores magnéticos de tambor en húmedo (Tomada de Selection and Sizing of Magnetic Concentrating Equipment; Plant Design/Layout en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1)

El tambor rota en la misma dirección que el flujo en el tambor concurrente. La rotación a contracorriente es preferida para aplicaciones en medio denso (Mular et. al.).

La capacidad hidráulica y la carga magnética representan los parámetros máximos de dimensionamiento. El separador debe ser dimensionado sobre uno de los dos parámetros pero sin exceder al otro (Mular et. al.).

Parámetros de dimensionamiento para separadores magnéticos de tambor en húmedo a contracorriente en medio denso con alimentación de magnetita. La pulpa de alimentación debe contener al menos 13% de sólidos.		
Diámetro del tambor	Parámetro de dimensionamiento	
	Hidráulica	Carga magnética
0.9 metros 36 pulgadas	90 m ³ /m tambor 120 GPM/ft tambor	16 TPH/m tambor 5 TPH/ft tambor
1.2 metros 48 pulgadas	110 m ³ /m tambor 150 GPM/ft tambor	24 TPH/m tambor 8 TPH/ft tambor

Tabla 3.17. Tomada de Selection and Sizing of Magnetic Concentrating Equipment; Plant Design/Layout en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

Separadores magnéticos de tambor en húmedo para aplicaciones de concentración

Estos concentradores son la parte más importante para el procesamiento de concentración de magnetita (Mular et. al.).

La alimentación debe ser triturada y molida antes de ser sometida a la concentración magnética. La distribución de tamaño en esta aplicación debe tener un tamaño máximo aproximado de 6 mm y como mínimo 25 micrones (Mular et. al.).

La mayoría de los separadores primarios consisten en tambores dobles de modo que puedan proveer dos fases de separación. El concentrado primario es remolido para obtener un alto grado liberación por lo que después de esta etapa es sometido a subsecuentes etapas de concentración, las cuales se conocen como fases agotativas y de limpias. La mayoría de los separadores de limpias cuentan con 2 o 3 tambores para poder proveer nuevamente múltiples fases de separación. En la siguiente Figura se muestra una representación esquemática de un tambor a contracorriente (Mular et. al.).

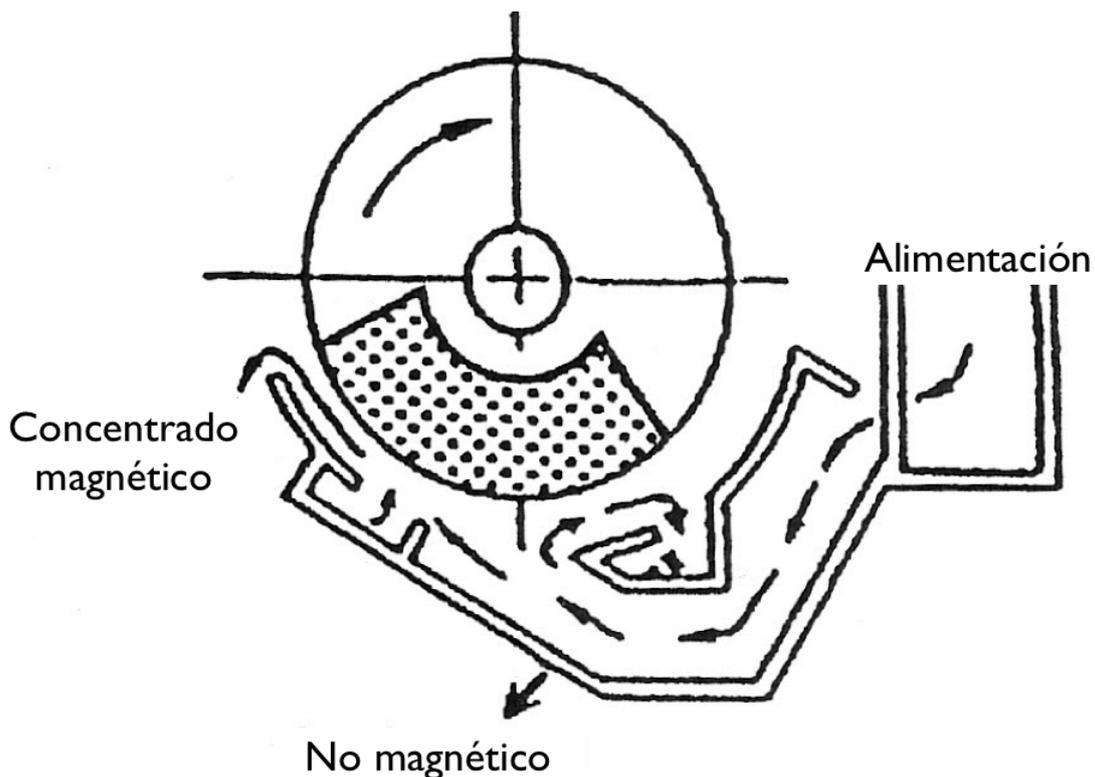


Figura 3.32. Separador magnético de tambor en húmedo con tanque estilo contracorriente(Tomada de Selection and Sizing of Magnetic Concentrating Equipment; Plant Design/Layout en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1)

Estos concentradores normalmente son de 0.9 a 1.2 m de diámetro y hasta de 3 m de ancho. Esencialmente, todos los concentradores magnéticos de tambor en húmedo suministrados en la última década han sido de 1.2 m de diámetro. A partir de pruebas hechas en plantas se ha establecido la siguiente tabla que muestra los parámetros de dimensionamiento (Mular et. al.):

Parámetros de dimensionamiento para concentrador magnético de tambor en húmedo para procesamiento de magnetita - Tambor de 1.2 m de diámetro -				
Fase	Tamaño de material	Sentido de giro	Parámetro de dimensionamiento	
			Hidráulica	Carga magnética
Primaria	- 5 mm - 4 #	Contracorriente	135 m ³ /m tambor 180 GPM/ft tambor	40 TPH/m tambor 12 TPH/ft tambor
Agotativa	- 500 micrones - 35#	Contracorriente	110 m ³ /m tambor 150 GPM/ft tambor	30 - 33 TPH/m tambor 9 - 10 TPH/ft tambor
Limpias	75 micrones nominales 200# nominales	Contracorriente	105 m ³ /m tambor 140 GPM/ft tambor	26 TPH/m tambor 8 TPH/ft tambor

Tabla 3.18. Tomada de Selection and Sizing of Magnetic Concentrating Equipment; Plant Design/Layout en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

Separador magnético de tambor de alta intensidad en húmedo

Tambor de tierras raras

Este separador emplea un elemento magnético de tierras raras lo cual aumenta significativamente la intensidad del campo magnético. El campo magnético en la superficie del tambor es aproximadamente de 7000 gauss (Mular et. al.).

Este separador colecta eficientemente varios minerales paramagnéticos. Es efectivo cuando se usa previo a los separadores magnéticos de matriz de Alta Intensidad o de Alto Gradiente. Por lo general se emplean para la recuperación de minerales con contenido de hierro tales como martita y hematita. También es empleado en aplicaciones especiales de limpieza para obtener zinc y níquel de alta pureza como materias primas para baterías (Mular et. al.).

Este concentrador se encuentra disponible en diámetros de 0.6 y 0.75 m con anchos que llegan hasta los 3 metros. Los parámetros generales de dimensionamiento se presentan en la siguiente tabla (Mular et. al.).

Parámetros de dimensionamiento para separadores magnéticos de tambor (tierras raras) en húmedo. Giro a contra-corriente.		
Diámetro del tambor	Parámetro de dimensionamiento	
	Hidráulica	Carga magnética
0.6 metros 24 pulgadas	34 m ³ /m tambor 45 GPM/ft tambor	10 TPH/m tambor 3 TPH/ft tambor
0.75 metros 30 pulgadas	45 m ³ /m tambor 60 GPM/ft tambor	13 TPH/m tambor 4 TPH/ft tambor

Tabla 3.19. Tomada de Selection and Sizing of Magnetic Concentrating Equipment; Plant Design/Layout en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

Separadores magnéticos de tambor en húmedo de Alta Intensidad y Alto Gradiente - WHIMS y HGMS

Los separadores WHIMS (Alta Intensidad) y HGMS (Alto Gradiente) emplean electroimanes de alta intensidad y una matriz de flujo convergente. Estos separadores son utilizados para la recolección de minerales paramagnéticos finos. Técnicamente, los WHIMS se distinguen de los HGMS por la dirección del flujo de la pulpa siendo perpendicular a la línea de flujo magnético en lugar de paralela. En términos prácticos, los WHIMS se pueden referir como separadores magnéticos tipo carrusel de alimentación continua mientras que los HGMS están asociados a los filtros tipos canister que son operados por lotes (Mular et. al.).

Tanto los WHIMS como los HGMS emplean un electroimán para generar el campo magnético. El campo magnético induce a una matriz que crea una región de alto gradiente magnético que genera una zona de colección. Conforme la pulpa fluye a través de la matriz magnetizada, las partículas paramagnéticas son colectadas y retenidas. Las partículas no magnéticas fluyen a través de la matriz sin verse afectadas (Mular et. al.).

La matriz es un material ferromagnético que provee un alto nivel de inducción magnética. También cuenta con un alto grado de área abierta para que la pulpa fluya sin riesgo a obstrucciones. La función de la matriz es básicamente (Mular et. al.):

- 1) Amplificar el campo magnético
- 2) Producir regiones localizadas de extremadamente alto gradiente.
- 3) Proveer sitios de colección para la captura de partículas paramagnéticas

WHIMS

Los WHIMS consisten en un carrusel que contiene a la matriz y que rota a través de los polos de un circuito electromagnético. Conforme el carrusel rota entre los polos del electroimán, los minerales son capturados mientras que los no magnéticos pasan sin verse afectados. La característica más importante de este tipo de concentrador es la capacidad de procesar grandes cantidades de materiales magnéticos en una operación continua (Mular et. al.).

Un WHIMS típico es capaz de procesar 160 TPH de sólidos, pesa 40 toneladas y requiere de 70 kW para funcionar (Mular et. al.).

Este equipo genera un campo magnético de hasta 1.65 tesla (16,500 gauss) dependiendo del proveedor. Tan sólo un campo de 0.4 a 0.6 tesla (4,000 a 6,000 gauss) se requiere para coleccionar hematita (Mular et. al.).

Todos los WHIMS son dimensionados en función de la tasa de alimentación. La tasa de alimentación se da en TPH secas en una pulpa típicamente de 35 a 40% de sólidos (Mular et. al.).

WHIMS que incorpora 8 estaciones de alimentación, capaz de procesar 160 TPH

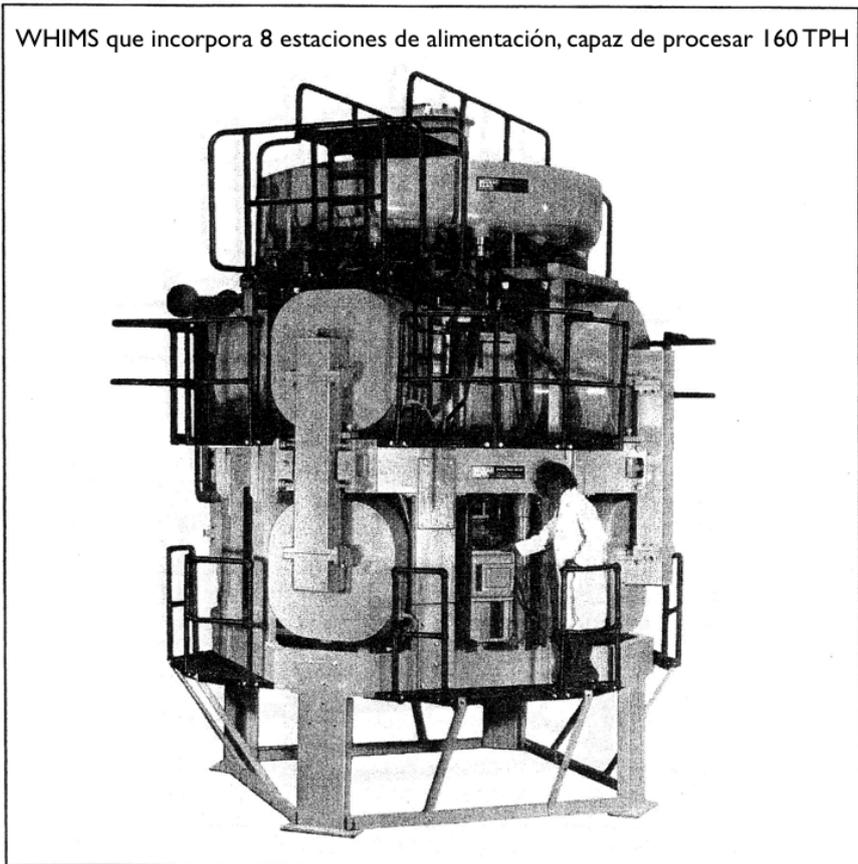


Figura 3.33. WHIMS incorporando 8 estaciones capaces de tratar 160 TPH (Tomada de Selection and Sizing of Magnetic Concentrating Equipment; Plant Design/Layout en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1)

En la siguiente tabla se detallan las especificaciones de una escala de producción de WHIMS.

Especificaciones de WHIMS				
Estaciones de alimentación	Alimentación (MTPH)	Consumo de energía (kW)		Peso (Toneladas métricas)
		Control	Imán	
1	20	0.75	8.0	5.8
2	40	0.75	16.1	9.5
4	80	1.1	32.2	17.9
8	160	4.0	64.4	31.9

Tabla 3.20. Tomada de Selection and Sizing of Magnetic Concentrating Equipment; Plant Design/Layout en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 1

HGMS

HGMS es el término común para referirse a filtros magnéticos de alta capacidad empleados para el beneficio de arcillas y otros minerales terrosos asociados de grano fino. Estos separadores fueron desarrollados con características específicas para proveer excelentes eficiencias de separación al operar a capacidades de hasta 227 m³/h (1000 GPM) de pulpa. La mayoría de las aplicaciones están limitadas al procesamiento de finos en el rango de - 10 micrones (Mular et. al.).

4. SEPARACIÓN SÓLIDO/LÍQUIDO

4.1. Tanques Espesadores

4.2. Filtración

4.1. TANQUES ESPESADORES

Los procesos de beneficio de minerales involucran el uso de grandes cantidades de agua, la cual tiene que ser separada para su posterior tratamiento y recuperación. La separación de los sólidos de los líquidos se logra por lo general mediante la sedimentación de los sólidos en los tanques espesadores (Gupta y Yan, 2006).

En promedio se puede separar y remover del 75% al 80% del agua empleada en los procesos con el uso de dichos tanques (Gupta y Yan, 2006).

Características de Diseño de los Tanques Espesadores

Las características de diseño de los tanques se basan en la tasa de asentamiento de las partículas que asientan con mayor lentitud. También se consideran las condiciones para el mínimo disturbio del medio (agua) a través del cual las partículas asientan (Gupta y Yan, 2006).

Los tanques espesadores son tanques cilíndricos con fondos cónicos o planos, con un sistema de aspas en el centro que giran lentamente para acelerar el asentamiento de las partículas (Gupta y Yan, 2006).

La alimentación en forma de pulpa es guiada por medio de un sumidero, el cual se encuentra a una inclinación justo lo suficiente para que la pulpa pueda fluir sin asentamiento de sólidos. El "launder" termina en una cámara de alimentación que se ubica en el centro del tanque, la cual está diseñada para disipar la energía con la que llega el flujo de pulpa (Gupta y Yan, 2006).

La cámara de alimentación es concéntrica con las aspas. Por lo general se emplean 4 aspas, de las cuales 2 pueden ser cortas y 2 largas. Debajo de las aspas hay picos, sobre todo en las situaciones en las que el lodo que se forma es muy grueso, que sirven para romper el lodo y facilitar su bombeo. Las aspas se mueven gracias a la acción de un motor que se encuentra montado en una placa arriba de la cámara (Gupta y Yan, 2006).

En la mayoría de los tanques el fondo se inclina hacia el centro, en donde se acumula el lodo. También se diseñan tanques con fondo plano, en los cuales las partículas sedimentan formando su propia pendiente de acuerdo a su ángulo de reposo (Gupta y Yan, 2006).

El lodo finalmente es descargado a través de una salida cónica con un ángulo muy pronunciado (Gupta y Yan, 2006).

En la Figura 4.1 se muestra una sección típica de un tanque espesador (Gupta y Yan, 2006).

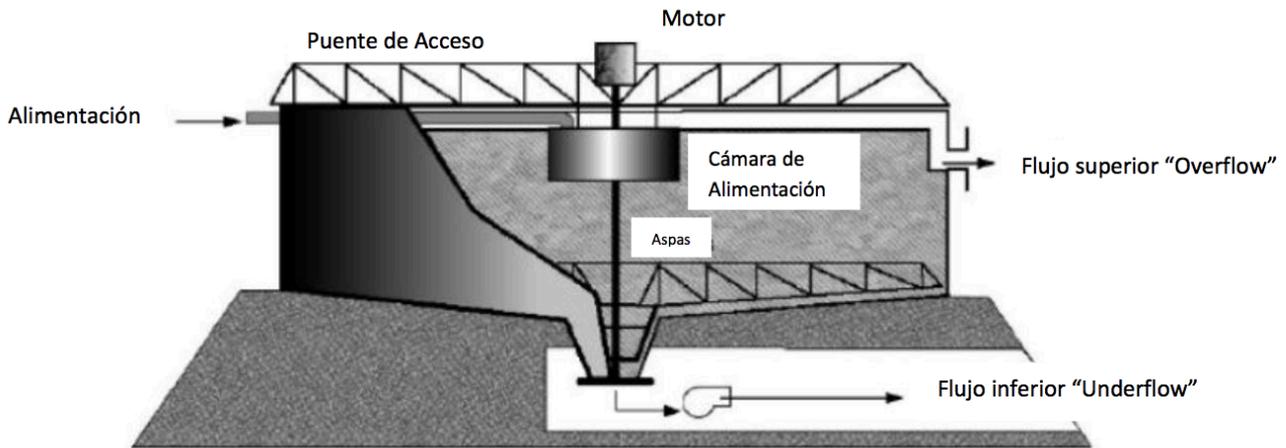


Figura 4.1. Partes de un espesador (Tomada de Solid-Liquid Separation en Mineral Processing Design and Operation)

Por lo general, los tanques son fabricados con hojas de acero, pero son comunes también los tanques hechos con concreto. Existen tanques pequeños (usualmente menos de 30 metros de diámetro) fabricados con plásticos. Su instalación se realiza ya sea sobre el suelo apoyado en pilares o al nivel del suelo con la cámara de descarga ubicada debajo del nivel del suelo (para este caso se construye un túnel de acceso en el cual se localiza la bomba de descarga). Existen también instalaciones en las que la bomba de descarga es instalada por arriba del tanque; en tales casos, se utiliza una tubería desde la cámara de descarga (Gupta y Yan, 2006).

Se puede acelerar el proceso de sedimentación mediante la adición de floculantes, los cuales pueden ser mezclados en la cámara de alimentación (Gupta y Yan, 2006).

La instalación de la tubería de alimentación se maneja con una pendiente entre 1 y 1.5 pues se ha sugerido que con esta pendiente se obtiene la mínima turbulencia en la deposición de la pulpa al tanque (Gupta y Yan, 2006).

El diámetro de la cámara de alimentación varía entre 1 y 1.2 m con longitudes de 1.2 a 5 m. Los tamaños de los tanques varían de acuerdo a las características de la alimentación así como del tiempo de sedimentación propia del material (Gupta y Yan, 2006).

Las aspas están diseñadas de modo que puedan elevarse ya sea mecánica o neumáticamente a un nivel de torque predefinido con el objetivo de desatorarlas cuando el lodo acumulado en el fondo es muy grueso. Por lo general este procedimiento se relaciona a espesadores con diámetro mayor a 10 metros (Gupta y Yan, 2006).

Diseño de espesadores tipo Batch

Los espesadores fueron diseñados a partir de las leyes básicas de sedimentación. El criterio más importante es entonces la relación que existe entre la velocidad de asentamiento de las partículas y las dimensiones del recipiente utilizado para cada pulpa en particular (Gupta y Yan, 2006).

La velocidad de asentamiento para cada pulpa se puede determinar fácilmente mediante pruebas de laboratorio. Estas pruebas consisten en determinar el movimiento descendente de la frontera que separa al líquido clarificado de la suspensión (Gupta y Yan, 2006):



Figura 4.2. Prueba de asentamiento de laboratorio

Se ha encontrado que la tasa de asentamiento es inicialmente constante pero va decreciendo conforme las partículas van sedimentando en el fondo, hasta que la frontera se une a la zona de espesado. Esto se puede ver en la siguiente figura (Gupta y Yan, 2006):

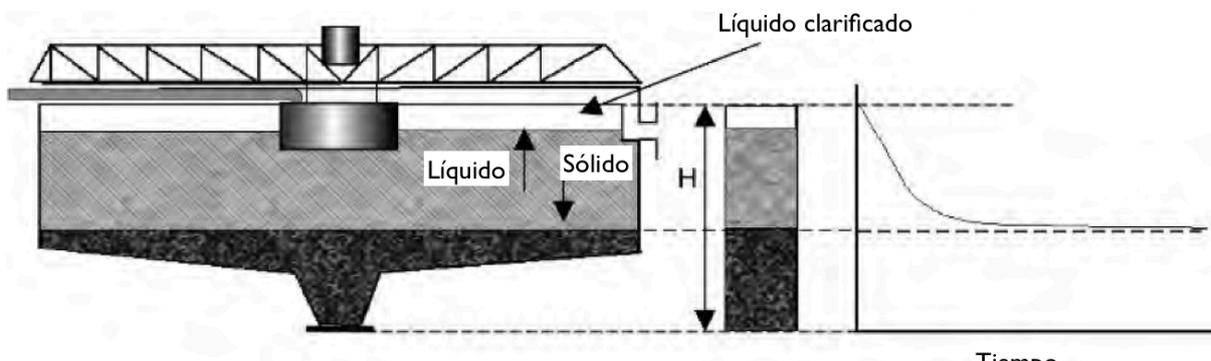


Figura 4.3. Sedimentación en un espesador (Tomada de Solid-Liquid Separation en Mineral Processing Design and Operation)

Esta disminución se debe a la obstaculización debida a la aglomeración de las partículas conforme se van acumulando en el fondo del recipiente. A medida que se va formando la capa de lodo, el líquido se va desplazando hacia arriba. Todas estas consideraciones aplican tanto en el proceso "batch" como en el continuo, con la diferencia de que en el proceso continuo debe mantenerse un balance entre el flujo de la corriente superior y la tasa de remoción de lodo (Gupta y Yan, 2006).

La base cuantitativa para diseñar el área del espesador asume que (Gupta y Yan, 2006):

1. La tasa de asentamiento es función de la concentración.
2. La tasa volumétrica de descarga de líquido clarificado es igual a la diferencia de la tasa de alimentación de la pulpa menos la tasa de remoción de la capa espesada.

En la determinación del área del espesador, Coe y Clevenger asumieron que el líquido que se mueve hacia arriba es mayor que el que se mueve hacia abajo. La masa de líquido fluyendo hacia arriba está dada por (Gupta y Yan, 2006):

$$(F - D)Q_{M(F)} \dots (4.1.1)$$

Donde:

F = Tasa de alimentación másica (líquido/sólidos, también conocido como dilución de alimentación)

D = Tasa de descarga másica (líquido/sólido)

$Q_{M(F)}$ = Capacidad de alimentación en masa, t/h

En el equilibrio la velocidad ascendente del líquido es igual a la velocidad descendente de los sólidos. De este modo, si v_s es la velocidad de alimentación y **A** es el área del tanque en m², y ρ_L es la gravedad específica del líquido, entonces en el equilibrio (Gupta y Yan, 2006):

$$\left(\frac{F - D}{A\rho_L}\right) Q_{M(F)} = v_s \dots (4.1.2)$$

De modo que:

$$A = \left(\frac{F - D}{v_s\rho_L}\right) Q_{M(F)} \dots (4.1.3)$$

En la práctica, para calcular el área del espesador se tiene que realizar un número de pruebas de sedimentación en el laboratorio. Estas pruebas se realizan utilizando cilindros de 2 litros con los cuales se determina el valor de v_s para un rango de valores de F. Se utiliza el máximo valor de A para designar el área del tanque espesador (Gupta y Yan, 2006).

Dahlstrom y Fitch analizaron cada una de las zonas de asentamiento con lo que llegaron a una expresión similar a la de Coe y Clevenger para dimensionar un espesador. Considerando que la tasa de flujo en la zona clarificada debe ser menor que la tasa de sedimentación de la partícula más pequeña que deba removerse, calcularon la velocidad de asentamiento como (Gupta y Yan, 2006):

$$v_s = \frac{[F - D]}{\rho} Q \dots (4.1.4)$$

Las ecuaciones 4.1.3 y 4.1.4 son muy utilizadas para determinar el área de los tanques (Gupta y Yan, 2006).

Diseño de Espesadores Continuos

Deben establecerse 3 parámetros importantes para el diseño de espesadores continuos (Gupta y Yan, 2006):

1. Área del tanque
2. Espesor de la capa espesada
3. Espesor de la zona clarificada

Estimación del área del tanque

La ecuación propuesta por Coe y Clevenger falla en la estimación del área del espesador cuando la pulpa es tratada con floculantes, por lo que en este caso se utiliza la aproximación matemática de Kynch, la cual tiene la ventaja de requerir de una sola estimación de velocidad de asentamiento, v_s , en comparación con el método de Coe y Clevenger que necesita varias estimaciones (Gupta y Yan, 2006).

Para la aplicación del método de Kynch se hacen las siguientes suposiciones (Gupta y Yan, 2006):

1. La concentración de partículas en cualquier plano horizontal es uniforme.
2. El asentamiento diferencial debido a diferencias de forma, tamaño o composición de las partículas no tiene lugar.
3. La velocidad de sedimentación es función de la concentración y tiende a cero en una concentración equivalente a la capa de sedimento en el fondo del contenedor.
4. El efecto de las paredes es despreciable.

Una sola prueba de laboratorio involucra la suspensión de la pulpa en un cilindro transparente de 2 metros de largo y se tiene que medir la interface de líquido clarificado en diferentes tiempos hasta que el nivel desaparezca y todas las partículas queden asentadas en el fondo. Cuando la tasa de sedimentación es muy lenta se añaden floculantes (Gupta y Yan, 2006).

En la Figura 4.4 se ilustra una curva de sedimentación típica (Gupta y Yan, 2006):

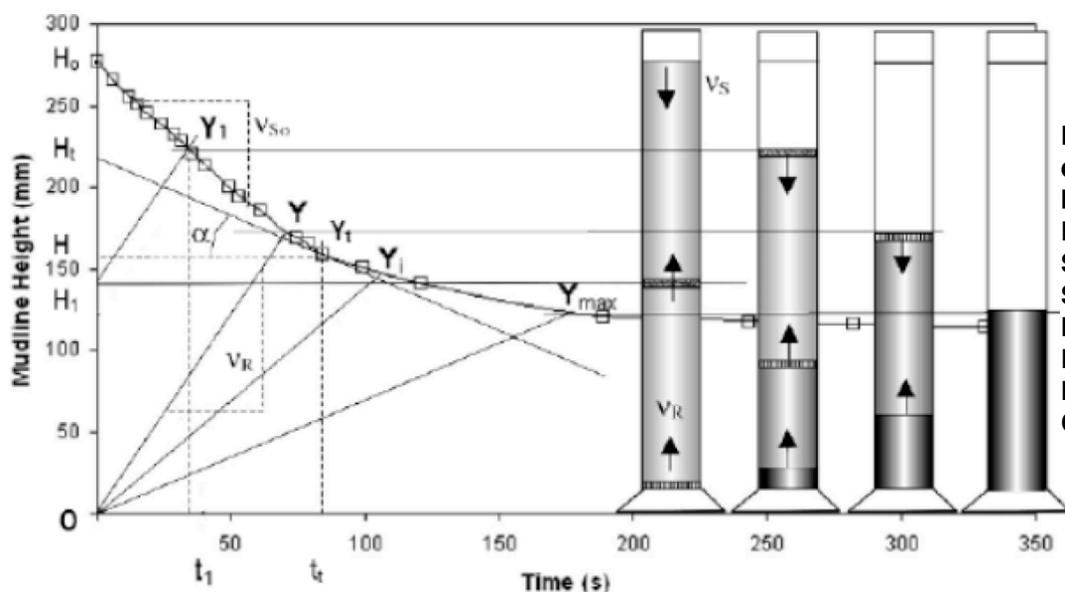


Figura 4.4. Curva de asentamiento - Interpretación de Kynch (Tomada de Solid-Liquid Separation en Mineral Processing Design and Operation)

En las fases iniciales la tasa de caída de la interface es prácticamente constante. La figura muestra que en el tiempo $t=0$, la altura de la interface es H_0 . Ya que se asume que la concentración de la pulpa es uniforme a través de la sección del tubo, a cualquier altura, H_1 , la concentración de la pulpa será la misma a través del tubo de asentamiento (Gupta y Yan, 2006).

Conforme los sólidos van sedimentando acumulándose en el fondo, la frontera entre los sólidos que asientan y la pulpa de la concentración inicial comienza a subir como se indica en la figura. Las zonas de concentración intermedia entre las concentraciones inicial y final se moverán hacia arriba desde el fondo a una tasa relacionada con la concentración de sólidos en aquella zona. Una vez que las zonas de ascenso y sedimentación se encuentran, el asentamiento disminuye su velocidad y es controlado entonces por la extracción de agua retenida por los sólidos conforme se van compactado (Gupta y Yan, 2006).

La velocidad de subida de la zona de concentración C , desde el fondo del cilindro a la interface de la línea de espesado, v_R , está dado por (Gupta y Yan, 2006):

$$v_R = \frac{dH}{dt} = -\frac{d\Psi}{dC} \dots (4.1.5)$$

Ψ se representa por la línea OY en la figura 4.4. Ψ representa el flujo de asentamiento y está dado en $(\text{kg}/\text{m}^2)/\text{s}$ (Gupta y Yan, 2006).

Sea la línea OY que representa la concentración uniforme inicial C_0 entonces para concentraciones más altas, lo cual resulta de los sólidos que se asientan en el fondo del cilindro, tendremos líneas de menor pendiente, OY_i (para concentración intermedia) hasta que la concentración máxima de los sólidos asentados es alcanzada y representada por C_{MAX} y la línea OY_{MAX} . Cualquier línea paralela a estas representará la velocidad de ascenso de las zonas de la misma concentración, C , por lo que la línea H_1Y_1 representará una zona de concentración C_0 que se origina a una altura H_1 alcanzando la interface de la línea de lodo en Y_1 después del tiempo t_1 (Gupta y Yan, 2006).

Ya que la tasa de sedimentación depende únicamente de la concentración, llegando a la zona de concentración inicial desde el fondo del cilindro a la interface, la tasa de sedimentación de la interface será constante de manera que la tasa v_{s0} será representada por la línea H_0Y (Gupta y Yan, 2006).

Kynch indica que si se dibuja una tangente a la curva de asentamiento en el punto Y_t , la pendiente α corresponderá a la velocidad de asentamiento, v_{st} , de la capa o zona de concentración C_t justo debajo de la interface de asentamiento. La intersección de la tangente con el eje de las ordenadas, H_t , corresponde a la altura de la pulpa de concentración uniforme igual a C_t . De manera que (Gupta y Yan, 2006):

$$H_t C_t = H_0 C_0 \dots (4.1.6)$$

Para un cilindro de área constante.

A pesar de que la teoría de Kynch no es la mejor para tratar todas las pulpas de mineral, especialmente las floculadas, ha demostrado que proporciona resultados satisfactorios, como se muestra en la Figura 4.5 (Gupta y Yan, 2006):

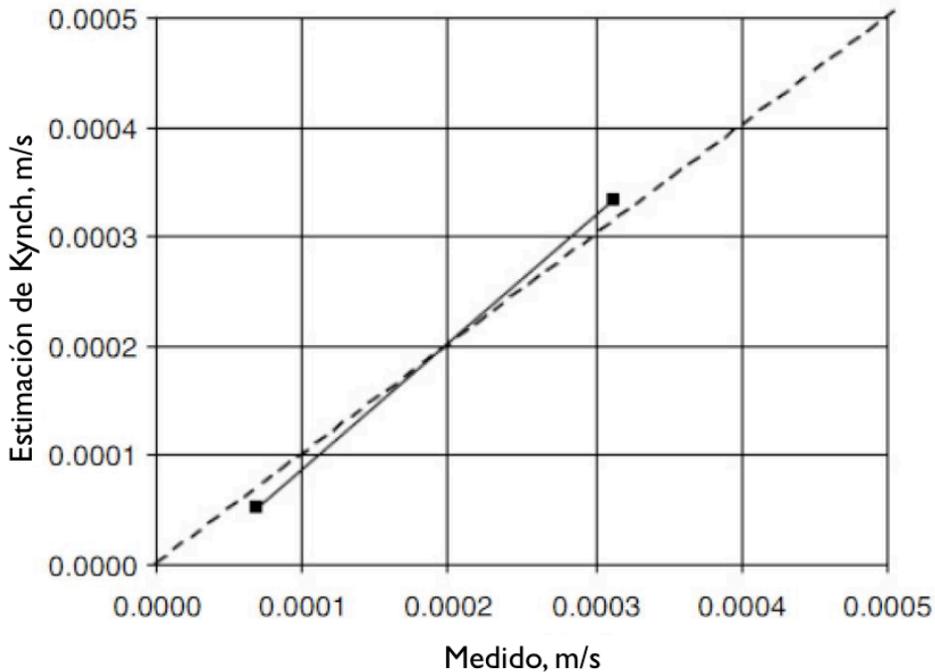


Figura 4.5. Tasas de sedimentación estimadas de Kynch comparadas con las tasas de sedimentación medidas en colas de oro floculadas (Tomada de Solid-Liquid Separation en Mineral Processing Design and Operation)

Talmage y Fitch mostraron que la velocidad de asentamiento se encuentra relacionada con la concentración (Gupta y Yan, 2006).

Para un punto en la curva de asentamiento de tiempo t y altura H_t , la ecuación es (Gupta y Yan, 2006):

$$C_t = \frac{C_o H_o}{H_t + v_{st} t_t} \dots (4.1.7)$$

En una prueba de sedimentación tipo “batch”, la masa de sólidos en el cilindro de prueba está dada por $C_o H_o A$. Si el tiempo que les toma a los sólidos sedimentar hasta una capa de concentración C es tU entonces $(C_o H_o A)/tU$ representa la cantidad de sólidos que pueden ser arrastrados a la capa de concentración por unidad de tiempo. De manera que el área del espesador requerida para una tonelada de sólidos por unidad de tiempo está dada por (Gupta y Yan, 2006):

$$A = \frac{t_U}{C_o H_o} \frac{m^2}{h} \dots (4.1.8)$$

El tiempo t_U se obtiene al dibujar una línea desde la altura H de la línea de lodo “mudline”, que corresponde con la concentración C , a una tangente a la curva de asentamiento. La intersección de la tangente con la “mudline” correspondiente con la concentración del flujo inferior es el valor de t_U en el eje del tiempo. Esto se ilustra en la siguiente figura (Gupta y Yan, 2006):

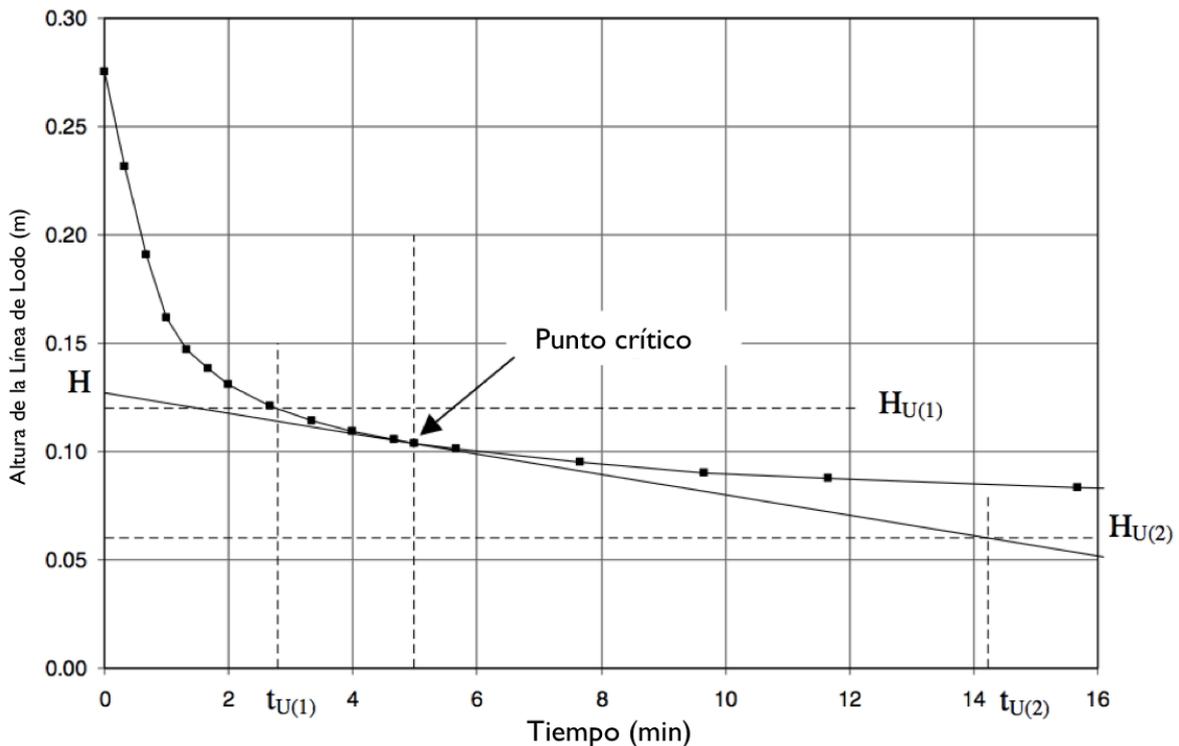


Figura 4.6. Construcción de Talmage y Fitch para la determinación de t_U (Tomada de Solid-Liquid Separation en Mineral Processing Design and Operation)

El área máxima para el espesador se encontrará una vez que la tangente es dibujada a través del punto de compresión en la curva de sedimentación dado que esta tangente proporcionará el valor máximo de t_U en el rango de asentamiento libre. De acuerdo a Talmage y Fitch es la zona que determina la unidad de área. Cuando la línea, correspondiente con H_U , interseca la curva de asentamiento arriba del punto de compresión, el valor de t_U correspondiente con el área máxima del espesador será el punto de intersección con la curva de asentamiento, mostrado como $t_{U(1)}$ en la figura anterior (Gupta y Yan, 2006).

La figura 4.4 muestra que se alcanza una concentración casi estable cerca de Y_{MAX} . Si se asume esto como un estado de equilibrio, se puede realizar un balance de material sólido/líquido. Svarovsky expresó el área del tanque en función de la tasa de flujo superior “Overflow”. A partir de un balance de material, la relación de flujo superior respecto a la

tasa de alimentación puede ser determinara en términos de las concentraciones de alimentación y de flujo inferior como (Gupta y Yan, 2006):

$$\frac{Q_{V(O)}}{Q_{V(F)}} = \frac{C_U - C_F}{C_U} \dots (4.1.9)$$

Donde:

$Q_{V(O)}$, $Q_{V(F)}$ = Flujos volumétricos de descarga inferior y alimentación respectivamente, (m^3/s)

C_U , C_F = Concentraciones de flujo inferior y alimentación respectivamente, expresadas como la masa de sólido/volumen de pulpa (kg/m^3)

La tasa de flujo superior “Overflow” se encuentra relacionada con la velocidad de subida de líquido mediante la ecuación (Gupta y Yan, 2006):

$$Q_{V(O)} = A_{V(O)} \dots (4.1.10)$$

Donde $V_{(O)}$ es la velocidad de subida del líquido, o velocidad del “Overflow”.

Si se sustituye este valor en la ecuación 4.1.9 y simplificando, el área del tanque puede ser expresada como (Gupta y Yan, 2006):

$$A = \frac{Q_{V(F)}}{V_O} \left[\frac{C_U - C_F}{C_U} \right] \dots (4.1.11)$$

La ecuación 4.1.11 nos proporciona el área de la sección circular del tanque espesador conociendo la tasa de alimentación, así como las concentraciones de alimentación, de flujo inferior y la velocidad de ascenso del líquido (Gupta y Yan, 2006).

Determinación del punto crítico

El método de Talmage y Fitch, así como otros métodos requieren de la determinación del punto crítico en la curva de sedimentación (Gupta y Yan, 2006).

Conforme los sólidos van asentando, van pasando de asentamiento libre a asentamiento obstaculizado y así hasta llegar a condiciones de compresión. Para cada una de estas transiciones existe una discontinuidad en la curva de sedimentación (Gupta y Yan, 2006).

En la región de asentamiento libre, la tasa de asentamiento es constante y representativa de la concentración inicial de sólidos. Una vez que aumenta la concentración de sólidos y las partículas vecinas comienzan a influir, la tasa de asentamiento se vuelve más lenta. Este decremento en el asentamiento se conoce como la “primera etapa de sedimentación”. El comportamiento del asentamiento se vuelve no lineal, inversamente proporcional a la concentración de sólidos (Gupta y Yan, 2006).

Cuando la concentración de sólidos aumenta al punto en el que las partículas se tocan, el asentamiento cesa y se da una mayor consolidación de los sólidos por compresión. Esta caída en la sedimentación se conoce como la “segunda etapa de sedimentación” y se manifestará como una segunda discontinuidad en la curva de asentamiento.

Esto se puede apreciar en la Figura 4.7 (Gupta y Yan, 2006):

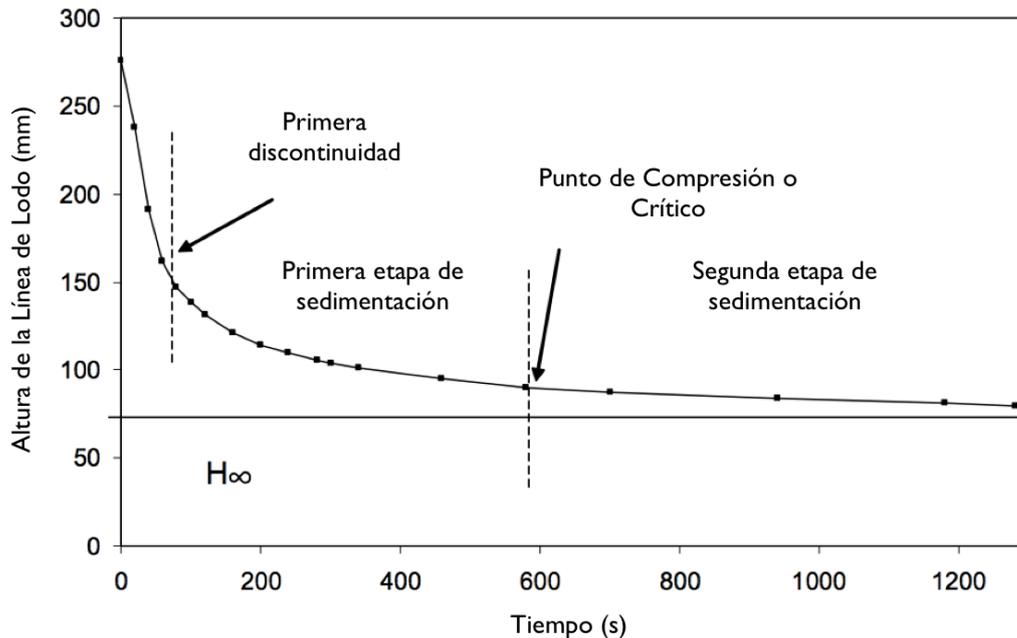


Figura 4.7. Pruebas de sedimentación batch que muestran discontinuidades en la transición desde asentamiento libre, a asentamiento obstaculizado hasta la compresión. (Tomada de Solid-Liquid Separation en Mineral Processing Design and Operation)

El inicio de la zona de compresión se conoce como *Punto de Compresión Crítico*. No siempre es visible a simple vista por lo que se han desarrollado algunos procedimientos para tratar de localizar este punto en la curva de asentamiento (Gupta y Yan, 2006).

Estos procedimientos grafican nuevamente la información de modo que se pueda acentuar la discontinuidad sobre la gráfica (Gupta y Yan, 2006):

1. Una opción es graficar empleando ejes logarítmicos base 10. Las secciones de arriba y de abajo de la curva por lo general se aproximan a líneas que intersectan con el punto crítico.
2. Otro método consiste en dibujar tangentes a la curva de sedimentación en los dos extremos y bisectar el ángulo formado. La línea que bisecta el ángulo y que intersecta con la curva de sedimentación se acerca al punto crítico. El método es sencillo pero tiene la desventaja de ser poco preciso y además el resultado puede variar al cambiar la escala de los ejes.

