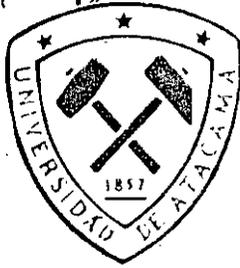


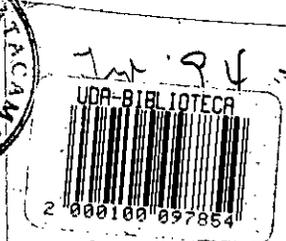
622.73  
P337  
C.7



# UNIVERSIDAD DE ATACAMA

"OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"

PROFESOR: Ing. Sr. Osvaldo Pavez M.



DIRECCION DE EXTENSION, COMUNICACIONES Y RELACIONES-UNIVERSITARIAS  
DEPARTAMENTO DE CAPACITACION

\*\*\*\*\*



I N D I C E  
\*\*\*\*\*

1.- CONMINUCION	0
1.1. Definición y Propósito	0
1.2. Teorías de Conminución	1
1.3. Método de Bond y Teorías Modernas de Conminución.	6
2.- CHANCADO	11
2.1. Chancado Primario	11
2.2. Trituración Secundaria y Terciaria	25
3.- HARNEROS	36
3.1. Introducción	36
3.2. Eficiencia de Harneado	39
3.3. Carga Circulante en Harneros	41
3.4. Evaluación de Circuitos de Trituración-Harneado.	45
4.- MOLIENDA	55
4.1. Introducción	55
4.2. Mecanismos de Molienda	60
4.3. Efectos de la Densidad de Pulpa en el Molino.	63
4.4. Carga de bolas	66





5.- CLASIFICACION	96
5.1. Generalidades	96
5.2. Cuantificación de la Operación	97
5.3. Balance de Masa	99
5.4. Eficiencia de Clasificación	102
5.5. Carga Circulante en función de los Tamaños	108
5.6. El Hidrociclón	112
5.7. Modelos Matemáticos Molienda - Clasificación	114



**1.- CONMINUCION**

**1.1. DEFINICION Y PROPOSITOS.**

El objetivo principal del proceso de conminución es liberar las partículas valiosas de algunos materiales heterogéneos y preparar productos de un cierto análisis granulométrico con propiedades particulares de su superficie, que los haga aptos al tratamiento químico que normalmente sigue el proceso de conminución. Por lo tanto, se trata de diseñar equipos que permitan pulverizar las partículas que se alimentan al proceso.

Según las características mecánicas de estos equipos, el concepto de conminución se divide en dos, **chancado y molienda.**

**Chancado** : cuando hablamos de equipos de chancado nos referimos a aquel que tiene restricciones mecánicas por las cuales se evita el contacto de las partes que están haciendo el trabajo de conminución. Estas partes y la separación de ellas se regula por medios manuales o automáticos de manera de permitir la producción de estas partículas mas o menos uniformes y homogéneas en tamaño, para las operaciones sucesivas.

**Molienda** : cuando hablamos de equipos de molienda, incluimos aquellos equipos en los cuales las partes que están haciendo el trabajo de conminución pueden llegar a tocarse y el único medio que evita que se toquen es el material a moler, ya sea en molienda seca o molienda húmeda.

Esta definición es bastante simple, pero pareciera ser la más adecuada para diferenciar que es



molienda cuando se habla de conminución.

## 1.2. TEORIAS DE CONMINUCION.

1.2.1. POSTULADO DE RITTINGER (1867).: "La energía consumida en la reducción de tamaño de un sólido, es proporcional a la nueva superficie creada".

La expresión matemática de este postulado es :

$$\hat{E}_R = K_R \left[ (\sqrt{x_1}) - (\sqrt{x_0}) \right] \quad (1.1.)$$

donde :

$\hat{E}_R$  = energía específica KWH / Ton

$K_R$  = constante de Rittinger

$x_0, x_1$  = tamaño inicial y final ( $\mu m$ )

Este postulado vale esencialmente para trituración, considera cuerpos sólidos ideales. La energía utilizada es sólo la necesaria para producir la ruptura, una vez que el material ya ha alcanzado su deformación crítica o límite de ruptura.

1.2.2. POSTULADO DE KICK (1885). "La energía requerida para producir cambios análogos en el tamaño de cuerpos geoméricamente similares, es proporcional al volumen de estos cuerpos".

$$\hat{E}_K = K_K \ln (x_0/x_1) \quad (1.2.)$$



donde :

$\hat{E}_K$  = energía específica (KWh/ Ton)

$K_K$  = constante de Kick.

$X_0, X_1$  = tamaño inicial y final ( $\mu m$ )

Este postulado vale esencialmente para molienda fina, considera cuerpos sólidos ideales (homogéneos; isotrópicos y sin fallas). Se desprecia energía adicional para producir la fractura, siendo la energía calculada sólo la necesaria para deformar el sólido hasta su límite de ruptura.

**1.2.3. POSTULADO DE BOND (1952).** La energía consumida para reducir el tamaño 80% de un material, es inversamente proporcional a la raíz cuadrada de dicho tamaño.

$$\hat{E}_B = K_B \left( \frac{1}{\sqrt{X_1}} - \frac{1}{\sqrt{X_0}} \right)$$

$$\hat{E}_B = 10 W_i \left( \frac{1}{\sqrt{X_1}} - \frac{1}{\sqrt{X_0}} \right) \quad (1.3.1)$$

donde :  $E_B$  = energía específica (KWh/Ton)

$W_i$  = Work index (KWh/Ton)

$X_1$  = tamaño 80% pasante del producto  
( $\mu m$ )

$X_0$  = tamaño, 80% pasante de la alimentación ( $\mu m$ ).

El Work index se define como el consumo de energía (KWh/Ton) necesario para reducir un material desde un tamaño teóricamente infinito, hasta 80% pasante  $100 \mu m$ .

Fred Bond ha correlacionado el índice de trabajo ( $W_i$ ) medido en molinos industriales, con un índice de moliendabilidad promedio ( $G_{bp}$ , gn/revol), medido en un molino de laboratorio standard operando en circuito cerrado con un harnero de separación (molienda a seco, con un 250% de carga circulante) y utilizando la misma muestra mineral alimentada al circuito industrial. El obtuvo las siguientes fórmulas :

$$W_i = \frac{44,5}{P_1^{0.23} G_{bp}^{0.82} \left( \frac{10}{P} - \frac{10}{F} \right)}, \text{ para molino de bolas.} \quad (1.4)$$

lino de bolas.

$W_i$  = Índice de trabajo (KWh/Ton.corta)

$G_{bp}$  = Índice de moliendabilidad (gr./rev.)

$P_1$  = Abertura en micrones de la malla de separación ( $\mu m$ ).

$P$  = Tamaño 80% pasante del producto de laboratorio ( $\mu m$ ).



F = Tamaño 80% pasante de la alimentación  
( $\mu m$ )

El valor de  $W_i$  así calculado, es para un molino de bolas tipo overflow de 8 pies de diámetro interior, moliendo a húmedo y operando en circuito cerrado.

Este postulado es aplicable tanto a trituración como a molienda. La energía consumida es proporcional al largo de las nuevas fracturas creadas. Considera que no existen rocas ideales ni iguales en forma. El  $w_i$  es función del material y del equipo, determinándose experimentalmente en el laboratorio.

**1.2.4. POSTULADO DE WALKER (1937).** "Para partículas sólidas, similares en naturaleza y forma, pero de tamaños diferentes, la energía requerida para producir fracturas similares en las partículas, es proporcional al tamaño de la partícula".

$$d \hat{E} = -C \frac{dx}{x^n} \quad (1.5.)$$

E = energía específica (KWh/Ton)

C = constante.

X = tamaño partícula ( $\mu m$ )

n = parámetro variable.

Esta ecuación diferencial empírica es de tipo general. Las hipótesis de Kick, Rittinger y



Bond, son casos particulares de esta ecuación, para  $n = 1,2$  y  $1,5$ ; respectivamente. La constante  $C = K_K = K_R = 2K_B = 20 W_i$ . El parámetro  $n$ , es función del material y del equipo de conminución ( $n = 1,32-2,40$ )

1.2.5. POSTULADO DE CHARLES (1957). El enunciado es idem que Walker, pero supone una distribución de Schuhman, para la distribución granulométrica del producto resultante de la fractura.

$$E_{ch} = AK^{1-n} \approx AK^{-m} \quad (1.6)$$

$E$  = energía específica (KWh/Ton)

$A$  = constante de máquina

$K$  = módulo de tamaño Schuhman

$m$  = módulo de distribución de Schuhman

$n$  = parámetro de Walker

La ecuación general está basada en relación de Walker.  $A$  es una constante de máquina, en relación directa con el método de fractura utilizado (equipo). Es función de parámetros  $n$  y  $m$ .  $A$  y  $n$  se determinan gráficamente de " $\ln \hat{E}$  vs.  $\ln K$ ",  $m$  varía entre 0,32 y 1,4; en la práctica:  $m = n - 1$ .

1.3. METODO DE BOND Y TEORIAS MODERNAS DE CONMINUCION.

El cálculo del consumo de potencia y tamaño de molino requerido en una operación industrial, semi-industrial y/o escala planta piloto, se basa normalmente en la teoría de **BOND** y en el concepto del **WORK INDEX**.

Este método, sin embargo, está sujeto a un error de  $\pm 20\%$  (y a veces hasta de un  $40\%$ ), dependiendo del tipo de material, distribución granulométrica de alimentación, resistencia a la fractura y forma de quearse de las partículas durante la conminución.

En esta sección del capítulo se pretende demostrar que la tercera teoría de conminución propuesta por Fred Bond, constituye solamente un caso particular del modelo macroscópico de la molienda.

Definamos el concepto de **Función Selección Reducida** :

$$S_i^E = S_i (W/P) \quad (1.7.)$$

Donde :

$S_i^E$  = función selección reducida para la  $i$ -ésima fracción de tamaño,  $X_i$  ; (ton/KWh)

$X_i$  = abertura en micrones p/ $i$ -ésima malla.

$S_i$  = función selección para la  $i$ -ésima malla; ( $h^{-1}$ ).

$W$  = carga del material sólido retenido por el molino (ton)

$P$  = consumo de potencia en la molienda; (KW)



## CURSO: "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"

$i = 1, 2, 3, \dots, n$  = sub-índice indicador de la posición correspondiente a cada fracción de tamaño considerado ( $i = 1$ , corresponde a la malla más gruesa,  $i = n$ , corresponde a malla más fina).

La función  $S_i^E$  representa las toneladas de material, de tamaño  $X_i$  ( $\mu$ ) dentro del molino, que serán seleccionadas para la fractura por cada KWh de energía suministrado el proceso de molienda.

En términos matemáticos se puede escribir :

$$S_i^E = \phi (X_i, X_m, \alpha, \text{resistencia a la fractura}) \quad (1.8.)$$

donde:

$\phi$  = función matemática arbitraria, expresando la dependencia existente entre  $S_i^E$ ,  $X_i$ ,  $\alpha$ , etc.

$X_i$  = tamaño de partícula p/i-ésima malla ( $\mu$  m)

$X_m$  = tamaño máximo de partícula en el molino ( $\mu$  m)

$\alpha$  = módulo de distribución; parámetro empírico característico del material quebrado, relacionado con la forma de quebrarse las partículas.

La resistencia de material a la fractura, podrá medirse en términos de algún parámetro característico del material.

Estudios experimentales han demostrado que la ec. (1.8.) podría representarse mediante una Distribución de Shuhman con módulo de distribución  $\alpha$ .



$$S_i^E \approx S_m^E (X_i/X_m)^\alpha \quad (1.9.)$$

donde :

$S_m^E$  = función selección reducida para la malla más gruesa (ton/KWh)

$\alpha$  = módulo de distribución, relacionado con la forma de quebrarse de las partículas en el molino (generalmente varía entre 0,32 y 1,40).

$i$  = 1, 2, 3, ....., n.

$n$  = número total de mallas consideradas.