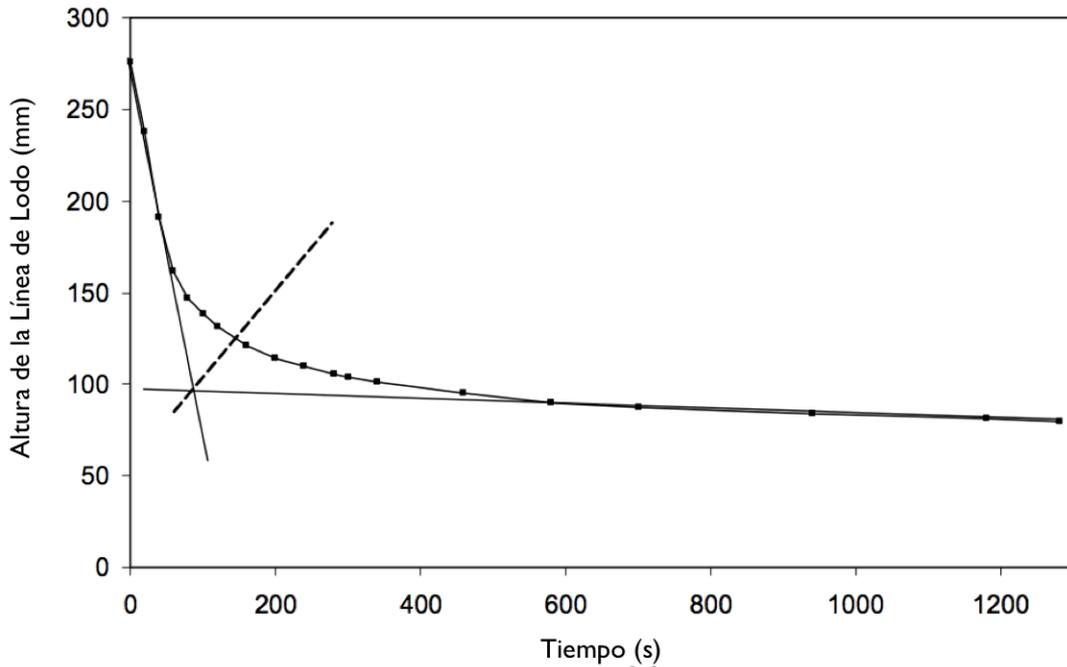


Figura 4.8. Estimación del punto crítico mediante la bisección del ángulo formado por las dos tangentes a la curva de sedimentación (Tomada de Solid-Liquid Separation en Mineral Processing Design and Operation)

3. En el siguiente método, la altura de la línea de lodo en el punto crítico, H_c , puede ser obtenido al graficar dH/dt contra el tiempo, como lo indican Mondal y Majumdar, ver figura 4.9. El cambio en la pendiente en el punto crítico debe ser evidente. Barnea grafica la diferencial:

$$\frac{H_{n-1} - H_{n+1}}{t_{n+1} - t_{n-1}} \text{ vs. } \frac{H_n - H_\infty}{H_0 - H_\infty} \dots (4.1.12)$$

En donde n es un dato leído en la curva de sedimentación. H_n es definido como la media de H_{n-1} y H_{n+1} . Ver figura 4.10.

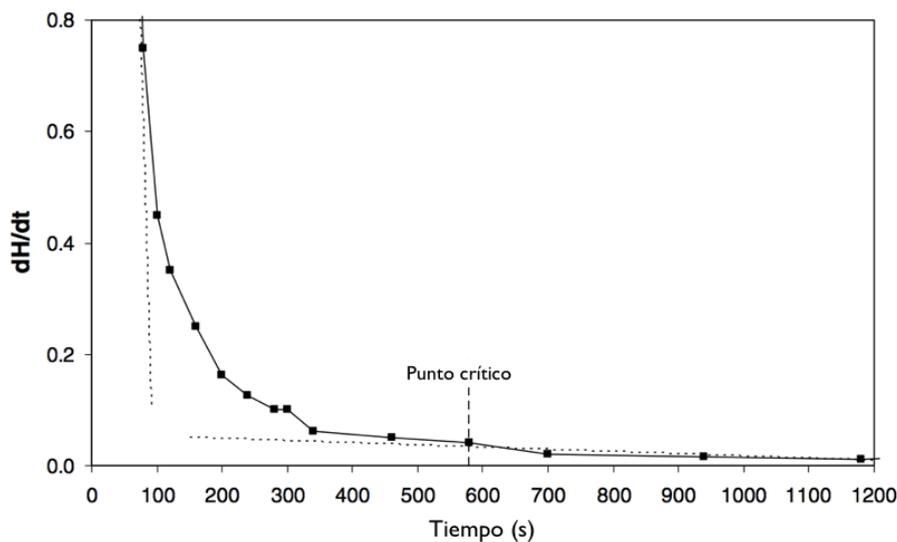


Figura 4.9. Gráfica de cambio en pendiente versus tiempo. Punto crítico en 580s. (Tomada de Solid-Liquid Separation en Mineral Processing Design and Operation)

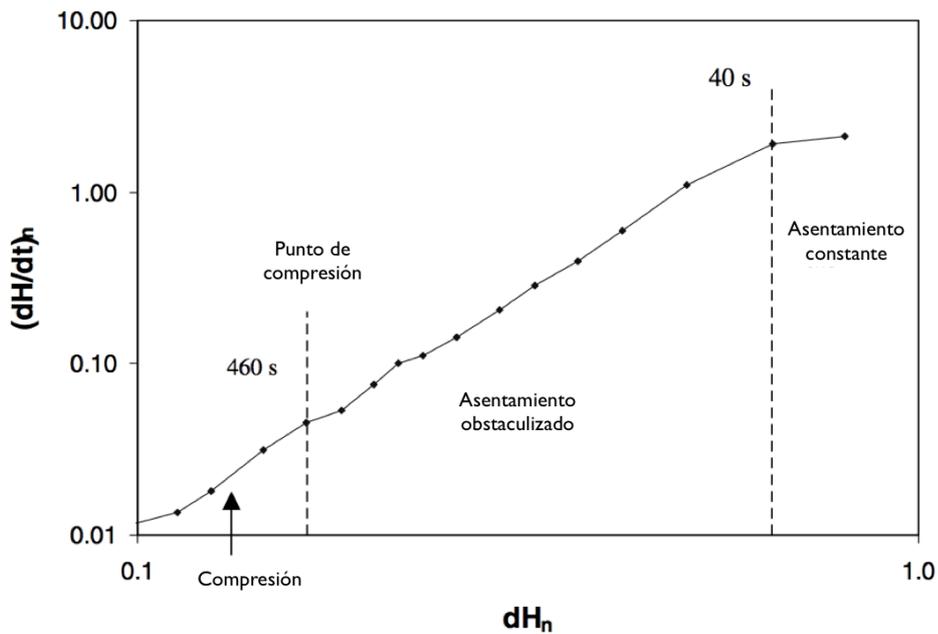


Figura 4.10. Gráfica de Barnea (Tomada de Solid-Liquid Separation en Mineral Processing Design and Operation)

Cálculo del área a partir del flujo de asentamiento

La ecuación 4.1.10 puede ser expresada en términos de masa de sedimentación por unidad de área, lo cual se conoce como Flujo de Asentamiento (Ψ) y está dado por (Gupta y Yan, 2006):

$$\psi = C_t v_s \dots (4.1.13)$$

Sustituyendo el valor de C_t de la ecuación 4.1.6 (Gupta y Yan, 2006):

$$\psi_t = \frac{C_o H_o}{H_t} \cdot v_{st} \dots (4.1.14)$$

De manera que si en la curva de sedimentación se dibujan tangentes en varios puntos, tanto las pendientes como las intersecciones con el eje H nos da la siguiente curva de flujo-concentración como se muestra a continuación (Gupta y Yan, 2006):

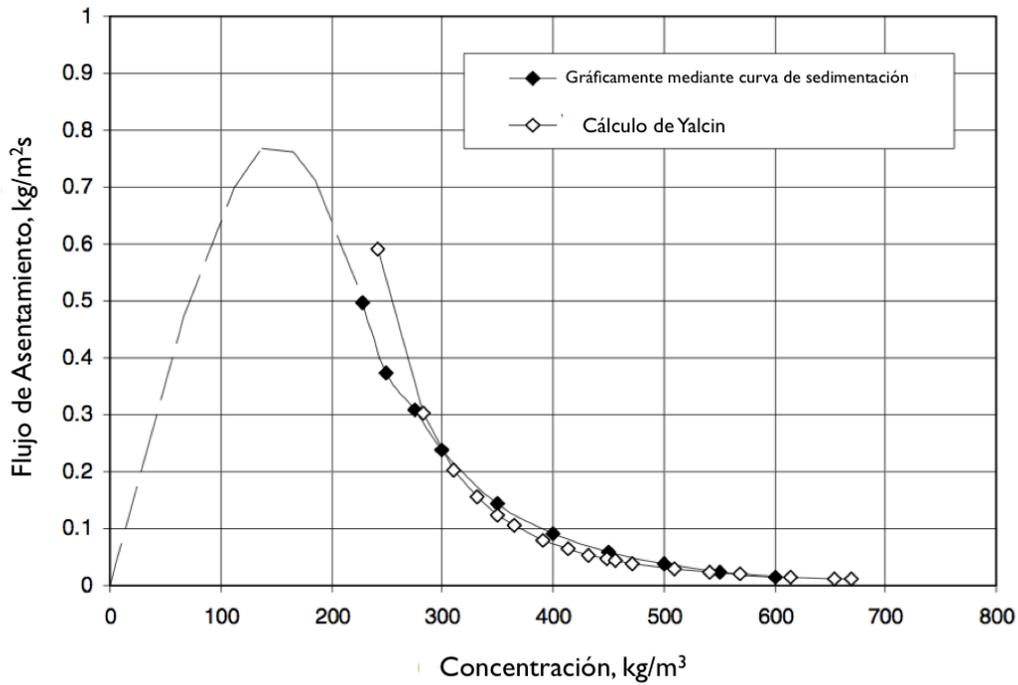


Figura 4.11. Flujo de asentamiento calculado a partir de las tangentes para la curva de pulpa con 20% de sólidos. Figura 4.12 (Tomada de Solid-Liquid Separation en Mineral Processing Design and Operation)

La curva anterior representa el flujo de asentamiento calculado mediante tangentes al 20% de sólidos en pulpa, de acuerdo a la siguiente gráfica (Gupta y Yan, 2006):

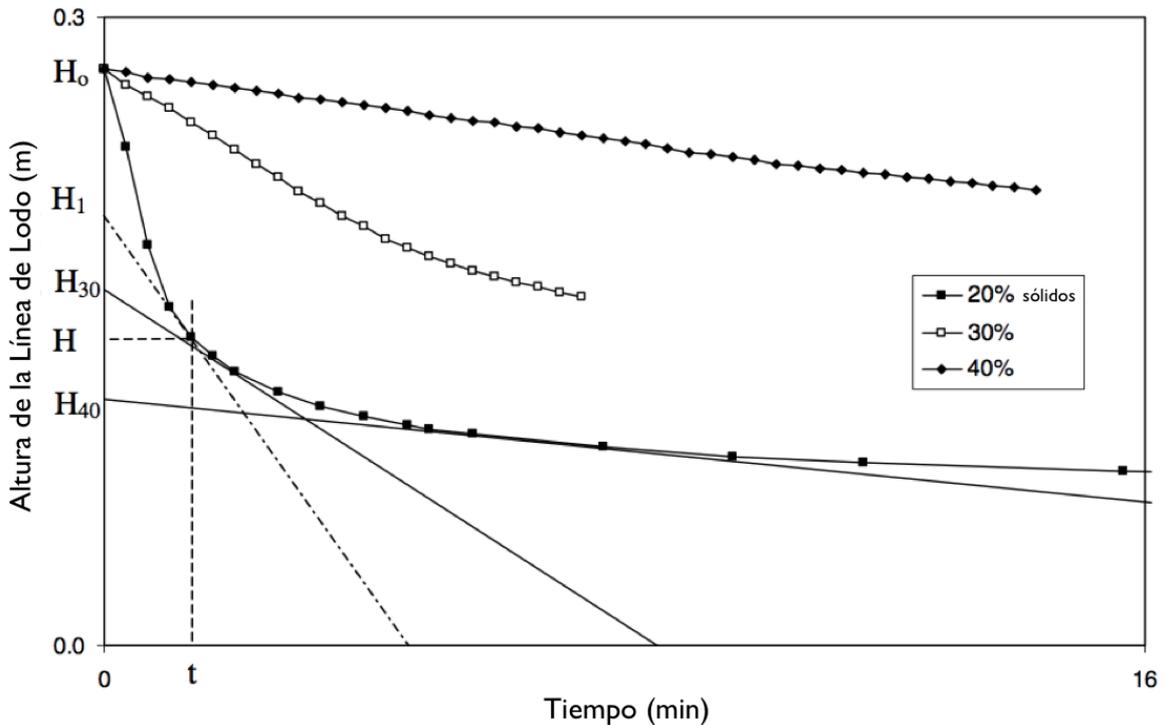


Figura 4.12. Curvas de sedimentación de cola de oro floculada, con la construcción de Kynch en la curva de 20% de sólidos (Tomada de Solid-Liquid Separation en Mineral Processing Design and Operation)

Una aproximación no gráfica fue propuesta por Yalcin y depende de la relación entre el porcentaje de sólidos de la pulpa y el tiempo de sedimentación. Para la pulpa con 20% de sólidos en la Figura 4.12, el porcentaje de sólidos del “Underflow” correspondiente con cada altura de línea de lodo es graficado contra el tiempo, quedando (Gupta y Yan, 2006):

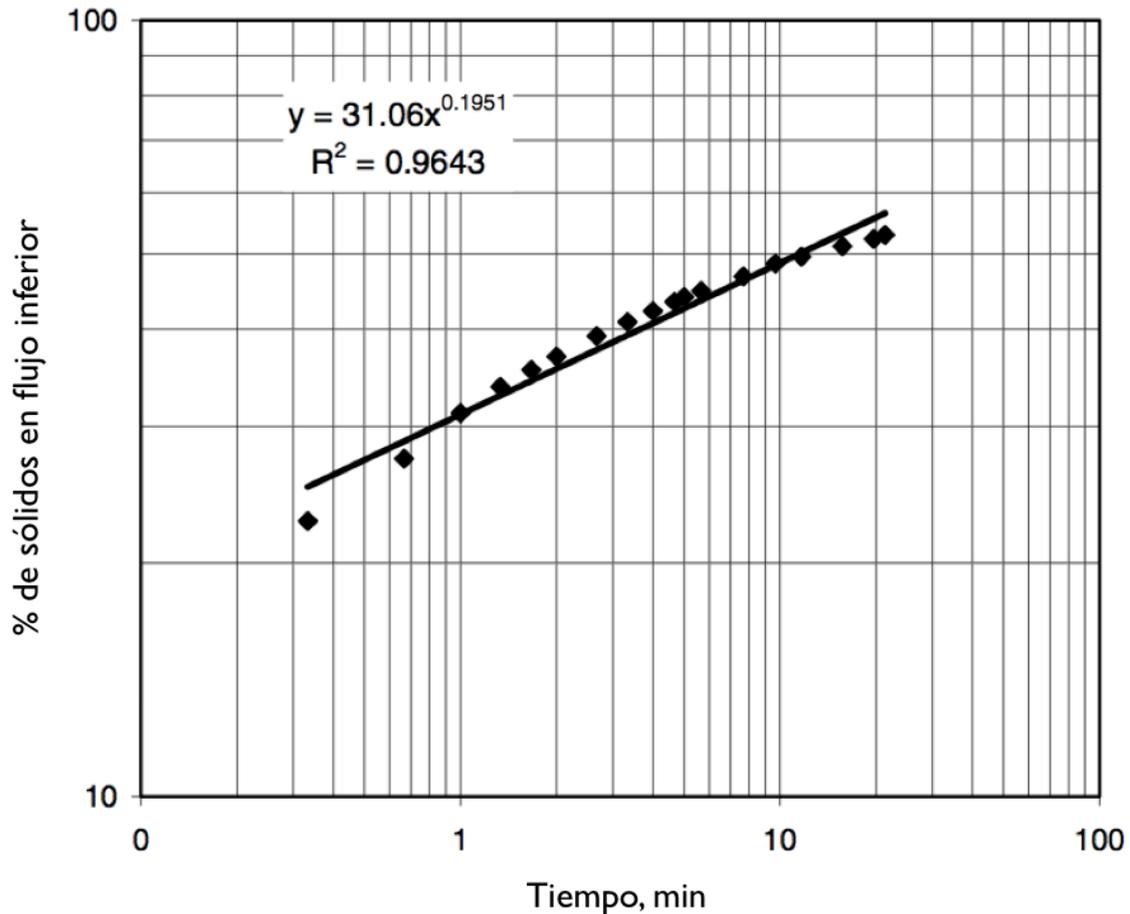


Figura 4.13. Relación entre el % de sólidos del flujo inferior y el tiempo de sedimentación para colas de oro con 20% de sólidos, concentración inicial (Tomada de Solid-Liquid Separation en Mineral Processing Design and Operation)

De la Figura 4.13:

$$\%S = kt^n = 31.06t^{0.1961} \dots (4.1.15)$$

A cualquier altura, H, y tiempo t_t en la curva de sedimentación (Figura 4.4), el % de sólidos (%S) que corresponda a la pulpa cerca de la interface teniendo una tasa de asentamiento v_s está dado por la intersección de la tangente a la curva, H_t . El % de sólidos H_t está dado por (Gupta y Yan, 2006):

$$\frac{1}{\%S_t} = \frac{1}{\%S_o} - \frac{(H_o - H_t)\rho_w}{100C_oH_o} \dots (4.1.16)$$

Donde:

$\%S_t$ = % de sólidos en el tiempo t

$\%S_o$ = % de sólidos inicial (t=0)

Sustituyendo para %S de la ecuación 4.1.15 en la ecuación 4.1.16 y reordenando se obtiene:

$$H = \frac{100H_oC_o}{\rho_w k} \cdot t^{-n} + H_o \left(1 - \frac{100C_o}{\%S_o \rho_w}\right) \dots (4.1.17)$$

Derivando la 4.1.17 respecto al tiempo:

$$\frac{dH}{dt} = v_s = -\frac{100nH_oC_o}{\rho_w k} \cdot t^{-(n+1)} \dots (4.1.18)$$

De modo que para cualquier tiempo de sedimentación, t_t , el valor de H es obtenido de la ecuación 4.1.17, v_s de la ecuación 4.1.18 y H_t de la figura 4.4:

$$H_t = H + v_s t_t \dots (4.1.19)$$

El porcentaje de sólidos debajo de H_t ($\%S_t$) se obtiene mediante la ecuación 4.1.16. De este modo es posible obtener una serie de valores de v_s para diferentes valores de % de sólidos en la descarga inferior, los cuales se encuentran relacionados con la concentración de sólidos mediante la ecuación (Gupta y Yan, 2006):

$$C = \frac{\%S}{\frac{\%S}{\rho_s} + \left(\frac{100 - \%S}{\rho_w}\right)} \left[\frac{kg}{m^3}\right] \dots (4.1.20)$$

Es así como se evalúan los puntos como se muestra en la Figura 4.11.

Existe un segundo método gráfico que fue hecho originalmente por Jernqvist y que es descrito por Kelly y Spottiswood. Este método se basa en la determinación en laboratorio del asentamiento “batch” en un cilindro alto. El eje del tiempo de la curva altura-tiempo es invertida y se siguen los siguientes pasos (Gupta y Yan, 2006):

Paso 1. El eje Y es extendido para formar el eje Y de la curva flujo-concentración.

Paso 2. Dibujar una línea horizontal desde el eje X de la curva de flujo.

Paso 3. Localizar la concentración inicial de la pulpa C_o en el eje C mediante el trazo de una línea vertical.

Paso 4. A través de H_o dibujar una línea horizontal, indicando la concentración (podría ser el eje C).

Paso 5. Dibujar una tangente a la curva de sedimentación, destacar α_1 . A partir del origen de la curva de flujo dibujar una línea OF paralela a la tangente α_1 .

Paso 6. Desde la intersección de α_1 con el eje Y, dibujar una línea horizontal que corte la línea vertical por C_0 en H_1 y proceder a cortar el eje X en C_1 para cortar la línea OF en 1. Este punto de intersección es un punto en la curva de flujo-concentración.

Paso 7. Repetir los pasos 5 y 6, se pueden obtener varios puntos los cuales al ser conectados, dan la curva Ψ - concentración.

La construcción de (Ψ - C) se ilustra en la siguiente figura. La escala utilizada para el eje del flujo debe ser coherente con las dimensiones de los otros 3 ejes. Este procedimiento asume que el sedimento no es compresible.

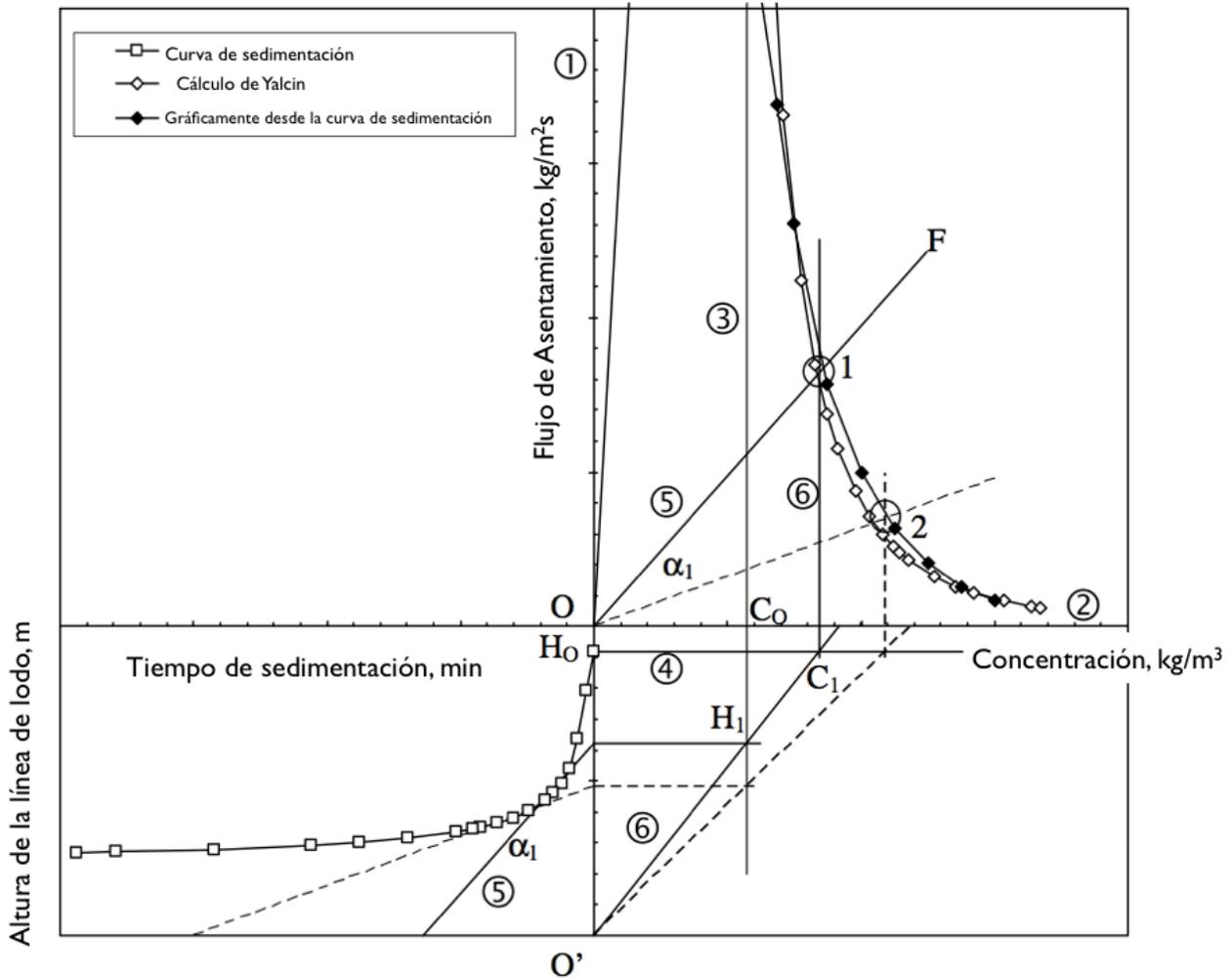


Figura 4.14. Método de Jernqvist para la construcción de la curva de flujo a partir de la curva de sedimentación (Tomada de Solid-Liquid Separation en Mineral Processing Design and Operation)

El **área del espesador se obtiene a partir del valor del flujo de asentamiento** de acuerdo a la ecuación (Gupta y Yan, 2006):

$$A = \frac{Q_{M(F)}}{\psi} \dots (4.1.21)$$

Para mantener una buena operación en el espesador y alcanzar las propiedades requeridas en los flujos del producto es necesario saber (Gupta y Yan, 2006):

1. La concentración máxima permitida por el flujo inferior.
2. Las condiciones óptimas dl flujo superior y la concentración de la pulpa de alimentación.

Esta información se obtiene de las curvas flujo-concentración y flujo-tiempo. Para los procesos de sedimentación continua se pueden encontrar dos fuerzas en operación simultáneamente (Gupta y Yan, 2006):

1. Flujo de sedimentación (Ψ_s)
2. Flujo de retirada (Ψ_w)

El flujo total esta dado por (Gupta y Yan, 2006):

$$\psi_t = \psi_s + \psi_w \dots (4.1.22)$$

Las curvas de flujo-concentración y la total resultante de la combinación de cada set de datos se muestra en la Figura 4.15 (Gupta y Yan, 2006):

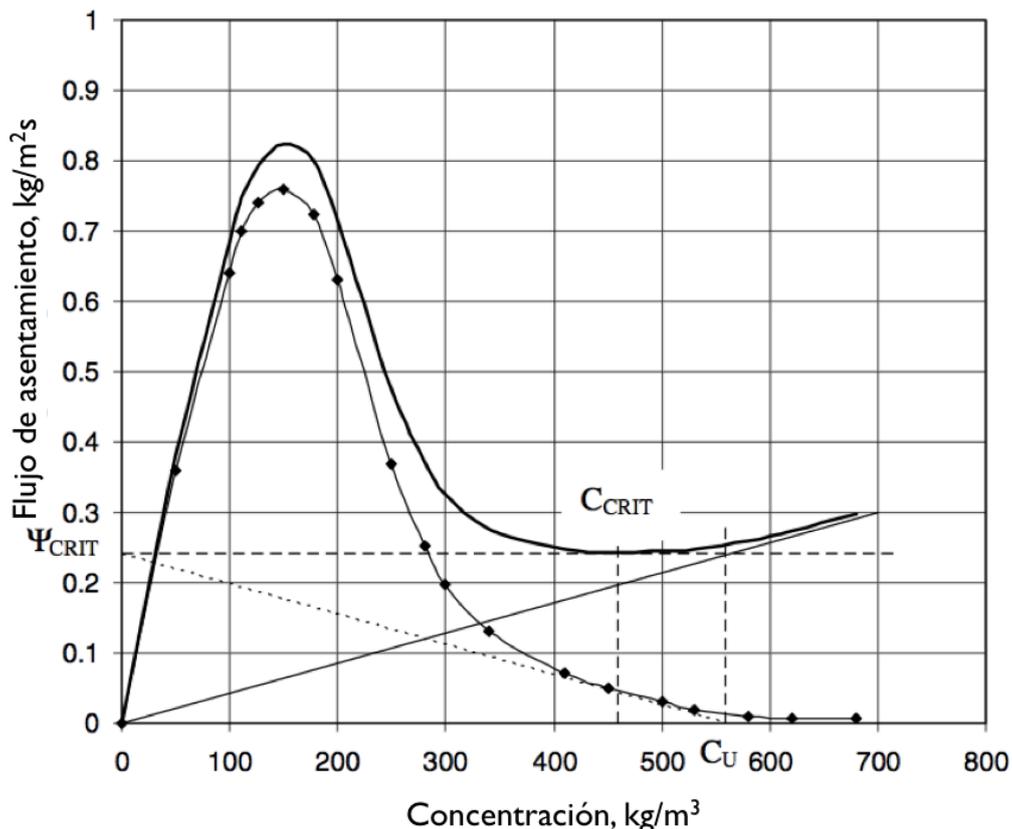


Figura 4.15. Curvas de flujo en un espesador continuo (Tomada de Solid-Liquid Separation en Mineral Processing Design and Operation)

En la curva de flujo combinado se muestra un valor mínimo a una concentración crítica, C_{CRIT} . El valor correspondiente al flujo mínimo, Ψ_{CRIT} , es el valor máximo que el espesador puede manejar (Gupta y Yan, 2006).

Yoshioka logró obtener el valor del flujo crítico a partir de la curva flujo-concentración con el trazo de una tangente que pase a través de la concentración C_U del flujo inferior en el eje X (ver figura 4.15). Esta tangente se llama *Línea de Operación* y la intersección con el eje del flujo corresponde al flujo crítico, por lo que el área del espesador estará dada por (Gupta y Yan, 2006):

$$A = \frac{Q_{M(F)}}{\psi_{CRIT}} = \frac{Q_{V(F)}C_O}{\psi_{CRIT}} \dots (4.1.23)$$

Es necesario hacer notar que si $\Psi_O > \Psi_{CRIT}$ el espesador se encuentra sobrecargado por lo que es necesario aplicar una medida correctiva.

Oltmann sugirió una aproximación empírica para la determinación del flujo crítico y con ello el área del espesador. En el caso de que la tasa de asentamiento en el principio de la prueba de sedimentación no tenga un comportamiento lineal debido a la turbulencia producida por el mezclado, se realiza una extrapolación de asentamiento lineal hacia la extensión horizontal de H_O lo cual dará el tiempo de inicio t_a (Ver figura 4.16) (Gupta y Yan, 2006):

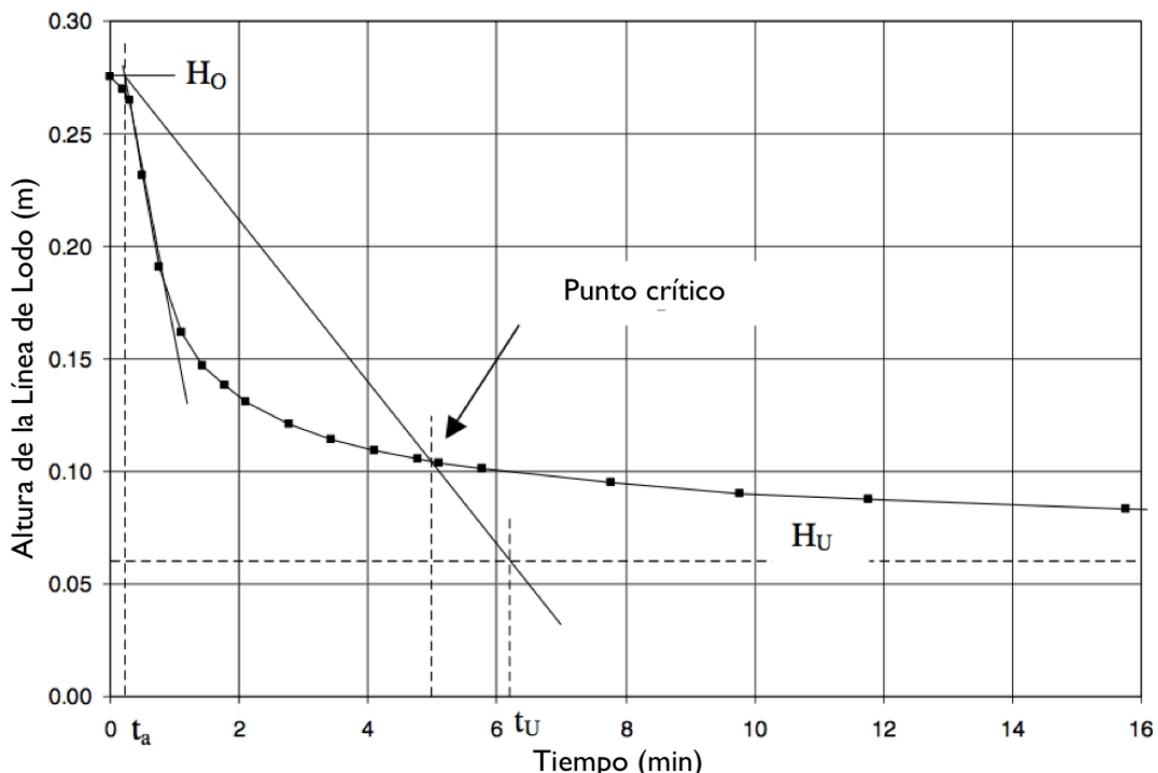


Figura 4.16. Construcción de Oltmann para la determinación del flujo de asentamiento crítico (Tomada de Solid-Liquid Separation en Mineral Processing Design and Operation)

El tiempo t_U quedará determinado a partir del trazo de una línea desde el punto (t_a, H_0) pasando a través del punto crítico en la curva de asentamiento para intersectar la línea de lodo en H_U . El tiempo de retención está dado por $t_D = (t_U - t_a)$ y el flujo crítico estará dado por (Gupta y Yan, 2006):

$$\psi_{CRIT} = \frac{C_0 H_0}{t_D 1.2} \dots (4.1.24)$$

El factor 1.2 es utilizado como factor de seguridad (20%). Finalmente, el área del espesador se calcula mediante la ecuación 4.1.23 (Gupta y Yan, 2006).

Ejemplo de Cálculo

Una pulpa que contiene 300 kg de sólidos por metro cúbico de pulpa tiene que ser desaguada en un espesador de modo que el flujo inferior contenga 750 kg/m³. La alimentación al espesador se espera que sea de 0.5 m³/min. Una prueba de asentamiento proporcionó los siguientes resultados (Gupta y Yan, 2006):

Concentración de sólidos, C, kg/m³	300.0	362.3	497.4	774.2	960.0	1010.5	1078.7	1128.1
Velocidad de asentamiento, v_s, mm/min	26.667	15.588	7.148	1.610	0.455	0.271	0.111	0.068

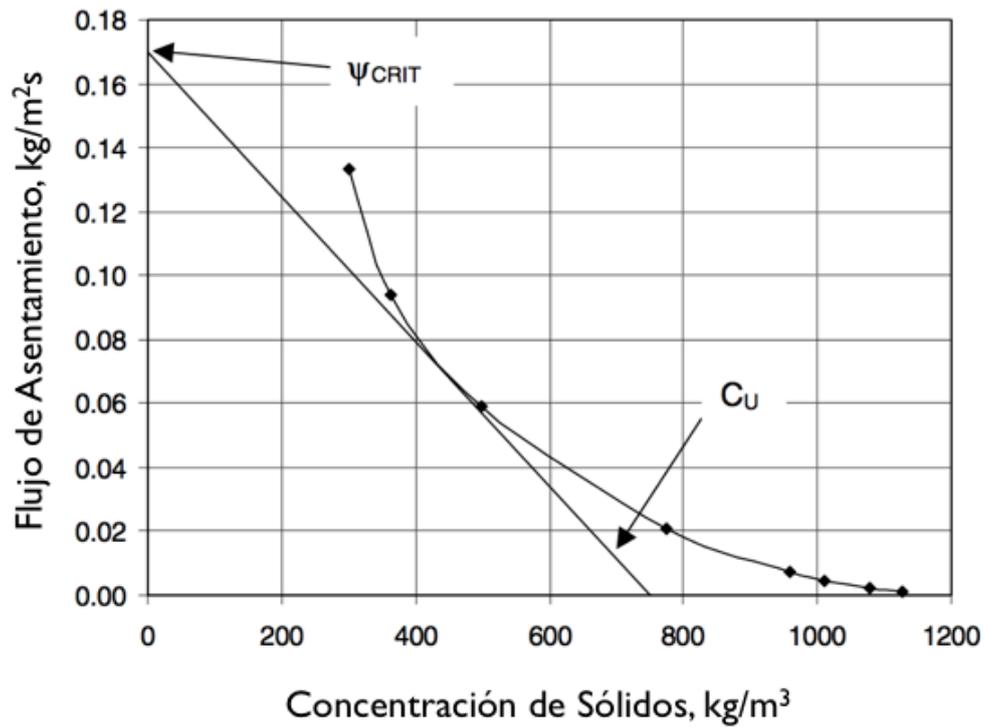
Estimar el área máxima y diámetro del espesador.

Solución

PASO 1. Determinar el flujo de asentamiento, Ψ , a partir de los valores obtenidos en la prueba empleando la ecuación (4.1.13):

Velocidad de asentamiento, v_s		Concentración de sólidos, C	Flujo de asentamiento, $\Psi=v_s C$
mm/min	m/s x 10⁻⁶	kg/m³	kg/m²s
26.667	444	300	0.133
15.588	260	362.3	0.094
7.148	119	497.4	0.059
1.610	26.8	774.2	0.021
0.455	7.58	960	0.007
0.271	4.52	1010.5	0.0046
0.111	1.85	1078.7	0.0020
0.068	1.13	1128.1	0.0013

PASO 2. Graficar la velocidad de asentamiento contra la concentración de sólidos. Dado que el flujo inferior debe ser de 750 kg/m³, dibujar una línea tangente a la curva de modo que pase a través de este valor. El cruce de la línea tangente con el eje de las ordenadas proporcionará el valor del flujo de asentamiento crítico, Ψ_{CRIT} .



De acuerdo a la gráfica, $\Psi_{CRIT} = 0.17 \text{ kg/m}^2\text{s}$

PASO 3. Calcular el área empleando la ecuación (4.1.23):

$$A = \frac{(0.5)(300)}{(60)(0.17)} = 14.71 \text{ m}^2$$

Por lo que el diámetro, $D = 4.33 \text{ m}$.

4.2. FILTRACIÓN

La separación mecánica de sólidos y líquidos es usualmente el último paso principal en los sistemas de procesamiento de minerales. Típicamente, el producto de valor de todas las plantas es manejado en su totalidad en esta etapa; es por eso que la selección correcta del equipo es un factor crítico. Debe tomarse en cuenta las características de la alimentación, las especificaciones del producto final, así como la producción requerida (Mular, Halbe y Barratt, 2002).

La filtración es el proceso de separación sólido-líquido mediante el cual el sólido es separado del fluido en una suspensión haciéndolo pasar a través de un lecho poroso, denominado *medio filtrante*. El lecho retiene las partículas mientras que el fluido pasa a través del medio filtrante y recibe el nombre de *filtrado* (Mular et. al.).

La filtración requiere de una presión diferencial ΔP a lo largo del pastel de sólidos. Para las aplicaciones de desaguado que requieren menos de 1 bar de presión diferencial, los métodos de filtración a vacío son generalmente empleados. Si la aplicación llega a requerir más de 1 bar de presión diferencial, se utiliza la filtración a presión (Mular et. al.).

La relación entre el tamaño de partícula y la humedad residual en el pastel, de acuerdo a los diferentes tipos de filtros a emplear se presentan en la figura 4.17. En esta figura, la región 1 representa el rango en el que se puede emplear equipo de filtración en vacío, mientras que las regiones 2 y 3 indican que debe emplearse filtros de presión (Mular et. al.).

Es importante señalar en la Figura 4.17 que en las operaciones actuales, debido al hecho de que los concentrados y las colas tienen generalmente un P_{80} de 40μ o menos, la filtración a presión está jugando un papel importante cada vez mayor. Como regla general, no obstante, a mayor presión requerida, mayor será el costo de inversión por tonelada de producto (Mular et. al.).

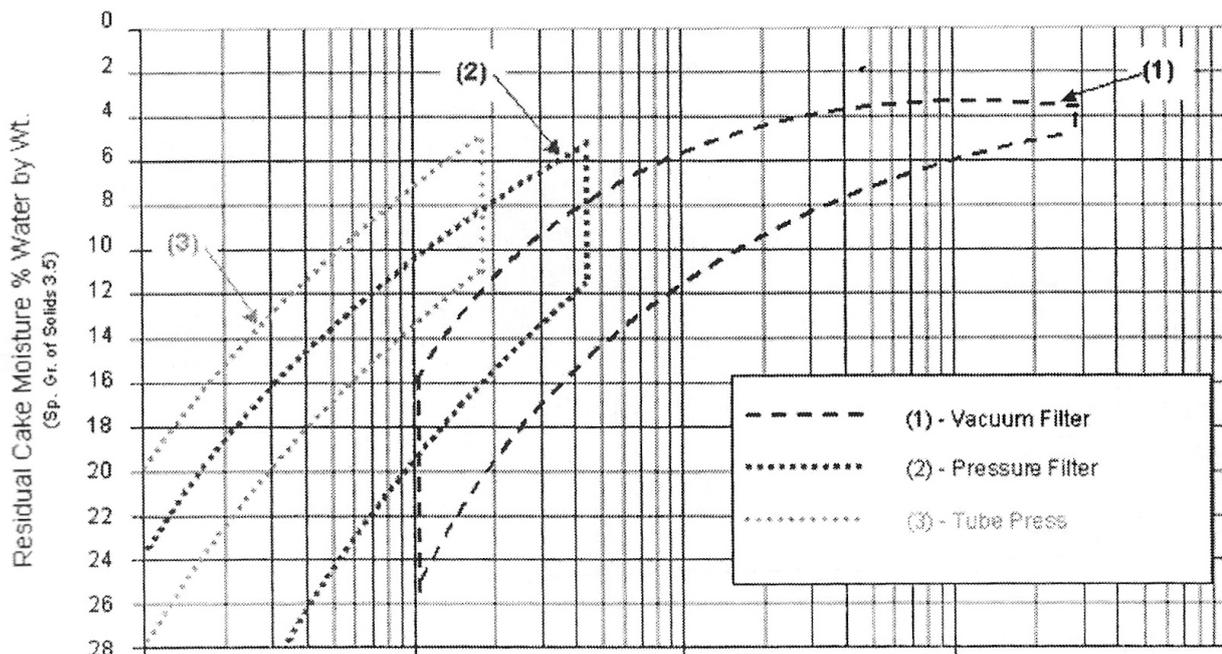


Figura 4.17. Selección de filtros (Tomada de Design Features and Types of Filtration Equipment en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 2)

Equipos para la Filtración

Filtración a Vacío

Filtros de Discos

Los filtros de discos son particularmente adecuados para aplicaciones relativamente simples de desaguado en donde el requerimiento principal es una alta capacidad (Mular et. al.).

El filtro de discos consiste en un eje central que soporte un número determinado de discos, cada uno de los cuales está conectado a un equipo de vacío. Los discos tienen su parte inferior sumergida en la suspensión. Cada disco está cubierto de una tela filtrante y trabaja en ciclos de filtrado-secado-lavado-secado y descarga a medida que el sistema de discos va girando. En los filtros de disco el lavado es más difícil de realizar. La ventaja de este equipo en comparación al filtro de tambor, es su gran superficie por unidad de área de piso ocupada, ya que cada disco permite filtrar por ambas caras y se puede acomodar un número bastante grande de discos en un solo equipo (Concha, s.f.).

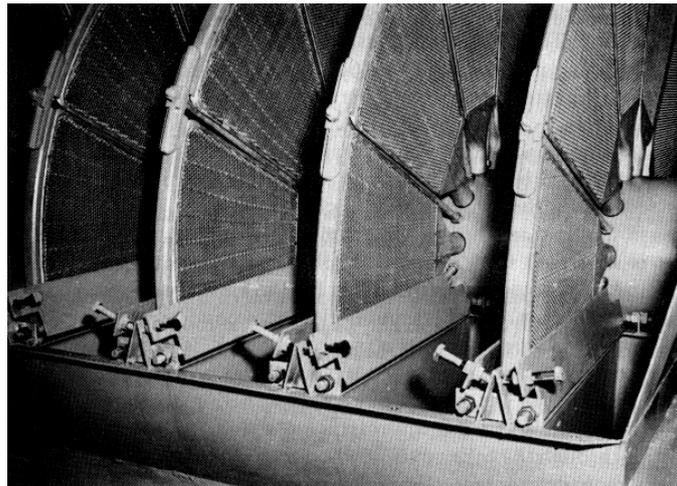


Figura 4.18. Filtro de discos (Tomada de Manual de Filtración y Separación)

Filtros de Tambor

El filtro de tambor consiste en un tambor rotatorio con su parte inferior sumergida en la suspensión. La superficie del tambor está cubierta por un medio filtrante denominado *tela filtrante*. La suspensión es succionada desde el interior del tambor, donde se ha generado un vacío. Mientras el filtrado pasa al interior del tambor y es evacuado a través de tuberías apropiadas, el sólido es retenido en la superficie cilíndrica formando un pastel. A medida que el tambor rota, las secciones de superficie que estaban sumergidas en la suspensión emergen de ésta, haciendo que se succione aire debido al vacío interior, lo que seca el pastel. Durante el giro es posible lavar el pastel rociando agua en su superficie y permitiendo que se seque de la misma forma anterior. Una vez completado un giro, y antes de entrar nuevamente en la suspensión, un mecanismo raspa la superficie descargando el pastel en una tolva. a continuación se inicia un nuevo ciclo (Concha, s.f.).

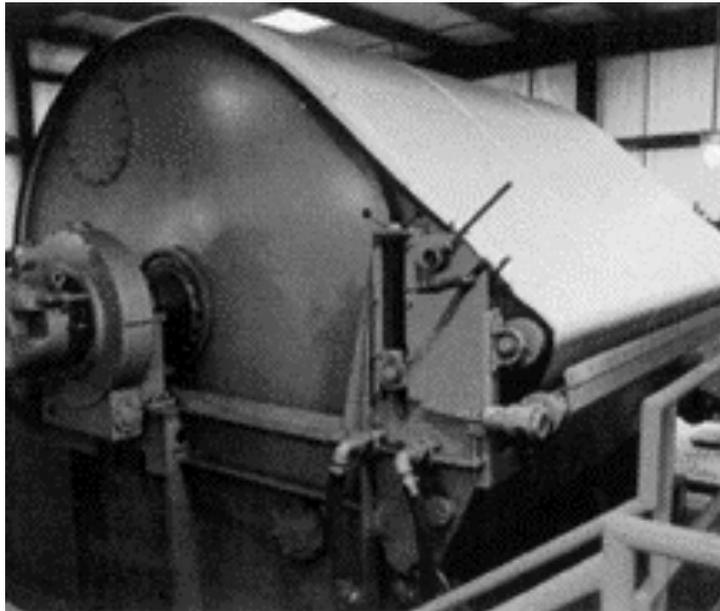


Figura 4.19. Filtro de tambor (Tomada de Manual de Filtración y Separación)

Los filtros de tambor son preferidos en aplicaciones que requieren de una menor humedad y en donde se requiere de un lavado de pastel efectivo. Ofrecen la flexibilidad de manejar una gran variedad de materiales y tamaños mediante la modificación del punto de alimentación y el tipo de descarga (Mular et. al.).

La selección del método de descarga dependerá de las características del material, tales como la tendencia a pegarse o de obstruir el medio filtrante. Los tipos de descarga más comunes se presentan en la siguiente figura (Mular et. al.):

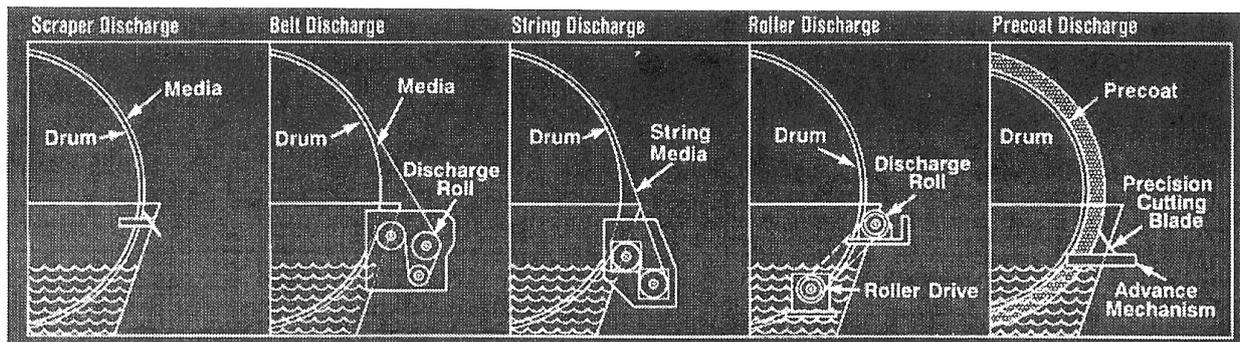


Figura 4.20. Tipos comunes de mecanismos de descarga en filtros de tambor (Tomada de Design Features and Types of Filtration Equipment en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 2)

- Descarga Scraper. Se puede usar con sólidos que no bloquean el medio filtrante.
- Descarga Belt. Para aplicaciones en las que la obstrucción del medio de filtrante es un problema.
- Descarga Roll. Es adecuada para la filtración de materiales arcillosos que tienen la tendencia a acumularse entre ellos y no en la tela filtrante.
- Descarga String. Para la filtración de pulpas que producen pasteles muy resistentes.

- Descarga Precoat. Se emplea para la filtración o clarificación de sólidos que tienen un alto contenido de finos y que no producen un pastel lo suficientemente grueso para descargarse con cualquiera de los otros mecanismos de descarga.

Filtros de Banda Horizontal

El filtro de banda horizontal asemeja una banda transportadora, donde la banda está formada por una tela filtrante. La mayor ventaja de este filtro es la flexibilidad en la selección de la longitud de los ciclos de filtración-lavado-secado (Concha, s.f.).

Estos filtros generalmente se utilizan para manejar sólidos gruesos y/o donde se requiere de una alta eficiencia de lavado. Pueden alcanzar un menor porcentaje de humedad en comparación a los filtros de discos y de tambor (Concha, s.f.).



Figura 4.21. Filtro de bada horizontal (Tomada de Manual de Filtración y Separación)

Filtración a Presión

Filtro de Placas Verticales

En estos filtros la separación toma lugar en cámaras formadas entre las superficies de drenaje de placas filtrantes moldeadas que se mantienen unidas entre sí. Estas placas poseen orificios para la alimentación de la pulpa y el drenaje líquido filtrado, las placas están fijas entre sí mediante una presión hidráulica, están montadas verticalmente sobre y entre dos barras laterales o suspendidas de vigas. Estas barras o vigas están conectadas en un extremo a un cabezal fijo o alimentador, mientras que por el otro extremo están conectados a un cabezal de cierre (Concha, s.f.).

Las placas se comprimen entre sí mediante un arreglo de cierre de un pistón hidráulico en cuyo extremo se encuentra el cabezal móvil que empuja ordenadamente las placas contra el cabezal fijo, formando así una sola unidad filtrante compuesta por el grupo de placas de filtración (Concha, s.f.).

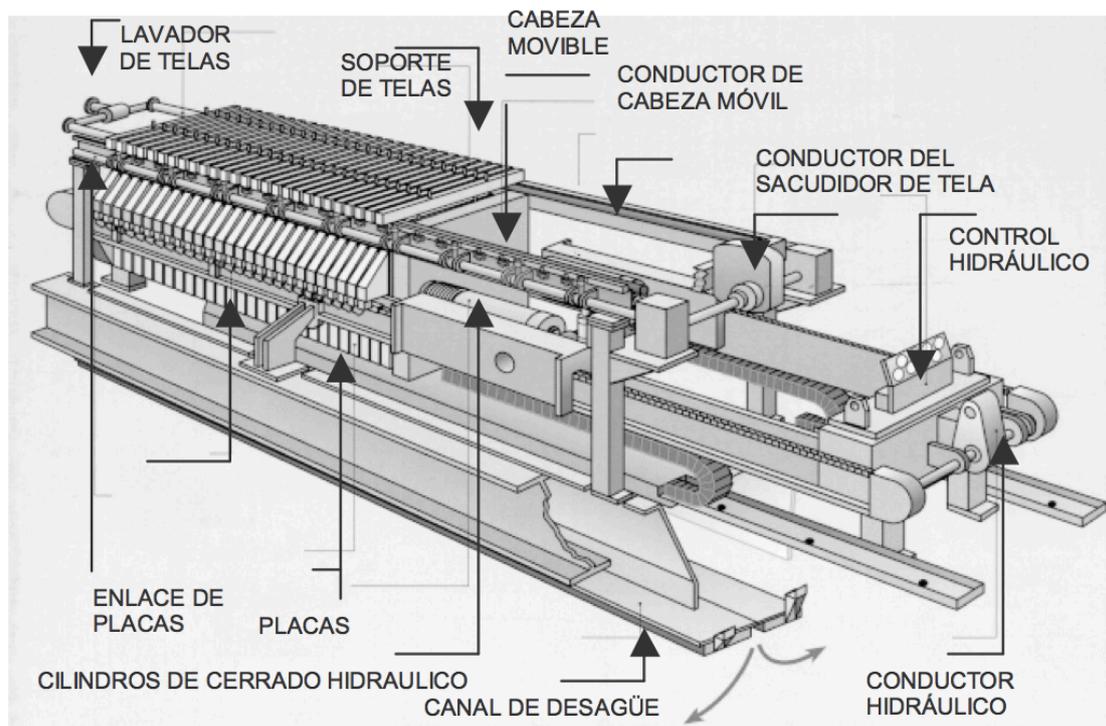


Figura 4.22. Esquema de un filtro de placas verticales (Tomada de Manual de Filtración y Separación)

Filtro de Placas Horizontales

Este equipo combina las dos características más buscadas por la industria minera, una baja humedad y gran capacidad. La flexibilidad en la capacidad también es importante ya que los hace convenientes para empresas mineras grandes y pequeñas (Concha, s.f.).

Este tipo de filtro consiste básicamente en una cámara filtrante horizontal situado dentro de un marco de estructura principal. Por la forma de su diseño, permite la incorporación de cámaras adicionales montadas unas sobre otras, permitiendo incrementar el área de filtración sin generar un aumento en el área de piso de la instalación (Concha, s.f.).

Cada una de estas cámaras posee una banda filtrante montada sobre un rodillo impulsor en cada extremo, operando independientemente de las otras bandas que posee el equipo. Cada rodillo posee un motor hidráulico que acciona la banda durante la operación de descarga del filtrado. En la parte superior de cada cámara se encuentra instalado un diafragma de goma flexible que es utilizado para comprimir la suspensión y el pastel, siendo éste el encargado de formar y reducir la humedad del pastel (Concha, s.f.).

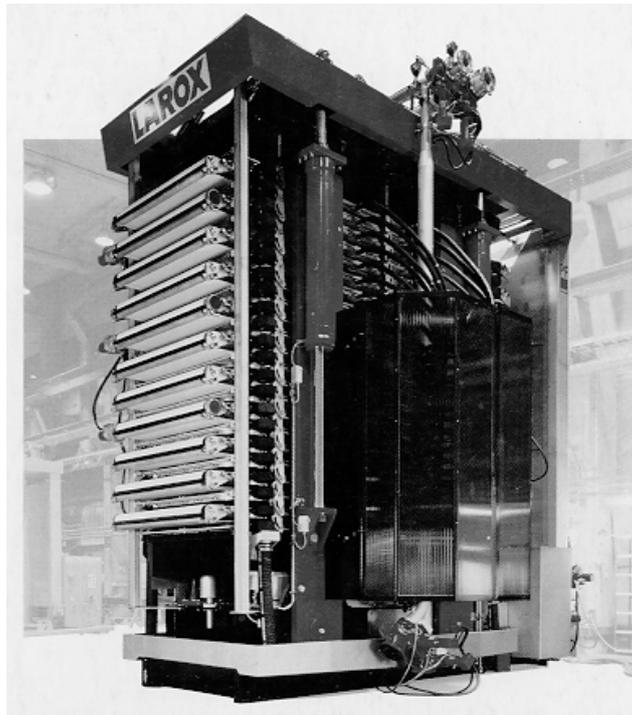


Figura 4.23. Filtro prensa Larox (Tomada de Manual de Filtración y Separación)

Tube Press

Este filtro es poco común y se emplea únicamente para la filtración de minerales ultra finos (< 10 micrones) (Mular et. al.).

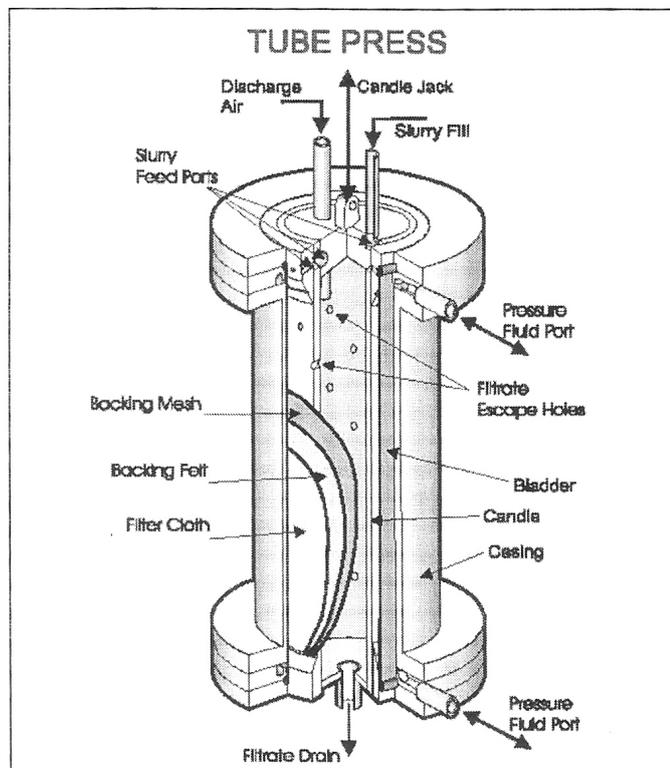


Figura 4.24. Tube Press (Tomada de Design Features and Types of Filtration Equipment en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 2)

Teoría de la filtración

La teoría de la filtración esta basada en la ecuación de Hagen-Poiseuille (Maloney, 2008):

$$\frac{1}{A} \frac{dV}{d\Theta} = \frac{P}{\mu(\alpha wV/A + r)} \dots (4.2.1)$$

Donde:

V = Volumen del filtrado colectado

Θ = Tiempo de filtración

A = Área de filtrado

P = Presión total en el sistema

w = Peso de los sólidos del pastel por unidad de volumen

μ = Viscosidad del filtrado

α = Resistencia del pastel

r = Resistencia de la tela filtrante más el sistema de drenado (drainage system)

Filtración continua

Para este tipo de filtración se asume que (Maloney, 2008):

- La resistencia de la tela filtrante más el drenado es despreciable en comparación a la resistencia del pastel.
- Tanto la caída de presión como la resistencia del pastel permanecen constantes durante el ciclo de filtrado.

Partiendo de lo anterior, la ecuación 4.2.1 puede integrarse y manipularse para obtener las siguientes relaciones (Maloney, 2008):

$$W = \sqrt{\frac{2wP\Theta_f}{\mu(\alpha wV/A + r)}} \dots (4.2.2)$$

$$V_f = \sqrt{\frac{2P\Theta_f}{\mu\alpha w}} \dots (4.2.3)$$

$$\Theta_w = \frac{WV_w\mu\alpha}{P_w} \dots (4.2.4)$$

$$\Theta_w \propto NW^2 \dots (4.2.5)$$

$$\frac{\Theta_w}{\Theta_f} = 2 \frac{V_w}{V_f} \dots (4.2.6)$$

Donde:

W = Peso de los sólidos del pastel seco por unidad de área

V_f = Volumen del filtrado por unidad de área

V_w = Volumen del pastel de lavado por unidad de área

Θ_f = Tiempo de formación del pastel

Θ_w = Tiempo de lavado del pastel

N = Tasa de lavado - volumen del pastel lavado por volumen de líquido en el pastel descargado.

Dimensionamiento y Selección de Filtros

La especificación de equipo para filtración para satisfacer los requerimientos de proceso puede determinarse mediante la realización de pruebas de laboratorio (Mular et. al.).

Los pasos incluyen:

- Determinación de los objetivos del proceso
- Obtención de muestras representativas
- Planeación y ejecución del programa de prueba
- Interpretación de la información para determinar el tamaño del filtro

Definición de Objetivos

Las necesidades del proceso deben conducir a los objetivos de la evaluación; de modo que es crucial conocer estos requerimientos de proceso antes de realizar una evaluación. Ejemplos de posibles requerimientos de proceso para equipo de filtración incluyen, pero no están limitados a (Mular et. al.):

- Desaguado de pulpa
- Lavado de pastel
- Requerimientos de claridad del filtrado
- Contenido de humedad permitido
- Transportabilidad del pastel
- Tasa de producción del filtrado

Selección de la muestra, caracterización y preparación

Las características de la muestra deben ser consideradas para determinar si una muestra es representativa incluye parámetros físicos y químicos (Mular et. al.):

- Concentración de sólidos
- Gravedad específica
- Distribución de tamaño
- pH de la pulpa
- ORP de la pulpa
- Dosificación de reactivos (tales como reactivos de flotación o floculantes)
- Variaciones en la mineralogía
- Edad de la muestra (Las muestras que se emplearán para la prueba de filtración deben ser tan frescas como sea posible).

Todos estos parámetros deben ser emparejados tanto como sea posible a las condiciones del proceso.

Las muestras no deben ser congeladas, secadas o desaguadas antes de realizar las pruebas.

Equipo Necesario

Existen diferentes configuraciones de equipo para realizar este tipo de pruebas. Puede armarse el equipo de laboratorio de acuerdo al experimento a realizar o también puede comprarse con distribuidores que fabrican filtros de laboratorio.



Figura 4.25. Filtros de laboratorio (Tomada de <http://www.vyma.com/es/laboratorios-mineros>)

Factores que influyen en pruebas a pequeña escala

Vacío o presión. La gran mayoría de los filtros continuos emplean un vacío para proveer la fuerza necesaria para llevar a cabo la filtración. No obstante, si la pulpa de alimentación contiene una fase líquida de alta volatilidad, o si está caliente, saturada, y/o cerca de la presión correspondiente al punto de ebullición, el empleo de presión será necesario. La filtración a presión también puede ser empleada cuando el contenido de humedad del pastel es menor al que se podría obtener mediante la filtración a vacío (Maloney, 2008).

Descarga del pastel. Para que cualquier aplicación de filtración sea práctica, debe ser posible producir un pastel con el grosor suficiente para su descarga. La persona que lleve a cabo la prueba debe decidir qué tipo de descarga es aplicable y luego ajustar los datos obtenidos de modo que coincidan con los requerimientos físicos para ese tipo de unidad (Maloney, 2008).

En la siguiente tabla se muestran los espesores mínimos aceptables requeridos para varios tipos de filtros y mecanismos de descarga (Maloney, 2008):

Tipo de filtro	Espesor mínimo de diseño	
	mm	in
Tambor		
Belt	3 -5	1/8 - 3/16
Roll	1	1/32
Scraper	5	1/4
String	6	1/4
Precoat	0 - 3 max	0 - 1/8 max
Banda Horizontal	3 -5	1/8 - 3/16
Disco	10 - 13	3/8 - 1/2

Tabla 4.1. Tomada de Liquid-Solid Operations and Equipment en Perry's Chemical Engineers Handbook

Temperatura de la Pulpa. La temperatura puede ser tanto una ayuda como un factor limitante. Conforme la temperatura de la pulpa aumente, la viscosidad de la fase líquida bajará, causando un incremento en la tasa de filtración y una reducción en el contenido de humedad. No obstante, si la temperatura es muy elevada, la presión de vapor de la fase líquida puede comenzar a reducir el vacío permisible. Esto puede traer como consecuencias una malformación del pastel, aumentos en la presión y una disminución en la capacidad del bombeo a vacío. En la mayoría de los casos, el sistema de vacío debe diseñarse de modo que el líquido no llegue a la ebullición (Maloney, 2008).

Control del espesor del pastel. El espesor del pastel debe ser frecuentemente restringido cuando se requiere del lavado del mismo o cuando el contenido de humedad es un factor crítico. El espesor del pastel puede incrementar la resistencia al flujo durante el lavado por lo que la cantidad del fluido empleado para dicho fin aumentará (Maloney, 2008).

Ciclo de filtrado. Cada ciclo de filtrado esta compuesto por la formación del pastel más una o más de las siguientes operaciones: desaguado, lavado, secado térmico, secado a vapor, descarga del pastel. El número de estas operaciones requeridas para cada operación de filtrado depende del proceso requerido (Maloney, 2008).

Pre-tratamiento con químicos. A veces resulta necesario adicionar algún reactivo químico para mejorar la eficiencia de filtrado. Se suelen emplear floculantes para dicho fin (Maloney, 2008).

Durante la etapa de diseño se debe evaluar el empleo de reactivos mediante un balance económico entre los costos implicados en la adquisición de los reactivos y los ahorros que resulten de adquirir un filtro más pequeño.

Correlación de datos e interpretación

Los datos obtenidos durante la realización de las pruebas pueden correlacionarse para obtener diferentes relaciones, las cuales pueden subsecuentemente predecir el

desempeño del filtro para dadas condiciones. Las correlaciones clave incluyen (Mular et. al.):

- Peso del pastel vs. espesor
- Tasa de formación de pastel vs. peso (o espesor)
- Contenido de humedad vs. duración del ciclo de secado relativo
- Percolación del fluido de lavado vs. espesor y volumen de fluido aplicado
- Remoción de soluto vs. volumen de fluido de lavado aplicado

La Figura 4.26 muestra la relación que existe entre el espesor del filtrado en húmedo (en mm) y el peso del filtrado en seco W (con unidades de kg/m^2 en seco). Para propósitos de diseño, un posible pastel de 15 mm de espesor puede ser obtenido en filtros de banda horizontal. De acuerdo a la Figura 1 el pastel de 15 mm de espesor puede pesar $2.9 \text{ kg}/\text{m}^2$ cuando se añade floculante, mientras que un pastel del mismo espesor puede pesar $3.9 \text{ kg}/\text{m}^2$ sin emplear floculante (Mular et. al.).

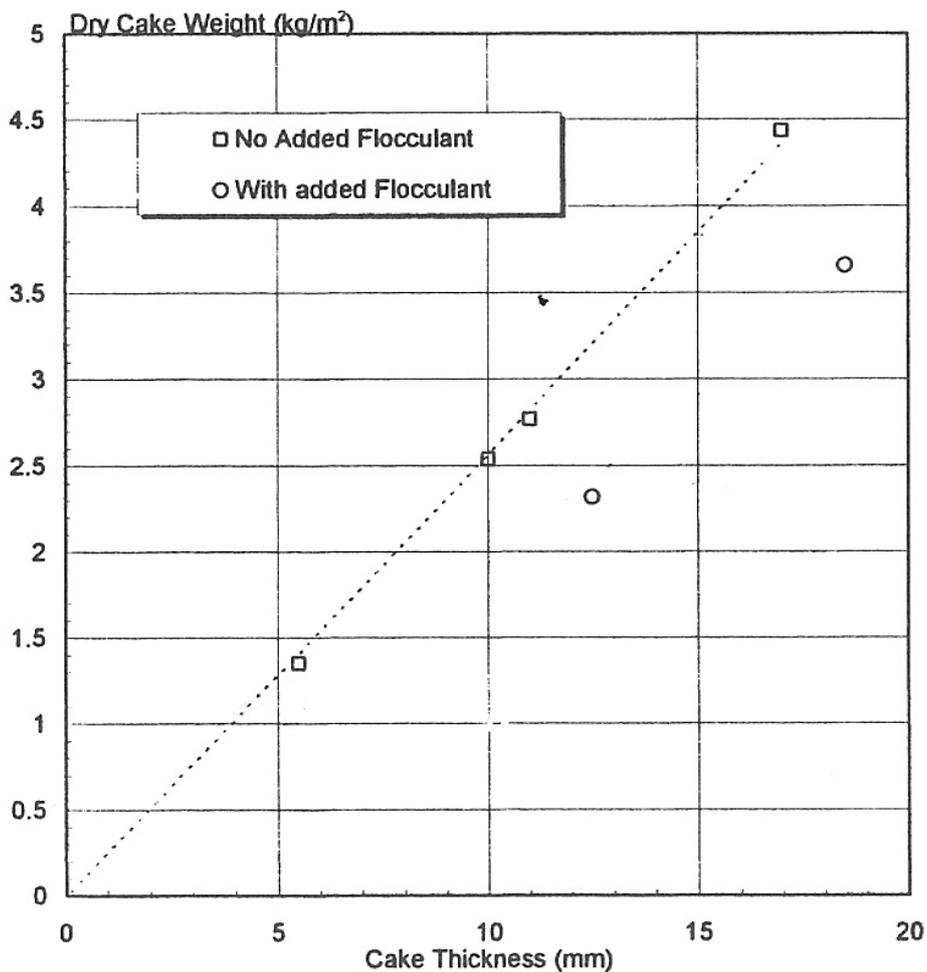


Figura 4.26. Peso del pastel vs espesor del pastel (Tomada de Testing, Sizing and Specifying of Filtration Equipment en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 2)

La figura 4.27 muestra una relación logarítmica del peso del pastel en seco, W , con unidades de kg/m^2 en seco, como función del tiempo de formación del pastel, en minutos. La correlación mostrada en esta figura indica que, para el caso en el que se añada

floculante, un pastel de 15 mm de espesor se formará en aproximadamente 2.1 minutos, mientras que si no se añade floculante, el pastel del mismo espesor se formará en aproximadamente 7.2 minutos (Mular et. al.).

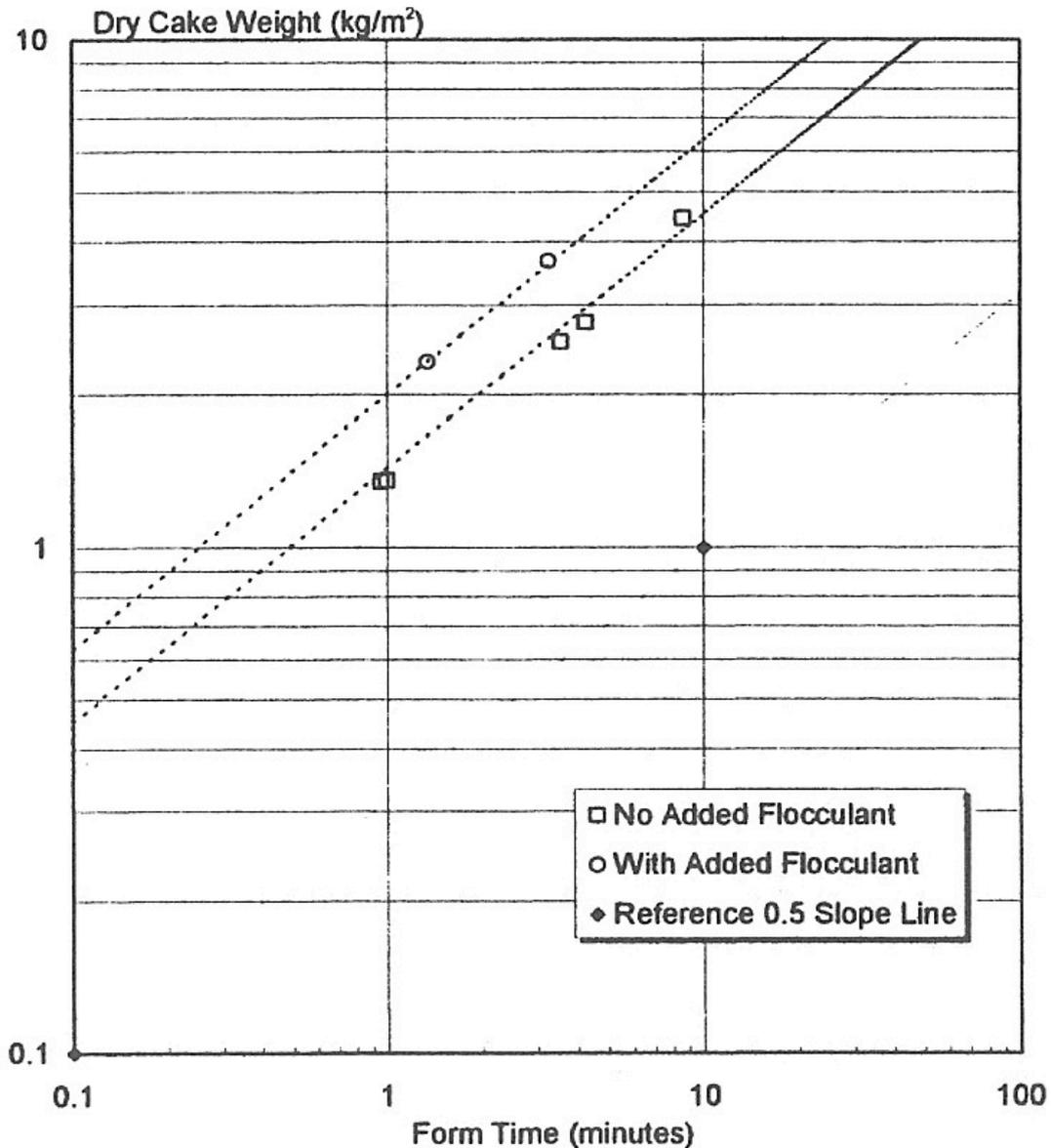


Figura 4.27. Peso del pastel vs tiempo de formación (Tomada de Testing, Sizing and Specifying of Filtration Equipment en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 2)

La relación entre el contenido de humedad en la descarga y el factor de tiempo de secado (Θ_d/W , con unidades de $\text{min}\cdot\text{m}^2/\text{kg}$) se muestra en la figura 4.28. El factor de tiempo de secado es el tiempo de secado (Θ_d , en minutos) dividido entre el peso del pastel en seco por unidad de área (W , con unidades de kg/m^2 en seco). El factor de tiempo de secado permite una correlación entre la humedad del pastel y el tiempo de secado para todas las variaciones en espesor del pastel. Como ejemplo, podemos ver que esta correlación indica que cuando se emplea floculante, con un tiempo de secado aproximado de 2.9 minutos ($\Theta_d/W = 1.0 \text{ min}\cdot\text{m}^2/\text{kg}$ y $W = 2.90 \text{ kg}/\text{m}^2$ en seco) siguiendo el lavado del filtrado, nos dará un pastel con 79% de humedad. De modo similar, si no se emplea floculante,

con un tiempo de secado aproximado de 4.9 ($\Theta_d/W = 1.27 \text{ min}\cdot\text{m}^2/\text{kg}$ y $W = 3.9 \text{ kg}/\text{m}^2$ en seco) siguiendo el lavado del filtrado, nos dará un pastel con 75% de humedad (Mular et. al.).

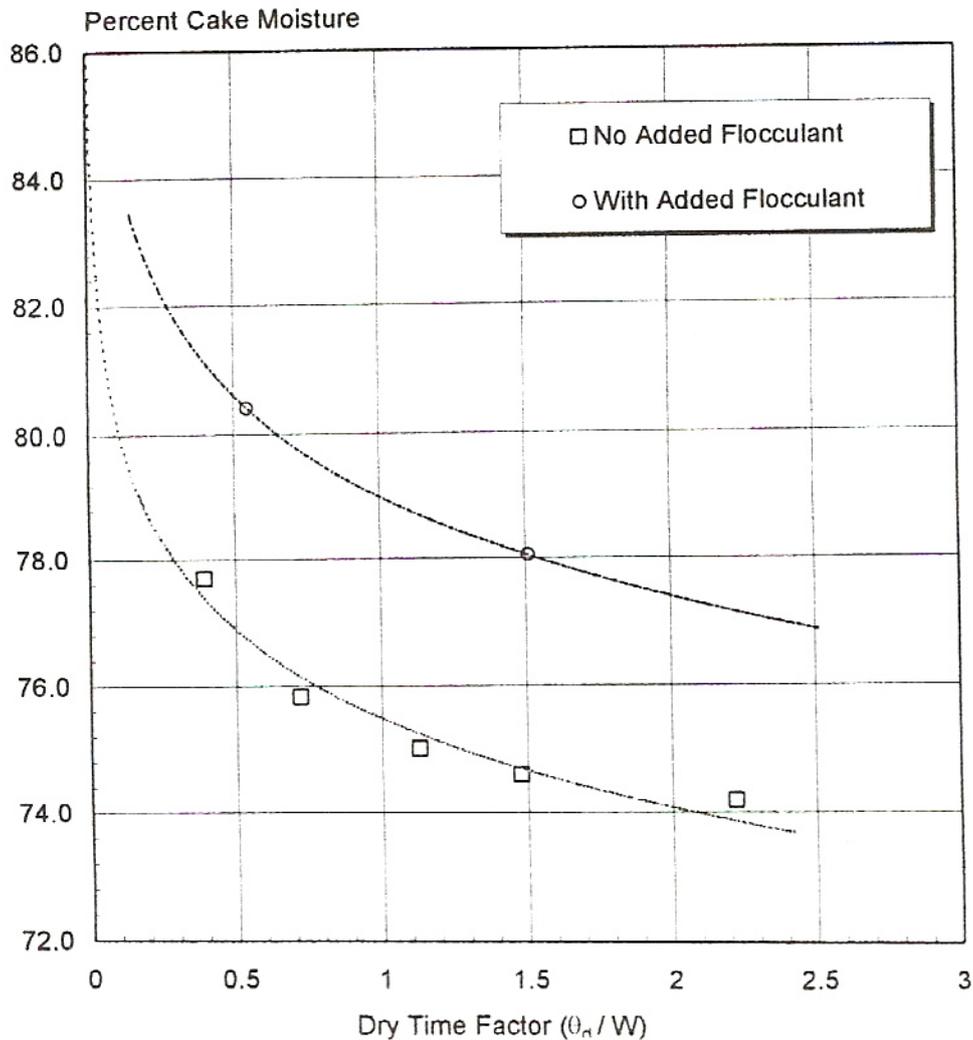


Figura 4.28. Humedad del pastel vs factor de tiempo de secado (Tomada de Testing, Sizing and Specifying of Filtration Equipment en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 2)

La figura 4.29 muestra la correlación que existe entre el tiempo de lavado (Θ_w) y el factor de tiempo de lavado ($W\cdot V_w$), graficado como Θ_w en minutos vs. $W\cdot V_w$ en ($\text{kg}\cdot\text{litro}/\text{m}^4$). De manera similar al factor de tiempo de secado, el factor de tiempo de lavado permite una correlación entre el tiempo de lavado y el volumen de lavado específico V_w (litro/m^2) para todas las variantes de espesor de pastel. En esta gráfica se puede ver que para un valor $W\cdot V_w$ de $27.82 \text{ kg}\cdot\text{litro}/\text{m}^4$ (correspondiente a una tasa de lavado $N=0.5$) se requiere de un tiempo de lavado de 8.98 minutos cuando no se añade floculante. Si se añade floculante entonces un valor $W\cdot V_w$ de $19.89 \text{ kg}\cdot\text{litro}/\text{m}^4$ (correspondiente a una tasa de lavado $N=0.5$) requiere de un tiempo de lavado de 1.37 (Mular et. al.).

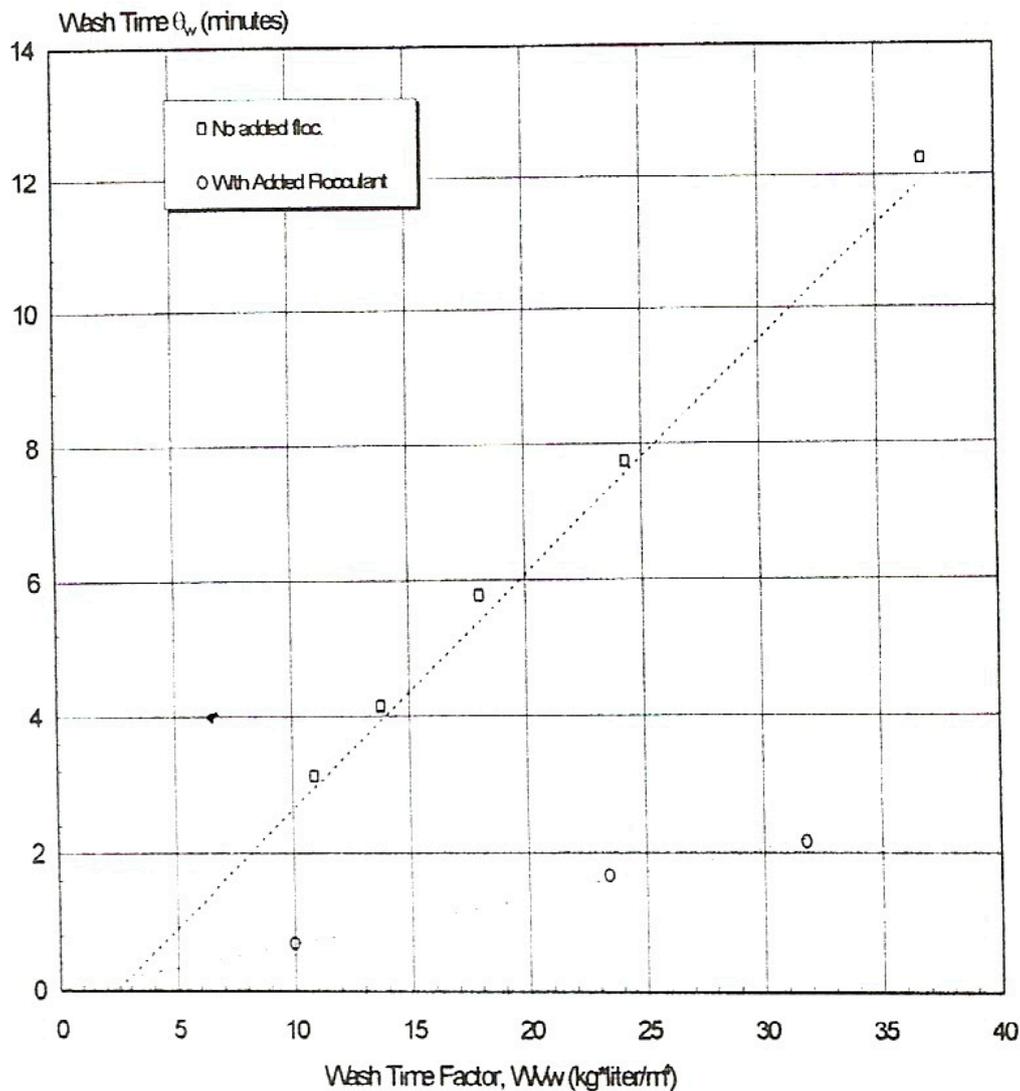


Figura 4.29. Tiempo de lavado vs factor de tiempo de lavado (Tomada de Testing, Sizing and Specifying of Filtration Equipment en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 2)

La figura 4.30 muestra la relación de la fracción de soluto remanente (R) con respecto a la relación de lavado (N). “N” se define como el volumen de agua aplicado dividido entre el volumen de “licor” (contaminante a remover) en el pastel al final del ciclo de lavado, lo cual incluye algunos desplazamientos de licor debido a aire. Si L_w se define como el volumen de fluido de lavado aplicado y L_2 es el volumen de licor remanente en el pastel al final del ciclo de lavado, entonces N se define como (Mular et. al.):

$$N = \frac{L_w}{L_2} \dots (4.2.7)$$

En los casos en los que el fluido de lavado aplicado no contiene valor soluble, R se define como la concentración de soluto en el licor del pastel al final del ciclo de lavado dividido entre la concentración de soluto en el licor del pastel al inicio del ciclo de lavado. En los casos en los que el fluido de lavado contiene valor soluble, esta concentración debe ser tomada en cuenta (Mular et. al.).

Teóricamente, si se aplica infinitamente agua de lavado, la concentración de soluto en el licor del pastel sería igual a la concentración de soluto en el licor de lavado. De modo que si se define C_2 como la concentración de soluto en el licor del pastel al final del ciclo de lavado, C_1 se define como la concentración de soluto en el licor del pastel al inicio del ciclo de lavado, y C_w es la concentración de soluto en el fluido de lavado aplicado, entonces R se define como (Mular et. al.):

$$R = \frac{C_2 - C_w}{C_1 - C_w} \dots (4.2.8)$$

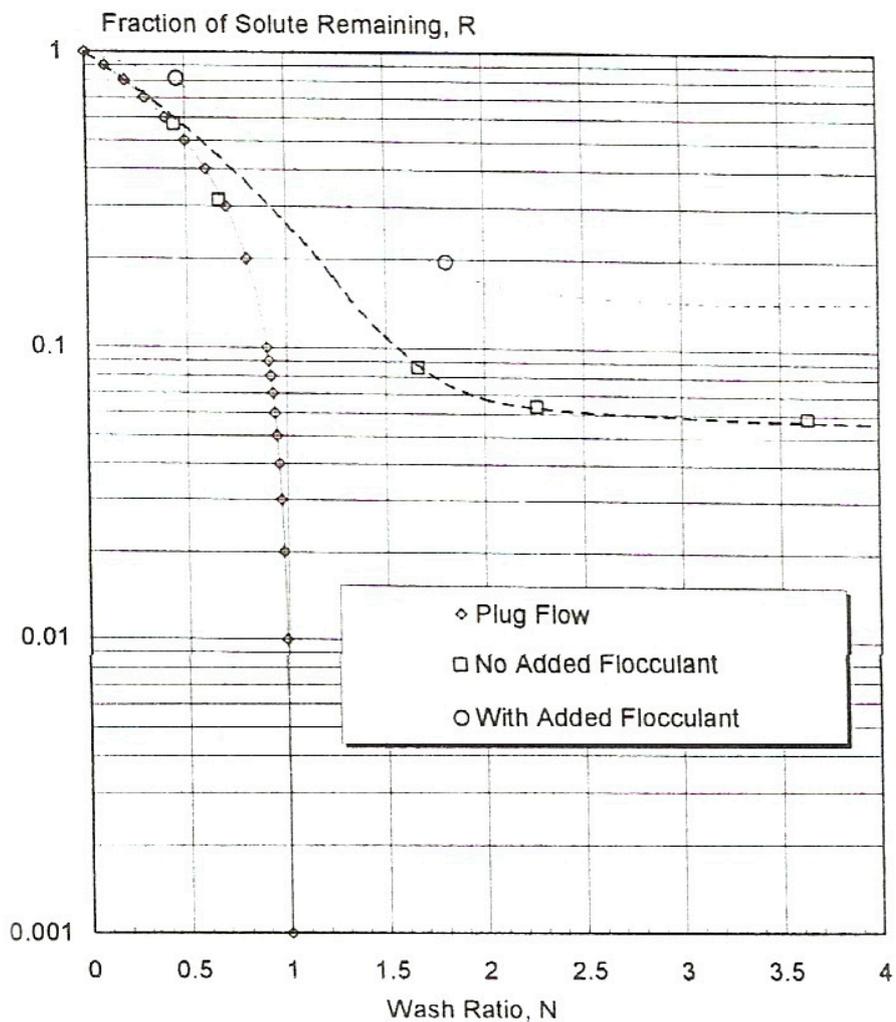


Figura 4.30. Fracción de soluto remanente vs relación de lavado (Tomada de Testing, Sizing and Specifying of Filtration Equipment en Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Volume 2)

Factores de Escala

El factor de escala empleado para convertir los valores obtenidos de pruebas de laboratorio a valores para diseño a nivel industrial, se compone por 3 factores por separado, cada uno definido como sigue (Maloney, 2008):

Factor de ampliación en producción

La producción de tasas de filtración calculadas de datos a nivel laboratorio deben multiplicarse por un factor de 0.8 para todos los tipos de unidades comerciales que no empleen lavado continuo de medio de filtrado y en los cuales existe la posibilidad de obstrucción del medio de filtrado. Para aquellas unidades que empleen lavado continuo del medio de lavado, filtros de tambor y unidades horizontales, el factor de escala debe incrementarse a 0.9.

Factor de ampliación en la descarga del filtrado

Cuando se selecciona un filtro para una aplicación en particular, se considera que la unidad es capaz de descargar esencialmente el 100% del filtrado que se forma. Existen, no obstante, varias aplicaciones que son marginales, independientemente del tipo de mecanismo de descarga utilizado. En estos casos, el experimentador debe juzgar el porcentaje de descarga de filtrado esperado.

Factor de ampliación de área

El área nominal del filtro como se usa por productores de equipo está basado en las dimensiones de la superficie de filtrado. La fracción de esta área total es función de la filtrabilidad del material siendo manejado y de cualquier tratamiento especial que la superficie pueda recibir. Para la mayoría de las aplicaciones el área de un filtro de tambor generalmente será no menor al 94 a 97% del área nominal. Existen, también ciertas aplicaciones especiales en las que el medio de filtrado pueda ser deliberadamente obstruido con el fin de mejorar la descarga del pastel. Esta técnica es frecuentemente usada en filtros de discos, lo cual hace que el área de filtrado sea de un 75-85% del área nominal.

Factor de escala total

La tasa de filtración final se determina al multiplicar la tasa de filtrado de laboratorio por cada uno de los factores presentados anteriormente.

Ejemplos de cálculo

Para los siguientes ejemplos, se va emplear la siguiente tabla que contiene los factores de diseño más comunes para el diseño de ciclos de filtrado (Maloney, 2008).

Tipo de Filtro	% del ciclo					
	Sumersión		Total bajo vacío o presión activo	Máximo para lavado	Máximo para desaguado únicamente	Requerido para descarga del pastel
	Aparente	Máx. Efectivo				
Tambor						
Descarga scraper	35	30	80	29	50 - 60	20
Descarga Roll	35	30	80	29	50 - 60	20
Descarga belt	35	30	75	29	45 - 50	25
Descarga String	35	30	75	29	45 - 50	25
Descarga Precoat	35	30	93	30	60, 40	5
Banda horizontal	Como se requiera	Como se requiera	Longitud como se requiera	Como se requiera	Como se requiera	0
Disco	35	28	75	No	45	25

Tabla 4.2. Tomada de Liquid-Solid Operations and Equipment en Perry's Chemical Engineers Handbook

Esta tabla nos indica que para el ciclo total de filtrado, cada etapa va a ocupar un porcentaje del mismo ciclo, por ejemplo, para un filtro de disco, el 25% del ciclo total será ocupado en la descarga del pastel.