Consideremos las siguientes definiciones:

$$\bar{E} = E/W \quad (1.10.)$$

$\bar{E}$  = consumo de energía específica en la molienda (KWh/ton)

$E$  = consumo de energía en la molienda (KWh)

$$\bar{P} = P/W = dE/dt = d(E/W) / dt \quad (1.11.)$$

donde :

$\bar{P}$  = consumo de potencia específica en la molienda (KWh/ton)

$$\tilde{S}_i = - \frac{df_i}{dt} / f_i \quad (1.12.)$$

donde :

$\bar{S}_i$  = función selección para tamaño  $X_i$ ; ( $h^{-1}$ )

$f_i$  = fracción en peso parcial, de material retenido sobre la  $i$ -ésima malla, en el instante  $t$ .

$$f_i = \frac{dF_i}{dX_i} = - \frac{dR_i}{dX_i} \quad (1.13.)$$

donde :

$F_i$  = fracción en peso acumulada, de material pasante la  $i$ -ésima malla, en instante  $t$ , =  $(1 - R_i)$ .

$R_i$  = fracción en peso acumulada, de material retenido sobre la  $i$ -ésima malla, en el instante  $t$ , =  $(1 - F_i)$ .

Suponiendo que el análisis granulométrico del material sigue una **DISTRIBUCION DE SCHUHMAN** con el mismo módulo de distribución  $\alpha$  definido anteriormente, se tendrá

$$F_i = (X_i/X_m)^\alpha \quad (1.14.)$$

Combinando las ecuaciones definidas en esta sección, se llega a :

$$d\bar{E} = -C \frac{dX}{X^n} \quad (1.15.)$$

donde:

$$C = \text{constante} = (\alpha - 1) X_m^\alpha / S_m^E$$



$$N = \alpha + 1$$

$$N_i = X, \text{ para un caso general continuo.}$$

La ecuación (1.15) corresponde a la conocida ecuación general de Walker (1937), la solución de esta ecuación, puede ser escrita de la siguiente manera :

- a)  $N = 1$  (Postulado de Kick)
- b)  $N = 2$  (Postulado de Rittinger)
- c)  $N = 1,5$  (Postulado de Bond)
- d)  $N \neq 1$  (Postulado de Charles)

Se observa que  $N =$  parámetro variable  $= \alpha + 1$ , es función del material y del equipo de conminución (normalmente varía entre 1,32 y 2,40).

El parámetro  $\alpha$ , corresponde al módulo de distribución de Schuhman, variando entre 0,32 y 1,40.

En la ecuación (1.15) la constante general  $C$  dependerá de la resistencia del material a ser fracturado ( $S_M^E$ ), como también del equipo (parámetro  $\alpha$ ) y del tamaño máximo alimentado ( $X_m; \mu m$ ). Se observa entonces que es imposible definir un parámetro único ( $W_i$ ), capaz de representar la resistencia del material fracturado en forma independiente del equipo utilizado y de la forma de quebrarse las partículas. Como mínimo, la ecuación de Bond debería introducir un parámetro variable  $\alpha$ , tal como lo sugirieron Walker y Charles. Bond supone  $\alpha = 0,5$  para todos los materiales a ser fracturados.



## **2.- CHANCADO.-**

Se define como las operaciones requeridas para reducir un mineral que viene de la mina hasta un tamaño de alimentación a molienda.

La primera operación de reducción de tamaño en toda planta de procesamiento es el chancado primario.

### **2.1. CHANCADO PRIMARIO.**

Los chancadores primarios operan generalmente en circuito abierto, existiendo tres tipos de chancadores: mandíbula, giratoria e impacto, sin embargo esta etapa de chancado se lleva a cabo, principalmente con los dos primeros equipos mencionados.

Uno de estos tipos debe ser seleccionado en todo proyecto nuevo en minería. Los chancadores primarios están comúnmente diseñados para operar el 75 % del tiempo evaluado, debido a interrupciones causadas por alimentación insuficiente a la chancadora y por detalles mecánicos en la chancadora.

Con información del tamaño máximo alimentado a la chancadora, distribución de tamaño en descarga y capacidad en TM/Hr., el tamaño de la chancadora para cualquiera de los tipos mencionados pueden encontrarse en catálogos de vendedores.

En la chancadora se distingue la abertura de admisión denominada "boca" y la descarga. Cuando la descarga se encuentra en posición de abertura máxima se denomina open side setting OSS ( $S_a$ ) y cuando es mínima se



habla de closed side setting ( $S_0$ ).

### 2.1.1. TRITURADORA DE MANDIBULA.

Se especifican mediante dos números  $G$  que es la medida de la boca y  $L$  que es la longitud de la boca, expresados ambos en pulgadas, la forma de especificación es :

$$G \times L$$

Donde :

$$G = \frac{\text{tamaño máximo en alimentación}}{0.85}$$

$$L = 1.7 G$$

La razón de reducción en una operación de trituración es el cociente entre una dimensión escogida de las partículas de la alimentación a la correspondiente de las partículas del producto triturado. Se definen en chancado las siguientes razones de reducción.

$R_L$  = razón de reducción límite = la razón entre el tamaño más grande de la alimentación y el tamaño más grande del producto triturado.

$$R_L = \frac{0.85 G}{S_a} \quad (2.1.)$$

En las chancadoras primarias  $R_L = 4$ .

$R_a$  = razón de reducción aparente = cociente entre la admisión  $G$  y la posición abierta de la descarga,  $S_a$ .



$$R_a = \frac{G}{S_a} \quad (2.2.)$$

$R_{80}$  = razón de reducción del 80% = cociente entre los tamaños 80% en la alimentación y producto.

$$R_{80} = \frac{F}{P} \quad (2.3.)$$

Según el punto de apoyo de la muela móvil las chancadoras de mandíbulas se clasifican en :

a) **Tipo Blake.**

Tiene el punto de apoyo en la parte superior manteniendo fija la distancia de la boca y variando la distancia de la descarga. En este tipo de chancadora a medida que los trozos se van rompiendo y descendiendo se encuentran sometidos a movimientos más amplios y como en la abertura de salida el movimiento adquiere su máxima amplitud se facilita la evacuación de los productos, es decir tienen una mayor capacidad y no están expuestas a atochamientos. Tienen en cambio, el defecto de la continua variación de la abertura de salida, lo que da, naturalmente, paso a tamaños variados de los productos.

b) **Tipo Dodge.**

Se caracteriza porque el punto de apoyo de la muela móvil, está en la parte inferior, variando, en su movimiento la distancia de la boca de entrada y permaneciendo fija la descarga ( $S_0$ ). Esta chancadora exige mucha energía, es de menor capacidad y se atasca fácilmente por la invariabilidad de la salida, y sufre frecuentes roturas.

Se caracteriza además, porque los trozos obtenidos



son más regulares de los que da la tipo Blake, puesto que la dimensión con que salen no pueden ser mayor que la de dicha abertura.

Como se dijo anteriormente la inmovilidad de la abertura de salida produce menor rendimiento por la dificultad de salida del material, sin embargo se ha atenuado en parte esta dificultad alargando dicha abertura hasta el doble de la longitud de entrada.

**c) Tipo Single Toggle.**

Se caracteriza por no tener un punto fijo en la muela móvil, sino que está sobre la excéntrica del volante, produciendo un movimiento de esta muela en toda su extensión y paralela a la muela fija. Además produce cizalle.

En general comparando la de Blake y la de Dodge, podemos decir que : la de Blake es más gradual y progresivo el modo de acción, ya que, la mandíbula comienza a la entrada con un movimiento de poca amplitud que va aumentando hasta la salida, al descender el mineral, realizando un trabajo más uniforme y facilitando la evacuación del producto.

Las muelas o placas trituradoras de las chancadoras se construyen de acero fundido o fundición de acero dura, o de acero especial de cromo o maganeso, según la dureza del mineral, y acanaladas o lisas, según que se deseen productos gruesos menudos. Son siempre recambiables y su duración depende de la clase de mineral, más o menos duro o abrasivo.



## CURSO: "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"

La cantidad de finos producida depende de la naturaleza del mineral, de la abertura de salida de las mandíbulas, de la velocidad de trabajo y del grado de fragmentación que desee.

Desde el punto de vista económico la mejor máquina es aquella en la que cada elemento tenga la resistencia suficiente para soportar el mayor esfuerzo previsible que se puede requerir de ella, en la que haya piezas especiales fácilmente sustituibles; y de tales características que puedan fallar sin ocasionar perjuicios serios, preservando así, el resto de la máquina de esfuerzos para los que no está calculada y en la que no está calculada y en la que otros elementos, también fácilmente sustituibles, resistan los efectos del desgaste, de la corrosión o ambos a la vez, atribuibles al tacto con la mena, el polvo de los lados, y, al hacerlo así, proteger las partes vitales de la máquina

### EFICIENCIA DE LA CHANCADORA.

La eficiencia de la chancadora está dada por la siguiente expresión

$$E = \frac{T R_{80}}{HP - Hr} \quad (2.4.)$$

es decir, es el cuociente entre las toneladas que pasan por el chancador por la razón de reducción llevada a efecto y los HP-Hr consumidos para efectuar dicha reducción



### CAPACIDAD DE LA CHANCADORA.

La capacidad de una trituradora de mandíbula se determina por la expresión :

$$T_b = 0,6 \times L \times S_o \quad (2.5.)$$

donde :

$T_b$  = toneladas / Hora de alimentación básica (para caliza)

Por lo tanto se considera que la capacidad es proporcional al área de la garganta. En general la capacidad es función del tipo de roca y de otros factores como la humedad. Podemos escribir :

$$T = T_b \cdot K_c \cdot K_m \cdot K_f \quad (2.6.)$$

donde :

$T_b$  = Ton/H básica para el caso ideal en que  
 $K_c = K_m = K_f = 1$

$K_c$  = factor del tipo de roca.

$K_m$  = factor humedad

$K_f$  = factor tipo de alimentación

Se puede decir que para valores de K se parte siempre del supuesto tácito de que la roca triturada es piedra caliza, compacta, firme, no silicosa ni arcillosa, libre de finos húmedos, y que la trituradora se alimenta con trozos de tamaño máximo susceptibles de ser molido. Los valores K correspondientes son 1,0.



## CURSO: "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"

Los valores comparativos de  $K_c$  para las rocas corrientes son: dolomita 1,0 ; gneiss 0,95 ; andesita, pizarra y granito 0,90 ; pedernal, cuarcita, riolita, diorita y sílex, 0,80 ; basalto 0,75 y diabasa inalterada 0,65.  $K_c$  es un factor que depende de la dureza de la roca.

$K_m$  es el factor que depende de la humedad. La humedad influye sobre la capacidad determinando que los finos se empaqueten y se adhieran en la zona de fragmentación. Normalmente, la humedad de alimentación en las chancadoras primarias suele ser insuficiente para influir sobre la operación ( $K_m=1,0$ ), pero en las chancadoras secundarias de tipo giratorio,  $K_m$  puede bajar a 0,1 si hay humedad suficiente para que los finos formen una masa coherente cuando se comprimen en la mano y, a menos que se forme una cantidad considerable de polvo en esta trituración, son de esperar valores de 0,75 a 0,85. Es decir:

$K_m = 1,0$  (mineral seco)

$K_m = 0,75 - 0,85$  (mineral húmedo).

En cuanto a  $K_f$  que es el factor que depende del tipo de alimentación, se puede decir que con el funcionamiento correcto del dispositivo de alimentación controlado por un operario, que suele ser el caso corriente en las chancadoras, el valor de  $K_f$  será de 0,75 - 0,85. Si el operario ha de apartar una cantidad considerable de escombros o hacer una manipulación con los bloques excesivamente grandes, entonces  $K_f$  debe descender a 0,5 o menos. Es decir:

$K_f = 0,5$  (para operación dificultosa)

$K_f = 0,75 - 0,85$  (para operación fácil)



**2.1.2. CHANCADOR GIRATORIO.**

Se utiliza en chancado de materiales grandes a muy alta velocidad. Se alimenta de material que viene de la mina el cual contiene piezas mayores a 5 pies.

El tamaño de una chancadora giratoria se expresa por dos números:

A - B

Donde: A = Longitud de admisión o boca (pulg.)

B = Diámetro de base del cono (pulg.)

Consiste esencialmente de una superficie móvil de chancado en forma de cono normal, fija a un eje vertical que gira excéntricamente en torno de otra superficie en forma de cono truncado en posición invertida.

Desde que apareció la primera chancadora de este tipo en E.E.U.U. en 1878 se han fabricado numerosos modelos con modificadores estructurales principalmente en la forma de sujetar el eje principal.