Dimensionamiento de un filtro de discos

De acuerdo a la tabla anterior, para un filtro de discos vamos considerar (Maloney, 2008):

- Sumersión máxima efectiva = 28%
- Porcentaje de ciclo máximo para desaguado = 45%
- Se proponen los siguientes factores de escala:
 - Producción = 0.8
 - Área = 0.8
 - Descarga = 0.9

El objetivo es determinar el tamaño de filtro que se requiere para desaguar 15 mtpH (toneladas métricas por hora) de sólidos secos y producir un pastel con un 25% de humedad.

PASO 1. Elegir un espesor de pastel, si nos referimos a la tabla de espesores mínimos, podremos ver que el mínimo requerido para este tipo de operación varía de 10 a 13 mm. Lo recomendable es elegir un espesor ligeramente mayor por lo que se trabajará con 15 mm (1.5 cm).

PASO 2. De acuerdo a la siguiente gráfica, podemos determinar el peso del pastel, W , que es de 20 kg/m^2 .

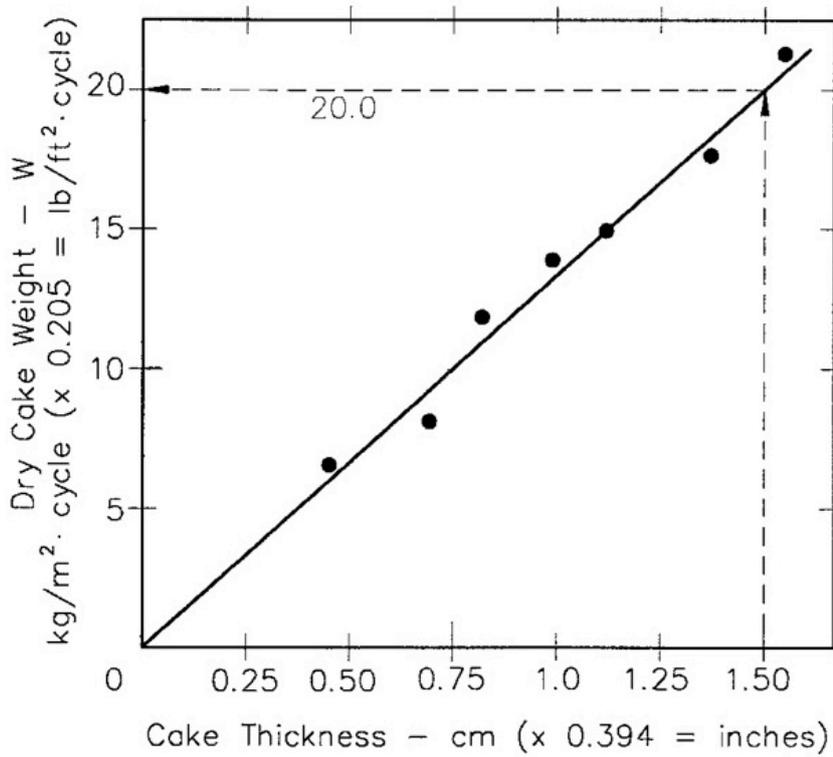


Figura 4.31. Gráfica tomada de Liquid-Solid Operations and Equipment en Perry's Chemical Engineers' Handbook

PASO 3. De la siguiente gráfica podemos observar que el tiempo de formación es de 1.2 minutos para un pastel de 20 kg/m^2 .

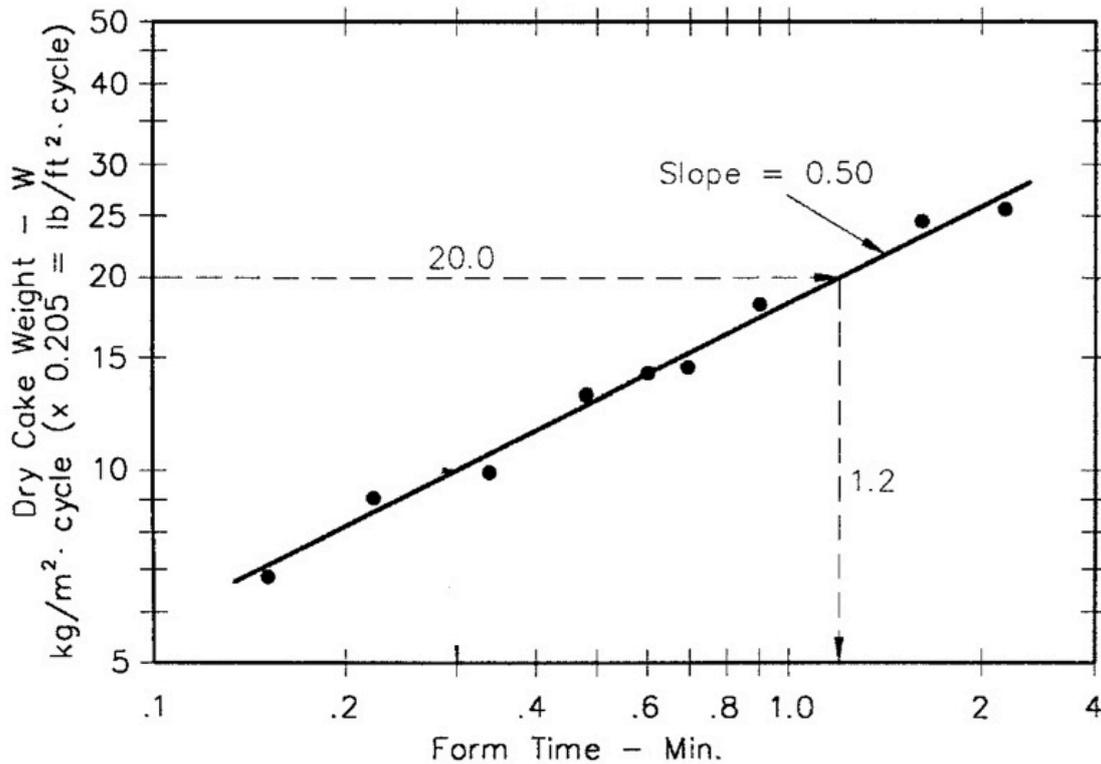


Figura 4.32. Gráfica tomada de Liquid-Solid Operations and Equipment en Perry's Chemical Engineers' Handbook

PASO 4. De la siguiente gráfica podemos determinar el factor de tiempo de secado a partir del porcentaje de humedad que se solicita (25%). Con el factor de tiempo de secado y el peso del pastel podemos determinar el tiempo de secado (Θ_d) que se requiere:

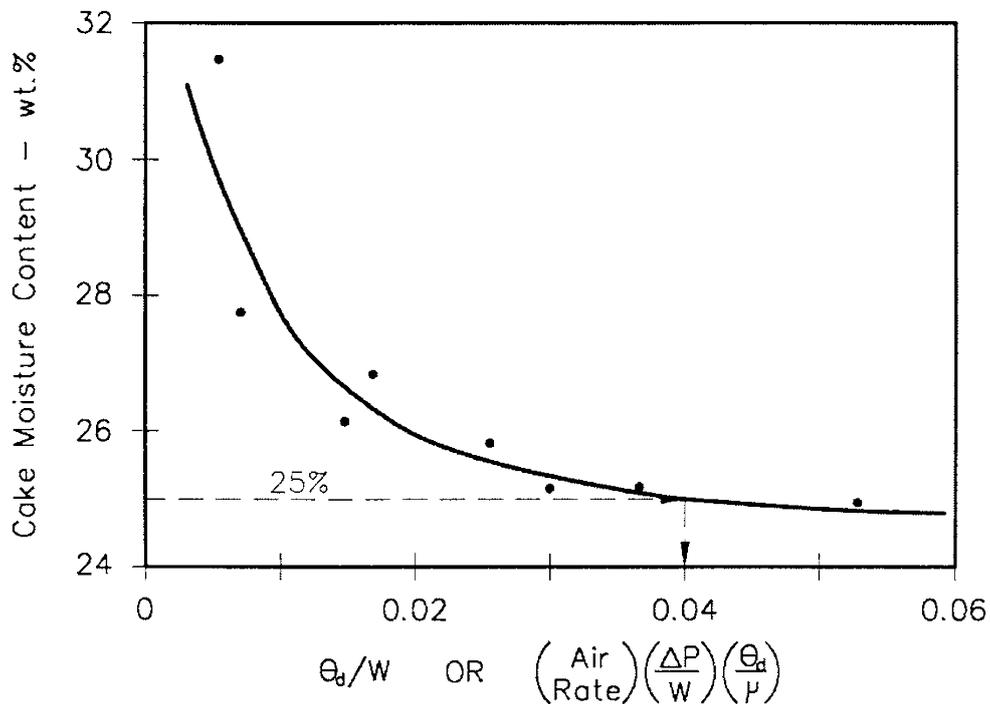


Figura 4.33. Gráfica tomada de **Liquid-Solid Operations and Equipment in Perry's Chemical Engineers' Handbook**

$$\frac{\theta_d}{W} = 0.04$$

$$\theta_d = 0.04W$$

$$\theta_d = 0.04(20) = 0.80 \text{ min}$$

PASO 5. Calcular el tiempo del ciclo en la base tanto del tiempo de formación como el tiempo de secado para saber cual es la etapa que controla el proceso.

$$TC_{form} = \frac{\text{Tiempo. form.}}{\text{Sumersión}} = \frac{1.20}{0.28} = 4.29 \frac{\text{min}}{\text{rev}}$$

$$TC_{secado} = \frac{\theta_d}{\text{Desaguado}} = \frac{0.80}{0.45} = 1.78 \frac{\text{min}}{\text{rev}}$$

De este modo vemos que la producción del filtrado está controlado por el Tiempo de Formación, de modo que este valor es el que debemos usar para los cálculos posteriores.

PASO 6. Calcular el factor de escala total.

$$F. E. T. = 0.8 \times 0.8 \times 0.9 = 0.58$$

PASO 7. Determinar la tasa de filtración de diseño (TF).

$$TF = \left(\frac{W}{TC_{form}} \right) (60 \times F. E. T.)$$

$$TF = \left(\frac{20}{4.29} \right) (60 \times 0.58) = 162 \left[\frac{kg}{m^2 h} \right]$$

Nota. El valor de 60 se emplea para convertir minutos a horas.

PASO 8. Calcular el área requerida.

$$\text{Área} = 15 \frac{t}{h} \left[\frac{\frac{1000kg}{1t}}{162 \frac{kg}{m^2 h}} \right] = 92.6 m^2$$

Contando con este valor, será necesario recurrir a los catálogos de los fabricantes, de modo que se pueda seleccionar un filtro que, de acuerdo a su configuración, cubra el área total requerida lo más cercanamente posible.

PASO 9. Calcular el tiempo de secado.

$$T_{secado} = (desaguado)(TC_{form}) = 0.45 \times 4.29 = 1.93 min$$

Éste tiempo es mucho mayor al requerido, de modo que se reducirá el tiempo de secado a 1 min.

Dimensionamiento de un filtro de tambor con descarga Belt con lavado

- Factores de diseño de equipo, de acuerdo a la tabla 4.2 (Maloney, 2008):

- Fracción de ciclo, Sumersión máxima efectiva = 30%
- Fracción de ciclo, % máximo de lavado = 29%
- Fracción de ciclo, descarga = 25%

- Factores de escala:

- Producción = 0.9
- Área = 1.0
- Descarga = 1.0

- Datos de proceso:

- Gravedad específica de alimentación = 1.0 kg/L
- Sólidos totales disueltos (C_1) = 4.0% en peso
- Se emplea agua fresca para el lavado
- Contenido de humedad al final = 25%

Objetivo. Determinar el tamaño del filtro que se requiere para desaguar y lavar 15 mtpd de sólidos en seco, produciendo un pastel lavado con 25% de humedad y conteniendo 0.10% de sólidos totales disueltos (STD) basado en sólidos secos de pastel.

PASO 1. Se elige un espesor de pastel, en este caso será de 0.75 cm (de acuerdo a los espesores mínimos requeridos)

PASO 2. De acuerdo a la siguiente gráfica, se puede ver que $W = 10 \text{ kg/m}^2$ por ciclo.

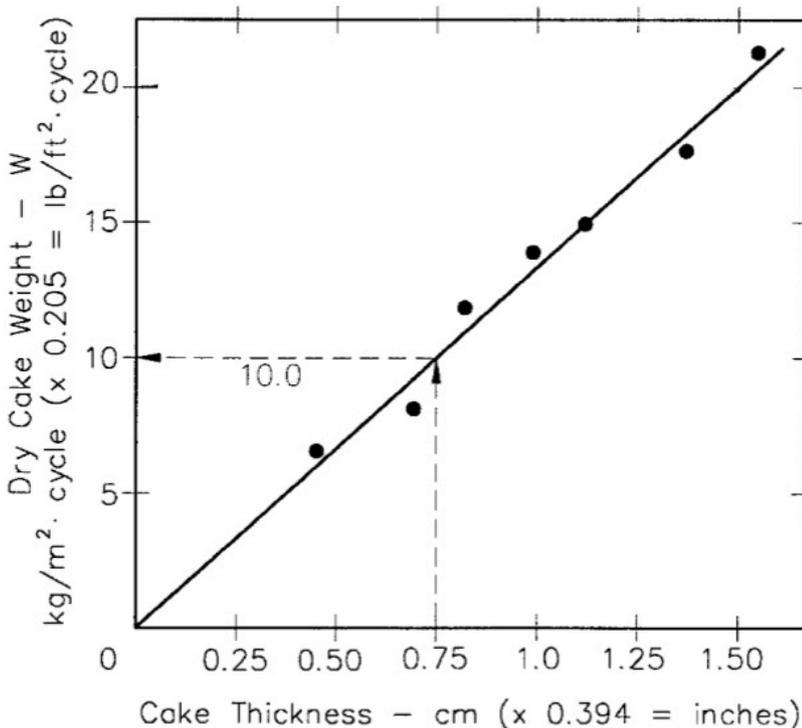


Figura 4.34. Gráfica tomada de Liquid-Solid Operations and Equipment en Perry's Chemical Engineers' Handbook

PASO 3. En la siguiente gráfica se observa que el tiempo de formación es de 0.30 min.

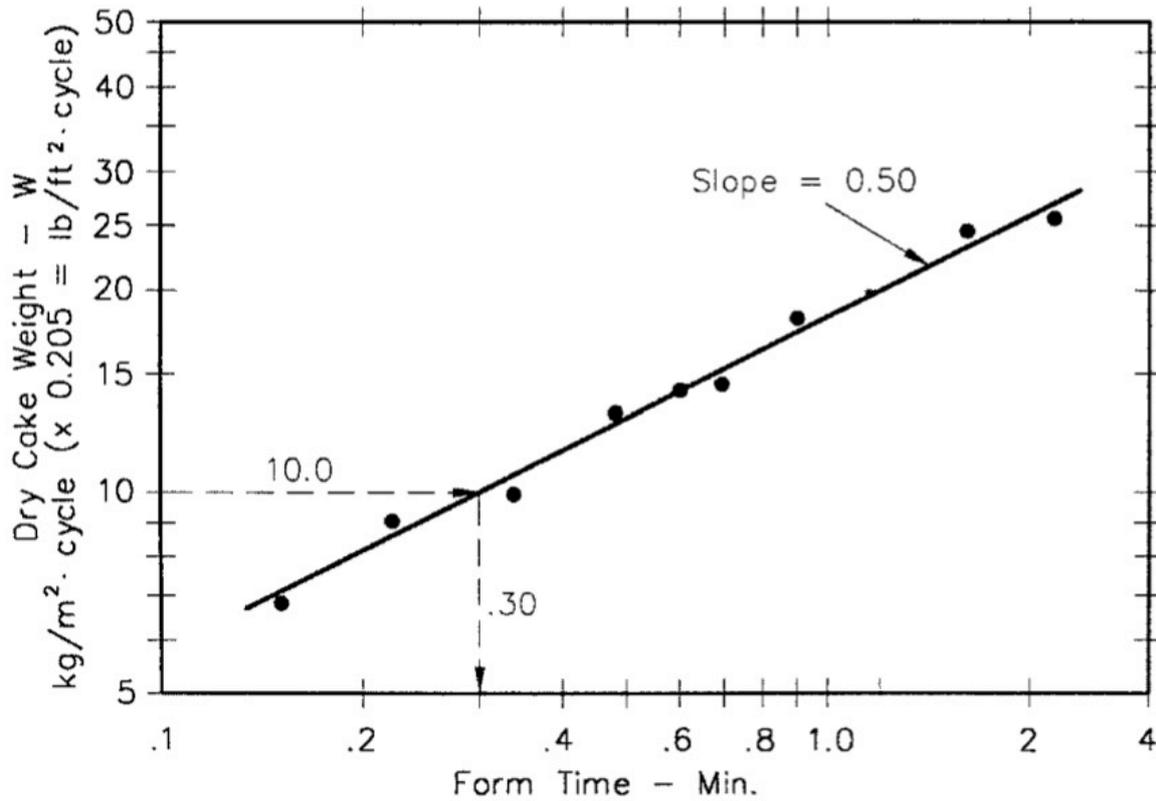


Figura 4.35. Gráfica tomada de Liquid-Solid Operations and Equipment en Perry's Chemical Engineers' Handbook

PASO 4. En la siguiente gráfica se observa que el factor de tiempo de secado es de 0.04.

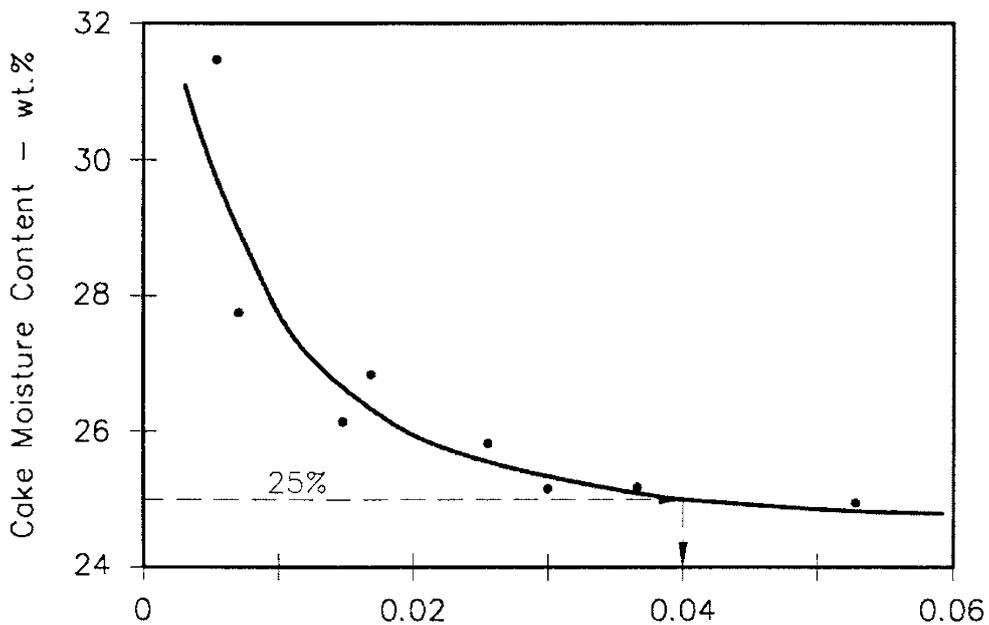


Figura 4.36. Gráfica tomada de Liquid-Solid Operations and Equipment en Perry's Chemical Engineers' Handbook

PASO 5. Calcular el tiempo de secado:

$$\theta_d = (0.04)(10) = 0.4min$$

PASO 6. Calcular la cantidad de agua de lavado necesaria.

PASO 6.1. Calcular el peso del líquido en el pastel final:

Si tenemos que el peso del pastel en seco es 10 kg/m², y que el pastel final debe contener un 25% de humedad, eso significa que el peso del pastel en seco constituye un 75% del peso total del pastel, de modo que el peso del líquido se calcula con una regla de tres:

$$Peso_{líquido} = 10 \frac{kg}{m^2} \left(\frac{0.25}{0.75} \right) = 3.33 \frac{kg}{m^2}$$

PASO 6.2. Calcular el peso de los sólidos totales disueltos en el pastel final:

De manera análoga al análisis anterior, los sólidos totales disueltos representan un peso adicional a los 10 kg/m² del peso de los sólidos secos del pastel, de modo que:

$$Peso_{STD} = 10 \frac{kg}{m^2} \left(\frac{0.001}{0.999} \right) = 0.010 \frac{kg}{m^2}$$

PASO 6.3. Calcular el porcentaje de STD en el licor de lavado final (C₂)

$$C_2 = \frac{Peso_{STD}}{Peso_{líquido}} \times 100 = \frac{0.010}{3.33} \times 100 = 0.3\% \text{ en peso}$$

PASO 6.4. Calcular la fracción de soluto remanente (se asume que C_w es cero ya que el lavado se realiza con agua fresca sin contenido de sólidos):

$$R = \frac{C_2 - C_w}{C_1 - C_w} \times 100$$

$$R = \frac{0.3}{4.0} \times 100 = 7.5\%$$

PASO 6.5. De la siguiente gráfica se observa que la relación de lavado, $N = 1.35$.

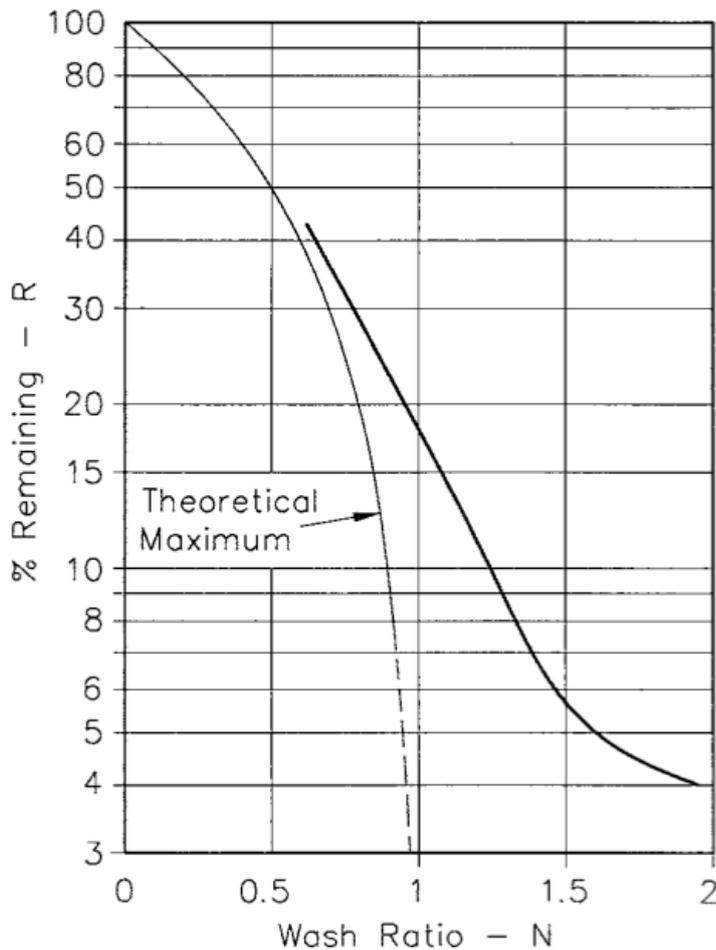


Figura 4.37. Gráfica tomada de Liquid-Solid Operations and Equipment en Perry's Chemical Engineers' Handbook

Para fines de diseño, se incrementa un 10%, quedando:

$$N = 1.35 \times 1.10 = 1.49$$

PASO 6.6. Finalmente, calcular el volumen de lavado:

$$V_W = N \times \frac{\text{Peso líquido}}{g \cdot e. \text{ líquido}} = 1.49 \times \frac{3.33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}}{1 \frac{\text{kg}}{\text{l}}} = 4.96 \frac{\text{l}}{\text{m}^2} \times \text{ciclo}$$

PASO 7. Calcular el tiempo de lavado.

$$W \times V_w = 10 \times 4.96 = 49.6 \frac{\text{kg} \cdot \text{l}}{\text{m}^4}$$

De la siguiente gráfica se determina que el tiempo de lavado es de 0.225 min

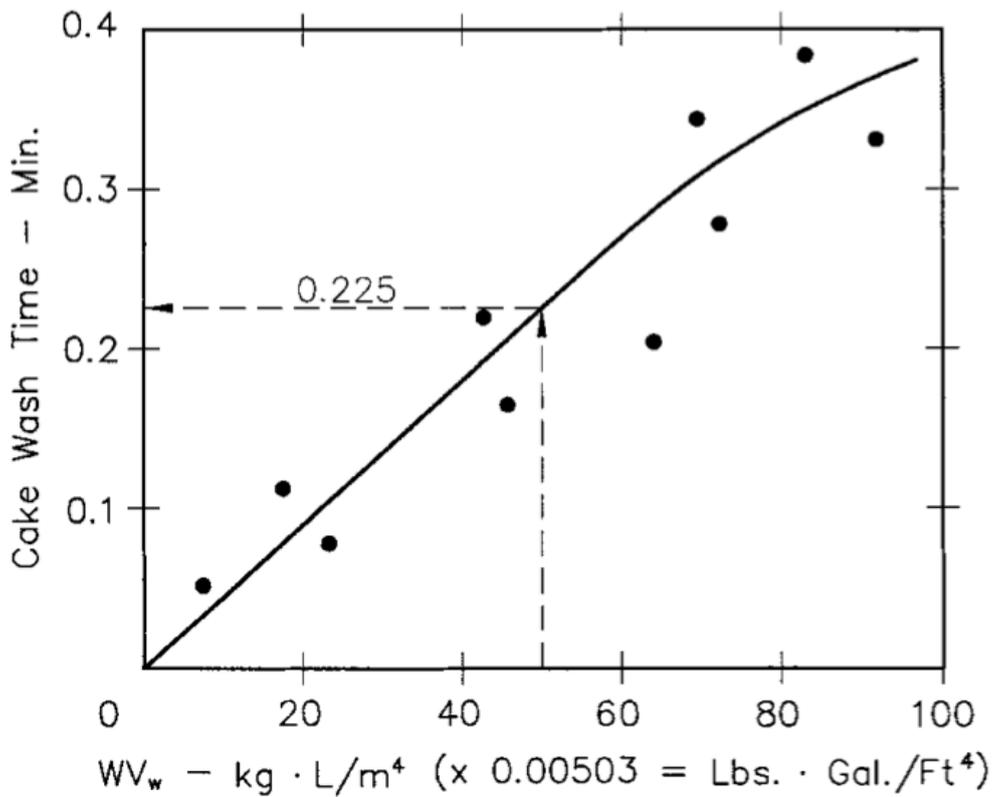


Figura 4.38. Gráfica tomada de **Liquid-Solid Operations and Equipment** en **Perry's Chemical Engineers' Handbook**

PASO 8. Resumen de los tiempos mínimos requeridos para cada fase del ciclo:

- Tiempo de formación = 0.30 min
- Tiempo de lavado = 0.225 min
- Tiempo de secado = 0.40 min

PASO 9. Calcular el tiempo de cada ciclo en unidades de minutos por revolución (mpr), de acuerdo a los factores de diseño de equipo.

$$TC_{form} = \frac{0.30}{0.30} = 1(mpr)$$

$$TC_{lavado} = \frac{0.225}{0.29} = 0.78(mpr)$$

$$TC_{\text{secado}} = \frac{0.40}{0.16} = 2.5(\text{mpr})$$

Nótese que en el caso del ciclo de secado, la fracción de ciclo que se necesita se considera que es del 16% por diferencia respecto a las demás fracciones de ciclo para las otras fases del proceso.

PASO 10. Calcular el factor de escala total:

$$F.E.T. = 0.9 \times 1.0 \times 1.0 = 0.9$$

PASO 11. Calcular la tasa de filtración de diseño:

$$TFD = \left(\frac{W}{TC_{\text{secado}}} \right) (60 \times F.E.T.)$$

$$TFD = \left(\frac{10}{2.5} \right) (60 \times 0.9) = 216 \frac{\text{kg}}{\text{hm}^2}$$

PASO 12. Calcular el área requerida:

$$\text{Área} = 15 \frac{\text{t}}{\text{h}} \left[\frac{\frac{1000\text{kg}}{1\text{t}}}{216 \frac{\text{kg}}{\text{h}\cdot\text{m}^2}} \right] = 69.4\text{m}^2$$

5. MANEJO DE PULPAS

5.1. Concepto y caracterización de pulpas

5.2. Bombas para transporte de pulpas

5.1. CONCEPTO Y CARACTERIZACIÓN DE PULPAS

Una pulpa se puede entender como una mezcla de sólidos con agua.

Las pulpas se pueden dividir en dos grupos generales:

- Homogéneas
- Heterogéneas

Las pulpas homogéneas se caracterizan por contener altas concentraciones de sólidos de tamaños finos. La presencia de estos sólidos puede tener un efecto significativo en las propiedades del sistema, resultando usualmente en un incremento considerable de la viscosidad.

Las pulpas heterogéneas están formadas por partículas más gruesas y tienden a formar una mezcla inestable. Estas partículas gruesas tienen mayores propiedades de desgaste.

Dilución de una pulpa

Las tres formas en las que se puede expresar la dilución de una pulpa son las siguientes:

- a) Porcentaje de sólidos
- b) Relación que existe entre agua/sólidos
- c) Densidad de la pulpa

Densidad de pulpa

La densidad de la pulpa se calcula mediante la expresión:

$$\rho_{pulpa} = \frac{m_{sólidos} + m_{agua}}{V_{pulpa}} \dots (5.1.1)$$

Porcentaje de sólidos

El porcentaje de sólidos se puede expresar tanto en masa de sólidos como en volumen de sólidos de acuerdo a las siguientes expresiones:

$$\%sol_{masa} = \frac{m_{sol}}{m_{sol} + m_{agua}} \times 100 \dots (5.1.2)$$

$$\%sol_{vol} = \frac{V_{sol}}{V_{pulpa}} \times 100 \dots (5.1.3)$$

Relación Agua/Sólidos

La relación Agua/Sólidos también se puede expresar en masa o en volumen de acuerdo a las siguientes expresiones:

$$R_{masa} = \frac{m_{agua}}{m_{sol}} \dots (5.1.4)$$

$$R_{vol} = \frac{V_{agua}}{V_{sol}} \dots (5.1.5)$$

5.2. BOMBAS PARA TRANSPORTE DE PULPAS

Las bombas que más comúnmente se emplean para transportar pulpas son las centrífugas, y la selección de la bomba adecuada tiene que incluir aspectos como son:

Determinación del flujo

El flujo es el volumen de pulpa que se va a bombear de acuerdo a los requerimientos particulares del proceso.

Determinación de la cabeza estática

Se refiere a la altura vertical entre la alimentación y la descarga de la bomba.

Determinación de la cabeza de la bomba y los factores de corrección

Con esto se determina el desempeño de la bomba. Los elementos que se necesitan conocer son (Warman, 2009):

- Tamaño promedio de partícula, d_{50} , de los sólidos a bombear.
- Porcentaje de sólidos en volumen
- Gravedad específica de los sólidos secos
- Diámetro del impulsor de la bomba

La cabeza total se denota con la letra (H) y es la cabeza total desarrollada por la pulpa. Para el bombeo de agua únicamente, la cabeza se designa como (H_w) y para una pulpa se denota como (H_m).

Stepanoff (Abulnaga, 2002) explicó que cuando se bombean sólidos en suspensión, el impulsor de la bomba imparte energía al líquido. Para una mezcla homogénea, el impulsor será capaz de impartir tantos pies de cabeza a la mezcla como sería capaz de impartir cabeza hidráulica. El desempeño del impulsor no es disparado pero el consumo de energía aumenta linealmente de acuerdo a la gravedad específica de la mezcla. En realidad, en el mejor punto de eficiencia, la presencia de sólidos tiende a reducir la cabeza hidráulica por la energía gastada en moverlos a través de los pasajes del impulsor. De manera similar, la eficiencia de la bomba cuando maneja pulpas se verá reducida debido al manejo de sólidos.

Partiendo de esto se pueden definir dos factores: Relación de cabeza y Relación de eficiencia.

La relación de cabeza se define como (Abulnaga, 2002):

$$HR = \frac{H_m}{H_w} \dots (5.2.1)$$

El factor de eficiencia (Abulnaga, 2002):

$$ER = \frac{E_m}{E_w} \dots (5.2.2)$$

Donde E_m es la eficiencia de la bomba cuando bombea pulpa y E_w es la eficiencia de la bomba cuando bombea agua.

Stepanoff (Abulnaga, 2002) indicó que la mejor eficiencia se da cuando $HR=ER$.

La gráfica 1 en el ANEXO (G) se puede emplear para conocer los valores de HR y ER de acuerdo a las características particulares de la pulpa.

Determinación del diámetro de la tubería

La selección del diámetro óptimo de tubería es un factor crítico, ya que el empleo de una tubería de menor tamaño al requerido puede minimizar el flujo requerido a bombear o generar un consumo excesivo de energía (Warman, 2009).

Para definir el diámetro de la tubería se puede comenzar por proponer un diámetro el cuál será evaluado de acuerdo a la velocidad del flujo que pasará por ella. En este sentido se tiene que emplear el concepto de “velocidad crítica” que es la velocidad a la cual los sólidos comienzan a sedimentar, por lo tanto, la velocidad del flujo debe ser mayor a la velocidad crítica en un límite razonable (Warman, 2009).

Cálculo de la Velocidad crítica

Para definir con precisión la velocidad crítica, V_L , es necesario llevar a cabo pruebas con la pulpa. Cuando esto no es posible, una alternativa práctica consiste en emplear la fórmula de Durand (Warman, 2009):

$$V_L = F_L \sqrt{\frac{2gD(S - S_l)}{S_l}} \dots (5.2.3)$$

Donde:

F_L = Factor de fricción de Darcy

g = Constante gravitacional (9.81 m/s²)

D = Diámetro interior de la tubería (m)

S = Gravedad específica de los sólidos secos

S_l = Gravedad específica del líquido (en este caso agua)

El Factor de fricción de Darcy (F_L) depende del tamaño de partículas y de la concentración de sólidos.

La fórmula de Durand se derivó inicialmente de pruebas realizadas con pulpas de distribución de tamaños cerrada.

La distribución de tamaños cerrada se refiere a la relación de tamaños de partícula, expresado como aberturas de malla, que es relativamente homogénea, es decir, que no existe mucha variación dentro de la clasificación de tamaños. El valor de F_L se puede obtener mediante la gráfica 2 presentada en el ANEXO (G) (Warman, 2009).

Pruebas subsecuentes indicaron que el valor de F_L proporciona valores muy altos para V_L en el caso de haber:

- Pulpas con una distribución de tamaños más abierta (heterogénea)
- Pulpas que contienen una proporción significativa de partículas más finas que 100 micrones.

Es importante que los valores de F_L y V_L no sean excesivamente altos ya que esto puede resultar en altas velocidades de transporte dentro de la tubería y por consiguiente se tendrá un alto consumo de energía y altas tasas de desgaste de las tuberías y de las bombas (Warman, 2009).

Para este caso se tiene que emplear la gráfica 3 en el ANEXO (G).

Cálculo de la pérdida por fricción

La pérdida por fricción se puede calcular mediante la Ecuación de Darcy (Warman, 2009):

$$H_f = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2g} \dots (5.2.4)$$

Donde:

- f = Factor de fricción de Darcy (adimensional)
- L = Longitud total equivalente de la tubería (m)
- D = Diámetro interior de la tubería (m)
- v = Velocidad del flujo en la tubería (m/s)
- g = Constante gravitacional (9.81 m/s²)

El Factor de Fricción de Darcy se puede obtener mediante la gráfica 4 del ANEXO (G).

Cálculo de la Cabeza Dinámica Total

Se llama H a la cabeza total en una sección dada y se define como la suma de las cargas de posición, presión y velocidad (Warman, 2009):

$$H = z + \frac{p}{\rho g} + \frac{v^2}{2g} \dots (5.2.5)$$

Donde:

z = Carga de posición, medida desde un plano horizontal de comparación, también llamado nivel de referencia.

$(p/\rho g)$ = Carga de presión

$(v^2/2g)$ = Carga de velocidad

Selección del tipo de bomba

La empresa Weir Minerals ofrece una amplia variedad de bombas centrífugas, cada una de ellas con características particulares para cada tipo de aplicación.

Bomba Tipo AH

Se emplean generalmente para pulpas que contienen altas concentraciones de sólidos con fuertes propiedades erosivas, o en las que se requiere una bomba de carga pesada (Warman, 2009).

Los tamaños de descarga varían en un rango de 1 a 18 pulgadas.

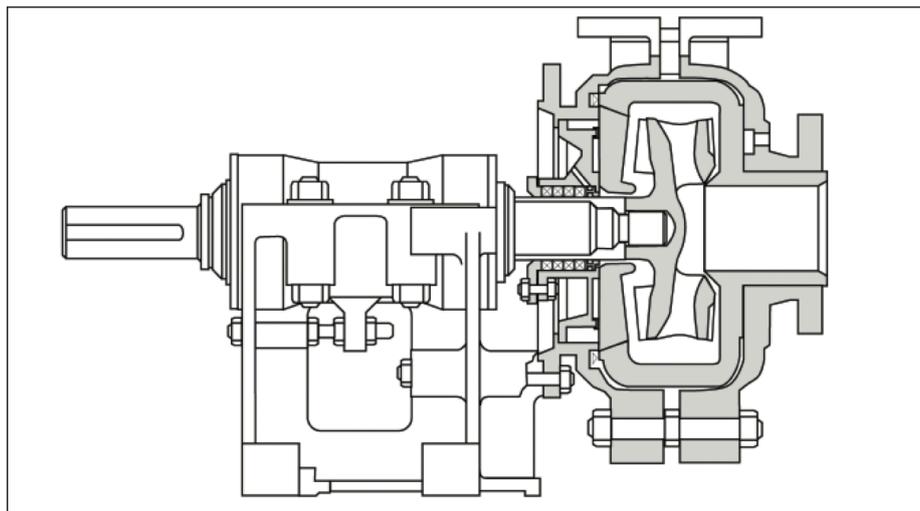


Figura 5.1. Bomba Tipo AH (Tomada de Slurry Pump Handbook - Weir Minerals)

Bomba Tipo GP

La serie GP está diseñada específicamente para manejar pulpas y reactivos corrosivos. Se emplean típicamente en aplicaciones de procesamiento de químicos o en pulpas que contienen bajas concentraciones de sólidos corrosivos (hasta 35% en peso) (Warman, 2009).

Las dimensiones varían desde 30 mm (1.18 in) hasta 200 mm (8.0 in) en la descarga.

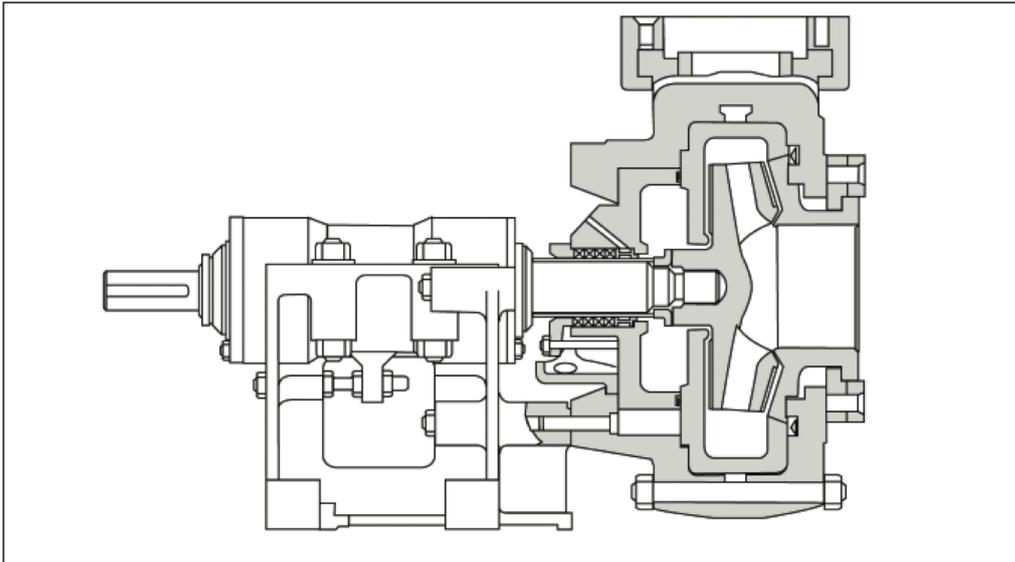


Figura 5.2. Bomba Tipo GP (Tomada de Slurry Pump Handbook - Weir Minerals)

Bomba Tipo L

Estas bombas están diseñadas para cubrir el mismo rango de aplicaciones cubiertas por la serie GP, con la diferencia de que los rangos de flujo pueden ser mayores, con tamaños de descarga llegando hasta los 650 mm (28.0 in) (Warman, 2009).

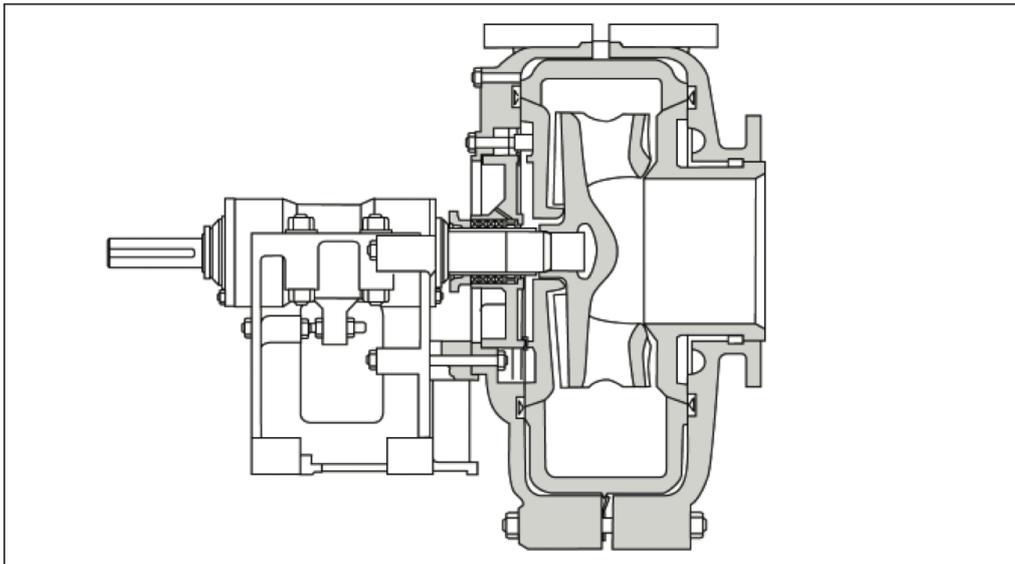


Figura 5.3. Bomba Tipo L (Tomada de Slurry Pump Handbook - Weir Minerals)

Bomba Tipo D

Estas bombas están diseñadas para dragado y cargas bajas similares. Las características de diseño, el recubrimiento metálico y los componentes de desgaste son capaces de manejar partículas extremadamente grandes. Los tamaños varían desde las 14 hasta las 36 pulgadas de descarga (Warman, 2009).

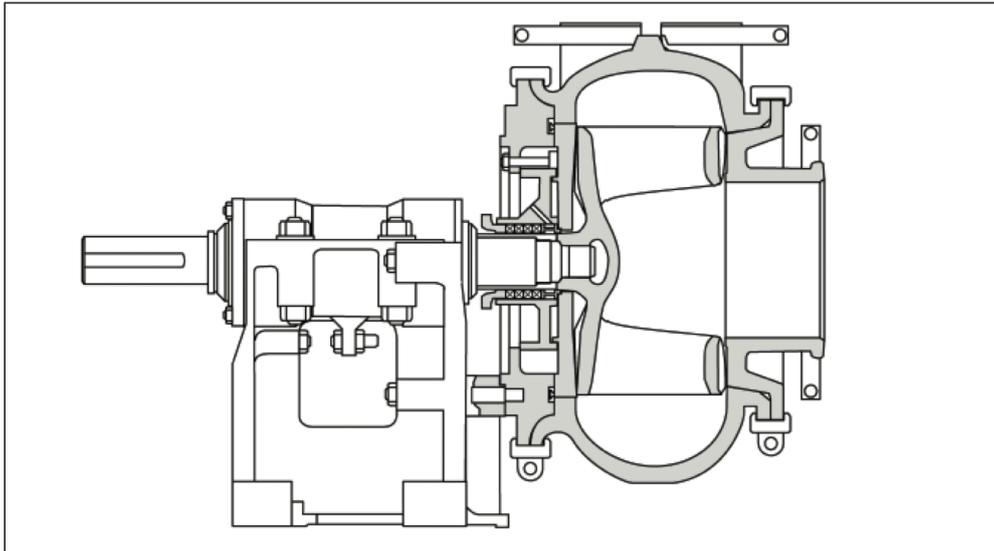


Figura 5.4. Bomba Tipo D (Tomada de Slurry Pump Handbook - Weir Minerals)

Bomba Tipo TC/C

Esta bomba fue diseñada para aplicaciones de bombeo “amigables” en las que no hay posibilidad de obstrucciones (Warman, 2009).

Los tamaños de descarga varían de 2 a 10 pulgadas de diámetro en la descarga.

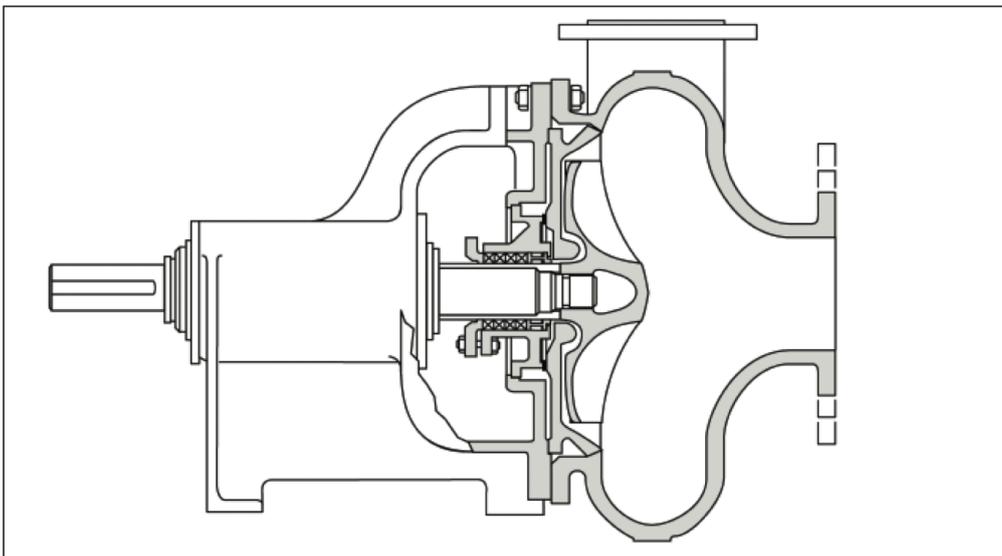


Figura 5.5. Bomba Tipo TC/C (Tomada de Slurry Pump Handbook - Weir Minerals)

5.3. EJEMPLO DE CÁLCULO

Se requiere calcular una bomba para la siguiente aplicación (Warman, 2009):

Material: Arena

Alimentación: 65 t/h de arena

$d_{50} = 211$ micras (0.211 mm)

Gravedad específica de sólidos (S): 2.65

Porcentaje de sólidos en peso (C_w): 30%

Cabeza estática de descarga (Z_d): 20 m

Cabeza de succión (Z_s): 1 m

Longitud de tubería: 100 m

Válvulas y accesorios: 5 x 90° curvas de radio largo

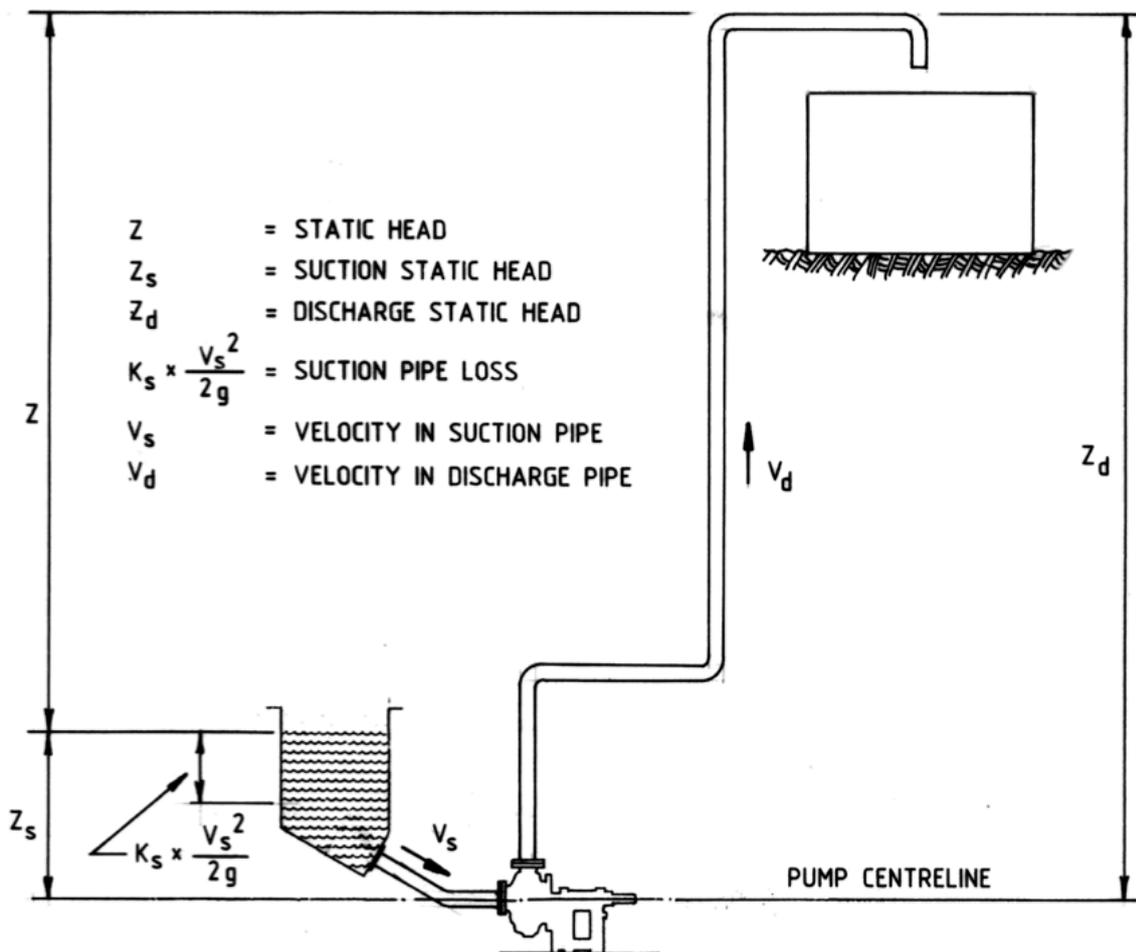


Figura 5.6. Aplicación de bombeo (Tomada de Slurry Pump Handbook - Weir Minerals)

PASO 1. Se debe determinar el flujo de pulpa que se va a bombear.

$$P. sol_{masa} = \frac{m_{sol}}{m_{sol} + m_{agua}} \times 100$$

$$0.30 = \frac{65}{65 + m_{agua}}$$

$$m_{agua} = 151.67 ton$$

$$(1m_{agua}^3 = 1ton_{agua})$$

$$V_{agua} = 151.67m^3$$

$$V_{sólidos} = \frac{65}{2.65} = 24.53m^3$$

$$V_{pulpa} = 151.67 + 24.53 = 176.2m^3$$

El flujo total es:

$$Q = 176.2 \frac{m^3}{h} = 49 \frac{L}{s}$$

PASO 2. Se selecciona el diámetro de tubería, en primera instancia se propone una tubería de 150 mm y se verifica que sea adecuado como sigue:

La velocidad del flujo de la pulpa se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$V = \frac{Q \times 1273}{d^2} \dots (5.2.6)$$

Donde:

V = Velocidad de la pulpa en m/s

Q = Flujo de pulpa (L/s)

d = diámetro de la tubería en mm

Por lo que la velocidad será:

$$V = \frac{49 \times 1273}{(150)^2} = 2.8 \frac{m}{s}$$

Empleando la Ecuación de Durand, se calcula la Velocidad Crítica:

$$V_L = F_L \sqrt{\frac{2gD(S - S_l)}{S_l}}$$

El valor de F_L se obtiene de la gráfica 3 en el ANEXO (G) para un porcentaje de sólidos del 16% en volumen. $F_L = 1.04$

Sustituyendo valores, la velocidad crítica es de:

$$V_L = 1.04 \sqrt{\frac{2 \times 9.81 \times 0.15 \times (2.65 - 1)}{1}} = 2.3 \frac{m}{s}$$

La tubería de 150 mm manejará una velocidad de 2.8 m/s y la velocidad crítica es de 2.3 m/s de modo que se considera que el diámetro de tubería es adecuado.

PASO 3. Calcular la pérdida por fricción (H_f) de la tubería.

En primer lugar se necesita calcular la longitud de tubería equivalente, empleando la tabla 1 en el ANEXO (G), para una tubería de 150 mm de diámetro (90° Long Radius Bend) se observa que la longitud en metros para cada doblez es de 3.35 m. Ya que son 5 dobleces los que se van a emplear, la longitud equivalente es $5 \times 3.35 = 16.75$ m

De modo que la longitud equivalente de la tubería es:

$$\text{Longitud equivalente} = 100 + 16.75 = 116.75 \text{ m}$$

En segundo lugar se necesita calcular el factor de fricción, para fines de ejemplo, se seleccionará una tubería de acero, el valor se puede leer en la gráfica 4 del ANEXO (G).

De acuerdo a la gráfica, el factor de fricción (f) = 0.017.

Se procede a sustituir valores en la ecuación de Darcy:

$$H_f = 0.017 \times \frac{116.75}{0.15} \times \frac{(2.8)^2}{2(9.81)} = 5.29m$$

PASO 4. Calcular la carga de velocidad:

$$\frac{V^2}{2g} = \frac{2.8^2}{2 \times 9.81} = 0.4m$$

PASO 5. Calcular la carga de velocidad en la entrada de succión de la tubería:

De acuerdo a la tabla 2 del ANEXO (G) el caso que se empleará para este cálculo es el (a) del grupo 1, por lo que:

$$0.5 \times \frac{V^2}{2g} = \frac{2.8^2}{2 \times 9.81} = 0.2m$$

PASO 6. Determinar la cabeza dinámica total de la pulpa.

$$Z = Z_d - Z_s; Z = 20 - 1 = 19m$$

$$H_m = 19 + 5.29 + 0.4 + 0.2 = 24.89m$$

PASO 7. Determinar la cabeza dinámica total equivalente de agua (H_w).

$$H_w = \frac{H_m}{HR}$$

De la gráfica 1 del ANEXO (G), se determina que $HR = 0.89$, por lo tanto:

$$H_w = \frac{24.89}{0.89} = 28m$$

PASO 8. Selección de la bomba.

La bomba se selecciona para un flujo requerido de 49 L/s.

La cabeza total equivalente de agua es de 28 m y una densidad de pulpa de 1.23.

En este caso se empleará una bomba Warman 6/4 de tipo AH de 5 paletas con una velocidad de 1130 rpm.

El consumo de energía se puede calcular para una eficiencia del 66% (ver curva de desempeño de la bomba) de la siguiente manera:

$$P = \frac{Q \times H_m \times S_m}{1.02 \times e_m} \dots (5.2.7)$$

O también se puede emplear la siguiente expresión (asumiendo que HR = ER).

$$P = \frac{Q \times H_m \times S_m}{1.02 \times e_w} \dots (5.2.8)$$

La potencia sería:

$$P = \frac{49 \times 28 \times 1.23}{1.02 \times 66} = 25kW$$

En este caso, se seleccionaría un motor de 30 kW.

WARMAN INTERNATIONAL LTD.										PUMP PERFORMANCE CURVES		
PUMP					IMPELLER E4147					LINER		
SIZE		FRAME		TYPE	VANES	TYPE	MAT'L.	VANE ϕ	MAT'L.		WPA	
6/4		D	DD	AH	5	CLOSED	RUBBER	365	RUBBER		64A03A	
		E	EE								ISSUED	
		Q	R								MAY 1987	
GLAND SEALED PUMP												
FRAME	D	DD	E	EE	Q	R				NORMAL	1350	
RATING kW	60	110	120	225	150	300				MAX. r/min.	1350	
CURVE SHOWS APPROXIMATE PERFORMANCE FOR CLEAR WATER (To International Test Standard ISO2548 Class C) : For media other than water, corrections must be made for density, viscosity and/or other effects of solids.											MIN. PASSAGE SIZE	33
WARMAN INTERNATIONAL LTD. reserve the right to change pump performance and/or modify or delete impellers without notice.											mm	SPHERE
Frame suitability must be checked for each duty and drive arrangement.												
Not all frame alternatives are necessarily available from each manufacturing centre.											COPYRIGHT © WARMAN INTERNATIONAL LTD.	

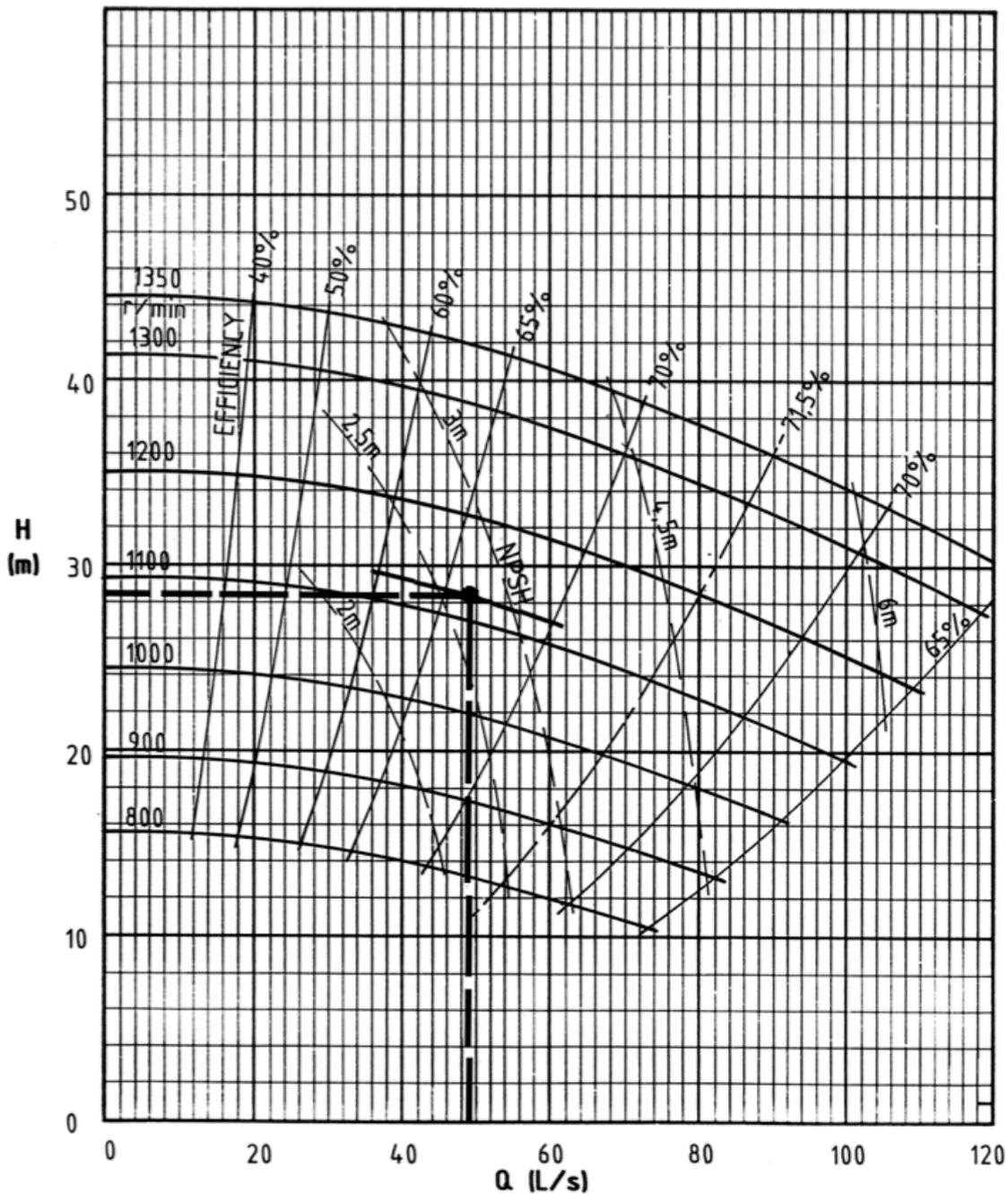


Figura 5.7. Curva característica de una bomba centrífuga (Tomada de Slurry Pump Handbook - Weir Minerals)

6. SIMULACIÓN DE PROCESOS

6.1. Introducción a la simulación de procesos de beneficio de minerales

6.2. Ejemplos de simulación

6.1. INTRODUCCIÓN A LA SIMULACIÓN DE PROCESOS DE BENEFICIO DE MINERALES

La simulación se refiere a cualquier procedimiento que puede emplearse para modelar un proceso sin la necesidad de ejecutarlo en la vida real. Existen varias maneras en la cual la simulación se puede lograr, pero por mucho, la más efectiva es mediante herramientas computacionales. El programa de computadora está programado para imitar el comportamiento de una planta y proveer una descripción sobre su desempeño bajo diferentes circunstancias (King, 2012a).

La simulación de un sistema de ingeniería complejo es sólo posible cuando se cuenta con un detallado entendimiento de cada componente del sistema.

Un simulador de plantas de procesamiento de minerales es una serie de programas computacionales que proveen una descripción numérica detallada de la operación de la planta. El simulador debe ser provisto de una descripción precisa del mineral que va a ser procesado y una descripción precisa del comportamiento operacional de cada operación unitaria que lo constituye. El simulador usa estos ingredientes para proporcionar una descripción de la planta (King, 2012a).

La descripción del comportamiento de las operaciones unitarias está basada en modelos que han sido desarrollados para diferentes tipos de equipos individuales. El simulador enlaza todo el comportamiento modelado de cada una de las operaciones unitarias y sintetiza el desempeño total de la planta (King, 2012a).

Cuatro conceptos fundamentales subyacen la construcción de un simulador para plantas de procesamiento de minerales (King, 2012a):

1. Las plantas de procesamiento de minerales son colecciones de operaciones unitarias conectadas a través de líneas de flujo que transmiten el material de una unidad a la siguiente. El flujo de materiales es dirigido por la estructura del diagrama.
2. Cada operación unitaria procesa sus propios materiales de alimentación y los van a separar o transformar de acuerdo al objetivo específico de la unidad.
3. El comportamiento de la planta como un total depende de las características de operación de cada una de las operaciones unitarias así como de las naturaleza del material a ser procesado en la planta.
4. Un simulador reduce las operaciones existentes de la planta a una serie de funciones matemáticas lógicas y secuenciales.

Con el objetivo de proporcionar información útil sobre el proceso a simular, el simulador debe tener acceso a tres clases de información (King, 2012a):

1. Estructura del diagrama de flujo - Qué operaciones unitarias están incluidas y de qué manera se relacionan entre ellas.
2. La naturaleza del material a procesar - Composición mineralógica, textura, distribución granulométrica, cantidad.
3. Características de operación de cada operación unitaria. Esto requiere de una descripción completa de las operaciones unitarias junto con la especificación de los parámetros que van a definir las características de operación de las unidades individuales.

Los modelos de varias operaciones unitarias están estructuradas de tal manera que sea posible calcular las características de los flujos de producto a partir del conocimiento de las características particulares del material en la alimentación (King, 2012a).

Las operaciones unitarias que han sido modeladas se pueden clasificar en dos categorías: Unidades de Transformación y Unidades de Separación (King, 2012a).

El modelo matemático para una **Unidad de Transformación** debe proveer una descripción del flujo del producto a partir de los detalles del flujo de alimentación y de las condiciones de operación de la unidad. Por ejemplo, el modelo de un molino debe calcular la distribución granulométrica del producto a partir de la distribución granulométrica de la alimentación así como de las características de moliendabilidad del material a ser procesado. Esto dependerá, por supuesto, del tipo de material así como del tipo de molino y del ambiente al interior del molino.

El modelo matemático para una **Unidad de Separación** debe calcular la composición y las características de varios flujos de producto que se producen. Por ejemplo, el modelo de un hidrociclón debe calcular las distribuciones de tamaño tanto del flujo inferior como del superior empleando la distribución de tamaño de la alimentación, la tasa de alimentación, la densidad, así como los detalles de la geometría del hidrociclón. Análogamente, el modelo para una celda de flotación debe calcular la composición mineralógica tanto del concentrado como de las colas a partir de la composición, la granulometría y el flujo en la alimentación; también del volumen de la celda calcular la tasa de aireación y la altura de la espuma en la celda.

Durante la etapa de diseño de una planta, un simulador puede emplearse para (King, 2012a):

- Ayudar al ingeniero de diseño a definir el mejor diagrama de flujo.
- Asegurar que las especificaciones de diseño van a corresponder con las condiciones de operación requeridas.
- Seleccionar las operaciones unitarias más adecuadas.
- Dimensionar los equipos correctamente, eliminando el sobrediseño y evitando el subdiseño.
- Optimizar la operación de la planta mediante el alcance de las mejores combinaciones económicas de ley y recuperación.
- Identificar “cuellos de botella” potenciales.
- Proporcionar una evaluación comparativa de equipo de diferentes distribuidores.
- Definir garantías de desempeño que deben corresponder con los proporcionados por los proveedores.
- Definir qué pasaría si las garantías de desempeño no se cumplen.

Un buen simulador también puede emplearse durante la operación de la planta para (King, 2012a):

- Definir el desempeño óptimo que puede alcanzarse.
- La planta puede ajustarse para adecuarse a variaciones en la calidad de la alimentación y en el flujo.
- Identificación de “cuellos de botella”.
- Pueden valorarse cambios en el desempeño mediante la pregunta “¿Qué pasaría si...?”.
- Operaciones que no funcionan propiamente pueden identificarse y abordar soluciones para remediar dicha situación.

El simulador que se empleará para esta Tesis se identifica con el nombre de **ModSim**. Este simulador fue desarrollado como resultado del éxito que se alcanzó con el simulador de planta de flotación que se desarrolló como parte de un programa de investigación de Mintek's Chemical Engineering Research Group en el Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Natal, Durban, Sudáfrica. Las bases de la simulación de ModSim fueron desarrolladas por M.A. Ford (1979) que empleó el código FORTRAN.

Análisis Numérico de la Simulación

Unidades de Transformación

Las Unidades de Transformación están referenciadas por las operaciones de conminución - trituración y molienda. Estas operaciones unitarias están diseñadas específicamente para transformar el tamaño y las distribuciones de ley en el flujo de alimentación para obtener un producto conteniendo material más fino y liberado (King, 2012a).

El comportamiento de la unidad como un todo puede describirse por la siguiente notación matricial (King, 2012a):

$$W_p = TW_f \dots (6.1.1)$$

Donde:

W = Vector de flujo de masa de clases⁷ de partículas en un flujo particular.

T = Matriz de transformación que define cómo las distribuciones de tamaño y de ley se transforman en las del producto.

p = Producto

f = Alimentación

La matriz de transformación no necesita ser constante, y los elementos de la matriz pueden ser funciones del flujo de producto total o incluso de los elementos individuales de W_p .

Unidades de Separación

La mayoría de las unidades en una planta están designadas a separar las partículas con base a un parámetro físico. La eficiencia de transferencia de partículas de un tipo particular hacia los concentrados, medios o colas, puede expresarse en una notación matricial-vectorial en términos de tres matrices de recuperación diagonales, una para cada flujo de producto (King, 2012a):

E_c representando la recuperación en el concentrado

E_T representando la recuperación en las colas

E_M representando la recuperación en los medios

Los i -ésimos elementos diagonales de estas matrices de recuperación representan la recuperación de la partícula i al producto.

⁷ Clase de acuerdo a la definición estadística

$$\begin{aligned}
W_2 &= W_{13} + W_1 \\
W_{13} &= E_{T2} + W_3' \\
W_2 &= E_{T2}W_3' + W_1 \\
W_4 &= E_{C2}W_3' \\
W_3 &= T_1W_2 = T_1E_{T2}W_3' + T_1W_1 \\
W_6 &= E_{T3}W_5' \\
W_7 &= E_{T4}W_6 = E_{T4}E_{T3}W_5' \\
W_{12} &= E_{C4}W_6 = E_{C4}E_{T3}W_5' \\
W_8 &= E_{C3}W_5' \\
W_9 &= E_{T5}W_8 = E_{T5}E_{C3}W_5' \\
W_{11} &= T_6W_9 = T_6E_{T5}E_{C3}W_5' \\
W_5 &= W_4 + W_{12} + W_{11} = E_{C2}W_3' + E_{C4}E_{T3}W_5' + T_6E_{T5}E_{C3}W_5' \\
W_{10} &= E_{C5}W_8 = E_{C5}E_{C3}W_5'
\end{aligned}$$

La alimentación a la planta consiste en un solo flujo (flujo 1) y se representa con el vector (King, 2012a):

$$F = W_1$$

La planta tiene dos flujos de salida/producto (flujos 7 y 10), y el producto se representa por el vector compuesto (King, 2012a):

$$P = \begin{bmatrix} W_7 \\ W_{10} \end{bmatrix}$$

Los dos flujos de rompimiento se combinan y forman un vector compuesto (King, 2012a):

$$Y = \begin{bmatrix} W_3 \\ W_5 \end{bmatrix}$$

y los valores asumidos de los flujos de rompimiento (King, 2012a):

$$X = \begin{bmatrix} W_3' \\ W_5' \end{bmatrix}$$

La operación de la planta es concisamente descrita por dos ecuaciones matriciales (King, 2012a):

$$Y = \Phi X + \Psi F \dots (6.1.5)$$

$$P = \Xi X + \Theta F \dots (6.1.6)$$

Donde:

X = Vector compuesto de los flujos de masa asumidos en los flujos de rompimiento.

Y = Vector compuesto de los flujos de masa en los flujos de rompimiento.

Φ = Matriz compuesta que representa los caminos de cálculo desde los flujos de rompimiento de regreso a los flujos de rompimiento.

Ψ = Matriz compuesta que representa los caminos de cálculo desde la alimentación a los flujos de rompimiento.

Ξ = Matriz compuesta que representa los caminos de cálculo desde los flujos de rompimiento a los flujos de producto.

Θ = Matriz compuesta que representa los caminos de cálculo desde los flujos de alimentación hasta los flujos de producto.

Estas matrices compuestas están formadas de sumas de productos de las matrices de eficiencia y transformación de las unidades en la planta, como se muestra (King, 2012a):

$$\Phi = \begin{bmatrix} T_1 E_{T2} & 0 \\ E_{C2} & E_{C4} E_{T3} + T_6 E_{T5} E_{C3} \end{bmatrix}$$

Cada componente de la matriz en la matriz diagonal Φ representa los caminos desde el flujo de rompimiento de regreso a sí mismo. Es fácil ver de la figura 6.1 que el camino del flujo de rompimiento 3 regresa a sí mismo pasando a través de las colas de la unidad 2 y de las colas de la unidad 1 (King, 2012a).

La Unidad 1 es una unidad de transformación mientras que la Unidad 2 es una unidad de separación, y por tanto, la matriz compuesta diagonal es el producto de $T_1 E_{T2}$ (King, 2012a).

Por otro lado, los dos caminos conectan al flujo de rompimiento 5 consigo mismo: uno pasa a través de las colas de la unidad 3 y el concentrado de la unidad 4; y el otro pasa a través del concentrado de la unidad 3, las colas de la unidad 5 y las colas de la unidad 6 (King, 2012a).

El punto de mezclado en la unidad 8 se cuenta por la adición de dos términos de producto que representa cada uno de los diferentes caminos. Esta estructura de camino se refleja en la diagonal inferior derecha de la matriz Φ (King, 2012a).

De manera similar, las matrices compuestas-fuera de la diagonal de Φ representan los caminos en el diagrama de flujo de un rompimiento al otro (King, 2012a).

En la Figura 6.1, no existe un camino directo desde el flujo de rompimiento 5 de regreso al 3, así es como se define el cero en la parte superior derecho de la matriz. Existe un camino directo desde el flujo 3 al 5 a través del concentrado de la unidad 3, y eso se refleja en la matriz E_{C2} en la posición superior izquierda de Φ (King, 2012a).

La matriz Ξ es construida de la misma manera que la matriz Φ con la excepción de que los elementos de Ξ forman caminos directos desde los flujos de rompimiento hacia los productos. En este ejemplo, existen dos caminos así desde el flujo de rompimiento 5: uno a través de las colas de las unidades 3 y 4 y otro a través de los concentrados de las unidades 3 y 5 (King, 2012a).

No existen caminos directos desde el flujo de rompimiento 3 a ningún flujo de producto - todos los caminos desde el flujo 3 hacia los productos pasan a través de otro rompimiento. De modo, que las dos matrices compuestas en el lado izquierdo de la columna de Ξ son cero (King, 2012a).

$$\Xi = \begin{bmatrix} 0 & E_{T4}E_{T3} \\ 0 & E_{C5}E_{C3} \end{bmatrix}$$

Las matrices compuestas de Ψ representan caminos directos desde la alimentación de la planta hacia los flujos de rompimiento, mientras que las matrices compuestas de Θ representan caminos directos desde los flujos de alimentación hacia el producto. En este ejemplo, no hay caminos que conecten la alimentación de la planta con el producto de la planta sin tener que pasar por un flujo de rompimiento (King, 2012a).

Así, los dos dos elementos de Θ son cero en este ejemplo (King, 2012a).

$$\Psi = \begin{bmatrix} T_1 \\ 0 \end{bmatrix}$$

$$\Theta = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \end{bmatrix}$$

Los algoritmos para la identificación de todos los bucles en una planta compleja son bien conocidos empleando teoremas estándar de la teoría de gráficas matemáticas de modo que todos los bucles pueden ser identificados. La elección de qué flujos deben ser rotos no está definido, aunque el grupo de flujos de rompimiento deben ser elegidos de modo que se asegure que el procedimiento de cálculo iterativo converja tan eficientemente como sea posible. ModSim cuenta con algoritmos de identificación de bucles y de rompimiento de manera que el usuario no deba preocuparse por este aspecto (King, 2012a).

El procedimiento de cálculo se muestra esquemáticamente en la Figura 6.2 (King, 2012a):

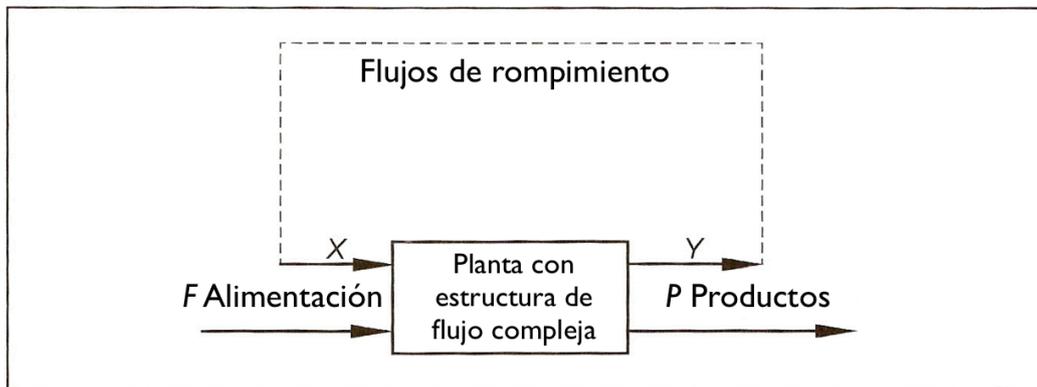


Figura 6.2. Representación esquemática de la Ecuación 6.1.7 (Tomada de Modeling and Simulation of Mineral Processing Systems)

El problema de la simulación se resuelve tan pronto como se encuentre un vector X que satisfice la siguiente ecuación (King, 2012a):

$$X = Y = \Phi X + \Psi Y \dots (6.1.7)$$

El desarrollo de procedimientos de solución es una tarea especializada, y dos métodos de solución han sido considerados: Inversión de matriz e iteración.

Una solución formal por inversión de matriz se desarrolla con facilidad (King, 2012a):

$$X = \Phi X + \Psi F \dots (6.1.8)$$

$$X[I - \Phi] = \Psi F \dots (6.1.9)$$

$$X = [I - \Phi]^{-1} \Psi F \dots (6.1.10)$$

Desde donde el vector del flujo de producto puede ser evaluado:

$$P = \Xi X + \Theta F \dots (6.1.11)$$

El método es atractivo porque solo los flujos terminales y de rompimiento están presentes en la descripción y todos los cálculos de solución pueden ser desarrollados en estos flujos. Otros flujos pueden ser regenerados después de que la solución ha sido alcanzada. En el caso de la planta lineal, Φ es una matriz constante. No obstante, la simplicidad aparente de este método es engañosa (King, 2012a).

Los métodos iterativos se han vuelto populares. En estos métodos, el modelo de cada operación unitaria es programada para aceptar la unidad de alimentación y para producir una descripción del producto o productos. En otras palabras, las matrices de transformación y de eficiencia para la unidad existen solo como un código de computadora (por lo general extremadamente complejo) que define la transformación de la alimentación al producto para cada unidad de la planta (King, 2012a).

Los diferentes caminos desde los flujos de alimentación se definen secuencialmente, esto es, que el producto de una unidad se convierte en la alimentación de la siguiente. El cálculo debe comenzarse haciendo suposiciones respecto a la naturaleza de los flujos

rotos (torn streams). La composición finalmente calculada en cada rompimiento (tear) se compara con la suposición original, y las suposiciones iniciales son mejoradas por iteración (King, 2012a).

Existen varios métodos para la solución iterativa. Los más comúnmente empleados se muestran a continuación (King, 2012a):

Sustitución:

$$X^{(k+1)} = \Phi X^{(k)} + \Psi F \dots (6.1.12)$$

Donde $X^{(k)}$ es la k-ésima iteración alrededor de la solución, Φ y Ψ pueden ser funciones de $X^{(k)}$.

Newton-Raphson:

$$X^{(k+1)} = X^{(k)} - [I - \Phi'(X)]^{-1}(X^{(k)} - \Phi X^{(k)}) \dots (6.1.13)$$

Donde $\Phi'(X)$ es la matriz de derivados de $\Phi(X^{(k)})$ con respecto a los elementos de X .

En la práctica, $\Phi(X^{(k)})$ es difícil de obtener y varias aproximaciones deben emplearse. ModSim incluye los dos métodos, sustitución y Newton-Raphson. Estos algoritmos han probado una convergencia rápida y confiable. En la mayoría de los problemas prácticos, el método de Newton-Raphson generalmente converge con mayor rapidez que la sustitución directa, y el método de Newton-Raphson es el programado por default. Ocasionalmente, la región de convergencia de Newton-Raphson es muy pequeña y ahí se emplea la sustitución (King, 2012a).

No existe garantía de que la solución a la Ecuación 6.1.7 exista, y en caso de existir, es única. Como no existe una manera de predecir previamente cuando una solución no existe, y esto solo se muestra durante la práctica cuando el esquema de iteración falla, se tiene que hacer un reajuste de los parámetros de operación de las unidades individuales hasta que exista una solución válida (King, 2012a).

6.2. EJEMPLOS DE SIMULACIÓN

Simulación de una batería de Hidrociclones

Se va a realizar paso a paso la simulación de una batería de 3 hidrociclones, los valores empleados son sugeridos con fines de ejemplificar el método. El programa ModSim va a solicitar la siguiente información:

- Diámetro del ciclón
- Distancia entre el vortex y la descarga (spigot)
- Diámetro de la alimentación
- Diámetro del vortex finder
- Diámetro de la descarga
- Cabeza de la pulpa de alimentación (distancia vertical)
- Número de ciclones
- Parámetro de calibración para d_{50}
- Parámetro de calibración para la agudeza
- Parámetro de calibración para el flujo
- Viscosidad de la pulpa
- Exponente para la variación de la pulpa
- Densidad de la pulpa en la zona de separación

El primer paso consiste en elaborar el diagrama de flujo en el programa:

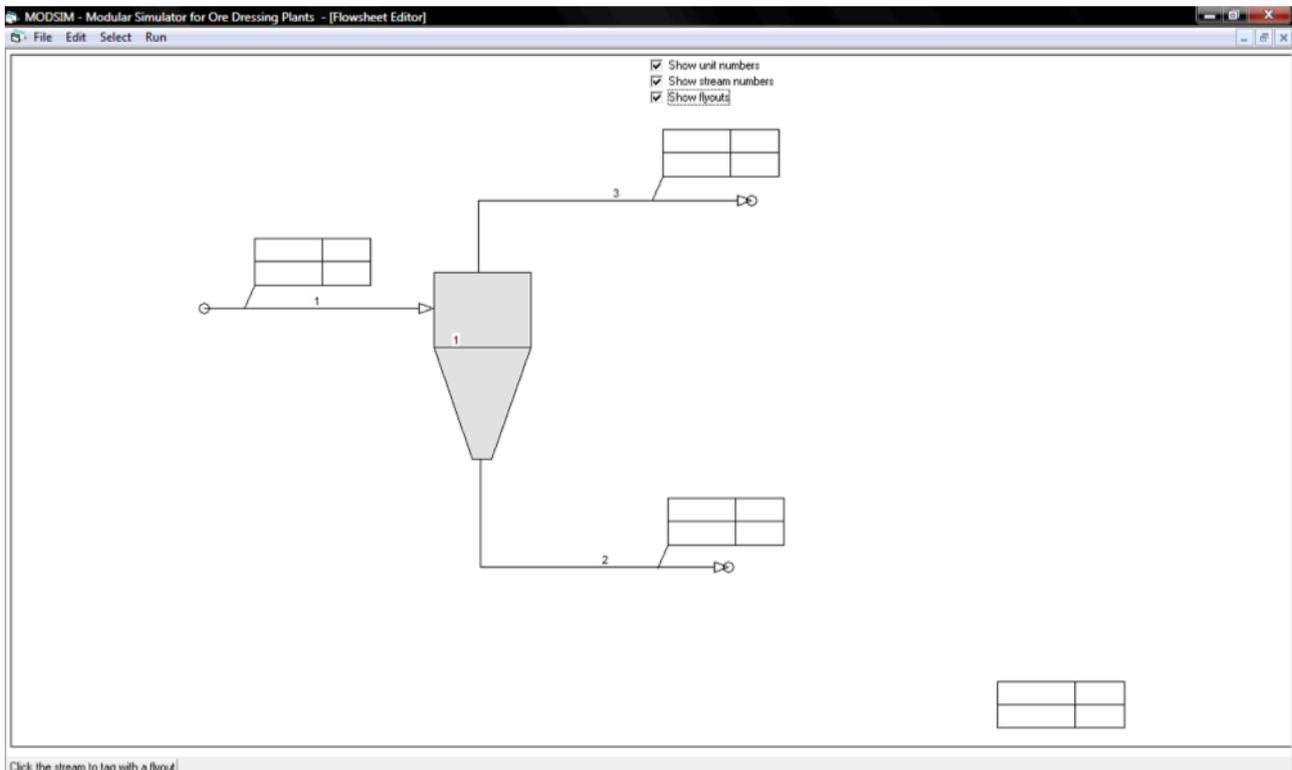


Figura 6.3. Trazo de diagrama de flujo

En segundo lugar, hay que definir las características del material que se va a procesar, se considera que el material tendrá una gravedad específica de 2.7 y la partícula de mayor tamaño mide 0.00476 m (King, 2012a).

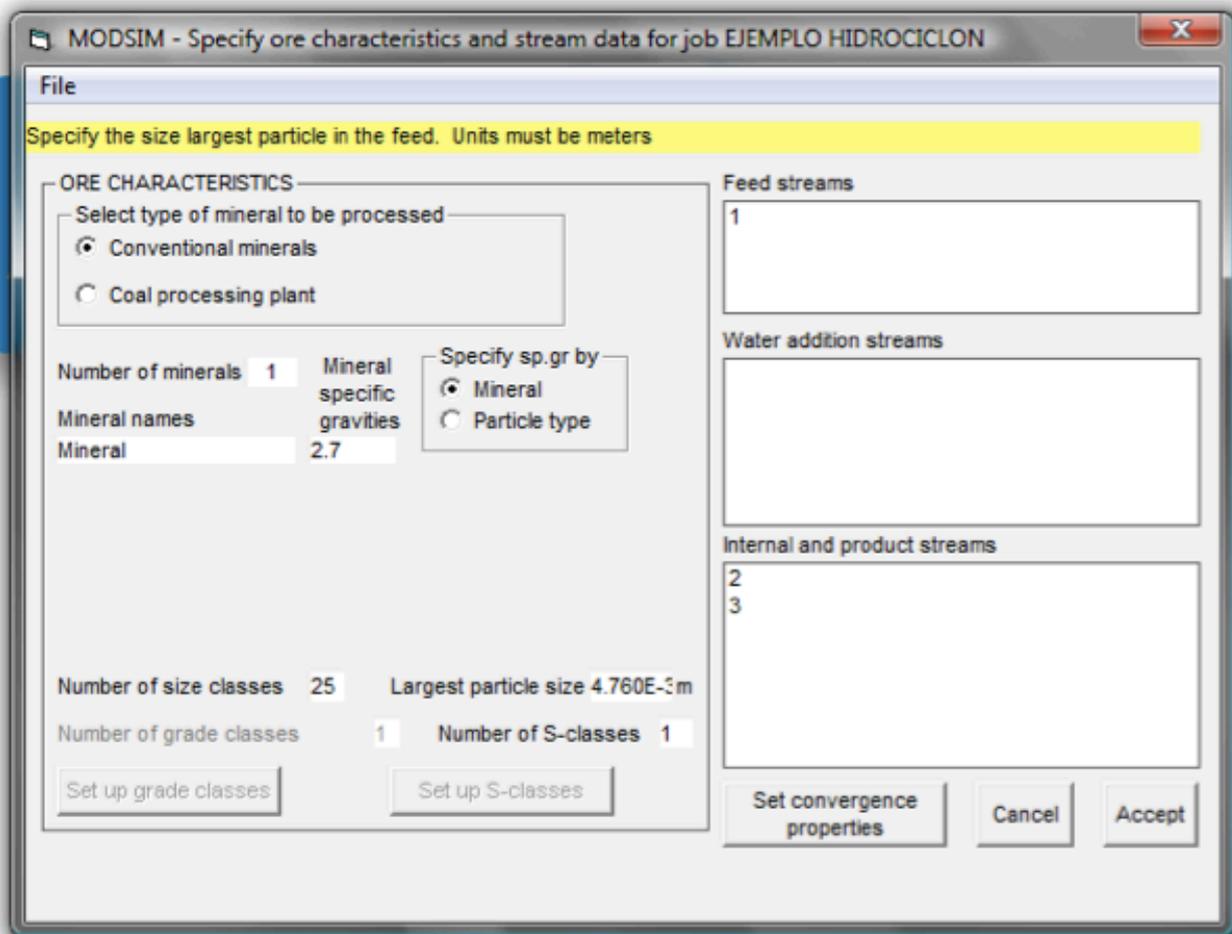


Figura 6.4. Definición de características del mineral

Ahora se tiene que especificar la naturaleza de la pulpa de alimentación. El programa solicita la distribución granulométrica del material, las unidades de medida, el flujo de sólidos ($1,161E+2$ kg/s) y el porcentaje de sólidos (66.90) (King, 2012a).

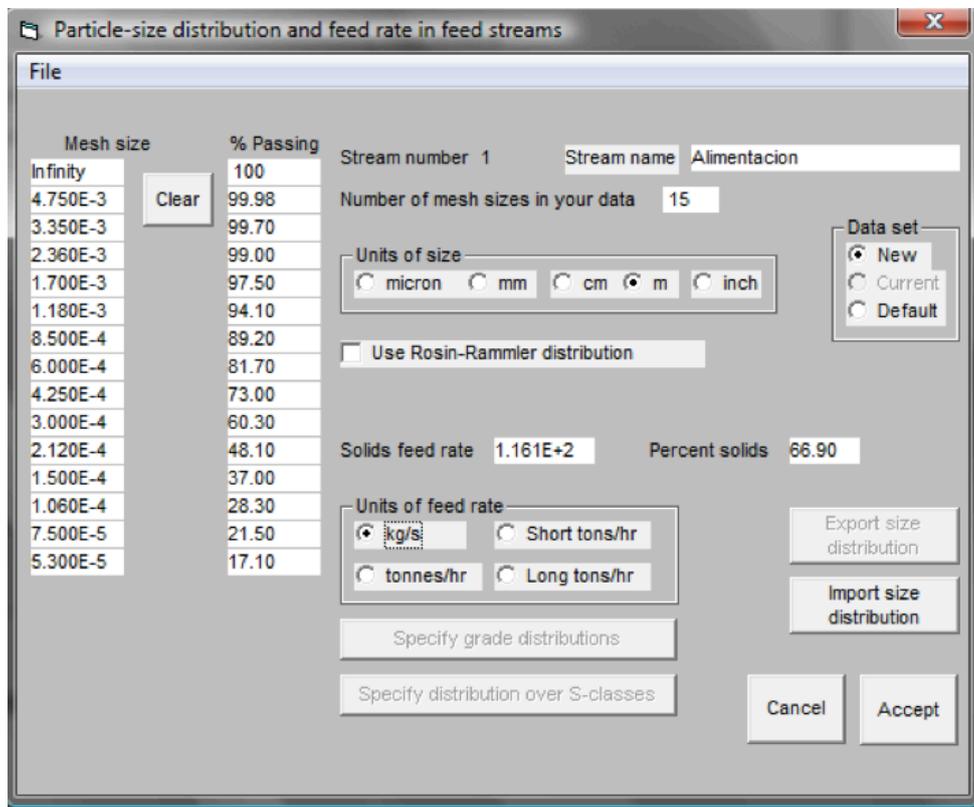


Figura 6.5. Distribución granulométrica y unidades

Una vez definida la naturaleza de la pulpa de alimentación se tiene que editar los parámetros del modelo unitario, el programa trae 3 modelos, de los cuales vamos a seleccionar el modelo CYCL.