**COMPARACION ENTRE CHANCADORES DE MANDIBULA Y GIRATORIOS.**

	<u>MANDIBULA</u>	<u>GIRATORIO</u>
Para igual tamaño de admisión y salida	Menos capacidad	Posee capacidades 4 o 5 veces mayores.
Para igual peso	Puede admitir bolones 4 veces mayores	Menos tamaño de admisión
Tipos de bloque	Macizos	Planos
Alimentación	Debe ser controlada para que no se atasque.	Más fácil
Fundaciones	Exige fundaciones más complejas para igual capacidad	Menos compleja
Condiciones de operación	Fácil manejo de piezas de desgaste	Más difícil
Tipo chancado	Más plano	Más cúbico

En general el criterio de selección se basa en los rendimientos, tamaño de admisión, requerimientos de espacio, etc.



HP REQUERIDOS EN CHANCADORA PRIMARIA.

$$\text{HP/ Ton corta} = \frac{W_i \times 13,4 (\sqrt{F} - \sqrt{P})}{(\sqrt{F} \times \sqrt{P})} \quad (2.7.)$$

$$\text{Total HP} = (\text{HP/Ton corta}) \times (\text{capacidad de chancadora Ton corta})$$

(factor \* )

En estas fórmulas estimar :

- 1) Índice de Bond =  $W_i = 2.59 \frac{\text{valor Promedio impacto}}{\text{gravedad específica}}$
- 2) Tamaño alimentación del 80% se estima que es igual a 2/3 de la abertura de entrada de chancadora.
- 3) Tamaño producto = Las curvas de análisis granulométrico del producto de catálogo Allis Chalmers puede ser usado para estimar el tamaño del producto con suficiente seguridad.
- 4) El factor \* introducido para corregir la fórmula tiene los siguientes valores : para chancado primario es 0.75 y para chancado secundario es 1.

Los HP totales.- Los HP promedio del motor con chancadora operando a la capacidad requerida. Para seleccionar el motor considerar la capacidad máxima de la chancadora y aumentos posibles en el  $W_i$  del material.



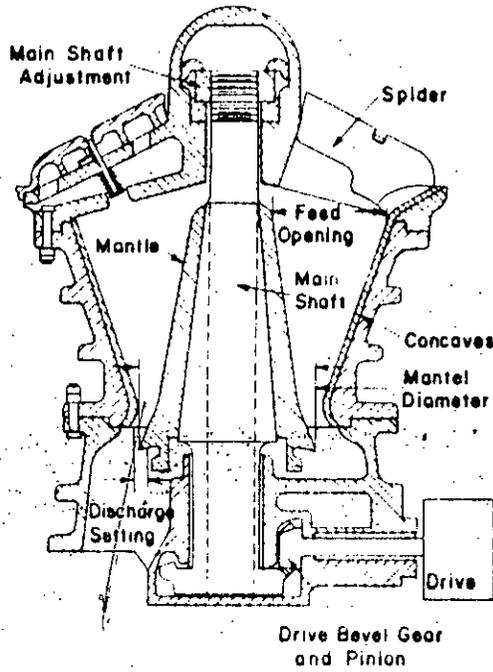
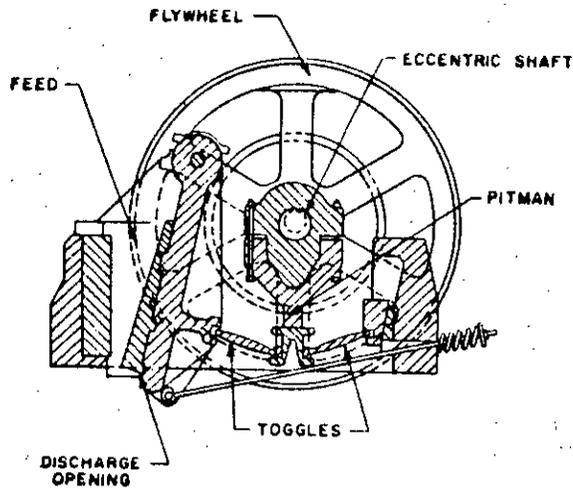


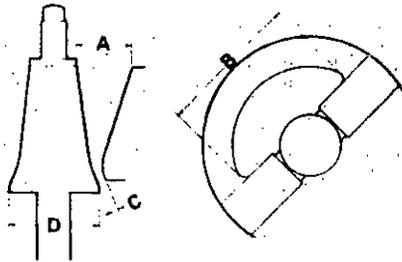
Fig.: 2.1.



Chancadoras primarias de mandíbula y Giratorias



**CURSO: "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"**



**Tabla : 2.3.**

**CAPACITIES IN TONS PER HOUR (2000 Lbs.)**

Size	A x B Feed Opening (inch)	D Head Diameter (inch)	Gyro per Min.	Cont. Shott RPM	Screening Throw Inch	Max. HP	Open Ends Discharge Setting - C																	
							3 1/2	4	4 1/2	5	5 1/2	6	6 1/2	7	7 1/2	8	8 1/2	9	10					
42-70 MU	42 x 114	70	137	514	3/4 1 1 1/8 1 1/4	200 260 270 300					525 700 786	575 830 936	730 975 1100	835 1110 1260	926 1230 1386	1020 1360 1530								
42-70 XHD	42 x 114	70	137	514	3/4 1 1 1/8 1 1/4	240 320 380 400			430		526 700 786	575 830 936	730 975 1100	835 1110 1260	926 1230 1386	1020 1360 1530								
48-75 MU	48 x 132	75	140	514	1 1 1/4 1 3/8 1 1/2	300 375 410 450				1175	1250 1567 1720	1330 1660 1880	1440 1800 1980	1566 1966 2150	1700 2126 2340	1840 2300 2530 2760								
54-75 MU	54 x 144	75	140	514	1 1 1/4 1 3/8 1 1/2	300 375 410 450				1300		1400 1750 1925	1510 1895 2075	1630 2040 2240	1776 2220 2440	1920 2410 2655 2896								
54-80 MD	54 x 145	80	140	514	1 1/4 1 3/8 1 1/2 1 5/8	400 475 480 500						1875 2010 2145	1950 2186 2340	2170 2386 2606	2420 2660 2915	2650 2915 3180 3445	2900 3180 3430							
60-90 XHD	60 x 165	90	115	514	1 3/8 1 1/2 1 5/8 1 3/4	550 800 850 900							1865 2130 2380	2130 2640 2900	2420 2900 3160	2660 3140 3425	2900 3430 3716 4000							
60-102 MU	60 x 174	102	115	514	1 1/2 1 5/8 1 3/4 2	600 850 900 950								3140 3400 4085 4665	3500 3750 4550 5095	3900 4275 4980 5695	4270 4640 5415 6185	4640 5025 5850 6300						
60-102 XHD	60 x 174	102	115	514	1 1/2 1 5/8 1 3/4 2	750 900 875 1000								3140 3400 4085 4665	3500 3750 4550 5095	3900 4275 4980 5695	4270 4640 5415 6185	4640 5025 5850 6300						

**Capacidades de Chancadoras Giratorias.**





Ejemplo de Aplicación :

La capacidad diseñada es 1550 T cortas/Hr. El Test Center de la Allis Chalmers indica las siguientes características del mineral :

valor promedio impacto = 21.4 f.p./in

gravedad específica = 2,85

$W_i$  = 19,4 KWh/Ton corta.

Una chancadora giratoria superior de 54-74 se selecciona para operar a 6 1/2" de open side setting. La alimentación día directamente a la chancadora.

$F_{80}$  = 36" (66% abertura de alimentación de chancadora) = 54" x 0,666

$P_{80}$  = 5 1/2"

HP/Ton corta =  $\frac{19,4 \times 13,4 \times 582}{357,544}$  = 0,423

Total HP = 1550 x 0,423 x 0.75 = 492

Tamaño del motor recomendado = 500 HP.

**2.2. TRITURACION SECUNDARIA Y TERCIARIA.**

La segunda etapa de conminución se denomina trituración secundaria. Como la razón de reducción límite en la trituración primaria es baja, es necesario realizar una etapa de trituración secundaria y muchas veces otras de trituración terciaria para obtener un producto adecuado como alimentación a molinos (10 mm. o 3/8").



La alimentación a la trituración secundaria es del mismo orden de tamaño que los productos finos de la mina y por lo tanto podría pensarse que una máquina pequeña podría tratarlos. Esto es verdad en cuanto a tamaño pero no en cuanto a capacidad. Se ha constatado que el número de chancadoras primarias pequeñas necesarias para admitir la descarga de una primaria es muy grande. Por ejemplo, para tratar la descarga de una chancadora giratoria de 60 pulgadas con una posición abierta de 10 pulgadas, se necesitarían 11 chancadoras giratorias más pequeñas. En este caso la distribución de la alimentación sería más costosa que la trituración misma.

La limitación en capacidad se debe que en las chancadoras giratorias la garganta es pequeña. El problema se resolvió con las chancadoras de cono, en las que se aumentó el diámetro de la descarga y por lo tanto el área de la garganta.

### **2.2.1. TRITURADORAS DE CONO:**

Está formada por una cámara de trituración de forma anular en la cual gira en forma excéntrica un cono triturador de gran superficie que hace el papel de mandíbula móvil. En la parte superior del cono tiene un plato distribuidor del mineral a través de la cámara de trituración.

Las chancadoras de cono se especifican por el diámetro de la parte inferior del cono (D) en pies. Se construyen desde 2 pies de diámetro hasta 10 pies.



## CURSO: "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"

Sus capacidades varían en cada caso de acuerdo a su máxima abertura de la garganta  $S_a$ .

Su construcción en forma de cono convergente, hace aumentar su superficie de molienda y su área de descarga o de la garganta.

Se construyen en dos tipos : de cabeza larga o standard y de cabeza corta, la que se caracteriza por tener un cono de trituración más inclinado, disminuyendo el tamaño del producto.

Este tipo de trituradora, de cabeza corta se emplea más en la trituración terciaria cuando el material viene de una extracción a tajo abierto, y secundaria cuando es subterráneo.

La diferencia principal entre la trituradora de cono standard y de cabeza corta, está en la forma de la cavidad y la placa de alimentación.

En la selección de una chancadora de cono de debe considerar :

- a) Tamaño máximo alimentado.
- b) Capacidad requerida en T/H
- c) Tamaño de producto deseado.

Un paralelismo entre chancadora de cono standard y cabeza corta se muestra a continuación :