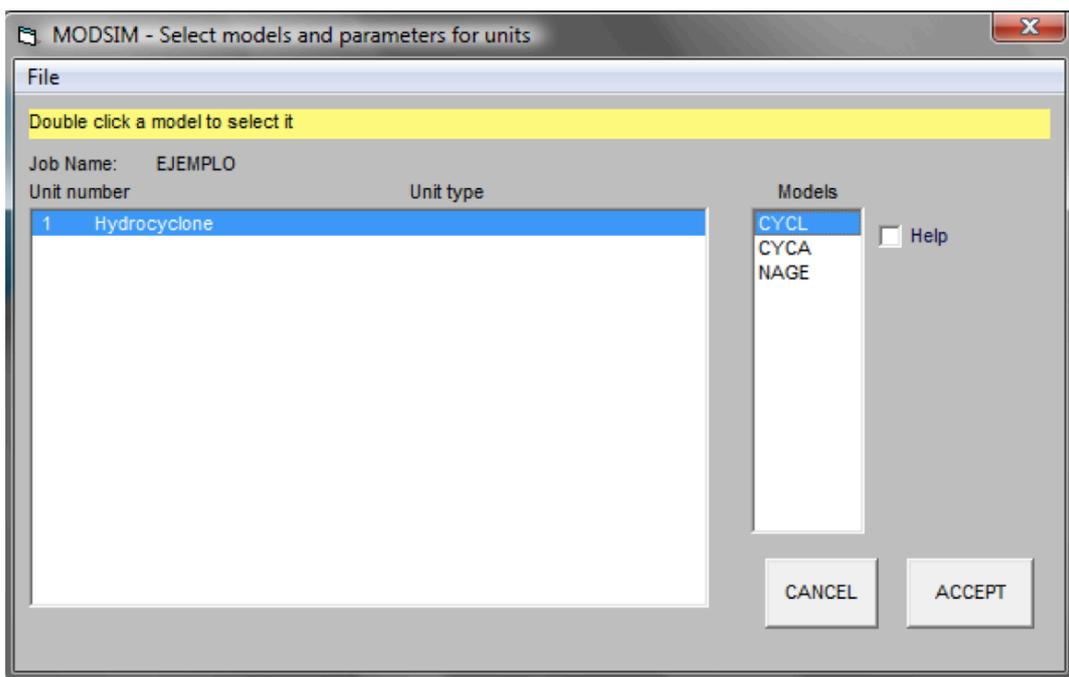


Figura 6.6. Selección del modelo

El programa tiene la opción de brindar una explicación previa a cada modelo en caso de ser necesario:

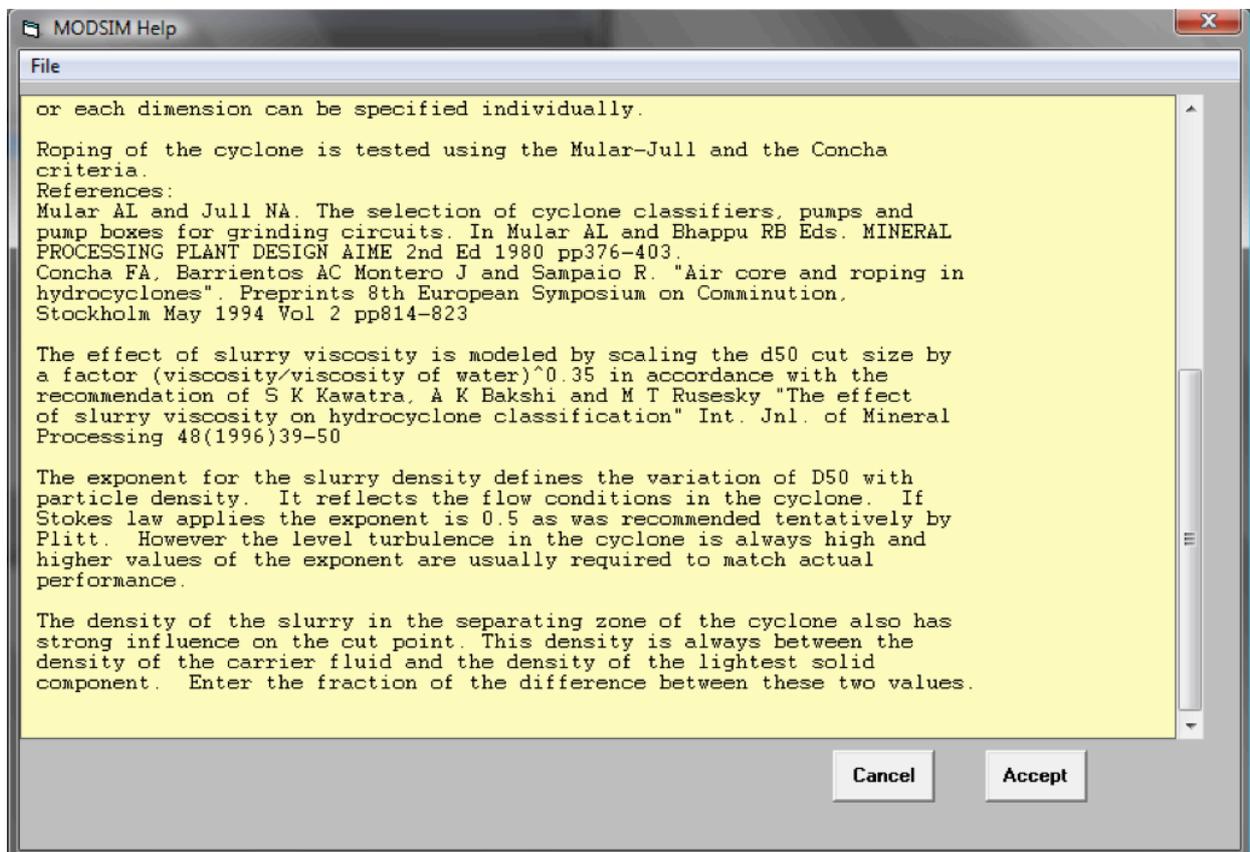
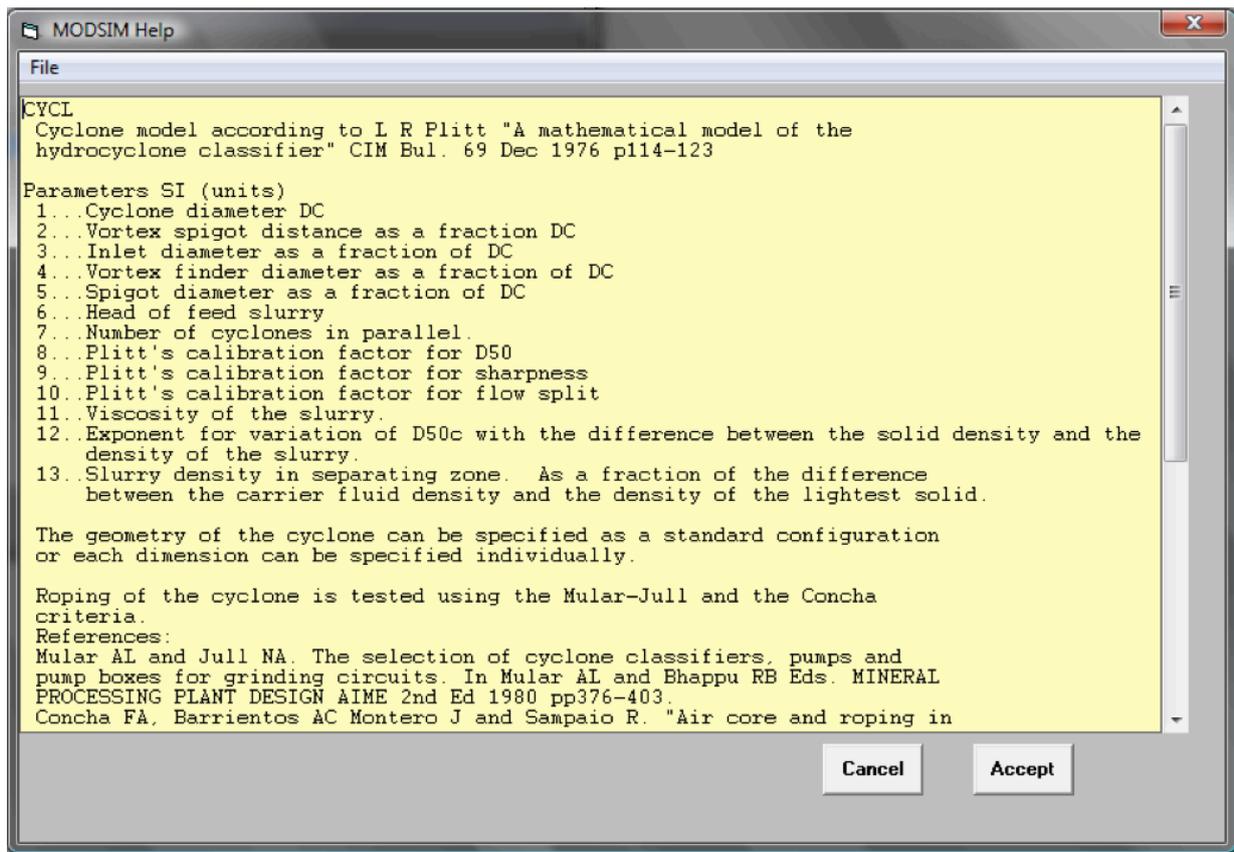


Figura 6.7. Descripción del modelo

Dentro de lo que podemos destacar de las explicaciones previas es que el efecto de la viscosidad de la pulpa se modela al escalar el tamaño de corte d_{50} con un factor definido como $(\text{viscosidad}/\text{viscosidad del agua})^{0.35}$.

El exponente para la densidad de la pulpa define la variación del d_{50} respecto a la densidad de la partícula. Refleja las condiciones de flujo en el ciclón. Si aplica la Ley de Stokes, el exponente es 0.5. No obstante, el nivel de turbulencia en el ciclón siempre mayor y cada vez mayores valores para el exponente se requieren para quedar acorde al desempeño real.

La densidad de la pulpa en la zona de separación también tiene una fuerte influencia en el punto de corte. Esta densidad se encuentra siempre entre la densidad del fluido transportador (en este caso agua) y la densidad de la partícula más ligera en la pulpa. Se tiene que introducir la fracción de la diferencia entre estos dos valores.

De modo que los parámetros quedan definidos de la siguiente manera (King, 2012a):

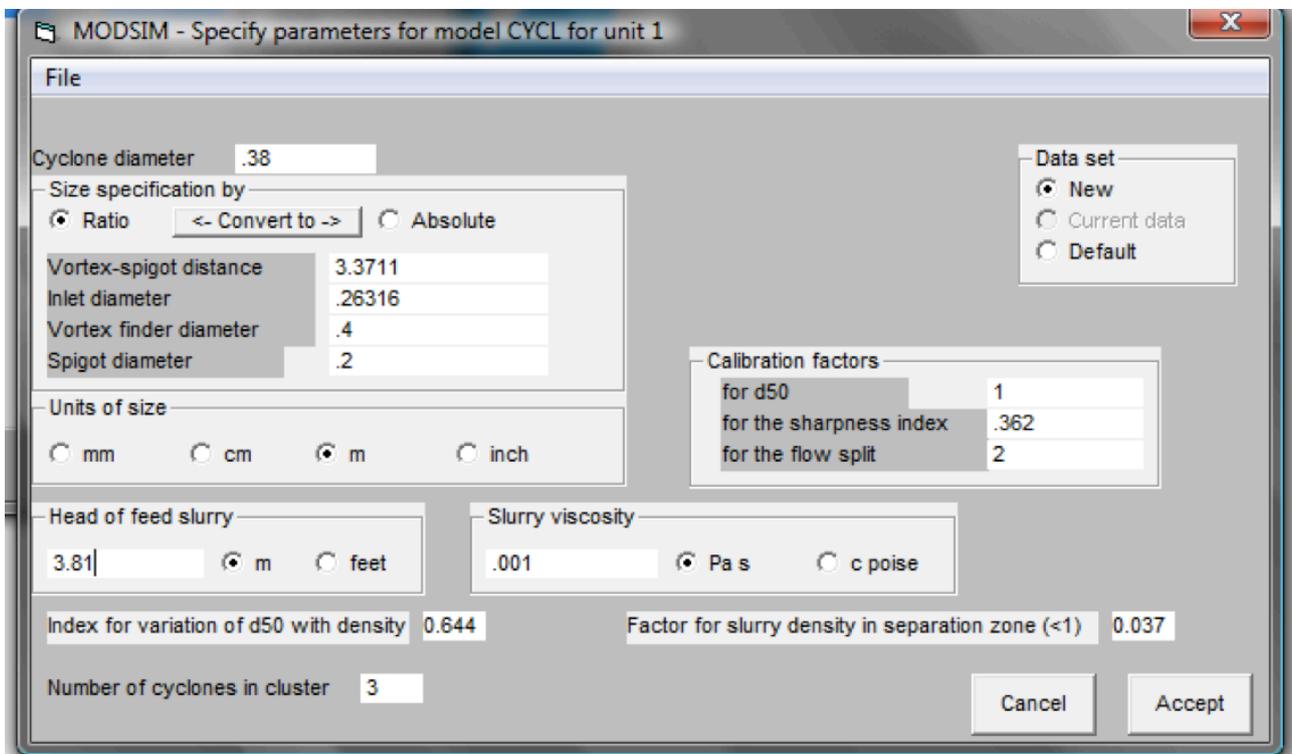


Figura 6.8. Introducción de parámetros del modelo

El factor de calibración para el flujo, siendo de 2, indica que los ciclones envían alrededor del doble del flujo volumétrico al flujo inferior de lo que sería calculado por el modelo.

El factor de agudeza se calcula a partir de la siguiente ecuación (King, 2012a):

$$\ln(SI) = -1.24 \left(\frac{Q}{D_c^2 h} \right)^{0.15} \exp(1.58R_v) \dots (6.2.1)$$

Donde:

SI = Factor de agudeza

Q = Tasa de flujo volumétrico

D_c = Diámetro del hidrociclón

h = Distancia del vortex finder a la descarga (spigot)

R_v = Recuperación volumétrica en el flujo inferior

Una vez definidos todos los parámetros, se edita el formato de los valores de salida, el programa nos muestra la opción de elegir los valores a mostrar en el diagrama de flujo, las unidades de flujo tanto para sólidos como para agua, las unidades para el contenido metálico, los constituyentes metálicos, etc.

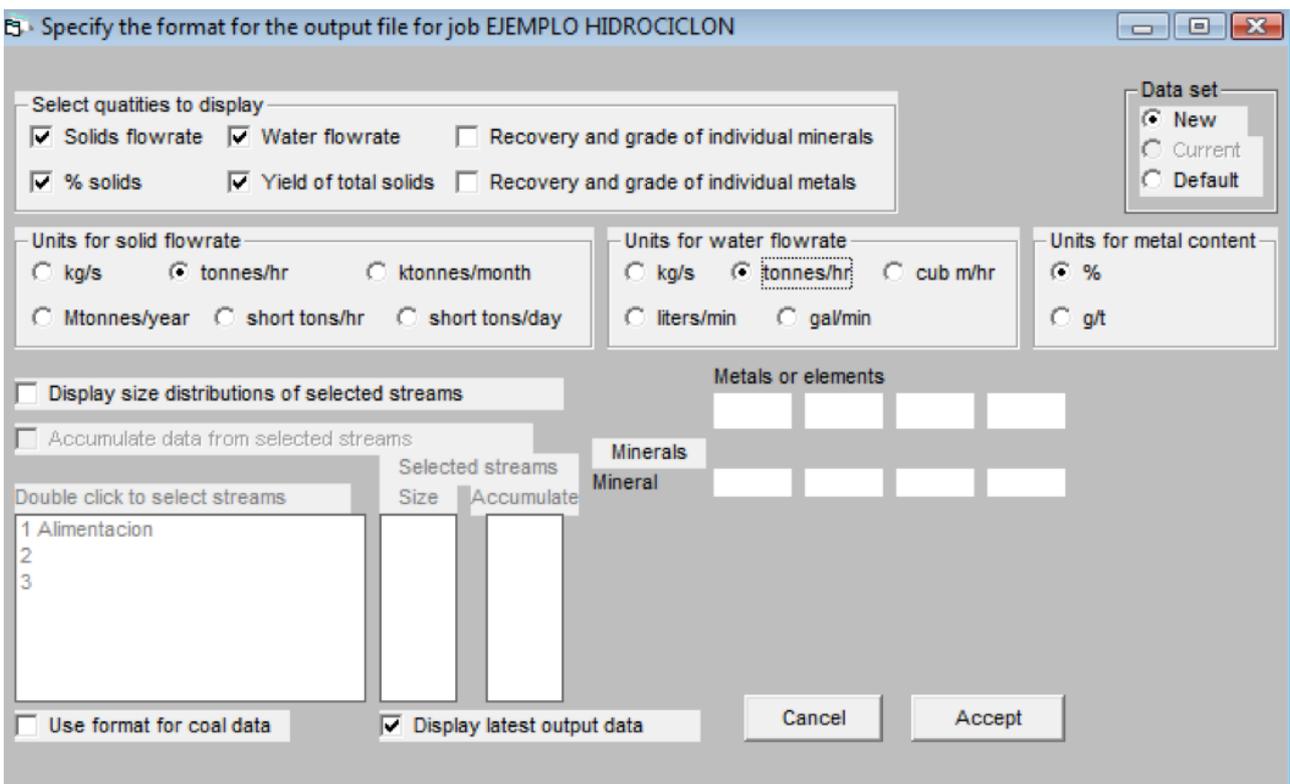


Figura 6.9. Definición de los datos de salida

Finalmente, se le solicita al programa que lleve a cabo la simulación.

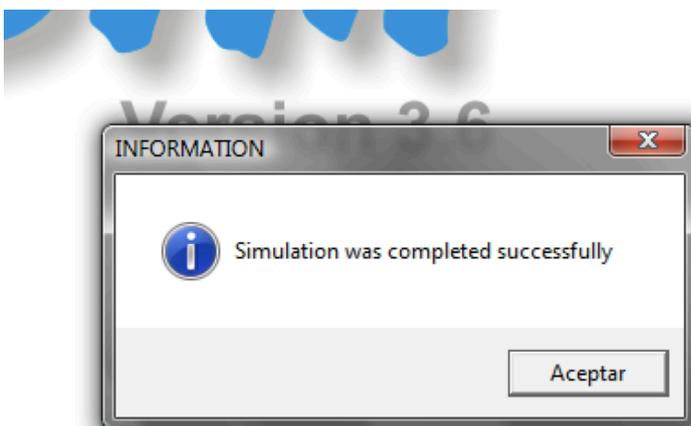
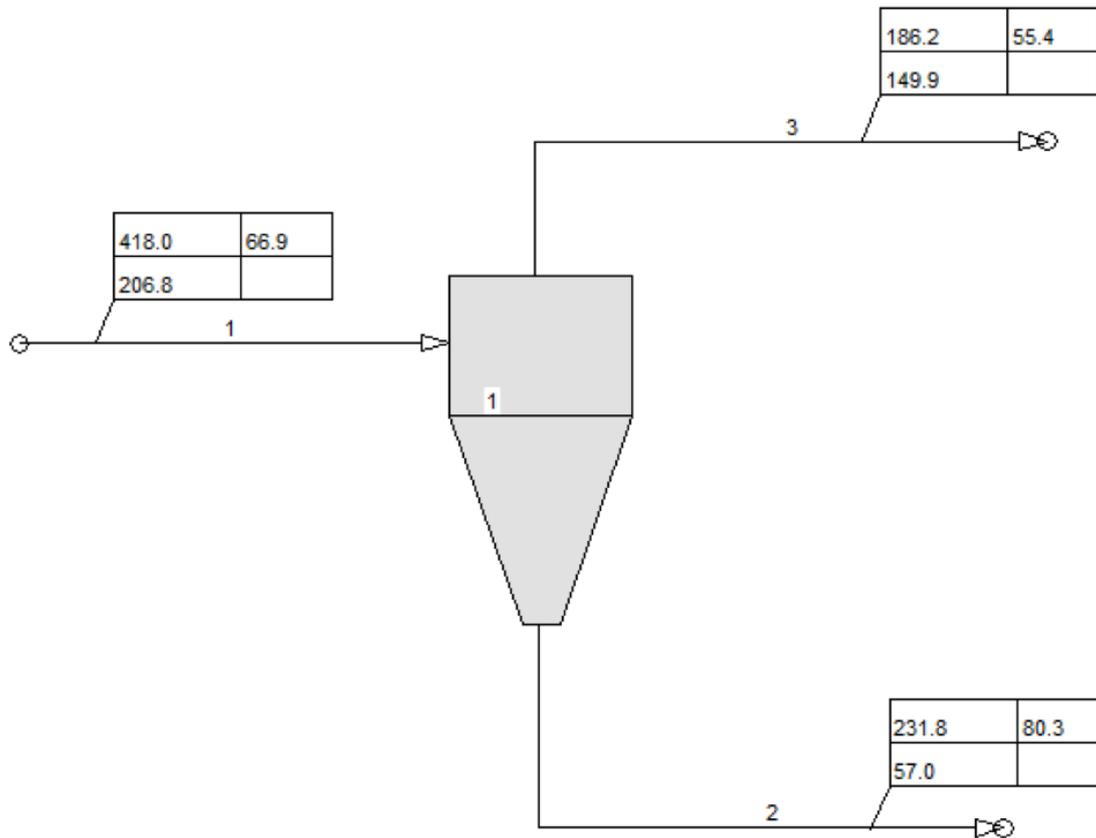


Figura 6.10. Corrida de la simulación

Ahora es posible visualizar los resultados de la simulación.



tonne/hr	% Sol
tonne/h	

MODSIM - Modular Simulator for Ore Dressing Plants EJEMPLO

File Edit

Stream	Solid flow tonne/hr	Water flow s tonne/h	% solids	Yield of Solids	
1	417.96	206.7	66.90	100.00	
2	231.77	56.9	80.27	55.45	
3	186.19	149.8	55.40	44.55	

Figura 6.11. Resultados de la simulación

El simulador también nos puede proporcionar las gráficas de distribución de tamaños de los diferentes flujos.

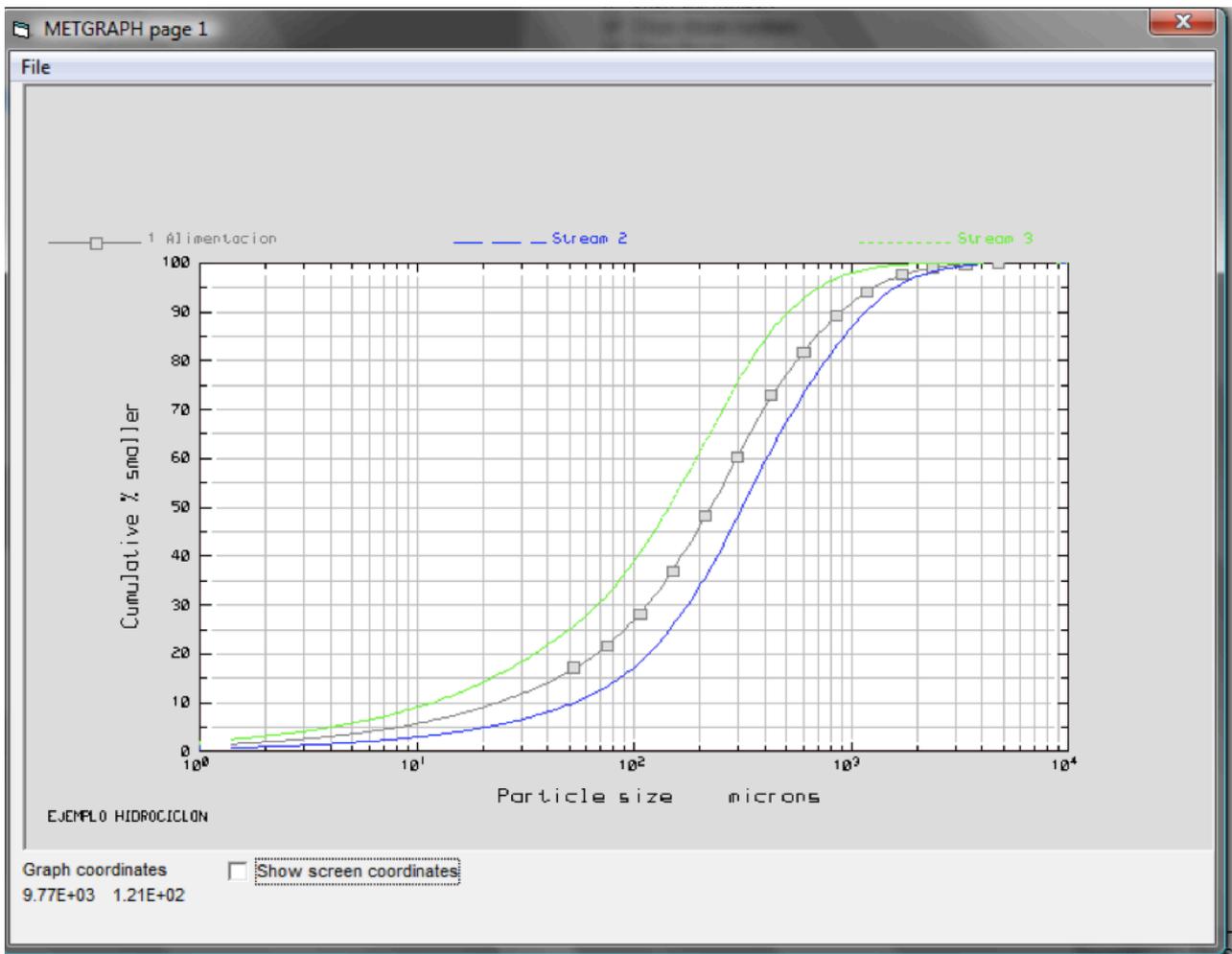


Figura 6.12. Gráficas de distribución de tamaños

Simulación de un circuito Molino de bolas - Hidrociclón

El siguiente ejemplo consiste en simular un circuito compuesto por un molino de bolas y un hidrociclón, como se muestra en el siguiente diagrama:

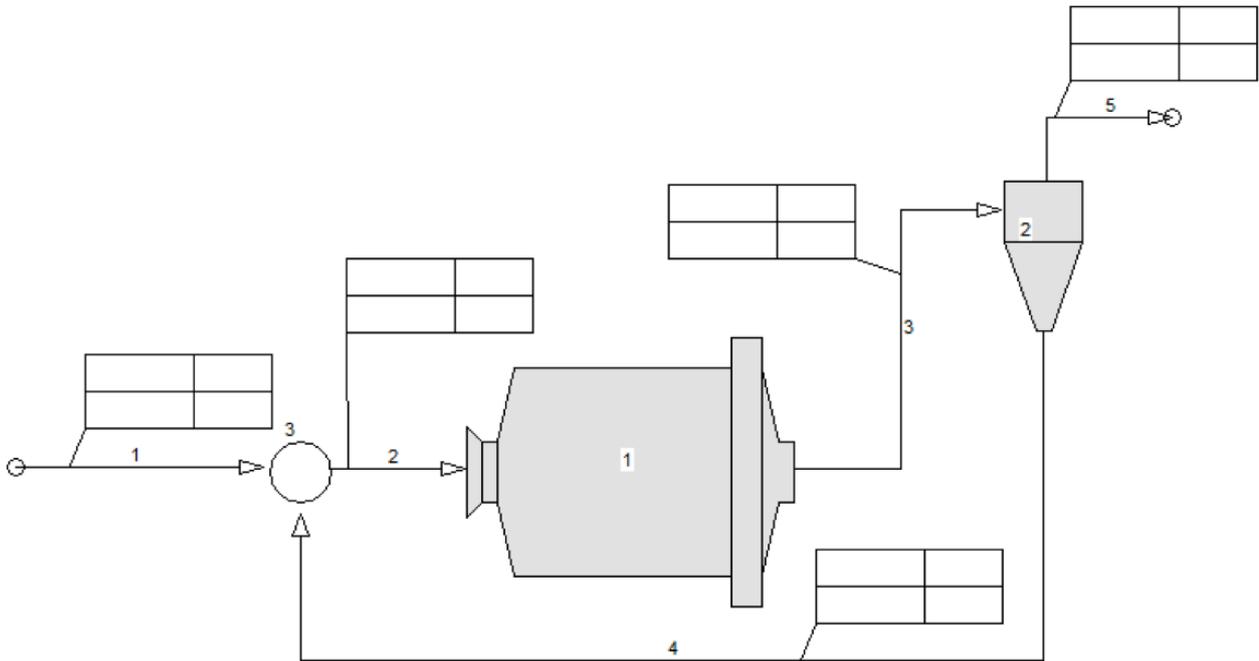


Figura 6.13. Trazo de diagrama de flujo

En el caso del Molino de Bolas, el programa empleará un modelo llamado Herbst-Fuerstenau para Molinos de Bolas, este modelo se emplea cuando se conoce la potencia que requerirá el molino. En el caso del hidrociclón, se empleará el mismo modelo empleado en el ejemplo anterior y se conservarán los mismos parámetros.

En las siguientes imágenes se puede observar que se manejará un material con gravedad específica de 2.7, la mayor partícula que se procesará tendrá un tamaño de 0.09 m.

También se puede apreciar la distribución de tamaños que se manejará, el porcentaje de sólidos y la tasa de alimentación de sólidos

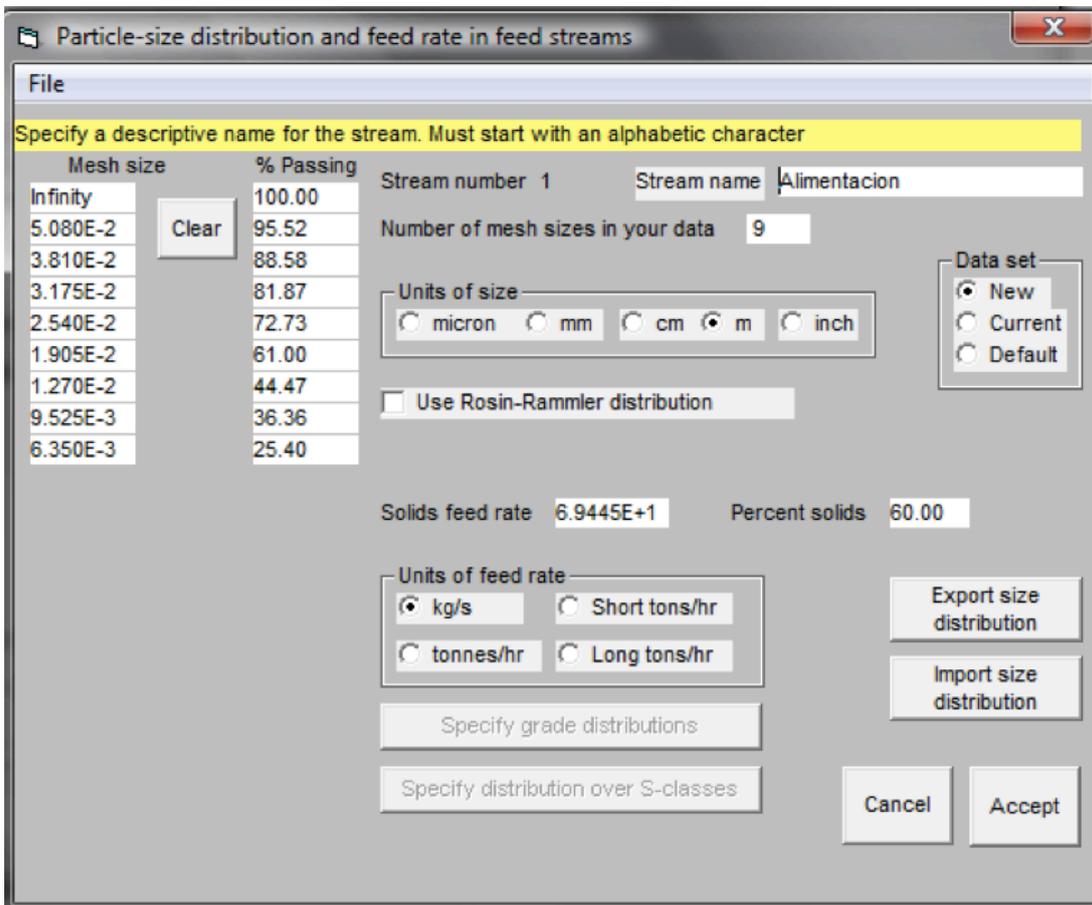
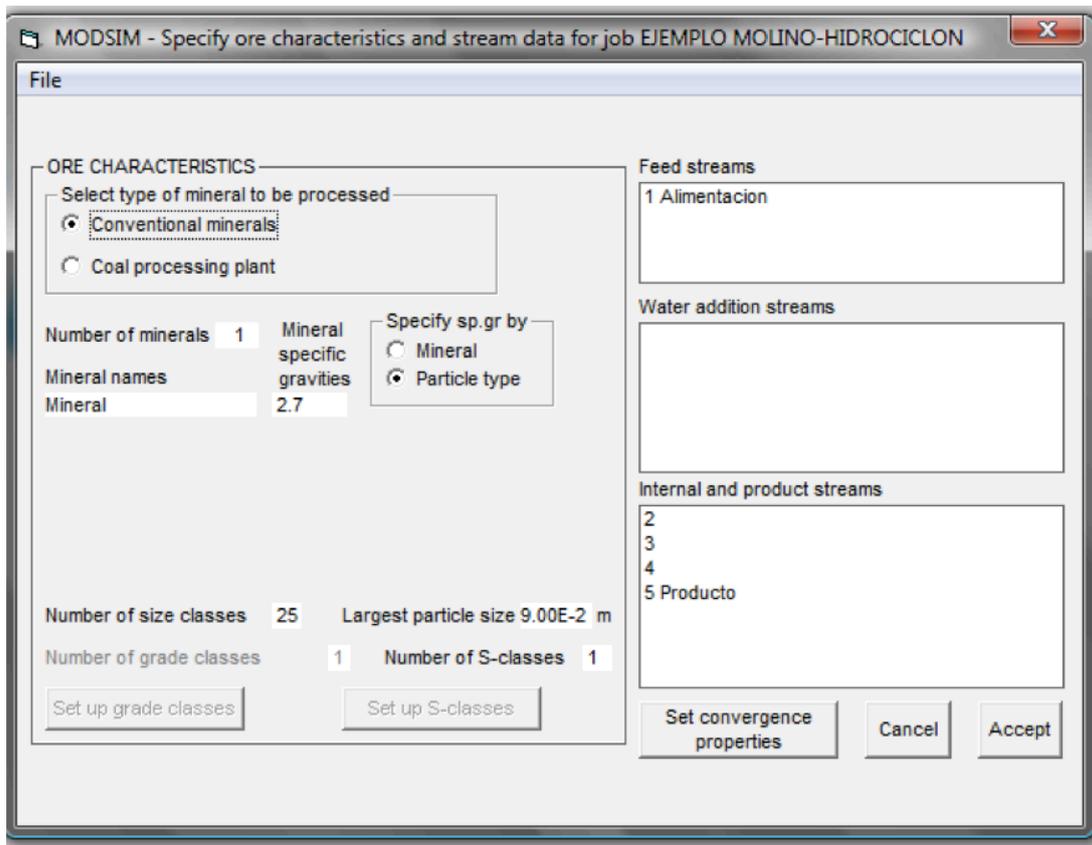


Figura 6.14. Definición de la naturaleza del material de alimentación

En las siguientes imágenes se puede ver la manera en la que se definen los parámetros para las dos unidades. Cabe recalcar que estos parámetros se calculan a partir de procedimientos experimentales de acuerdo al tipo de modelo que se vaya a emplear, de modo que para el desarrollo de este ejemplo los parámetros son propuestos.

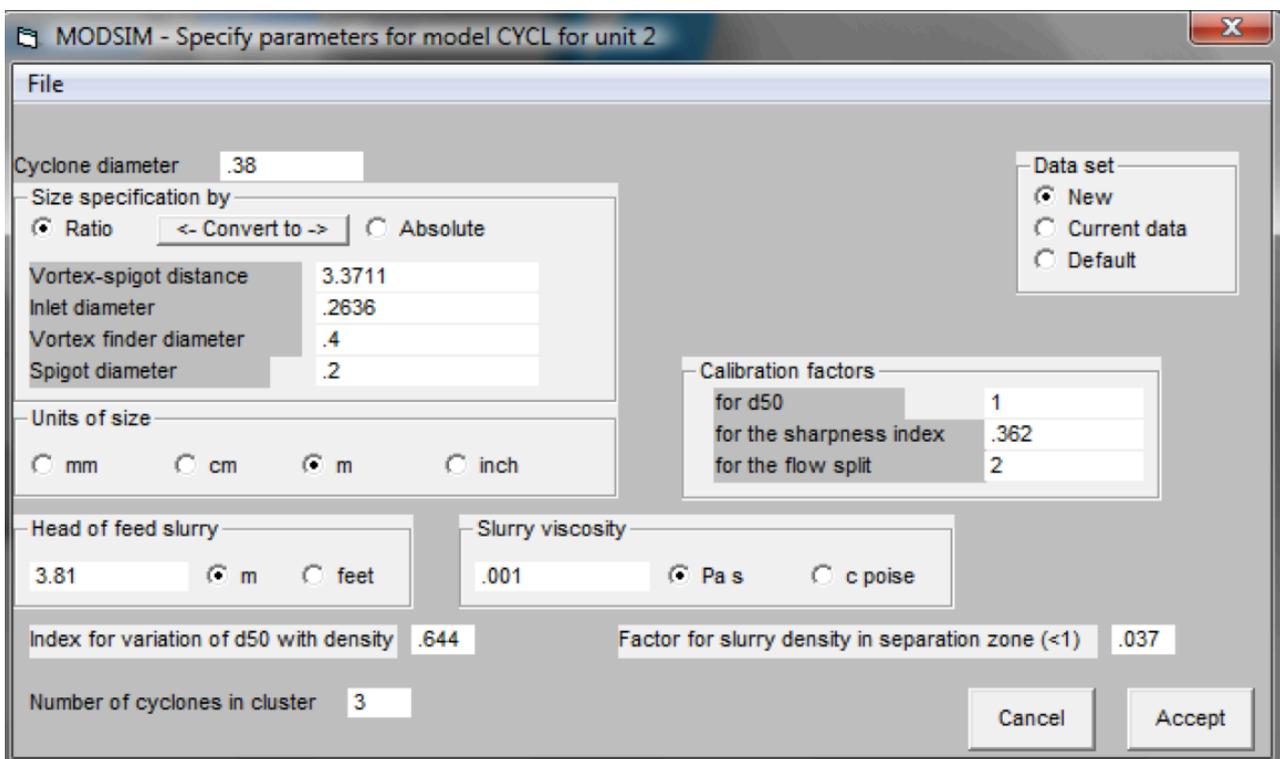
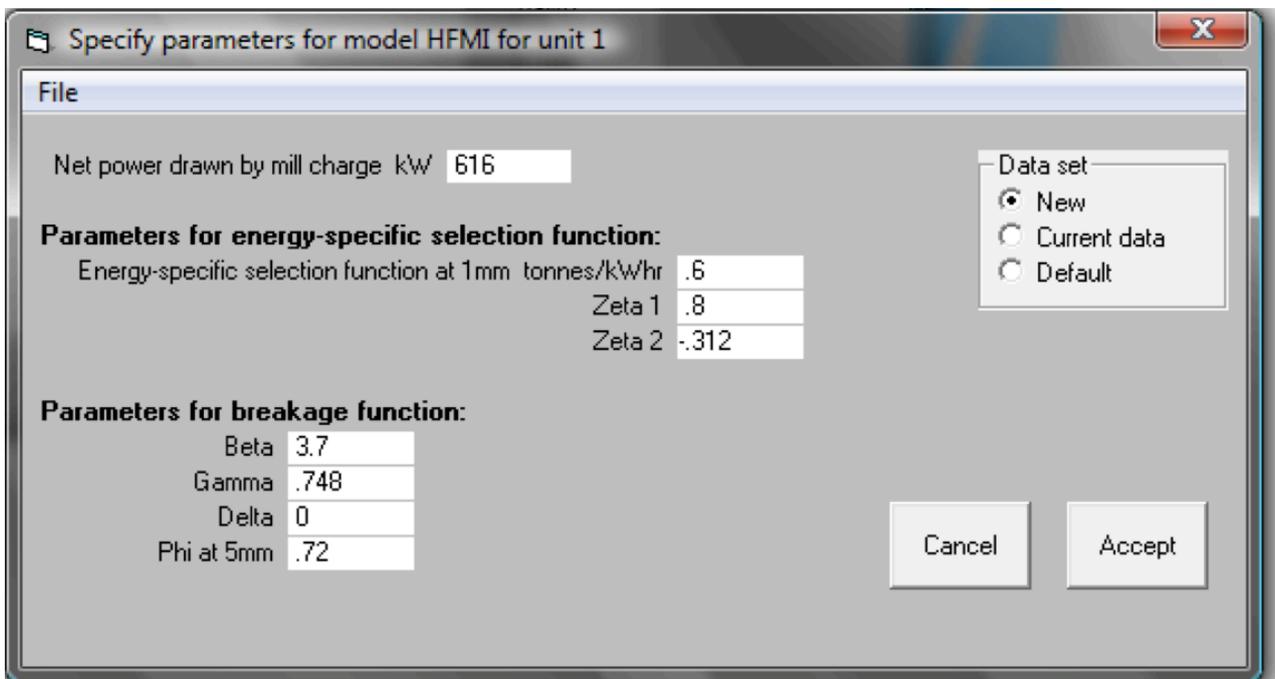
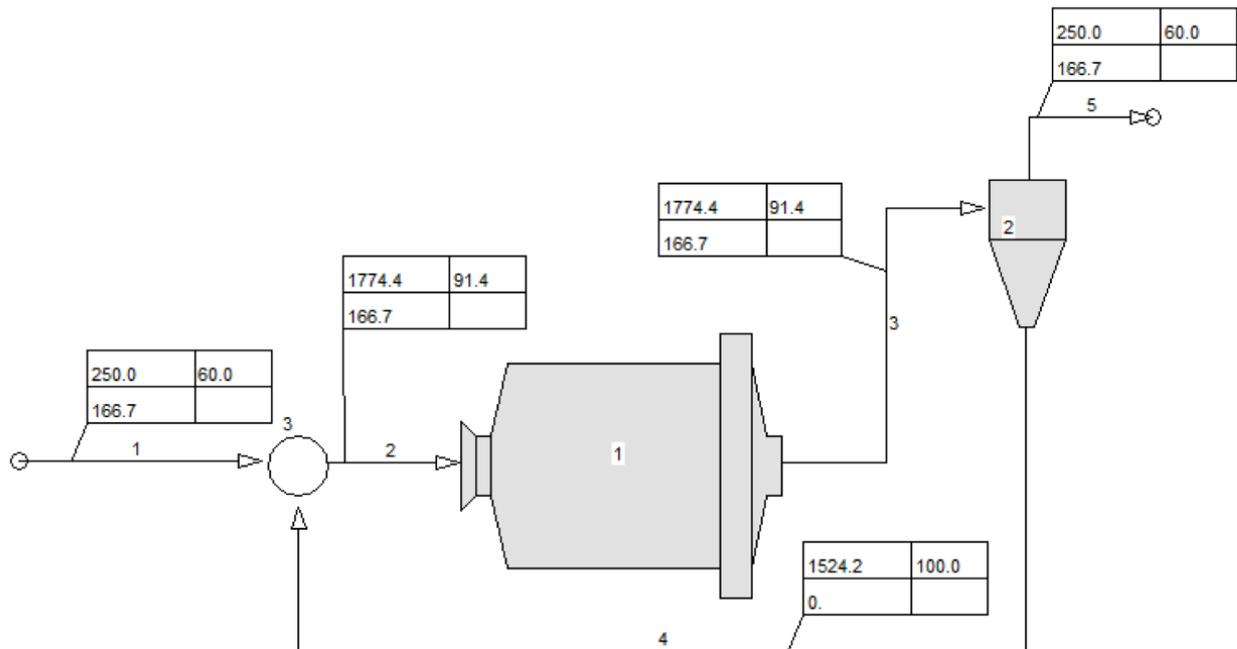


Figura 6.15. Introducción de los parámetros para cada modelo

Los resultados de la simulación son:



tonne/hr	% Sol
tonne/h	

MODSIM - Modular Simulator for Ore Dressing Plants EJEM

File Edit

Stream	Solid flow tonne/hr	Water flow s tonne/h	% solids	Yield of Solids	
1	249.98	166.6	60.00	100.00	
2	1774.44	166.6	91.41	709.82	
3	1774.44	166.6	91.41	709.82	
4	1524.24	0.0	100.00	609.73	
5	249.98	166.6	60.00	100.00	

Figura 6.16. Resultados de la simulación

Este ejemplo es muy llamativo pues al analizarlo es posible detectar que algo va a salir mal en este proceso. Lo primero que llama la atención es el cero en el flujo de agua de la ruta 4, que sale de la descarga inferior del hidrociclón, conceptualmente sabemos que esto no es posible ya que el hidrociclón es una unidad de separación de partículas en función del tamaño, por lo que no separa a los sólidos del líquido. Se observa también que de acuerdo al flujo de sólidos en el hidrociclón se tiene una carga circulante de aproximadamente el 610%, lo cual se considera una cantidad exorbitante.