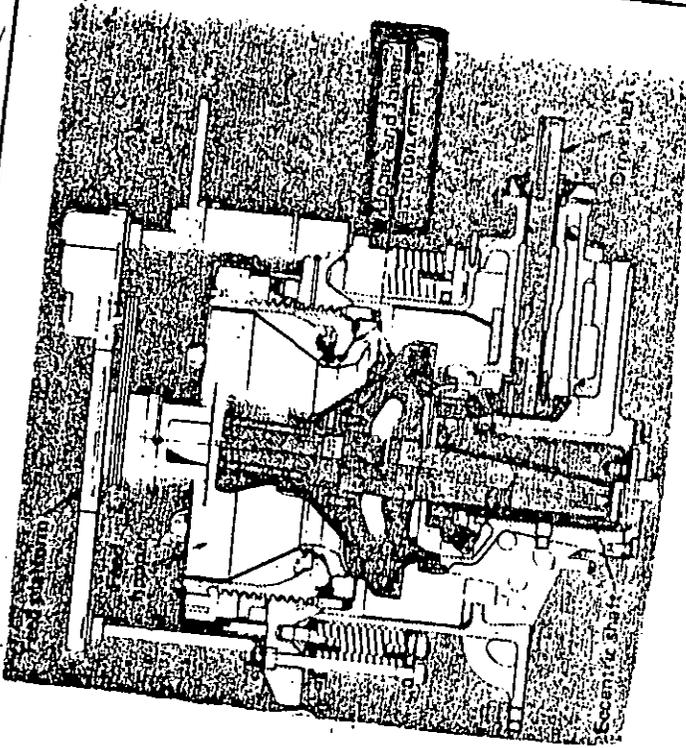
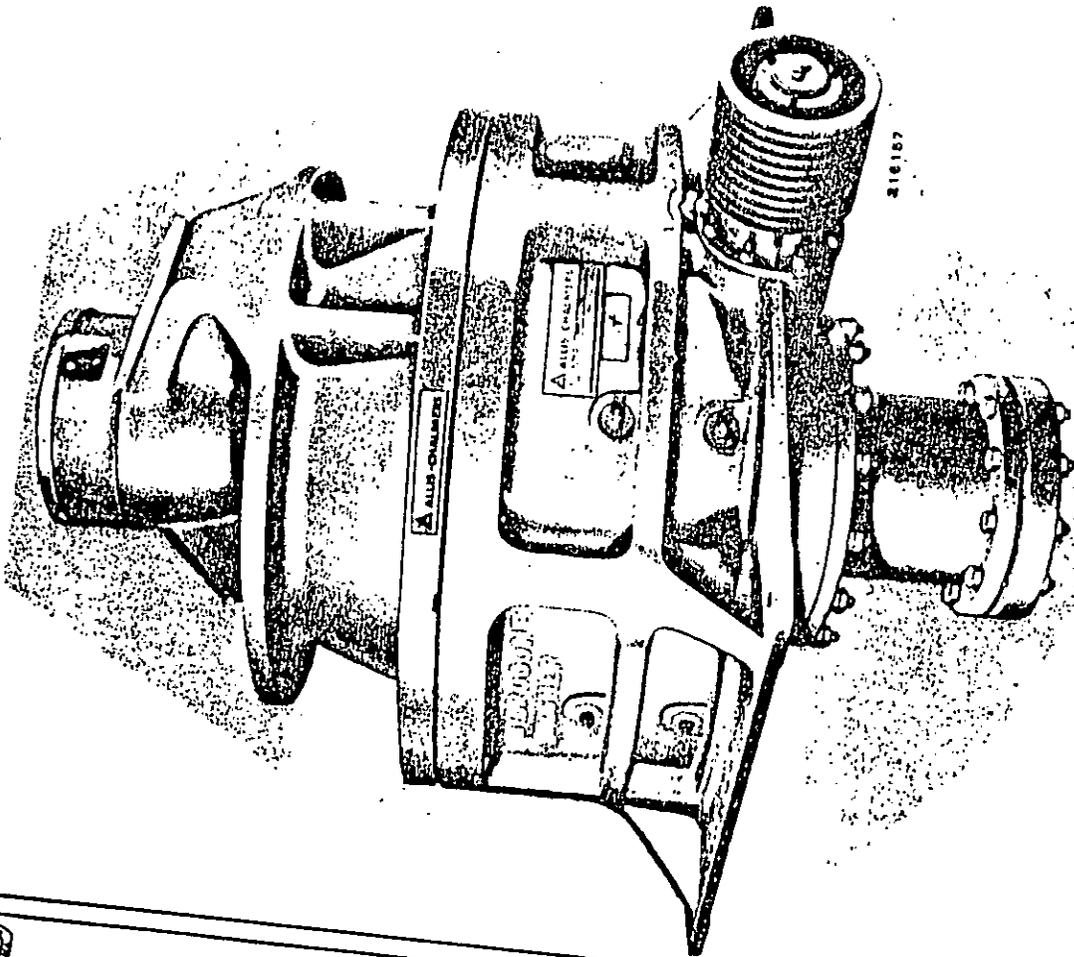


Fig.: 2.2.

Chancadoras de Cono Standard e Hidrocono.



# CURSO: "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"

**SHORT HEAD CAPACITIES**

**EFFECTIVE SQUARE OPENING OF SCREEN CLOSER OR CLOSED CIRCUIT SCREEN**

**CLOSED SIDE SETTING** - *Useful when recommended to control the circulating load in closed circuit operation. normally has about a 20% screen opening.*

**Capacity** - Net Through product screen under test. **Capacity** - Total TPH passing through all screens. Net Through product plus circulating load. **Capacity** - Approximate TPH passing through crusher in open circuit operation. See notes attached to table.

Size	Cavity	Minimum Discharge Setting C	Feed Opening D At Min. Discharge Setting C		EFFECTIVE SQUARE OPENING OF SCREEN CLOSER OR CLOSED CIRCUIT SCREEN																		
			D Closed Side	O Open Side	1/8"			3/16"			1/4"			5/16"			3/8"						
2 ft	Fine	1/8"	3/4"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	1 1/8"	
	Coarse	3/16"	1 1/2"	2"	10 20 18	11 26 23	14 28 25	15 30 26	18 40 35	20 45 40	22 48 42	25 50 45	28 55 50	30 60 55	35 70 65	40 80 75	45 90 85	50 100 95	55 110 105	60 120 115	65 130 125	70 140 135	
	Extra Coarse	1/2"	2 1/4"	3 1/4"	20 30 48	30 58 54	40 80 76	50 90 84	60 100 94	70 110 104	80 120 114	90 130 124	100 140 134	110 150 144	120 160 154	130 170 164	140 180 174	150 190 184	160 200 194	170 210 204	180 220 214	190 230 224	200 240 234
3 ft	Fine	1/8"	1 1/2"	1 3/8"	20 30 48	30 58 54	40 80 76	50 90 84	60 100 94	70 110 104	80 120 114	90 130 124	100 140 134	110 150 144	120 160 154	130 170 164	140 180 174	150 190 184	160 200 194	170 210 204	180 220 214	190 230 224	200 240 234
	Medium	1/8"	1"	2"	20 30 48	30 60 54	40 80 74	50 90 80	60 100 90	70 110 100	80 120 110	90 130 120	100 140 130	110 150 140	120 160 150	130 170 160	140 180 170	150 190 180	160 200 190	170 210 200	180 220 210	190 230 220	200 240 230
	Coarse	1/4"	2"	3"	20 30 48	30 75 68	40 90 84	50 100 94	60 110 104	70 120 114	80 130 124	90 140 134	100 150 144	110 160 154	120 170 164	130 180 174	140 190 184	150 200 194	160 210 204	170 220 214	180 230 224	190 240 234	200 250 244
4000	Fine	3/16"	1 7/8"	2 1/4"	30 40 72	40 80 72	50 90 84	60 100 94	70 110 102	80 120 110	90 130 120	100 140 130	110 150 140	120 160 150	130 170 160	140 180 170	150 190 180	160 200 190	170 210 200	180 220 210	190 230 220	200 240 230	210 250 240
	Medium	5/16"	2 1/2"	3 1/2"	30 40 72	40 80 72	50 90 84	60 100 94	70 110 102	80 120 110	90 130 120	100 140 130	110 150 140	120 160 150	130 170 160	140 180 170	150 190 180	160 200 190	170 210 200	180 220 210	190 230 220	200 240 230	210 250 240
	Coarse	1/2"	3 3/4"	4 1/4"	30 40 72	40 80 72	50 90 84	60 100 94	70 110 102	80 120 110	90 130 120	100 140 130	110 150 140	120 160 150	130 170 160	140 180 170	150 190 180	160 200 190	170 210 200	180 220 210	190 230 220	200 240 230	210 250 240
5100	Fine	3/16"	1 7/8"	2 1/2"	45 100 90	55 100 90	65 110 90	75 120 100	85 130 120	95 140 130	105 150 140	115 160 150	125 170 160	135 180 170	145 190 180	155 200 190	165 210 200	175 220 210	185 230 220	195 240 230	205 250 240	215 260 250	225 270 260
	Medium	3/16"	1 5/8"	2 1/4"	45 100 90	55 100 90	65 110 90	75 120 100	85 130 120	95 140 130	105 150 140	115 160 150	125 170 160	135 180 170	145 190 180	155 200 190	165 210 200	175 220 210	185 230 220	195 240 230	205 250 240	215 260 250	225 270 260
	Coarse	5/16"	2 3/4"	3 1/4"	45 100 90	55 120 108	65 130 108	75 140 108	85 150 108	95 160 108	105 170 108	115 180 108	125 190 108	135 200 108	145 210 108	155 220 108	165 230 108	175 240 108	185 250 108	195 260 108	205 270 108	215 280 108	225 290 108
5 1/2 ft	Fine	3/16"	1 3/8"	2 3/4"	80 130 124	90 130 124	100 140 124	110 150 124	120 160 124	130 170 124	140 180 124	150 190 124	160 200 124	170 210 124	180 220 124	190 230 124	200 240 124	210 250 124	220 260 124	230 270 124	240 280 124	250 290 124	260 300 124
	Medium	1/4"	2 1/8"	3 1/2"	80 130 124	90 130 124	100 140 124	110 150 124	120 160 124	130 170 124	140 180 124	150 190 124	160 200 124	170 210 124	180 220 124	190 230 124	200 240 124	210 250 124	220 260 124	230 270 124	240 280 124	250 290 124	260 300 124
	Coarse	3/8"	3 3/4"	5 1/4"	80 130 124	90 130 124	100 140 124	110 150 124	120 160 124	130 170 124	140 180 124	150 190 124	160 200 124	170 210 124	180 220 124	190 230 124	200 240 124	210 250 124	220 260 124	230 270 124	240 280 124	250 290 124	260 300 124
7 ft	Fine	3/16"	2"	3 3/4"	120 240 230	130 240 230	140 250 230	150 260 230	160 270 230	170 280 230	180 290 230	190 300 230	200 310 230	210 320 230	220 330 230	230 340 230	240 350 230	250 360 230	260 370 230	270 380 230	280 390 230	290 400 230	300 410 230
	Medium	3/8"	3 1/8"	5 3/4"	120 240 230	130 240 230	140 250 230	150 260 230	160 270 230	170 280 230	180 290 230	190 300 230	200 310 230	210 320 230	220 330 230	230 340 230	240 350 230	250 360 230	260 370 230	270 380 230	280 390 230	290 400 230	300 410 230
	Coarse	1/2"	5"	7 1/4"	120 240 230	130 240 230	140 250 230	150 260 230	160 270 230	170 280 230	180 290 230	190 300 230	200 310 230	210 320 230	220 330 230	230 340 230	240 350 230	250 360 230	260 370 230	270 380 230	280 390 230	290 400 230	300 410 230
10 ft	Fine	1/4"	3"	6"	200 300 290	250 300 290	300 310 290	350 320 290	400 330 290	450 340 290	500 350 290	550 360 290	600 370 290	650 380 290	700 390 290	750 400 290	800 410 290	850 420 290	900 430 290	950 440 290	1000 450 290	1050 460 290	1100 470 290
	Medium	1/2"	6"	9"	200 300 290	250 300 290	300 310 290	350 320 290	400 330 290	450 340 290	500 350 290	550 360 290	600 370 290	650 380 290	700 390 290	750 400 290	800 410 290	850 420 290	900 430 290	950 440 290	1000 450 290	1050 460 290	1100 470 290
	Coarse	3/4"	9"	12"	200 300 290	250 300 290	300 310 290	350 320 290	400 330 290	450 340 290	500 350 290	550 360 290	600 370 290	650 380 290	700 390 290	750 400 290	800 410 290	850 420 290	900 430 290	950 440 290	1000 450 290	1050 460 290	1100 470 290

CONE CRUSHERS

CONE CRUSHERS

Tablas : 2.5.

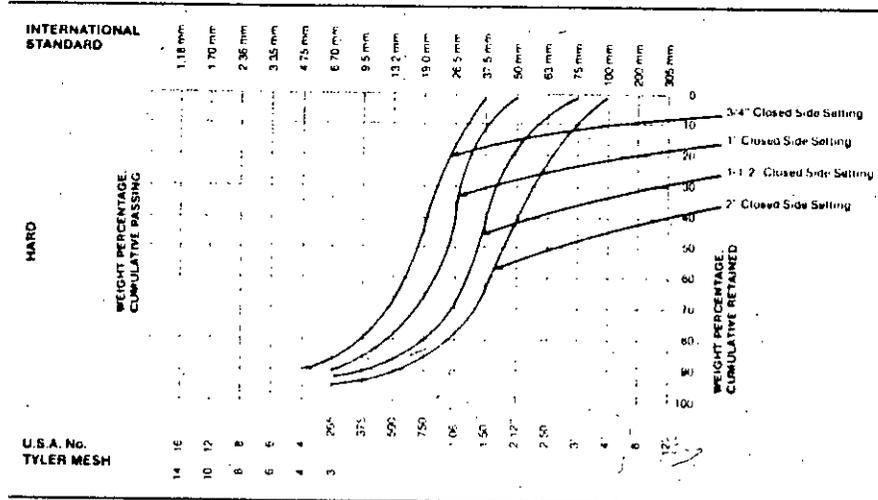
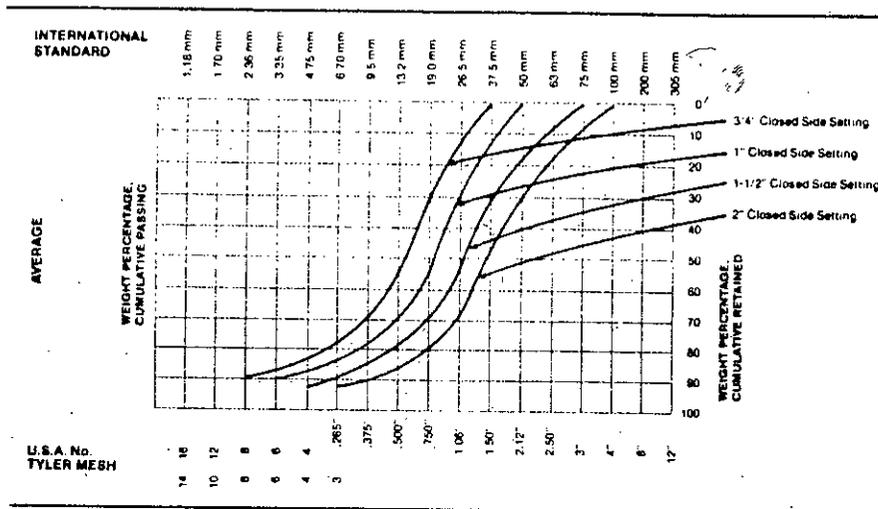
**STANDARD SYMONS CONE CRUSHERS--OPEN CIRCUIT / Cavities Feed Openings Product Sizes Capacities\***

Size	Type of Cavity	Screen provided	Feed Opening With Minimum Recirculation Discharge Setting A		Capacities in Tons (2000 lb) Per Hour Passing Through the Crusher at Indicated Discharge Setting A												
			A Closed Side	B Open Side	1/4"	3/8"	1/2"	5/8"	3/4"	7/8"	1"	1 1/4"	1 1/2"	2"	3 1/2"		
2 ft	Coarse	1/2"	2 1/4"	2 3/4"	18	20	25	30	35	40	45	50	60	70	80	90	100
	Medium	3/8"	1 1/4"	1 3/4"		20	25	30	35	40	45	50	60	70	80	90	100
	Extra Coarse	1/2"	1 1/2"	4"		20	25	30	35	40	45	50	60	70	80	90	100
3 ft	Coarse	1/2"	1 1/8"	1 1/2"	40	50	60	70	75	80	90	100	120	140	160	180	200
	Medium	1/2"	1 1/8"	1 1/2"		50	60	70	75	80	90	100	120	140	160	180	200
	Extra Coarse	1/2"	1 1/8"	1 1/2"		50	60	70	75	80	90	100	120	140	160	180	200
4000	Coarse	1/2"	5"	5 5/8"	70	80	110	130	140	150	170	190	220	250	280	320	360
	Medium	1/2"	5 1/2"	6 3/4"		100	110	140	150	175	200	230	270	310	360	410	460
	Extra Coarse	1/2"	5 1/2"	6 3/4"		100	110	140	150	175	200	230	270	310	360	410	460
5100	Coarse	1/2"	4 5/2"	5 1/8"	120	140	160	180	190	210	230	260	290	330	370	410	450
	Medium	1/2"	4 5/2"	5 1/8"		140	160	180	190	210	230	260	290	330	370	410	450
	Extra Coarse	1/2"	4 5/2"	5 1/8"		140	160	180	190	210	230	260	290	330	370	410	450
5 1/2 ft	Coarse	1/2"	7 1/8"	7 1/4"	180	210	240	270	280	310	340	380	420	470	520	570	620
	Medium	1/2"	7 1/8"	7 1/4"		210	240	270	280	310	340	380	420	470	520	570	620
	Extra Coarse	1/2"	7 1/8"	7 1/4"		210	240	270	280	310	340	380	420	470	520	570	620
7 ft	Coarse	1/2"	10"	11"	270	310	350	390	420	460	500	540	580	620	660	700	740
	Medium	1/2"	11 1/2"	12 3/4"		310	350	390	420	460	500	540	580	620	660	700	740
	Extra Coarse	1/2"	11 1/2"	12 3/4"		310	350	390	420	460	500	540	580	620	660	700	740
10 ft	Coarse	1/2"	12 1/2"	14"	450	500	550	600	650	700	750	800	850	900	950	1000	1050
	Medium	1/2"	12 1/2"	14"		500	550	600	650	700	750	800	850	900	950	1000	1050
	Extra Coarse	1/2"	12 1/2"	14"		500	550	600	650	700	750	800	850	900	950	1000	1050

Capacidades de Chancadoras de cono Standard y cabeza corta.



Fig. : 2.3.



Curvas de Distribución Granulométricas de una Chancadora de Cono.



	Standard	Cabeza corta
Razón de reducción	8 - 6 : 1	6 : 1
Tamaño máx/alimentado.	18"	6"
Producto	1/2" a 1"	3/16" a 1"
Tamaños	2' a 10' (7 tamaños)	2' - 10' (7 tamaños)
Máxima capacidad	3400 T/H	1250 T/H.

**2.2.2. CHANCADORAS DE HIDROCONO.**

Este tipo de chancadoras de cono que se presenta en tres tipos de cavidades : gruesa, intermedia y fina, se utiliza en las etapas de chancado secundario y terciario.

Presentan un ajuste hidráulico instantáneo con control Hidroset para compensar el desgaste y variaciones en el tamaño del producto. Se puede detectar con exactitud el setting de la chancadora y mostrarlo con un dial en un indicador, esto permite rápidamente cambiar el setting desde una cierta posición automáticamente.

Las chancadoras de hidrocono se presentan en los tamaños 22, 30, 36, 45, 51, 60 y 84 pulgadas. La tabla 2.6. muestra capacidades aproximadas expresadas en Ton cortas/Hr., basadas en material seco, escalpado de 100 lb/pie<sup>3</sup>, con un Work Index de 13 KWh/Ton corta o menor.





Tabla : 2.6.

APPROXIMATE CAPACITIES														
CRUSHER SIZE	Max. ** Hp.	Eccentric Throw (Inches)	CLOSE SIDE SETTING OF DISCHARGE OPENING (Inches)											
			3/8	7/16	1/2	5/8	3/4	7/8	1	1-1/4	1-1/2	1-3/4	2	
1754 Coarse Chamber	300	1							440	450	460	470	480	
	350	1 1/2							Recommended maximum and minimum setting for each throw.		555	565	575	585
	400	1 1/2									690	700	710	
	450	1 3/4										870	885	
1304 Coarse Chamber Upset	300	1					350	355	361	377	391	405	418	
	350	1 1/4						460	466	482	498	515	532	
	400	1 1/2							581	602	624	645		
	450	1 1/2								704	731	757		
1084 Intermediate Chamber	300	1					295	305	315	335	355	375	395	
	350	1 1/4						355	365	375	385	405	445	
	400	1 1/2						440	450	460	470	490	530	
	450	1 3/4							555	570	585	600	660	
584 Fine Chamber	300	1	161	165	169	177	185	193	201					
	350	1 1/4	205	209	214	224	234	244	254					
	400	1 1/2		256	262	273	284	295	306					

\* Capacities are expressed in short tons per hour and based on clean, dry, scaled, friable feed similar to limestone, and weighing 100 lbs. per cu. ft. with a work index of 13.0 or less.

\*\* Maximum Recommended Hp.

Capacidades de Chancadores Hidrocono.

La chancadora hidrocono puede tener capacidad hasta de 885 Ton cortas/Hr. con alimentación de 17 pulg.

### **2.2.3. CHANCADORA GYRADISC. (Etapa Cuaternaria).**

La Gyradisc se aplica como chancador cuaternario o de etapa final.

El tamaño de alimentación y los rangos de productos para la Gyradisc son :

**Tamaño Alimentación :** 75 mm. (3 pulg) máximo

**Rango de Producto Terminado :** 12 mm. (1/2 pulg. a 20 mallas)

Las chancadoras Gyradisc difieren de las chancadoras tipo cono convencionales porque la conminución de los materiales es realizada por un proceso de conminución llamado "trituración entre partículas" ya que en la trituradora gyradisc se produce un producto fino mediante la combinación de impacto y rozamiento de una masa de múltiples capas de partículas.

En la figura 2.4. se aprecia una chancadora Gyradisc de 84" que produce 180 T/H de material que atraviesa la parrilla de 3 mallas de un harnero

En la tabla 2.7. se muestra alimentación a un molino de bolas que trata un material de cobre en cuyo circuito de chancado se usa un Gyradisc.

En molienda de bolas de una sola etapa, los tamaños de alimentación varían desde menos 3/4" para minerales suaves hasta malla 3 en algunos de los minerales



Fig.: 2.4.

FlowSheet de un circuito que utiliza Chancadora  
Gyradisc.





PRODUCTION CURVES

GYRADISC CRUSHERS

SIZE (mm)	% RETAINED	CUMULATIVE PER CENT RETAINED		
		FEED	CRUSHER PRODUCT BEFORE SCREENING	FINISHED PRODUCT THRU SCREEN
1.40 (55mm)				
1.00 (37.5mm)				
.75 (30mm)				
.525 (20.75mm)			47	1
.375 (15mm)			81	7
.300 (11.75mm)	8		91	21
.250 (9.75mm)	4	4	97	36
.200 (7.75mm)	6	6	98	51
.150 (5.75mm)	8	8	98	47
.100 (3.75mm)	10	17	99	55
.075 (2.99mm)	14	19	99	64
.050 (1.98mm)	20	20	99	73
.0375 (1.49mm)	28	28	99	78
.025 (0.98mm)	35	35	99	83
.018 (0.71mm)	42	40	99	86
.015 (0.59mm)	49	40	99	89
.010 (0.39mm)	50	100	99	92
.0075 (0.29mm)	50	100	99	94
.005 (0.19mm)	50	100	99	95

Feed: Copper Ore  
Product: Ball Mill Feed

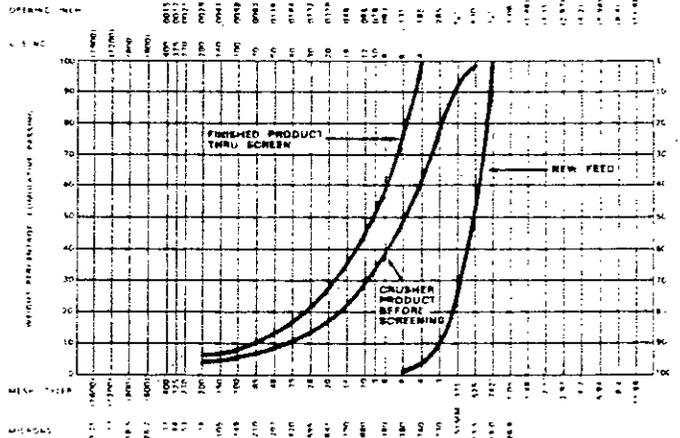


Tabla : 2.7.

Alimentación de un molino de bolas mediante producto de Chancadora Gyradisc.

TAMAÑO DE MALLA (MALLA TYLER)	ALIMENTACION ACTUAL PARA MOLINO DE BOLA DE UNA SOLA ETAPA	ALIMENTACION PARA MOLINO DE BOLA USANDO EL CIRCUITO DE LA TRITURADORA GYRADISC
525 in. (13mm)	4	
.371 in. (9mm)	16	
3	33	
4	45	18
6	53	30
8	60	40
10	66	49
14	71	57
20	75	63
28	77	66
35	80	70
48	83	75
65	85	78
100	87	81
150	89	84
200	90	85

Tabla : 2.8

Alimentación a un molino de Bolas con y sin Chancadora Giratorias.

más duros. Un análisis de malla de alimentación para molino de bola antes y después de pasara través de una trituradora Gyradisc típica operando un circuito cerrado se muestra en la tabla 2.8. ad junta. En ella se nota que la alimentación para molino de bola usando el circuito de la trituradora Gyradisc tiene 100% - 3 mallas.

### **3. HARNEROS.**

#### **3.1. INTRODUCCION.**

##### **3.1.1. TAMIZADO INDUSTRIAL.**

La alimentación que se efectúa al harnero se divide en dos partes :

- a) Un producto de partículas de tamaño mayor a la malla de separación que se designa por "Oversize" o "Sobretamaño".
- b) Un producto de partículas de tamaño menor a la malla de separación que se designa por "Undersize" o "Bajo tamaño."