Debe hacerse notar que el programa es capaz de hacer notar que algo va a salir mal en un proceso, esto se puede observar en la siguiente Figura.

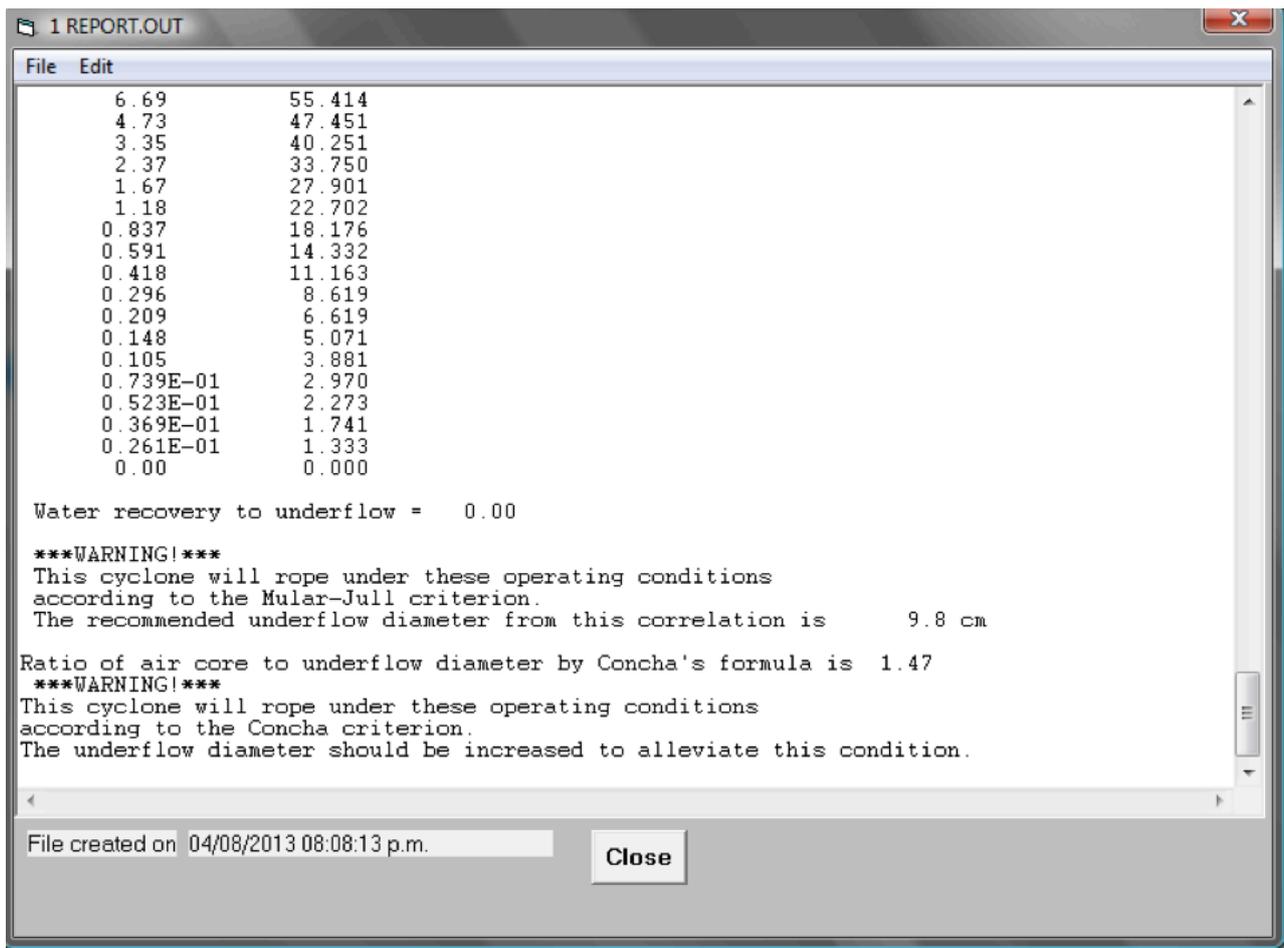


Figura 6.17. Reporte del simulador

De acuerdo con este reporte, el mismo programa nos dice que existe un problema con el hidrociclón ya que la dimensión es incorrecta, nos dice que es necesario aumentar el diámetro de la descarga a 9.8 cm.

De este modo se tiene que proceder a repetir el procedimiento variando los parámetros, ya sea de los modelos unitarios o de la naturaleza del material hasta obtener los resultados más convenientes.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En este trabajo se logró integrar una gran parte de los procedimientos que se emplean para el cálculo y selección de equipo en plantas de procesamiento de minerales. Estos procedimientos forman parte de la Ingeniería Conceptual y Básica que son etapas de desarrollo de todo proyecto de ingeniería, siendo estas etapas las más caras debido al grado de especialización que se requiere para dicho fin.

La simulación de procesos metalúrgicos es de gran relevancia para disminuir costos derivados de la experimentación directa y para reducir el grado de error en el dimensionamiento de los equipos debido a que con la simulación se pueden probar diversas opciones antes de llegar al diseño final.

La tendencia a nivel mundial en el diseño de plantas de procesamiento de minerales es apoyarse en la simulación de los procesos mediante un software previo a la ingeniería de detalle. No obstante, debe considerarse el costo para la adquisición de la licencia y la capacitación del personal que lo manejará.

El contar con información confiable tanto para el cálculo del equipo como para simularlo es fundamental para que el diseño sea lo más acorde a la realidad del yacimiento con el cual se está trabajando.

Se recomienda, en un siguiente trabajo, profundizar en los modelos matemáticos que definen las operaciones unitarias para llevar a cabo la simulación.

Es recomendable desarrollar un manual que complemente esta tesis, integrando los procesos pirometalúrgicos e hidro-electrometalúrgicos.

ANEXOS

ANEXO (A). Índices de Trabajo de Bond

ANEXO (B). Índices de Abrasión de Minerales y Rocas

ANEXO (C). Tablas para Selección de Molinos Tubulares

ANEXO (D). Relaciones de Densidad de Pulpas

ANEXO (E). Tablas de Mallas para Cribas

ANEXO (F). Gráficas de Hidrociclones

ANEXO (G). Bombeo

ANEXO (A). Índices de Trabajo de Bond⁸

Mineral	W _i [kWh/t]
Barita	4.73
Bauxita	8.78
Coque	15.13
Mineral de Cobre	12.72
Diorita	20.90
Dolomita	11.27
Feldespatos	10.80
Fluorita	8.91
Mineral de Oro	14.93
Hematita	12.84
Mineral de Plomo	11.90
Mineral de Plomo-Zinc	10.93
Caliza	12.74
Magnetita	9.97
Mineral de Manganeso	12.20
Mineral de Níquel	13.65
Roca fosfórica	9.92
Pirita	8.93
Pirrotita	9.57
Cuarcita	9.58
Mineral de Rutilo	12.68
Taconita	14.61
Mineral de Estaño	10.90
Mineral de Titanio	12.33
Mineral de Zinc	11.56

⁸ Fuerstenau Maurice C., Han Kenneth N. Principles of Mineral Processing. p. 75.

ANEXO (B). Índices de abrasión de minerales y rocas⁹

Material	Número de pruebas	Promedio	Rango
Oxido de Aluminio	2	0.86	0.58 - 1.14
Basalto	5	0.45	0.19 - 0.83
Bauxita	11	0.02	0.003 - 0.12
Mineral de Berilio	2	0.45	0.45 - 0.45
Cemento Clinker	15	0.08	0.009 - 0.17
Mezcla cruda de cemento	37	0.05	0.001 - 0.83
Arcilla, Calcinada	2	0.04	0.004 - 0.07
Mata de Cobre-Níquel	2	0.002	0.001 - 0.003
Mineral de Cobre-Níquel	2	0.46	0.43 - 0.49
Mineral de Cobre	112	0.26	0.002 - 0.91
Mineral de Cobre-Plata	2	0.62	0.58 - 0.65
Dolomita	8	0.03	0.01 - 0.07
Feldespato	2	0.19	0.07 - 0.30
Aleación Hierro-Cromo	3	0.35	0.27 - 0.52
Hierro-Manganeso	2	0.25	0.18 - 0.32
Arcillas (Fullers Earth)	2	0.001	0.00 - 0.001
Oro	4	0.48	0.30 - 0.71
Granito	18	0.40	0.10 - 0.78
Grava	6	0.29	0.11 - 0.43
Mineral de hierro, no identificado	33	0.25	0.01 - 0.98
Hematita	38	0.37	0.00 - 1.79
Limolita	6	0.13	0.01 - 0.23
Magnetita	18	0.48	0.11 - 0.83
Taconita	15	0.60	0.32 - 0.85
Mineral de Plomo Zinc	9	0.21	0.03 - 0.41
Caliza	52	0.05	0.00 - 0.65
Magnesita	3	0.08	0.04 - 0.10
Mármol	3	0.01	0.002 - 0.04
Mineral de Molibdeno	8	0.41	0.13 - 0.68
Mineral de Níquel	5	0.03	0.01 - 0.06
Esquisto bituminoso	3	0.02	0.01 - 0.02
Roca fosfórica	2	0.02	0.01 - 0.02
Cuarcita	7	0.69	0.19 - 0.99
Esquisto	2	0.12	0.11 - 0.13
Roca sílica	4	0.29	0.06 - 0.83
Mineral de plata	2	0.74	0.72 - 0.76
Escoria	9	0.28	0.01 - 0.52
Pizarra	2	0.003	0.003 - 0.003
Mineral de Estaño	4	0.24	0.03 - 0.35

⁹ Mular Andrew L., Halbe Doug N., Barratt Derek J. Mineral Processing Plant Design, Practice, and Control. Proceedings. V1. p.754

ANEXO (C). Tablas para selección de molinos tubulares¹⁰

Caracterización de Molinos de Barras																						
Diámetro del Molino		Longitud del Molino		Longitud de las Barras (L)		L/D	Velocidad del Molino			Densidad aparente de la Carga de Barras		Peso de la Carga de Barras			Potencia del Molino (HP)			Diámetro interior del molino				
												Toneladas		% Carga Volumétrica		% Carga Volumétrica				% Carga Volumétrica		% Carga Volumétrica
m	ft	m	ft	m	ft		RPM	%CS	FPM	kg/m ³	lb/ft ³	35	40	45	35	40	45	35	40	45	m	ft
0.91	3	1.2	4	1.07	3.5	1.4	36.1	74.5	284	5847	365	1	1.13	1.27	1.1	1.25	1.4	7	8	8	0.76	2.5
1.22	4	1.8	6	1.68	5.5	1.57	30.6	74.7	336	5847	365	2.25	2.58	2.9	2.48	2.84	3.2	23	25	26	1.07	3.5
1.52	5	2.4	8	2.29	7.5	1.67	25.7	71.2	363	5847	365	6.91	7.95	8.89	7.62	8.76	9.8	57	61	64	1.37	4.5
1.83	6	3.1	10	2.9	9.5	1.73	23.1	70.7	399	5847	365	13.1	15	16.8	14.4	16.5	18.5	114	122	128	1.68	5.5
2.13	7	3.4	11	3.2	10.5	1.62	21	69.9	428	5766	360	20	22.8	25.6	22	25.1	28.2	181	194	204	1.98	6.5
2.44	8	3.7	12	3.51	11.5	1.53	19.4	69.3	457	5766	360	29	33.2	37.4	32	36.6	41.2	275	295	310	2.29	7.5
2.59	8.5	3.7	12	3.51	11.5	1.44	18.7	69	470	5766	360	33	37.7	42.5	36.4	41.6	46.8	318	341	359	2.44	8
2.74	9	3.7	12	3.51	11.5	1.38	17.9	67.5	470	5766	360	36	41.1	45.5	39.7	45.3	50.1	344	369	388	2.55	8.35
2.89	9.5	4	13	3.81	12.5	1.41	17.4	67.6	483	5606	350	42.7	48.8	54.9	47.1	53.8	60.5	416	446	470	2.7	8.85
3.05	10	4.3	14	4.11	13.5	1.44	16.8	67	493	5606	350	51.5	59	63.8	56.8	65	70.3	507	544	572	2.85	9.35
3.2	10.5	4.6	15	4.42	14.5	1.47	16.2	66.4	501	5606	350	61.4	70.1	78.9	67.7	77.3	87	609	653	687	3	9.85
3.35	11	4.9	16	4.72	15.5	1.5	15.9	66.8	517	5606	350	72.5	82.8	93.5	79.9	91.3	103	735	788	829	3.15	10.35
3.51	11.5	4.9	16	4.72	15.5	1.43	15.5	66.6	528	5606	350	79.7	90.7	103	87.8	100	113	819	878	924	3.31	10.85
3.66	12	4.9	16	4.72	15.5	1.37	15.1	66.4	538	5606	350	82.7	99.8	112	91.1	110	123	906	972	1023	3.46	11.35
3.81	12.5	5.5	18	5.34	17.5	1.48	14.7	66	547	5446	340	104	119	134	115	131	148	1093	1173	1234	3.61	11.85
3.96	13	5.8	19	5.64	18.5	1.5	14.3	65.6	555	5446	340	120	137	154	132	151	170	1264	1356	1426	3.76	12.35
4.12	13.5	5.8	19	5.64	18.5	1.44	14	65.5	565	5446	340	130	148	166	143	163	183	1385	1486	1562	3.92	12.85
4.27	14	6.1	20	5.94	19.5	1.46	13.6	64.9	570	5446	340	147	169	190	162	186	209	1580	1695	1783	4.07	13.35
4.42	14.5	6.1	20	5.94	19.5	1.41	13.3	64.6	579	5446	340	159	181	204	175	200	225	1715	1840	1935	4.22	13.85
4.57	15.0	6.1	20	5.94	19.5	1.36	13	64.3	586	5446	340	171	194	219	188	214	241	1853	1988	2091	4.37	14.35

¹⁰ Mular Andrew L., Halbe Doug N., Barratt Derek J. Mineral Processing Plant Design, Practice, and Control. Proceedings. V1. pp. 720, 730.

Selección de Molinos de Bolas																												
Diámetro del molino		Longitud del molino		Tamaño de bola		Velocidad del Molino				Peso de la Carga de Bolas						Potencia del molino (HP) - Descarga por rebose			Potencia del molino (HP) - Descarga con rejilla (húmedo)			Potencia del molino (HP) - Descarga con rejilla		Diámetro interior con revestimientos				
										Toneladas métricas			Toneladas cortas			% Carga Volumétrica			% Carga Volumétrica			% Carga Volumétrica				% Carga Volumétrica		
										35	40	45	35	40	45	35	40	45	35	40	45	35	40			45	35	40
m	ft	m	ft	mm	in	RPM	%CS	FPM	35	40	45	35	40	45	35	40	45	35	40	45	35	40	m	ft				
0.91	3.0	0.91	3.0	50	2.0	38.7	79.9	304	0.68	0.77	0.87	0.75	0.85	0.96	7	7	7	8	8	8	8	8	0.76	2.5				
1.22	4.0	1.22	4.0	50	2.0	32.4	79.1	356	1.77	2.02	2.28	1.95	2.23	2.51	19	20	21	22	24	25	20	21	1.07	3.5				
1.52	5.0	1.52	5.0	50	2.0	28.2	78.1	399	3.66	4.19	4.71	4.03	4.61	5.19	42	45	47	49	52	54	45	49	1.37	4.5				
1.83	6.0	1.83	6.0	50	2.0	25.5	78.0	441	6.56	7.50	8.44	7.23	8.27	9.30	80	85	89	93	99	103	86	92	1.68	5.5				
2.13	7.0	2.13	7.0	50	2.0	23.2	77.2	474	10.7	12.3	13.8	11.8	13.5	15.2	137	145	151	158	168	175	148	157	1.98	6.5				
2.44	8.0	2.44	8.0	50	2.0	21.3	76.1	502	16.2	18.6	21.0	17.9	20.5	23.1	215	228	237	249	265	275	232	246	2.29	7.5				
2.59	8.5	2.44	8.0	50	2.0	20.4	75.3	513	18.5	21.1	23.8	20.4	23.3	26.2	250	266	277	290	308	321	270	287	2.44	8.0				
2.74	9.0	2.74	9.0	50	2.0	19.7	75.0	526	23.5	26.9	30.2	25.9	29.6	33.3	322	342	356	373	397	413	348	369	2.55	8.5				
2.89	9.5	2.74	9.0	50	2.0	19.15	75.0	541	26.4	30.1	33.9	29.1	33.2	37.4	367	390	406	425	453	471	396	421	2.74	9.0				
3.05	10.0	3.05	10.0	50	2.0	18.65	75.0	557	32.7	37.3	42.0	36.0	41.1	46.3	462	491	512	535	570	593	499	530	2.89	9.5				
3.20	10.5	3.05	10.0	50	2.0	18.15	75.0	570	36.1	41.4	46.5	39.9	45.6	51.2	519	552	575	602	640	667	561	596	3.05	10.0				
3.35	11.0	3.35	11.0	50	2.0	17.3	72.8	565	43.0	49.2	55.4	47.4	54.2	61.0	610	649	676	708	753	784	659	701	3.17	10.4				
3.51	11.5	3.35	11.0	50	2.0	16.75	72.2	574	49.1	54.0	60.8	54.1	59.5	67.0	674	718	747	782	832	867	728	775	3.32	10.9				
3.66	12.0	3.66	12.0	50	2.0	16.3	71.8	584	56.4	64.4	72.5	62.2	71.0	79.9	812	864	900	942	1003	1044	877	933	3.47	11.4				
3.81	12.5	3.66	12.0	50	2.0	15.95	71.8	596	61.4	70.2	79.0	67.7	77.4	87.1	896	954	993	1040	1106	1152	968	1030	3.63	11.9				
3.96	13.0	3.96	13.0	50	2.0	15.60	71.7	607	72.3	82.7	92.6	79.7	91.1	102	1063	1130	1177	1233	1311	1365	1148	1220	3.78	12.4				
4.12	13.5	3.96	13.0	64	2.5	15.30	71.7	620	78.2	89.4	99.8	86.2	98.5	111	1189	1266	1321	1379	1469	1532	1284	1367	3.93	12.9				
4.27	14.0	4.27	14.0	64	2.5	14.8	70.7	623	90.7	104	117	100	115	129	1375	1464	1527	1595	1699	1771	1485	1581	4.08	13.4				
4.42	14.5	4.27	14.0	64	2.5	14.55	70.8	635	98.0	112	126	108	123	139	1492	1588	1656	1730	1842	1921	1611	1715	4.24	13.9				
4.57	15.0	4.57	15.0	64	2.5	14.1	69.8	638	113	129	144	124	142	159	1707	1817	1893	1980	2107	2196	1844	1962	4.39	14.4				
4.72	15.5	4.57	15.0	64	2.5	13.85	69.8	648	121	138	155	133	152	171	1838	1956	2037	2132	2264	2363	1985	2112	4.54	14.9				
4.88	16.0	4.88	16.0	64	2.5	13.45	68.9	651	137	157	179	151	173	194	2084	2217	2309	2417	2571	2678	2251	2394	4.69	15.4				
5.03	16.5	4.88	16.0	64	2.5	13.2	68.7	659	146	167	188	161	184	207	2229	2370	2468	2585	2750	2863	2407	2560	4.85	15.9				
5.18	17.0	5.18	17.0	75	3.0	13.0	68.7	670	165	189	212	182	208	234	2595	2764	2883	3010	3206	3344	2803	2985	5.00	16.4				
5.33	17.5	5.18	17.0	75	3.0	12.7	68.1	674	176	201	226	194	221	249	2750	2929	3053	3190	3397	3542	2970	3163	5.15	16.9				
5.49	18.0	5.49	18.0	75	3.0	12.4	67.5	678	197	225	253	217	248	279	3077	3276	3414	3569	3800	3961	3323	3538	5.30	17.4				

ANEXO (D). Relaciones de densidad de pulpa¹¹

% sólidos en peso	Gravedades específicas de pulpas conteniendo sólidos de diferentes gravedades específicas									
	2.50	2.70	2.90	3.10	3.30	3.50	3.80	4.20	4.60	5.00
	g.e.	g.e.	g.e.	g.e.	g.e.	g.e.	g.e.	g.e.	g.e.	g.e.
5	1.03	1.032	1.03	1.04	1.036	1.04	1.04	1.040	1.041	1.042
6	1.04	1.039	1.04	1.04	1.043	1.05	1.05	1.048	1.049	1.050
7	1.04	1.046	1.05	1.05	1.051	1.05	1.05	1.056	1.058	1.059
8	1.05	1.053	1.06	1.06	1.059	1.06	1.06	1.065	1.067	1.068
9	1.06	1.060	1.06	1.07	1.067	1.07	1.07	1.074	1.076	1.078
10	1.06	1.067	1.07	1.07	1.075	1.08	1.08	1.082	1.085	1.087
11	1.07	1.074	1.08	1.08	1.083	1.09	1.09	1.091	1.094	1.096
12	1.08	1.082	1.09	1.09	1.091	1.09	1.1	1.101	1.104	1.106
13	1.09	1.089	1.09	1.1	1.099	1.1	1.11	1.110	1.113	1.116
14	1.09	1.097	1.1	1.11	1.108	1.111	1.115	1.119	1.123	1.126
15	1.1	1.104	1.11	1.11	1.117	1.12	1.12	1.129	1.133	1.136
16	1.11	1.112	1.12	1.12	1.125	1.13	1.13	1.139	1.143	1.147
17	1.114	1.119	1.13	1.13	1.134	1.14	1.14	1.149	1.153	1.157
18	1.12	1.128	1.13	1.14	1.143	1.15	1.15	1.159	1.164	1.168
19	1.13	1.136	1.14	1.15	1.153	1.16	1.16	1.169	1.175	1.179
20	1.14	1.144	1.15	1.16	1.162	1.17	1.17	1.180	1.186	1.190
21	1.14	1.152	1.16	1.17	1.171	1.18	1.18	1.190	1.197	1.202
22	1.15	1.161	1.17	1.18	1.181	1.19	1.19	1.201	1.208	1.214
23	1.16	1.169	1.18	1.18	1.191	1.2	1.2	1.212	1.220	1.225
24	1.17	1.178	1.19	1.19	1.201	1.21	1.22	1.224	1.231	1.238
25	1.18	1.187	1.2	1.2	1.211	1.22	1.23	1.235	1.243	1.250
26	1.19	1.195	1.21	1.21	1.222	1.23	1.24	1.247	1.255	1.263
27	1.19	1.205	1.22	1.22	1.232	1.24	1.25	1.259	1.268	1.279
28	1.2	1.214	1.22	1.23	1.242	1.25	1.26	1.271	1.281	1.289
29	1.211	1.223	1.23	1.24	1.253	1.26	1.27	1.284	1.294	1.302
30	1.22	1.233	1.24	1.26	1.264	1.27	1.28	1.296	1.307	1.316
31	1.23	1.242	1.26	1.27	1.275	1.28	1.3	1.309	1.320	1.330
32	1.24	1.252	1.27	1.28	1.287	1.3	1.31	1.322	1.334	1.344
33	1.25	1.262	1.28	1.29	1.299	1.31	1.32	1.336	1.348	1.359
34	1.26	1.272	1.29	1.3	1.311	1.32	1.33	1.350	1.363	1.374
35	1.27	1.283	1.3	1.31	1.323	1.33	1.35	1.364	1.377	1.389
36	1.28	1.293	1.31	1.32	1.335	1.35	1.36	1.378	1.392	1.404

¹¹ Cyttec Mining Chemicals Handbook. pp. 274, 275

% sólidos en peso	Gravedades específicas de pulpas conteniendo sólidos de diferentes gravedades específicas									
	2.50	2.70	2.90	3.10	3.30	3.50	3.80	4.20	4.60	5.00
	g.e.	g.e.	g.e.	g.e.	g.e.	g.e.	g.e.	g.e.	g.e.	g.e.
37	1.29	1.304	1.32	1.33	1.347	1.36	1.38	1.393	1.408	1.420
38	1.3	1.314	1.33	1.35	1.360	1.37	1.39	1.408	1.423	1.437
39	1.31	1.326	1.34	1.36	1.373	1.39	1.4	1.423	1.439	1.453
40	1.32	1.336	1.36	1.37	1.387	1.4	1.42	1.438	1.456	1.471
41	1.33	1.348	1.37	1.38	1.400	1.41	1.43	1.454	1.472	1.488
42	1.34	1.359	1.38	1.4	1.414	1.43	1.45	1.471	1.490	1.506
43	1.35	1.371	1.39	1.41	1.428	1.44	1.46	1.487	1.507	1.524
44	1.36	1.383	1.41	1.43	1.442	1.46	1.48	1.504	1.525	1.543
45	1.37	1.395	1.42	1.44	1.456	1.47	1.5	1.522	1.544	1.563
46	1.38	1.408	1.43	1.45	1.471	1.49	1.51	1.540	1.563	1.582
47	1.39	1.420	1.45	1.47	1.487	1.51	1.53	1.558	1.582	1.603
48	1.4	1.433	1.46	1.48	1.503	1.52	1.55	1.577	1.602	1.623
49	1.42	1.446	1.47	1.5	1.519	1.54	1.57	1.596	1.622	1.645
50	1.43	1.460	1.49	1.51	1.535	1.56	1.58	1.615	1.643	1.667
51	1.44	1.473	1.5	1.53	1.551	1.57	1.6	1.636	1.664	1.689
52	1.45	1.487	1.52	1.54	1.568	1.59	1.62	1.656	1.686	1.712
53	1.47	1.501	1.53	1.56	1.585	1.61	1.64	1.677	1.709	1.736
54	1.48	1.515	1.55	1.58	1.603	1.63	1.66	1.699	1.732	1.761
55	1.49	1.530	1.56	1.59	1.621	1.65	1.68	1.721	1.756	1.786
56	1.51	1.545	1.58	1.61	1.640	1.67	1.7	1.744	1.780	1.812
57	1.52	1.560	1.6	1.63	1.659	1.69	1.72	1.768	1.805	1.838
58	1.53	1.574	1.61	1.65	1.678	1.71	1.75	1.792	1.831	1.866
59	1.55	1.591	1.63	1.67	1.697	1.73	1.77	1.817	1.858	1.894
60	1.56	1.607	1.65	1.68	1.718	1.75	1.79	1.842	1.885	1.923
61	1.58	1.623	1.66	1.7	1.739	1.77	1.82	1.868	1.913	1.953
62	1.59	1.641	1.68	1.72	1.761	1.8	1.84	1.895	1.943	1.984
63	1.61	1.657	1.7	1.75	1.783	1.82	1.87	1.923	1.973	2.016
64	1.62	1.675	1.72	1.77	1.805	1.84	1.89	1.952	2.003	2.049
65	1.64	1.692	1.74	1.79	1.828	1.87	1.92	1.981	2.035	2.083
66	1.66	1.711	1.76	1.81	1.852	1.89	1.95	2.011	2.068	2.119
67	1.67	1.730	1.78	1.83	1.876	1.92	1.98	2.043	2.102	2.155
68	1.69	1.749	1.8	1.85	1.901	1.94	2	2.075	2.138	2.193
69	1.71	1.768	1.83	1.88	1.927	1.97	2.03	2.108	2.174	2.323
70	1.72	1.786	1.85	1.9	1.954	2	2.07	2.143	2.212	2.273

ANEXO (E). Tablas de mallas para cribas¹²

Malla Ty-Max

Abertura cuadrada	Grosor	Área abierta	Peso por pie cuadrado
3/32"	1.0"	13.8%	5 lbs.
1/8"	1.0"	19.2%	5 lbs.
1/8" Flex	1.0"	19.2%	5 lbs.
5/32"	1.0"	20.8%	5 lbs.
5/32" Flex	1.0"	20.8%	5 lbs.
3/16"	1.0"	27.2%	5 lbs.
3/16" Flex	1.0"	26.1%	5 lbs.
7/32" Flex	1.0"	30.2%	5 lbs.
1/4"	1.0"	31.0%	5 lbs.
1/4" Flex	1.0"	28.8%	5 lbs.
5/16"	1.0"	30.8%	5 lbs.
5/16" Flex	1.0"	34.6%	5 lbs.
3/8"	1.0"	33.6%	5 lbs.
3/8" Flex	1.0"	34.3%	5 lbs.
7/16"	1.0"	37.0%	5 lbs.
7/16" Flex	1.0"	35.7%	5 lbs.
1/2"	1.0"	34.4%	5 lbs.
9/16"	1.0"	41.7%	5 lbs.
5/8"	1.0"	34.7%	5 lbs.
11/16"	1.0"	40.3%	5 lbs.
3/4"	1.0"	43.0%	5 lbs.
7/8"	1.0"	41.5%	5 lbs.
1"	1.0"	44.4%	5 lbs.
1 1/8"	1.0"	38.2%	5 lbs.
1 1/4"	1.0"	39.1%	5 lbs.
1 3/8"	1.0"	47.3%	5 lbs.
1 1/2"	1.5"	36.5%	6 - 7.5 lbs.
1 3/4"	1.5"	41.5%	6 - 7.5 lbs.
1 7/8"	1.5"	37.6%	6 - 7.5 lbs.
2"	1.5"	38.2%	6 - 7.5 lbs.
2 1/2"	2.0"	44.7%	8 - 10 lbs.
3"	2.0"	37.8%	8 - 10 lbs.
Abertura ranurada	Grosor	Área abierta	Peso por pie cuadrado
0.5 mm x 12.0 mm	1.0"	8.70%	4 - 5 lbs.
0.65 mm x 12.0 mm	1.0"	9.70%	4 - 5 lbs.
0.85 mm x 12.0 mm	1.0"	11.5%	4 - 5 lbs.
1.0 mm x 25.4 mm	1.0"	13.7%	4 - 5 lbs.
1.25 mm x 25.4 mm	1.0"	15.9%	4 - 5 lbs.
1.5 mm x 25.4 mm	1.0"	17.1%	4 - 5 lbs.
2.0 mm x 25.4 mm	1.0"	20.3%	4 - 5 lbs.
3/32" x 1"	1.0"	24.2%	4 - 5 lbs.
2.6 mm x 10.0 mm	1.0"	21.4%	4 - 5 lbs.
1/8" x 1"	1.0"	28.8%	4 - 5 lbs.
1/8" x 1/2" Flex	1.0"	29.7%	4 - 5 lbs.
5/32" x 1"	1.0"	31.9%	4 - 5 lbs.
3/16" x 1"	1.0"	35.5%	4 - 5 lbs.
3/16" x 1/2" Flex	1.0"	35.1%	4 - 5 lbs.
1/4" x 1"	1.0"	37.2%	4 - 5 lbs.
1/4" x 2"	1.0"	37.2%	4 - 5 lbs.
5/16" x 1"	1.0"	38.0%	4 - 5 lbs.
3/8" x 1"	1.0"	40.6%	4 - 5 lbs.

¹² W.S. Tyler. (2012). The Rock Book.

Malla Ty-Wire

Abertura cuadrada	Grosor	Área abierta	Peso por pie cuadrado
1/8"	5/16"	23.50%	1.92 lbs.
3/16"	5/16"	29.90%	1.48 lbs.
1/4"	5/16"	33.52%	1.44 lbs.
5/16"	5/16"	36.00%	1.43 lbs.
3/8"	5/16"	39.01%	1.91 lbs.
3/8" Heavy Duty	1/2"	30.00%	1.95 lbs.
7/16"	3/8"	43.20%	1.86 lbs.
1/2"	3/8"	45.64%	1.65 lbs.
1/2" Heavy Duty	1/2"	39.80%	1.90 lbs.
9/16"	1/2"	47.50%	1.80 lbs.
5/8"	1/2"	48.92%	1.87 lbs.
5/8" Heavy Duty	1/2"	43.10%	1.96 lbs.
3/4"	1/2"	43.66%	2.43 lbs.
7/8"	1/2"	48.23%	2.04 lbs.
1"	1/2"	51.02%	2.19 lbs.
1" Heavy Duty	1/2"	44.40%	2.30 lbs.
1-1/8"	5/8"	52.00%	2.47 lbs.
1-1/4"	5/8"	55.00%	1.93 lbs.
1-1/2"	5/8"	56.30%	2.25 lbs.
1-5/8"	5/8"	58.70%	2.56 lbs.

Malla Cobra Vibe PQ®

Abertura	Diámetro del alambre	Área abierta
5/64"	.041"	43.3%
5/64"	.047"	39.3%
3/32"	.047"	44.1%
3/32"	.054"	40.0%
7/64"	.047"	49.1%
7/64"	.054"	45.0%
7/64"	.063"	40.4%
1/8"	.047"	52.8%
1/8"	.054"	48.8%
1/8"	.063"	44.2%
5/32"	.054"	55.2%
5/32"	.063"	50.7%
5/32"	.072"	46.8%
3/16"	.054"	60.2%
3/16"	.063"	56.0%
3/16"	.072"	52.1%
3/16"	.080"	49.1%
7/32"	.063"	60.1%
7/32"	.072"	56.4%
7/32"	.092"	49.3%
1/4"	.063"	63.8%
1/4"	.072"	60.3%
1/4"	.080"	57.4%
1/4"	.092"	53.4%
5/16"	.072"	66.0%
5/16"	.080"	63.3%
5/16"	.092"	59.6%
5/16"	.105"	56.0%
11/32"	.072"	68.4%
11/32"	.080"	65.8%
11/32"	.092"	62.3%
11/32"	.105"	58.7%
3/8"	.080"	67.9%
3/8"	.092"	64.5%
3/8"	.105"	61.0%
3/8"	.120"	57.4%

Abertura	Diámetro del alambre	Área abierta
13/32"	.080"	69.1%
13/32"	.092"	65.7%
13/32"	.105"	62.3%
13/32"	.120"	58.8%
7/16"	.092"	68.2%
7/16"	.105"	65.0%
7/16"	.120"	61.6%
7/16"	.135"	58.4%
1/2"	.105"	68.3%
1/2"	.120"	65.0%
1/2"	.135"	62.0%
9/16"	.120"	67.9%
9/16"	.135"	65.0%
9/16"	.148"	62.7%
5/8"	.120"	70.4%
5/8"	.135"	67.6%
5/8"	.148"	65.4%
11/16"	.135"	68.5%
11/16"	.148"	67.7%
11/16"	.162"	65.5%
3/4"	.148"	68.8%
3/4"	.162"	67.6%
3/4"	.192"	63.4%
13/16"	.148"	71.3%
13/16"	.162"	69.5%
13/16"	.192"	65.4%
7/8"	.148"	72.8%
7/8"	.162"	71.2%
7/8"	.192"	67.2%
15/16"	.148"	74.1%
15/16"	.162"	72.7%
15/16"	.192"	68.9%

Malla Double-T®

Abertura (carga pesada)	Diámetro del alambre x 2	Área abierta	Peso por pie cuadrado
1-1/2"	.437"	29.90%	21.95 lbs.
1-3/4"	.437"	44.40%	19.86 lbs.
2-1/2"	.500"	51%	19.46 lbs.
3"	.500"	56.30%	17.02 lbs.
4"	.625"	61.20%	15.65 lbs.
5"	.625"	64%	13.22 lbs.
Abertura (carga media)	Diámetro del alambre x 2	Área abierta	Peso por pie cuadrado
1"	.225"	47.60%	9.51 lbs.
1-1/4"	.312"	44.40%	14.19 lbs.
1-1/2"	.312"	49.80%	12.52 lbs.
1-3/4"	.312"	54.30%	11.2 lbs.
2"	.375"	52.90%	13.93 lbs.
2-1/2"	.375"	59.20%	11.79 lbs.
3"	.437"	59.80%	13.45 lbs.
4"	.437"	65.80%	11.16 lbs.
5"	.437"	72.40%	8.87 lbs.
Abertura (carga ligera)	Diámetro del alambre x 2	Área abierta	Peso por pie cuadrado
1"	.177"	54.50%	6.3 lbs.
1-1/4"	.250"	51%	9.73 lbs.
1-1/2"	.250"	56.30%	8.51 lbs.
1-3/4"	.250"	60.50%	7.57 lbs.
2"	.312"	58%	10.13 lbs.
2-1/2"	.312"	64%	8.51 lbs.
3"	.312"	68.50%	7.34 lbs.
4"	.375"	71.40%	7 lbs.
5"	.375"	79%	6.66 lbs.

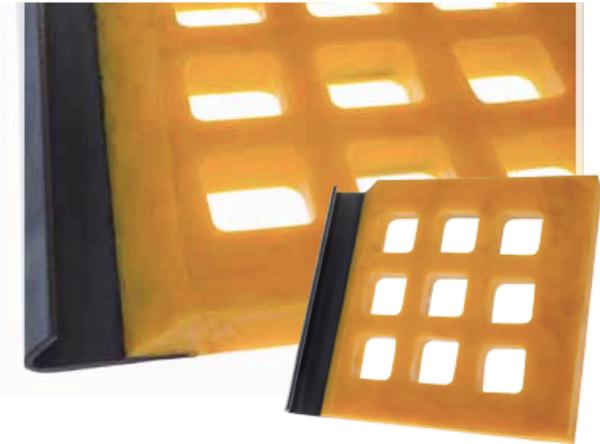
Malla Tyler Square

Abertura	Díámetro del alambre	Área abierta	Peso por pie cuadrado
4"	.500"	79.0%	3.58 lbs
3-1/2"	.500"	76.6%	4.03 lbs
3"	.500"	73.5%	4.62 lbs
2-3/4"	.437"	77.4%	2.90 lbs
2-1/2"	.437"	72.4%	4.22 lbs
2-1/4"	.375"	73.4%	3.46 lbs
2"	.375"	70.9%	3.84 lbs
1-3/4"	.375"	67.8%	4.30 lbs
1-5/8"	.375"	68.0%	4.59 lbs
1-1/2"	.375"	64.0%	4.90 lbs
1-1/2"	.312"	68.5%	3.50 lbs
1-1/4"	.312"	64.0%	4.08 lbs
1-1/8"	.312"	61.2%	4.45 lbs
1-1/8"	.250"	66.9%	2.96 lbs
1-1/16"	.250"	64.0%	3.26 lbs
1"	.250"	62.1%	3.26 lbs
15/16"	.225"	65.0%	2.85 lbs
7/8"	.225"	61.0%	3.01 lbs
13/16"	.207"	62.1%	2.76 lbs
3/4"	.207"	61.4%	2.93
11/16"	.192"	61.0%	2.74 lbs
5/8"	.192"	58.5%	2.97 lbs
9/16"	.192"	55.6%	3.26 lbs
1/2"	.177"	54.5%	3.06 lbs
7/16"	.162"	53.2%	2.90 lbs
3/8"	.148"	51.4%	2.79 lbs
5/16"	.135"	48.0%	2.72 lbs
1/4"	.120"	45.6%	2.62 lbs
1/4"	.092"	53.4%	1.64 lbs
3/16"	.092"	45.1%	2.04 lbs
1/8"	.080"	37.2%	2.15 lbs

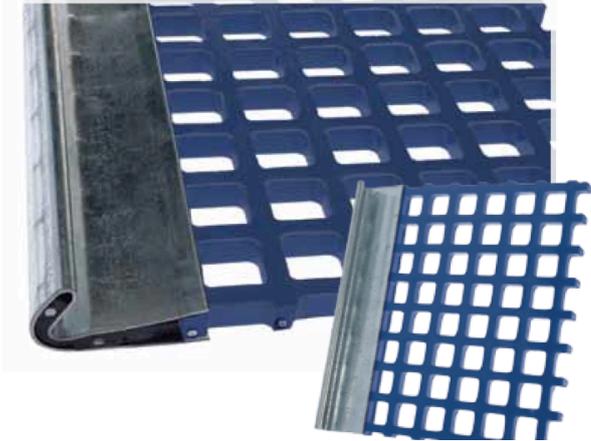
Malla Ty-Plate

Abertura	Centros	Espesor	Área abierta
1/4"	3/8"	1/4"	45%
1/2"	3/4"	1/4"	45%
3/4"	1 1/8"	3/8"	45%
1"	1 3/8"	3/8"	53%
1 1/4"	1 5/8"	3/8"	59%
1 1/2"	1 7/8"	3/8"	64%
1 3/4"	2 1/8"	3/8"	68%
2"	2 1/2"	1/2"	64%
2 1/4"	2 3/4"	1/2"	69%
2 1/2"	3"	1/2"	69%

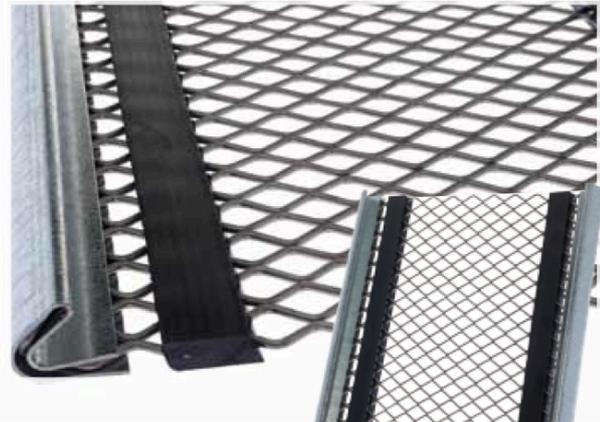
Ilustraciones



Ty-Max



Ty-Wire



Cobra Vibe PQ®



Double-T



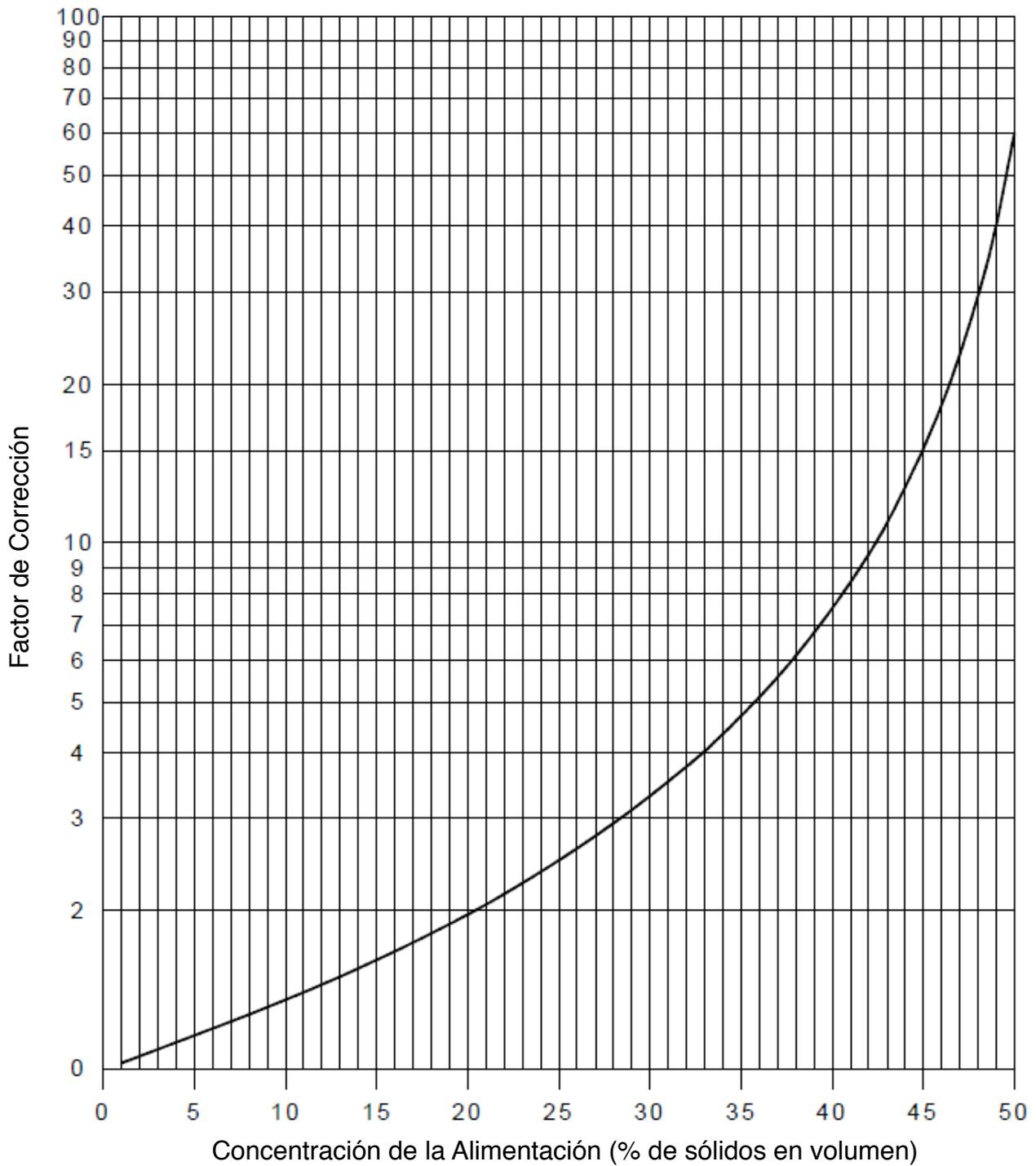
Tyler Square



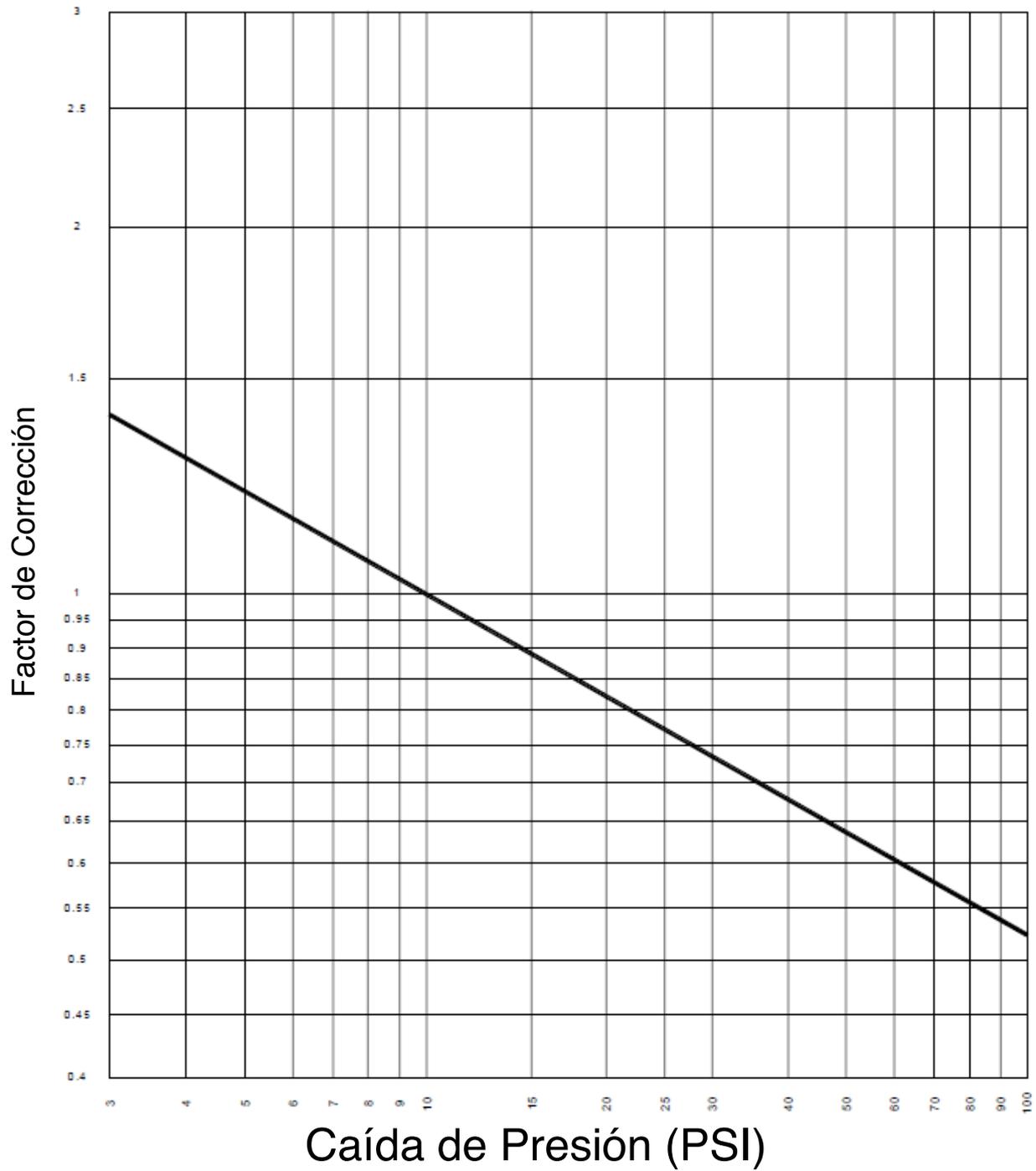
Ty-Plate

ANEXO (F). Gráficas de Hidrociclones

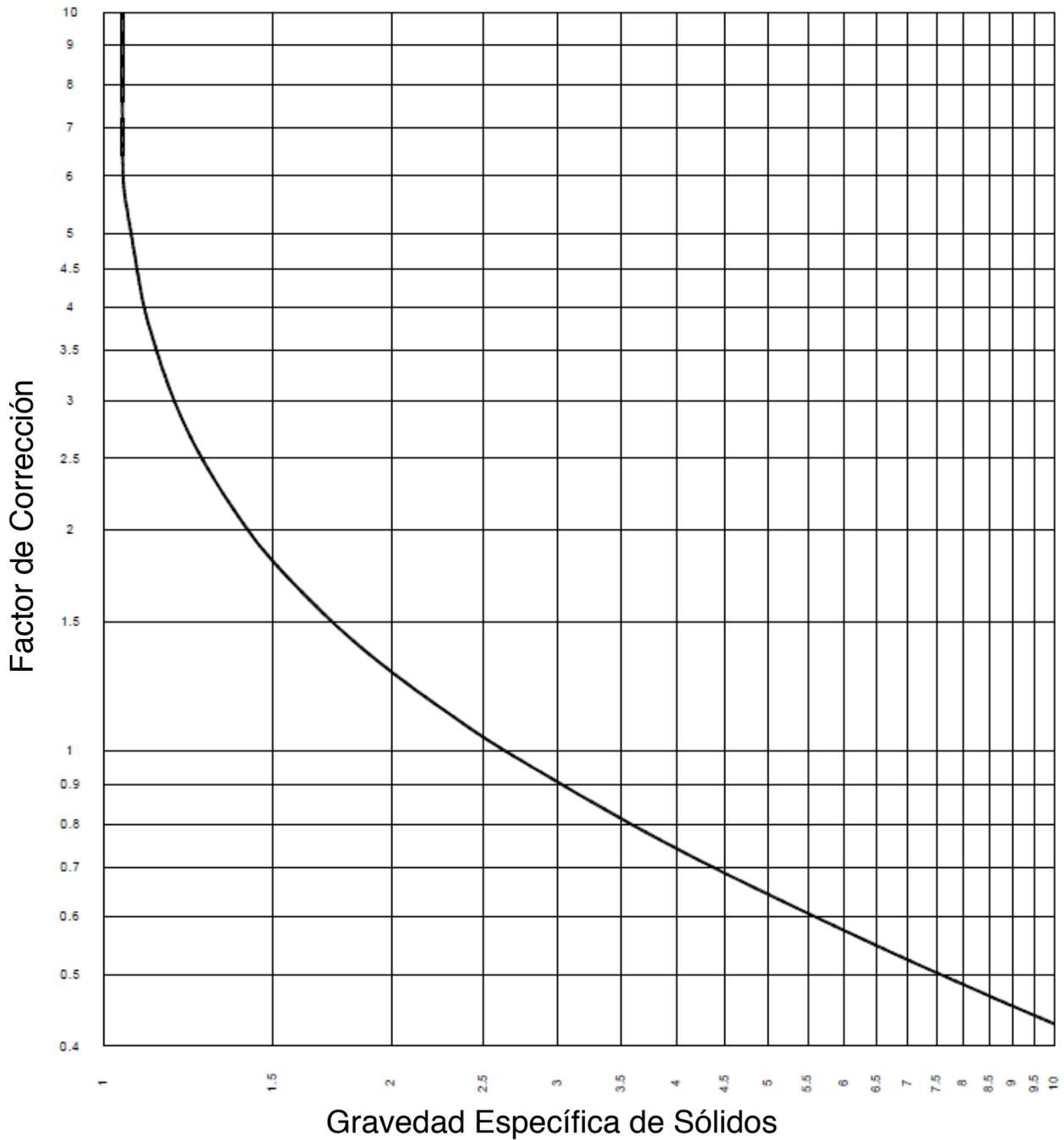
Gráfica 1. Corrección para la Concentración de la Alimentación



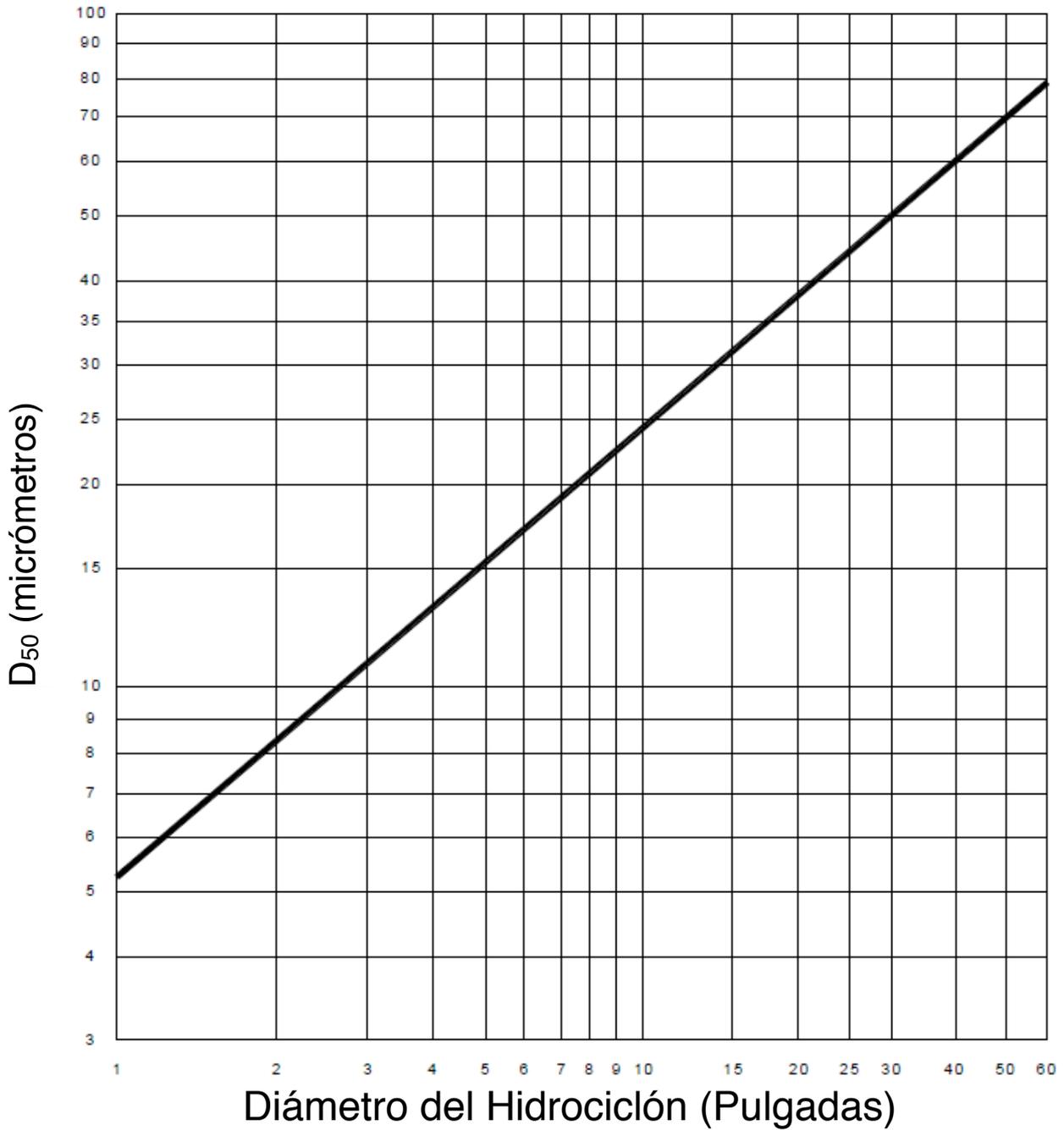
Gráfica 2. Corrección para la Caída de Presión



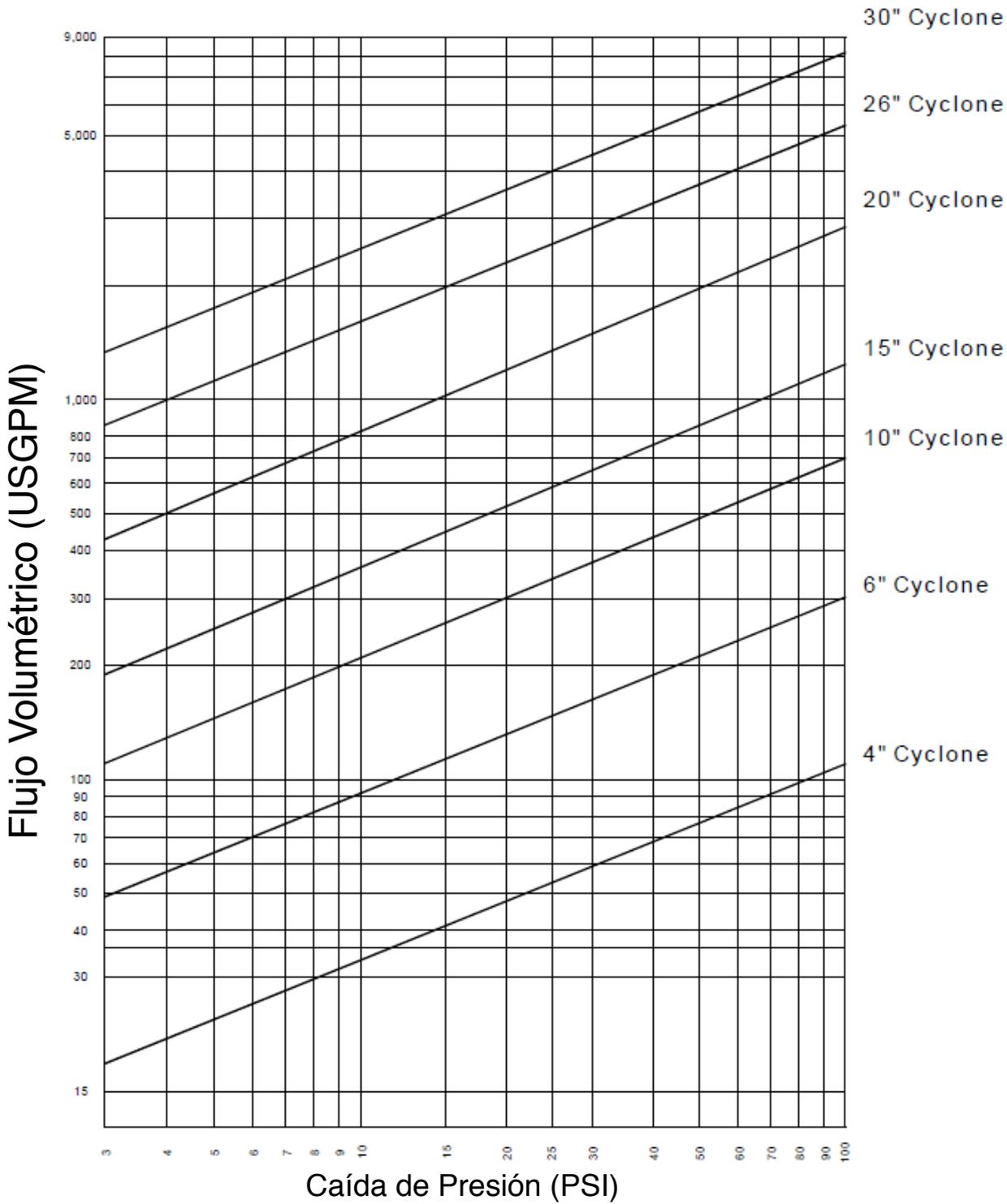
Gráfica 3. Corrección para la Gravedad Específica de los Sólidos (en agua)



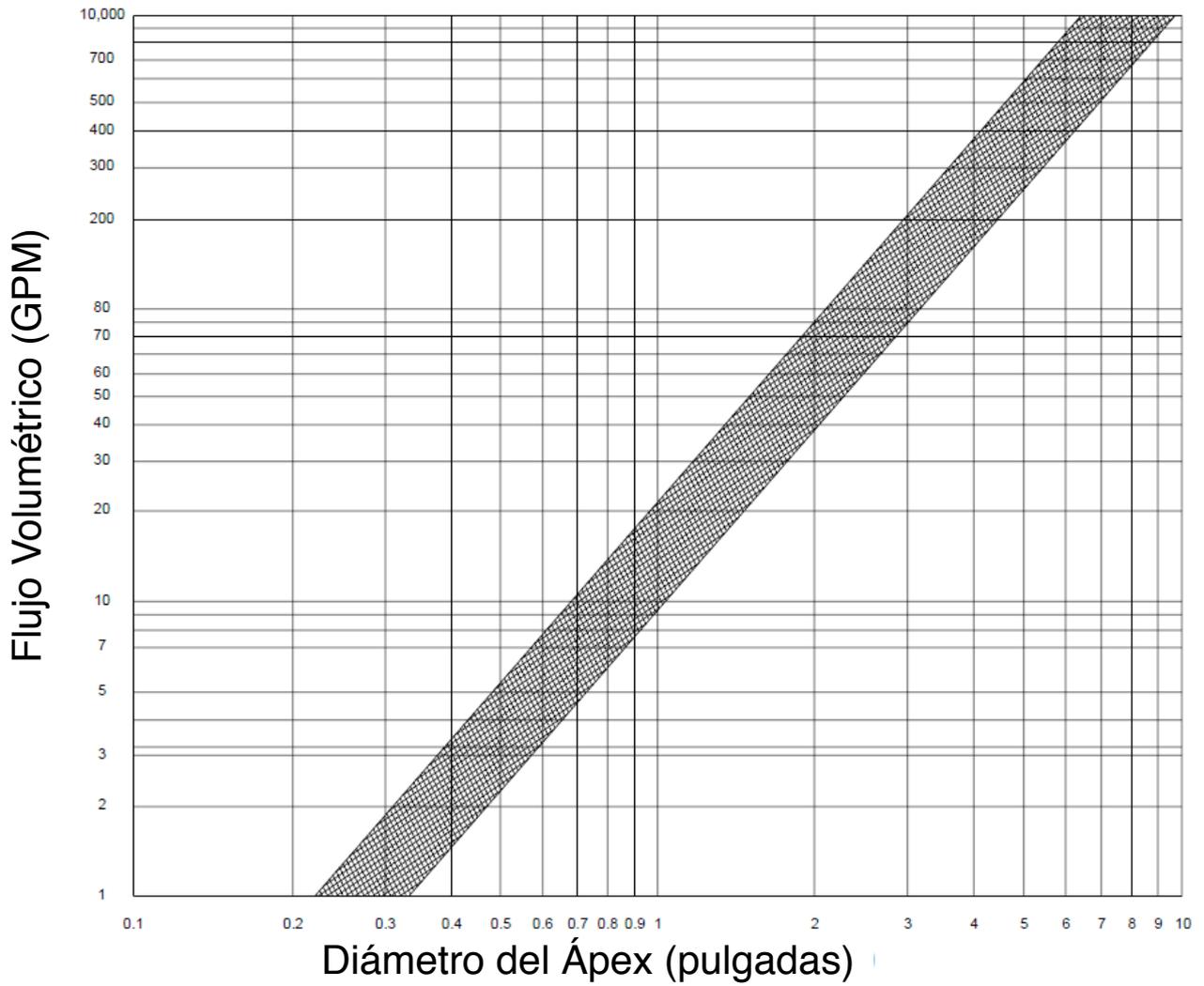
Gráfica 4. Diámetro del Hidrociclón vs. D_{50}
(Para Hidrociclones “Típicos”)



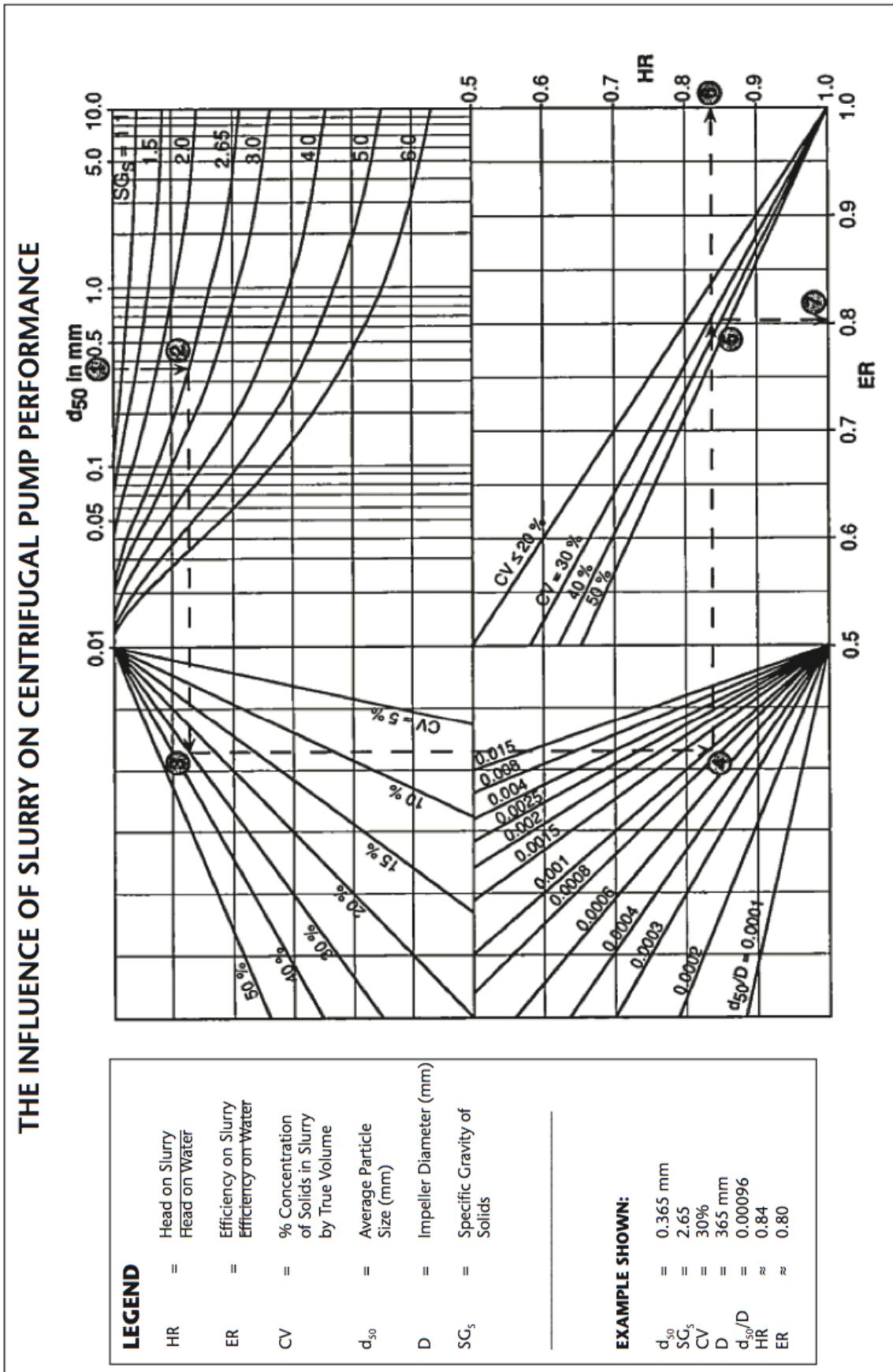
Gráfica 5. Caída de Presión vs. Flujo Volumétrico



Gráfica 6. Capacidad del Ápex
Diámetro vs. Flujo Volumétrico

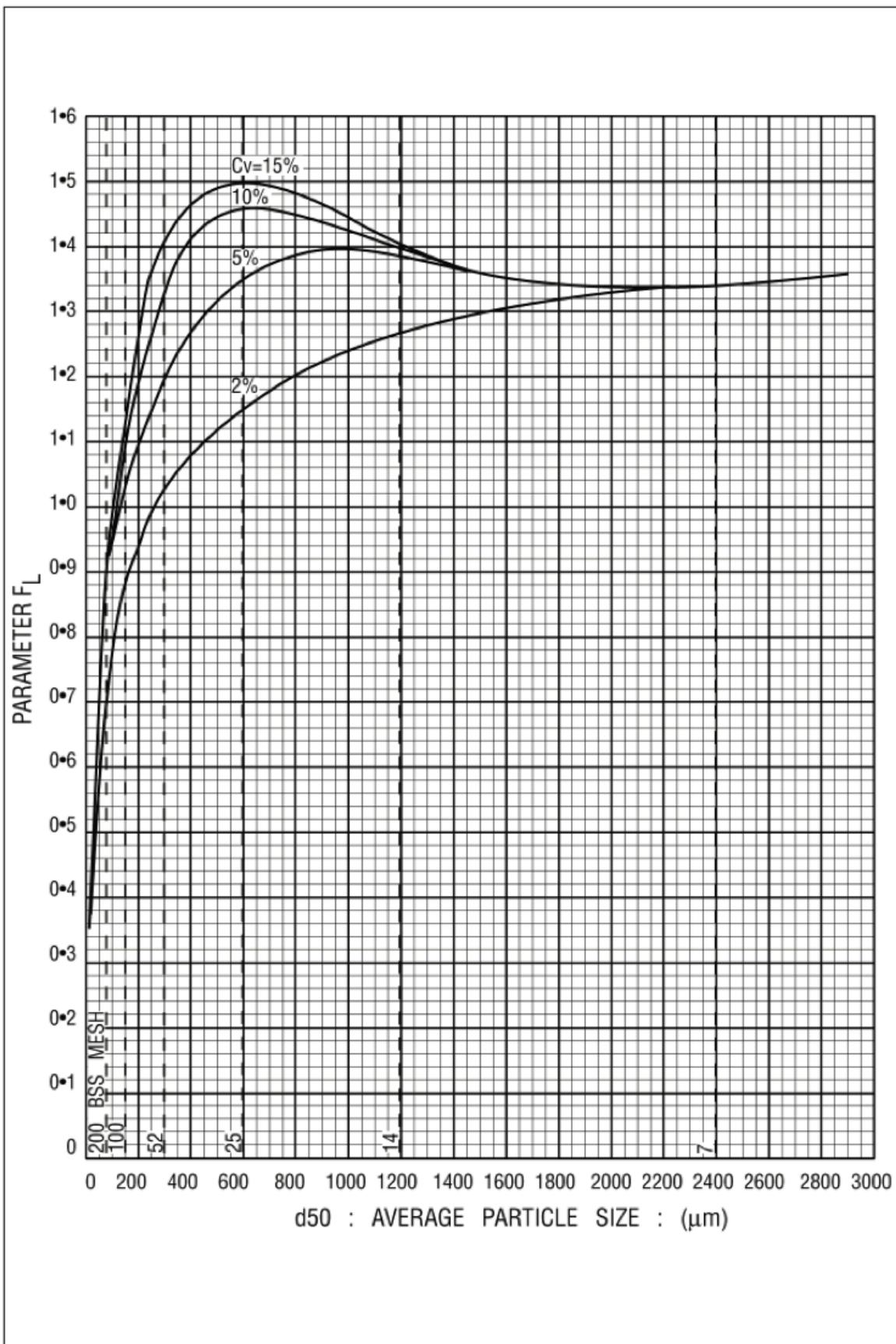


ANEXO (G). Bombeo¹³



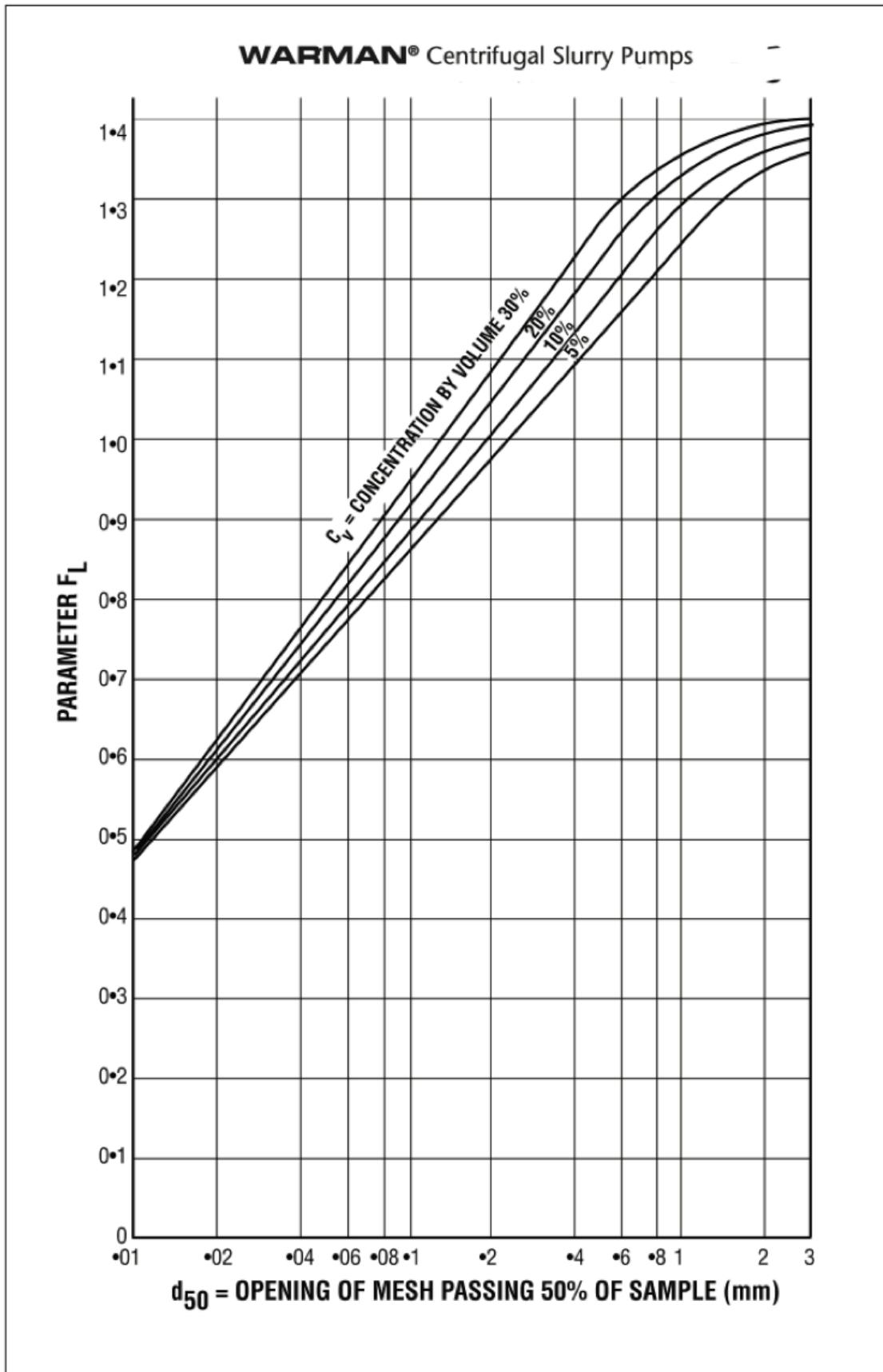
Gráfica 1

¹³ Warman. Slurry Pump Handbook.



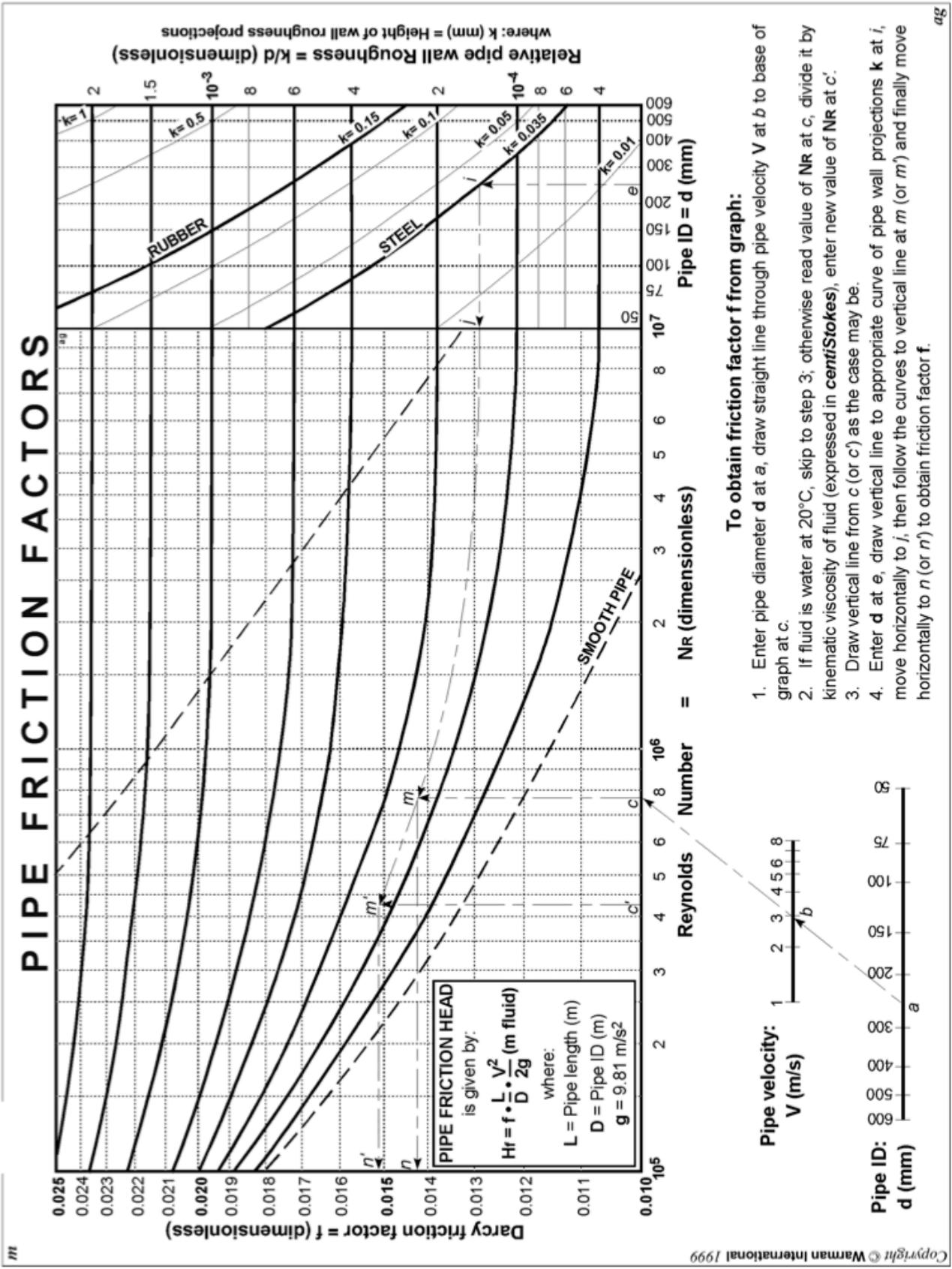
Gráfica 2

Figure 8-1 Durand's Limiting Settling Velocity Parameter (For Particles of Closely Graded Sizing)



Gráfica 3

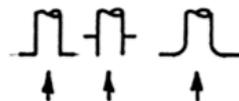
Figure 8-2 Modified Durand's Limiting Settling Velocity Parameter
(For Particles of Widely Graded Sizing)



Gráfica 4

GROUPS 1 TO 5 IN TABLE SHOW THE APPROXIMATE PROPORTIONS OF VELOCITY HEAD, $H_v = \frac{V^2}{2g}$, WHICH APPLY TO CERTAIN CONDITIONS.

V IS USED TO INDICATE THE UPSTREAM VELOCITY AND V_1 THE DOWNSTREAM VELOCITY.

GROUP	ITEM	HEAD LOSS (m)	GROUP	ITEM	HEAD LOSS (m)																				
1.	 <p>Loss of head at inlet H_i From pump hopper to pump or from storage tank to pump.</p> <p>(a) Flush Connections. (b) Projecting connection and dredge suction pipes. (c) Rounded Connection.</p>	$0.5 \frac{V_1^2}{2g}$ $1.0 \frac{V_1^2}{2g}$ $0.05 \frac{V_1^2}{2g}$	3.	 <p>Loss of head due to sudden contraction: K_c is a factor depending on ratio $\frac{d_1}{d_2}$ where d_1 is the large diameter and d_2 the small diameter as illustrated.</p> <table border="1" data-bbox="718 492 845 985"> <tr> <td>Ratio d_1/d_2</td> <td>1.2</td> <td>1.4</td> <td>1.6</td> <td>1.8</td> <td>2.0</td> <td>2.5</td> <td>3.0</td> <td>4.0</td> <td>5.0</td> </tr> <tr> <td>Factor K_c</td> <td>0.08</td> <td>0.17</td> <td>0.26</td> <td>0.34</td> <td>0.37</td> <td>0.41</td> <td>0.43</td> <td>0.45</td> <td>0.46</td> </tr> </table>	Ratio d_1/d_2	1.2	1.4	1.6	1.8	2.0	2.5	3.0	4.0	5.0	Factor K_c	0.08	0.17	0.26	0.34	0.37	0.41	0.43	0.45	0.46	$K_c \frac{V_1^2}{2g}$
Ratio d_1/d_2	1.2	1.4	1.6	1.8	2.0	2.5	3.0	4.0	5.0																
Factor K_c	0.08	0.17	0.26	0.34	0.37	0.41	0.43	0.45	0.46																
2	 <p>Loss of head due to conical enlargement from pump discharge flange to discharge pipeline</p> <table border="1" data-bbox="1037 1388 1133 1848"> <tr> <td>included angle θ</td> <td>6°</td> <td>65°</td> </tr> <tr> <td>factor K_e</td> <td>0.14</td> <td>1.15</td> </tr> </table>	included angle θ	6°	65°	factor K_e	0.14	1.15	$K_e \frac{(V-V_1)^2}{2g}$	4.	 <p>Loss of head due to sudden enlargement:</p>	$\frac{(V-V_1)^2}{2g}$														
included angle θ	6°	65°																							
factor K_e	0.14	1.15																							
			5	 <p>loss of head due to conical contraction : e.g. Jet Nozzles SEE CAMERON PAGE 3 -110</p>	$K \frac{(V-V_1)^2}{2g}$																				

* FOR CONICAL ENLARGEMENTS, MAXIMUM HEAD LOSS OCCURS WHEN INCLUDED ANGLE IS 65°, WHEN $K_e = 1.15$. MINIMUM HEAD LOSS OCCURS WHEN INCLUDED ANGLE IS 6°, WHEN $K_e = 0.14$.

Tabla 2

REFERENCIAS

Referencias Bibliográficas

1. Abulnaga, Baha E. (2002). *Slurry Systems Handbook*. USA: McGraw-Hill.
2. Bulatovic, S.M. (2007). *Handbook of Flotation Reagents: Chemistry, Theory and Practice. Flotation of Sulphide Ores*. Elsevier.
3. Cafaggi Félix A.A., Rodal Canales, E.A. & Sánchez Huerta, A. (2011). *Sistemas de Bombeo*. D.F., México: Facultad de Ingeniería, UNAM.
4. Concha, Fernando. (s.f.) *Manual de Filtración & Separación*. Chile: Universidad de Concepción.
5. Cytec (2002). *Mining Chemicals Handbook*.
6. Fuerstenau, M.C. & Han, K.N. (2003). *Principles of Mineral Processing*. USA: SME.
7. Fueyo, Luis. (1999) *Equipos de Trituración, Molienda y Clasificación: Tecnología, Diseño y Aplicación*. México: Editorial Rocas y Minerales.
8. Gupta, Ashok & Yan, Denis. (2006). *Mineral Processing Design and Operation: an introduction*. Australia: Elsevier.
9. Huerdo Casillas, J.J. *Manual de prácticas de la materia: Preparación Mecánica de Minerales*. D.F., México: Facultad de Ingeniería, UNAM.
10. Kelly, E.G., & Spottiswood, D.J. (1990). *Introducción al Procesamiento de Minerales*. México: Noriega.
11. Malhotra, D., Taylor, P.R., Spiller, E. & LeVier, M. (2009). *Recent Advances in Mineral Processing Plant Design*. USA: SME.
12. Maloney, J.O. (2008). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. USA: McGraw-Hill.
13. Mular, A.L., Halbe, D.N., Barratt, D.J. (2002). *Mineral Processing Plant Design, Practice, and Control: Proceedings*. USA: SME.
14. Kawatra, S.K.. (2006). *Advances in Comminution*. USA: SME.
15. King, R.P.(2012). *Modeling and Simulation of Mineral Processing Systems*. USA: SME.
16. King, R.P.(2012). *ModSim Manual*. USA: Mineral Technologies International, Inc.
17. Tyler, W.S. (2012). *The Rock Book*. Canadá: Tyler, Haver & Boecker The Screening Group.
18. Warman (2009). *Slurry Pump Handbook*. Weir Minerals.
19. Wills, B.A. & Napier-Munn, T.J. (2006). *Will's Mineral Processing Technology*. Australia: Elsevier.

Referencias Mesográficas

20. Apuntes de Trituración. Universidad de Buenos Aires. http://materias.fi.uba.ar/7202/MaterialAlumnos/05_Apuntes%20Trituracion.pdf
21. Arterburn, R.A. *The Sizing and Selection of Hydrocyclones*, recuperado de: http://www.docentes.utonet.edu.bo/njacintoe/wp-content/uploads/83_sizing_select_cyclones.pdf
22. Canadian Process Technologies Inc. <http://www.cpti.ca>
23. FLSmidth. <http://www.flsmidth.com>
24. High-Pressure Grinding Tests on Copper/Gold/Molybdenum Ore from the Morrison Project british Columbia, Canada for Pacific Booker Minerals Inc. at the Polysius Research Centre. Project No. 2337 2844/2220-7959, en: <http://www.pacificbooker.com/pdf/Pacific%20Booker%20-%20Morrison%20HPGR%20Polycom%20Test%20Report.pdf>

25. Metso CISA Flotation Columns. http://www.metso.com/miningandconstruction/mm_proc.nsf/WebWID/WTB-041208-2256F-526D6#.UgADGhbSpEQ
26. Metso Corporation. <http://www.metsomining.net>
27. Mineral Technologies International, Inc. <http://www.mineraltech.com/MODSIM/ModsimTraining/index.html>
28. Optimizing the Process with Metso CISA. http://www.madencilik-turkiye.com/dosyalar/metso/sunum7-julie_legay-prosesi_tamamlayici_uygulamalar.pdf
29. Outotec. <http://www.outotec.com/en/Products--services/Industrial-minerals/>
30. Outotec Flotation Technology - After the invention of the Tankcell®. <http://www.miningcongress.com/pdf/presentations-downloads/Outotec-Christian-Kujawa.pdf>
31. SlamJet Spargers. <http://www.cpti.bc.ca/Products/Index/Slamjetspargers>
32. Sweco. http://www.sweco.com/pdf/paper_screen_wire.pdf
33. Terex. http://www.terex.com/minerals-processing-systems/en/idc03/groups/webcontent/@web/@mps/documents/web_content/ucm03_037627.pdf
34. Vymsa. <http://www.vymsa.com/es/laboratorios-mineros>
35. Weir Minerals. <http://www.weirminerals.com/pdf/Weir%20Minerals%20-%20KHD%20HPGR%20brochure%20-%20FINAL0719-Spanish-lowres.pdf>
36. Wyslouzil, H.E. President of Canadian Process Technologies Inc. *Mineral Producers improve plant performance using column flotation technology*. Vancouver, Canada, en: <http://en-ca.eriez.com/Content/Brochure/columncell0/benefitsofcolumnflotation>