En un esquema sería lo siguiente :



En un esquema sería lo siguiente :

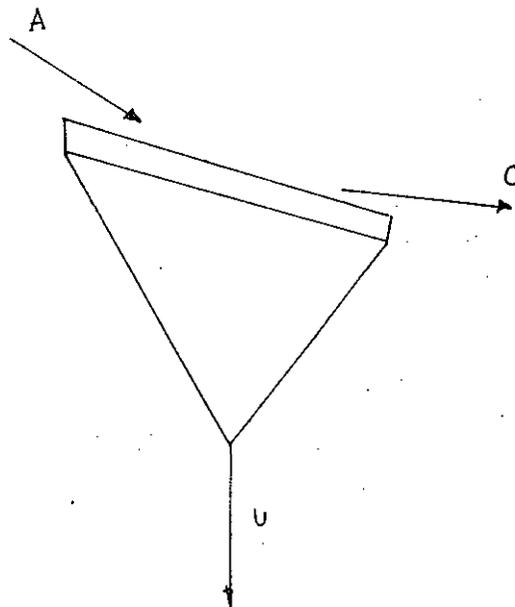


Fig. : 3.1.

Esquema de un tamizado industrial.

Estos productos corresponden a tamaños de partículas perfectamente mayores o menores que la malla de separación. En realidad el oversize y undersize llevan una cantidad de partículas mal clasificadas o desclasificadas. Es decir, el oversize lleva consigo una cantidad de partículas de menor tamaño que la malla de separación y el undersize, a su vez, lleva una cantidad de partículas de mayor tamaño que la malla de separación. Por lo tanto existe en el oversize una cantidad de fino que se denomina "desclasificado fino" y en el undersize una cantidad de grueso que se denomina "desclasificado grueso".

Los tamices industriales se fabrican con barras metálicas, placas metálicas perforadas, con ranuras, tela metálica, o placas de goma perforadas. El tamaño fluctúa entre 12" y 40 mallas, tamices superiores a 100-200 mallas son muy raros.

### **3.1.2. TIPOS DE TAMICES.**

En la mayor parte de los tamices las partículas pasan a través de las aberturas por gravedad. En algunos modelos se les obliga a pasar por medio de cepillos o de una fuerza centrífuga.

Las partículas grandes pasan fácilmente y rápidamente por aberturas grandes en una superficie estacionaria.



No sucede así con las partículas finas, que deben ser agitadas de algún modo en la superficie del tamiz.

Las formas más comunes consisten en hacer girar sobre un eje horizontal un tamiz cilíndrico (tromel), o con tamices planos agitándolos o vibrándolos por medios mecánicos o eléctricos.

El harneado puede ser en circuito abierto o circuito cerrado dependiendo del tamaño del producto. En circuito abierto de chancado, el material undersize desde el harnero se combina con el producto y va a la operación siguiente. En circuito cerrado de chancado, el material undersize desde el harnero es un producto final para esta fase de la operación y el oversize del harnero retorna al chancador. En una planta convencional donde se produce alimentación a un molino de barras, el chancado secundario-terciario puede estar operando en circuito abierto. Sin embargo, si la planta de chancado secundario-terciario está produciendo alimentación a un molino de bolas, es buena práctica operar la última etapa de reducción de tamaño en circuito cerrado.

### **3.2. EFICIENCIA DE HARNEADO.**

Existen dos métodos comunes de calcular la eficiencia del harneado dependiendo de si el producto deseado es el sobre o bajo la malla de harneado. Si el oversize se considera el producto deseado en esas condiciones



se habla el rendimiento del harnero como "eficiencia de undersize removido". Cuando interesan el undersize se habla de "eficiencia de undersize recuperado".

3.2.1. EFICIENCIA DE UNDERSIZE REMOVIDO. ( $E_{UR}$ ).

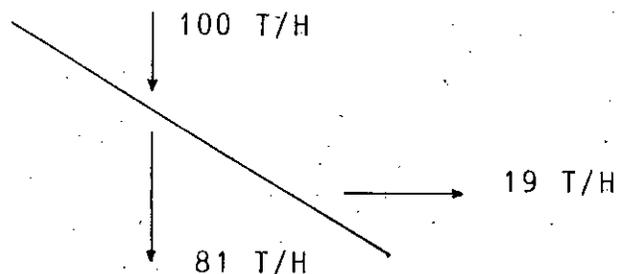
$$E_{UR} = \frac{\% (\text{ó T/H}) \text{ de alimentación las cuales son oversize}}{\% (\text{ó T/H}) \text{ de alimentación las cuales pasan al oversize}} \times 100$$

Los datos para esta fórmula se obtienen del análisis de alimentación a la malla del harnero y análisis de material sobre la malla del harnero.

3.2.2. EFICIENCIA DE UNDERSIZE RECUPERADO. ( $E_U$ ).

$$E_U = \frac{\% (\text{ó T/H}) \text{ de alimentación el cual pasa la malla}}{\% (\text{ó T/H}) \text{ de undersize alimentado el cual debería pasar la malla.}} \times 100$$

Ejemplo 3. Consideremos el siguiente caso donde la malla del harnero es 1".



El análisis granulométrico de alimentación es :

Tamaño (Pulg)	% menor que
2	100
1	90
$\frac{1}{2}$	50
$\frac{1}{4}$	20

Solución :

$$E_{UR} = \frac{10}{19} \times 100 = 53 \%$$

$$E_U = \frac{81}{90} \times 100 = 90 \%$$

### 3.3. CARGA CIRCULANTE EN HARNEROS.

Consideremos una chancadora de cono en circuito cerrado con un harnero.

El 70% de la alimentación original pasa la abertura del harnero. Si suponemos a modo de ejemplo, eficiencia de 100%, entonces, si consideramos una alimentación de 100 T/H se tendrá :

70 T/H bajo tamaño.

30 T/H sobre tamaño.

Los 30 T/H retornan a la chancadora. Si suponemos que la



chancadora reduce el 70% de estas 30 T/H a un tamaño bajo la malla del harnero, entonces, tendremos que 9 T/H (30% de 30) retornarán a la chancadora por sobre tamaño. Así para el nuevo paso tendremos  $0.70 \times 9 = 6,3$  T/H bajo la malla del harnero y  $2,7$  T/H <sup>sobre</sup> la malla del harnero. De aquí que hemos convertido esto en una serie geométrica, la suma de las cuales está dada por :

$$S = \frac{T}{1 - R_i} \quad (3.1.)$$

S = alimentación total al chancado (T/H).

T = alimentación fresca a chancadora (T/H).

$R_i$  = peso actual de oversize producido en fracción decimal.

$$R_i = \frac{R}{E} \quad (3.2.)$$

Donde :

R = peso verdadero del oversize en alimentación en fracción decimal.

E = eficiencia del harnero en fracción decimal.

$$S = \frac{T}{1 - \frac{R}{E}} \quad (3.3.)$$

En el ejemplo recién comentado se tendrá :



$$S = \frac{100}{1 - \frac{0,3}{1,0}} = 142,9 \text{ T/H.}$$

Ejemplo 3. En el circuito de la figura 3.2. se trata un material que tiene  $W_i = 15 \text{ Kwh/Ton.}$  y proviene directamente de la mina. La chancadora primaria es giratoria de O.S.S. 4" y la chancadora secundaria es de cono standard de O.S.S. 1 1/2". El circuito se alimenta con 300T/H. El harnero vibratorio tiene una malla de 1 1/2" con eficiencia del 85%.

Determine :

- Los flujos másicos del circuito (T/H).
- El porcentaje de carga circulante.

Solución :

En la Tabla N° 2.4. para chancadora de O.S.S. 4" se obtiene 40% - 1 1/2" y 60% + 1 1/2". En la figura 2.3. según las curvas de distribución granulométricas de chancadora de cono standard se obtiene para O.S.S. de 1 1/2", un 60% - 1 1/2" y 40% + 1 1/2". La eficiencia del harnero es del 85%.

$$T = \text{peso actual sobretamaño} = \frac{300 \times 0,6}{0,85} = 211,8 \text{ T/H.}$$

$$S = \text{tonelaje al secundario} = \frac{211,8}{1 - \frac{0,4}{0,85}} = 400 \text{ T/H.}$$

$$\text{Carga circulante} = 400 - 211,8 = 188,2 \text{ T/H.}$$



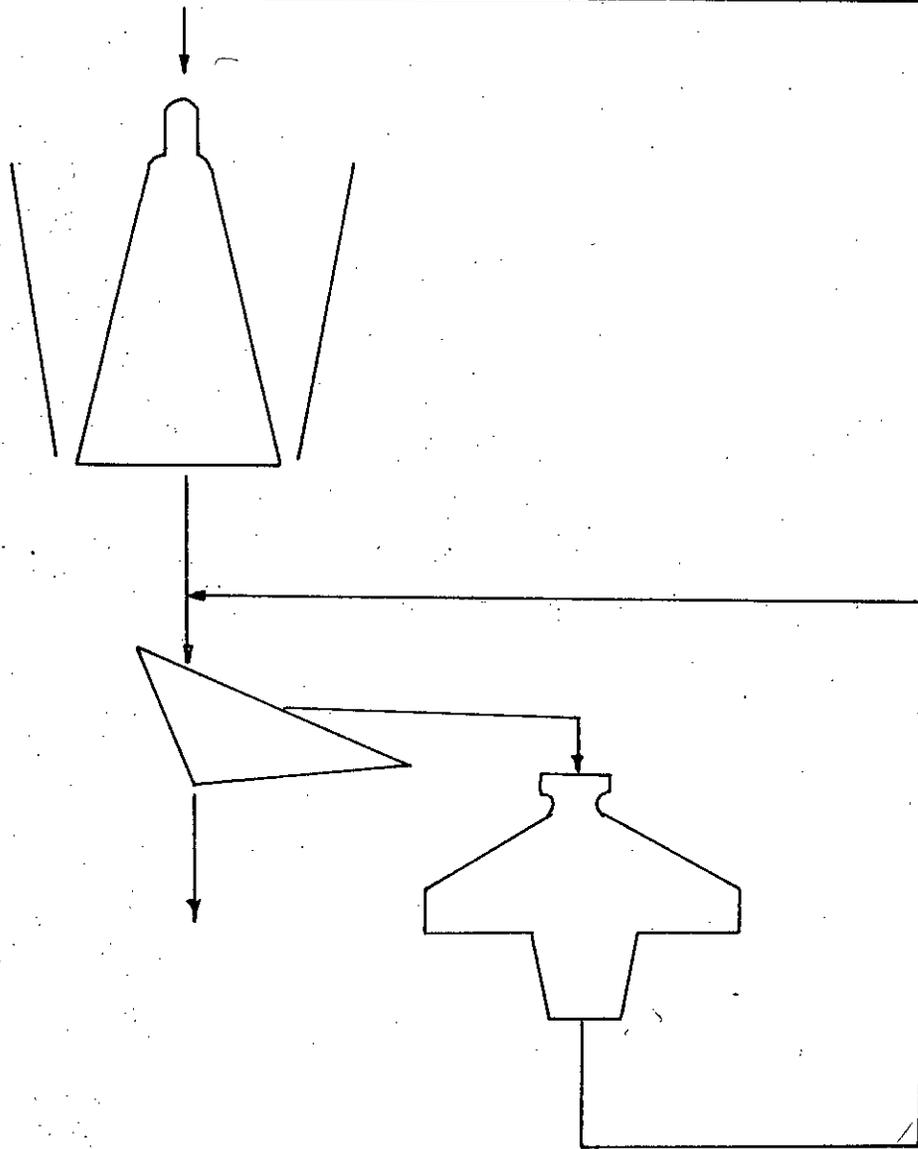


Fig.: 3.2.

Circuito de chancado primario y secundario.

$$\% \text{ carga circulante} = \left( \frac{400 - 211,8}{211,8} \right) \times 100 = 88,9$$

$$\text{Carga total del harnero} = 300 + 400 = 700 \text{ T/H.}$$

### 3.4. EVALUACION DE CIRCUITOS DE TRITURACION - HARNEO.

Consideremos la figura 3.3. con los flujos que se indican :

- A = flujo másico alimentación harnero vibratorio (T/H).
- O = flujo másico oversize del harnero (T/H).
- U = flujo másico undersize del harnero (T/H).
- D = flujo másico descarga de chancadora (T/H).
- C = flujo másico de correa transportadora (T/H).
- f(x) = fracción en peso de partículas de tamaño x.

a,o,u,d,c = sub-índices referentes a la alimentación del harnero, oversize del harnero, undersize del harnero, descarga de chancadora, correa transportadora.

#### 3.4.1. BALANCES TOTALES.

$$A = O + U \quad (3.4.)$$

$$O = D \quad (3.5.)$$



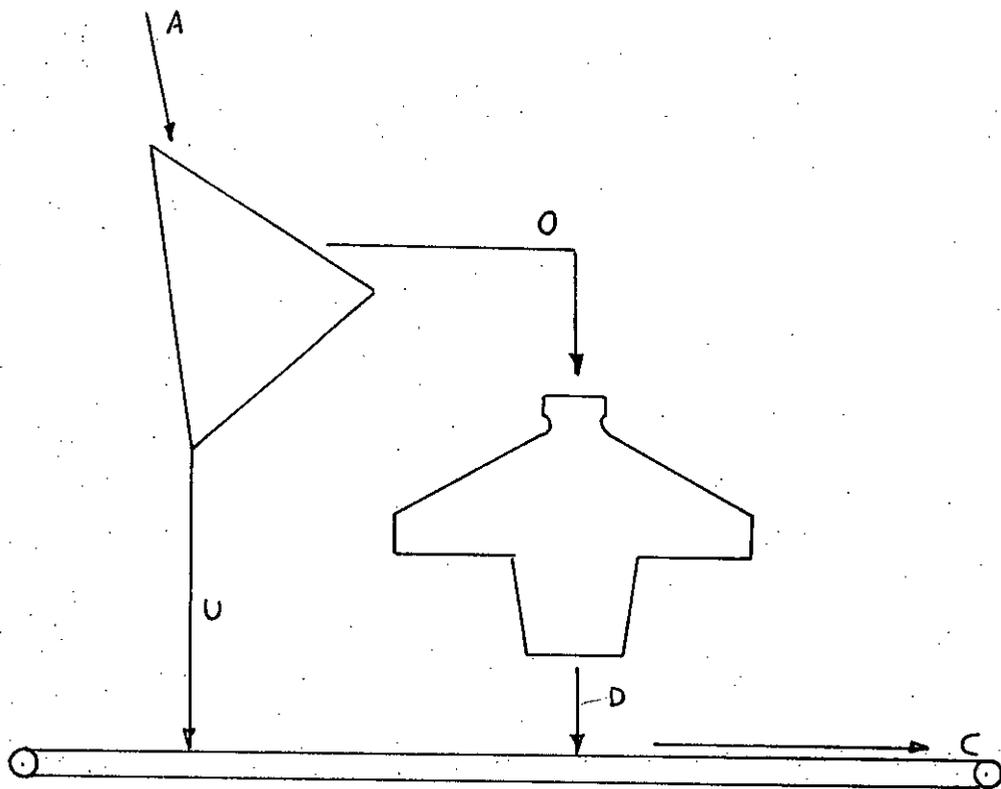


Fig.: 3.3.

Balance de un circuito de chancado -harneo.

$$C = U + D \quad (3.6.)$$

$$A = C \quad (3.7.)$$

### 3.4.2. BALANCE EN FUNCION DE LA FRACCION RETENIDA EN CADA MALLA.

$$A f_a(x) = O f_o(x) + U f_u(x) \quad (3.8.)$$

$$C f_c(x) = U f_u(x) + D f_d(x) \quad (3.9.)$$

### 3.4.3. CALCULO DE REPARTICION.

El método empleado para el cálculo de la repartición se basa en un balance aplicado a la cantidad total de partículas retenidas sobre la malla de separación. Como tamaño de separación se considera la menor dimensión de la abertura de la malla.

En primer lugar, se toman como representativos los muestreos realizados en el oversize del harnero, undersize del harnero y correa transportadora. Por lo tanto, se recalcula la alimentación al harnero y la descarga de la chancadora.

Entonces, aplicando un balance para el tamaño de separación y tomando la fracción de partículas retenidas sobre la malla, se tiene :

$$A R_a(x) = O R_o(x) + U R_u(x) \quad (3.10.)$$

$$A = O + U \quad (3.11.)$$



donde :

$R(x)$  = fracción en peso de partículas de tamaño mayor a  $x$ .

Multiplicando la ecuación (3.11.) por  $R_u(x)$  y restándola a la (3.10.), tenemos :

$$A R_a(x) = O R_o(x) + U R_u(x)$$

$$A R_u(x) = O R_u(x) + U R_u(x)$$

$$A (R_a(x) - R_u(x)) = O (R_o(x) - R_u(x))$$

$$O = A \left( \frac{R_a(x) - R_u(x)}{R_o(x) - R_u(x)} \right) \quad (3.12.)$$

Por lo tanto, conocido el valor de la alimentación al harnero, obtenido del pesómetro de la correa transportadora que alimenta al harnero, y haciendo análisis granulométrico de la alimentación, oversize y undersize del harnero, se determina las toneladas de oversize que pasan por él.

Ahora, utilizando las ecuaciones (3.6.), (3.7.) y (3.11) se determinan las toneladas en el undersize, descarga del chancador y en la correa transportadora.

Conocida la repartición en el harnero, se recalculan las fracciones en peso de partículas retenidas en cada malla para la alimentación al harnero y la descarga del chancador. Estas fracciones se obtienen de las ecuaciones (3.8.) y (3.9.).



Analicemos la evaluación del circuito de chancado que muestra la figura 3.4.

En este circuito, hay cuatro puntos de mayor interés :

- Alimentación nueva que alimenta a chancadora.
- Análisis de productos que salen de la chancadora.
- Oversize del harnero.
- Undersize del harnero.

El análisis de la alimentación nueva a la chancadora es necesario para determinar el mejor perfil de las corazas para producir el producto desde la alimentación disponible. Perfiles de coraza erróneos pueden crear problemas en el chancador tales como aumento de potencia, desgastes rápidos de corazas y reducción de tonelajes.

El análisis del producto de chancadora puede usarse no sólo para conocer la razón de reducción, sino que también, para obtener la eficiencia del harnero y el comportamiento práctico en el circuito con respecto a lo teórico.

El análisis de carga circulante se utiliza en la determinación de la eficiencia de harneado. Mientras que es normal encontrar un pequeño porcentaje (10%) del producto deseado en el material que retorna a la chancadora, mayores cantidades pueden indicar que hay problemas de harneo.



Fig.: 3.4. Balance de materiales.

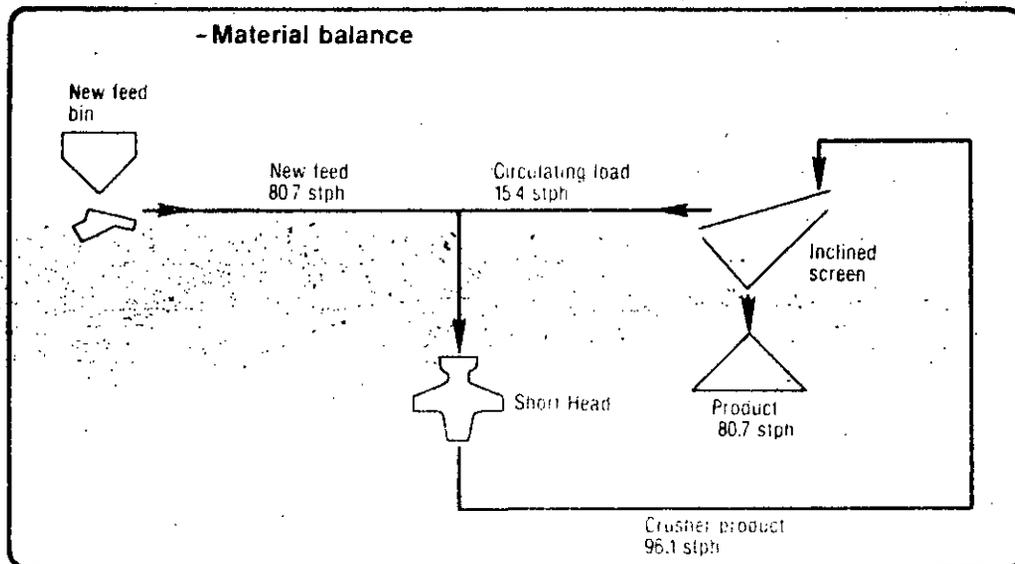
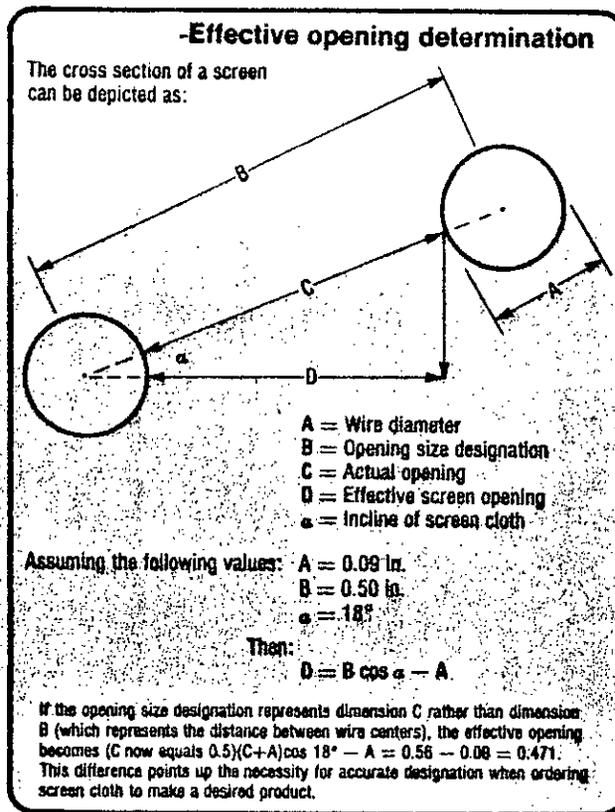


Fig.: 3.5. Determinación efectiva de la abertura.



## CURSO: "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"

Ya que la carga circulante retorna a la chancadora para combinarse con la alimentación nueva, la alimentación actual procesada para la chancadora depende del porcentaje de carga circulante y del análisis de cribas (Tabla N° 3.1. y Tabla N° 3.2.)

El undersize del harnero nos asegura que el producto requerido se mantiene. Esta muestra puede también usarse para evaluar eficiencia del harnero ya que los flujos máscicos de tonelaje del producto del circuito y descarga del chancador se han calculado y el análisis granulométrico del producto de la chancadora se conoce.

En los cálculos que se desarrollan a continuación usando los flujos máscicos y análisis granulométricos, aquí se enfatiza la importancia de la sección harneo en el circuito

Flujo máscico al harnero = (peso de muestra por pie de correa) • (velocidad de la correa)

$$\begin{aligned}\text{Flujo máscico al harnero} &= \frac{(10,67\text{lb/pie})(300\text{pie/min.})(60\text{min/Hr.})}{2000(\text{lb/ton corta})} \\ &= 96,1 \text{ (Ton corta/Hr.)}\end{aligned}$$

$$\text{Eficiencia del harnero} = \frac{80,7}{96,1 \cdot 0,903} = 93,0 \%$$



Tabla : 3.1.

Size Tyler series	New feed ind. %	Circulating load ind. %	Com-bined load ind. %
3.0	0	—	—
2.0	22.5	—	18.9
1.5	32.4	—	27.2
1.0	20.0	0	16.8
0.75	9.2	3.2	8.2
0.50	8.6	30.1	12.0
0.37	3.5	62.9	13.0
0.26	0.9	3.2	1.3
4M	0.7	0.1	0.6
-4M	2.2	0.5	2.0

Determinación de Análisis Granulométrico de Alimentación total a Chancadora.

Tabla : 3.2.

Size Tyler series	(1) New feed (ind. %)	(2) Unit weight	(3) Product (1) x (2)	(4) Circulating load (ind. %)	(5) Unit weight	(6) Product (4) x (5)	(7) Summation (3) + (6)	(8) Combined [ind. (7)/total (7)]
3.0	0	—	—	—	—	—	—	—
2.0	22.5	80.7	1815	—	—	—	1815	18.9
1.5	32.4	80.7	2615	—	—	—	2615	27.2
1.0	20.0	80.7	1614	0	—	—	1614	16.8
.75	9.2	80.7	742	3.2	15.4	49	791	8.2
.50	8.6	80.7	694	20.1	15.4	464	1158	12.0
.37	3.5	80.7	282	62.9	15.4	969	1251	13.0
.26	.9	80.7	73	3.2	15.4	49	122	1.3
4M	.7	80.7	56	1	15.4	2	58	.6
-4M	2.2	80.7	178	.5	15.4	8	186	2.0
Totals	100.0		8069	100.0		1541	9610	100.0

Distribución Granulométrica de Combinación de Flujos.



## CURSO: "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"

La eficiencia del harnero podría ser más alta, ya que la abertura efectiva del harnero es menor a  $\frac{1}{2}$  (pulg), tal como se muestra en la figura 3.5.

La evaluación del análisis granulométrico (Tabla 3.3) de la alimentación nueva a la chancadora indica el uso de una chancadora de cono cabeza corta de 3 pie y coraza gruesa. Ya que se desea  $\frac{1}{2}$  pulgada en el producto final del circuito, la experiencia y experimentación indican que una chancadora de  $\frac{3}{8}$  pulgadas de closed-side setting es la mejor elección para optimizar el producto.

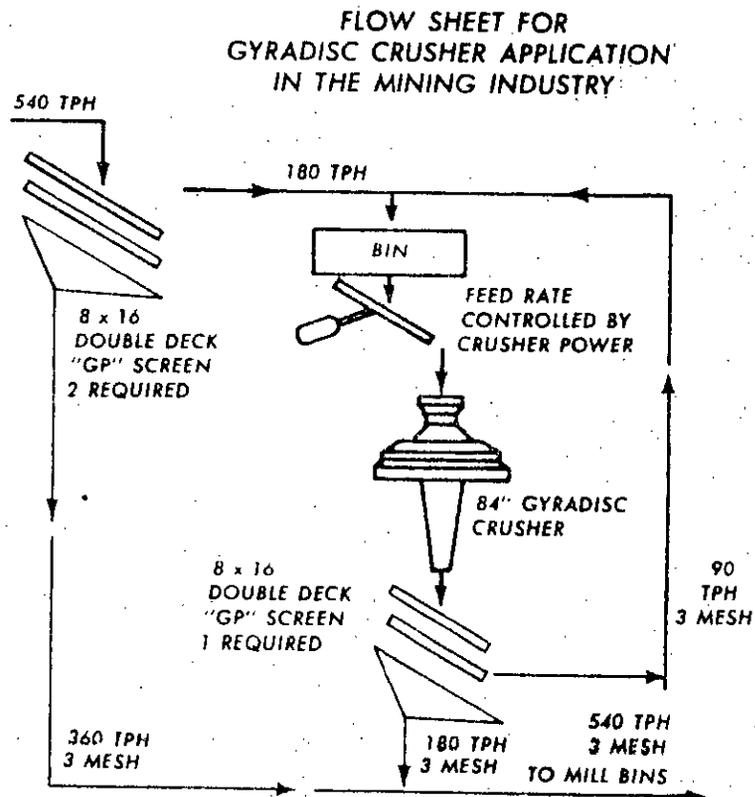


Tabla:3.3.

Tyler series screen size	Crusher feed
2.97	100.0
2.10	77.5
1.48	45.1
1.05	25.1
0.742	15.9
0.525	7.3
0.371	3.8
0.263	2.9
4M	2.2
-4M	0
Moisture (% H <sub>2</sub> O)	0.27%

Análisis Granulométrico de alimentación  
a Chancadora.

Tabla:3.4.

Tyler series screen size	Crusher product cum. % passing	Circulating load cum. % passing	Screen undersize cum. % passing
1.05	100.0	100.0	—
0.742	97.9	96.8	—
0.525	90.3	66.7	100.0
0.371	65.6	3.8	87.0
3	37.3	0.6	58.7
4	26.6	0.5	42.1
6	20.2	—	31.8
8	15.3	—	24.4
1	12.0	—	18.9
14	9.6	—	15.0
20	7.9	—	11.9
28	6.6	—	9.7
35	5.6	—	8.2
48	4.7	—	6.8
65	4.0	—	5.6
100	3.5	—	4.6
150	3.0	—	3.8
200	2.6	—	2.9
-200	0	—	0
Moisture (% H <sub>2</sub> O)	0.30	0.26	0.25
Bulk density (lb per cu ft)	at -1 in. = 120	at -1 in. = 106	at -½ in. = 128

Análisis Granulométrico de Chancadora  
de cono Cabeza corta.

Tabla:3.5.

Test Number	B
Material	Hard
Circuit	Closed
Screen	½ in.
Crusher product (stph)	96.1
Circulating load (stph)	15.4
Product (-½ in.)	80.7
Crusher setting (C.S.S.)	% in.
Amperage draw	
Peak	120
Operating	100
Kilowatt draw	
Peak	80
Operating	68
Horsepower draw	91

Datos operacionales de Chancadora de cono  
cabeza corta de 3 pies.





## MOLIENDA

### 4.1. INTRODUCCION :

El objetivo fundamental de la molienda es reducir partículas desde algunas decenas de milímetros hasta algunas decenas de micrones.

En procesamiento de minerales, nuestro interés básico está dado en una molienda justa y suficiente para liberar las partículas útiles a concentrar. El costo de molienda es elevado, luego, cualquier exceso de finura (sobremolienda) produce pérdidas económicas, y si ésta fuera excesiva, podría afectar la recuperación global del proceso.

Conjuntamente con lo anterior, indicaremos que la molienda permite la energetización superficial de las partículas, fundamental para las propiedades físico-químicas necesarias en algunos procesos de concentración (ejemplo : flotación).

Generalmente el término **chancado** (trituración) está reservado a las fragmentaciones de partículas relativamente voluminosas y el de molienda designa fragmentaciones de partículas más finas. Sin duda que esta clasificación arriesga la precisión si no consideramos la forma de realizar la fragmentación.

En los chancadores y trituradores (cono, cilindro, martillo, etc.) los cuerpos moledores son integrantes de la máquina (muelas, conos, martillos), mientras que en la molienda la fragmentación es obtenida por cuerpos moledores libres de la máquina (bolas, barras, quijsos, etc.).



La fragmentación resulta de los choques y de los impactos de los cuerpos moledores sobre los granos, al igual que le roce y la abración de los sólidos entre ellos. La abración es preponderante cuando las partículas vienen finas.

La molienda puede realizarse en seco y en húmedo. Esta última presenta ciertas ventajas en cuanto al rendimiento energético, la eliminación de los polvos y una menor alteración de las partículas, además, muchos procesos de beneficio de menas minerales son efectuadas cuando el mineral se encuentra en forma de pulpa. Contrariamente, en la industria del cemento, donde la materia molida debe tener una superficie elevada se utilizan molinos tubulares que trabajan en seco, evitando así problemas de hidratación de las partículas y facilitando la eficiencia de clasificación, pues, esta es neumática.

Las cargas circulantes son muy pequeñas.

Distinguimos en forma general :

- 1.- Molienda gruesa : producto 3 a 2 milímetros hasta 0,5 milímetros.
- 2.- Molienda media : producto 0,5 milímetros hasta 0,1 milímetros.
- 3.- Molienda fina : producto inferior a 0,1 milímetros.

Los tipos de máquina más utilizados son los molinos (barras , bolas). Consisten en tambores cilíndricos o cilíndricos cónicos que giran en torno a su eje horizontal. En el interior se encuentran los cuerpos moledores (bolas, barras, quijarros, etc.) y la carga de mineral a moler, ambos constituyen la carga global del molino.



## CURSO: "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"

Ocupando, aproximadamente, la mitad del volumen del cilindro. La molienda se realiza por aplastamiento y por roce.

Hemos dicho que la molienda puede realizarse tanto en húmedo como en seco.

En general en la mineralurgia la molienda se realiza en húmedo, y solo en casos excepcionales en seco (como minerales solubles y otros minerales industriales empleados en la industria química).

La gran aplicación de la molienda húmeda se debe a :

- a) No produce polvo, lo que favorece las condiciones ambientales de trabajo.
- b) Más eficiente, lo que significa un menor consumo de energía que la molienda seca, ahorro que significa un 30% a 50% de energía.
- c) Permite un más íntimo contacto con reactivos de flotación, cuando se va a concentrar por este método.
- d) Fácil transporte de los productos.

El tamaño económico adecuado de alimentación a molienda en molinos se puede ver en la Fig. 4.1., se aprecia que el producto de la chancadora alimentado a molienda debe ser lo más uniforme posible.



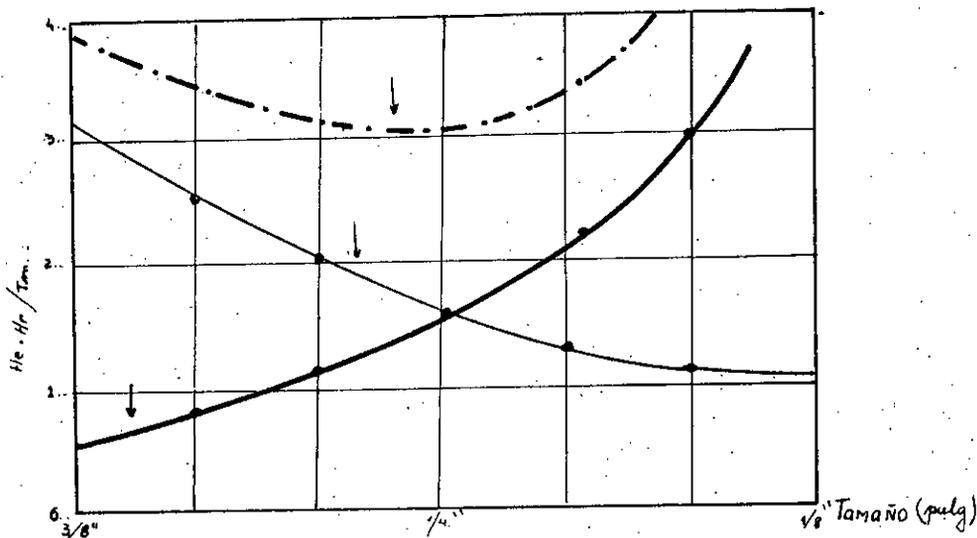


Fig. 4.1. Determinación económica del tamaño de alimentación a molinero.

Las operaciones de molienda - clasificación se realizan en circuito cerrado, las ventajas de una operación en circuito cerrado son :

- 1.- Disminución de la sobremolienda y mejor control del tamaño del producto.

Con la carga circulante, aumenta el flujo a través del molino, por lo que el tiempo de resistencia de las partículas en el molino disminuye. Habiendo un clasificador a la salida, las partículas finas que se hayan producido son sacadas del proceso, - mientras que las gruesas retornan hasta que alcan

cen el tamaño del corte del clasificador.

- 2.- Aumento de la capacidad del molino. El hecho de que las partículas finas son eliminadas rápidamente del circuito, inmediatamente cuando alcanzan el tamaño adecuado, hace que la energía que se consumiría en sobremolienda quede disponible para moler mayor cantidad de mineral fresco.

Este último punto, en la práctica difícilmente se cumple, ya que los clasificadores industriales son imperfectos, o sea, su eficiencia está bajo el mínimo que se requiere para obtener el beneficio del aumento de capacidad.

En muchas plantas, los hidrociclones son operados tan deficientemente que es probable que sea más conveniente eliminarlos del circuito y operar en circuito abierto.

Además, de depender de la precisión de la clasificación, la carga circulante depende de  $F_{80}$  y  $W_i$ . En efecto, si aumenta  $F_{80}$  o  $W_i$ ,  $P_{80}$  también aumenta (suponiendo que la energía disponible es constante) y por lo tanto aumenta la recirculación. Esto puede producir rebalse del pozo de la bomba, cambio del funcionamiento del ciclón, etc.

Lo anterior se puede corregir disminuyendo el flujo del mineral fresco o aumentando la energía disponible en el molino. Usualmente, la única forma factible de aumentar la energía es aumentar la velocidad de rotación del molino, lo cual en la mayoría de los casos, implica inversiones en un nue



vo sistema de acoplamiento entre el motor y el molino.

#### **4.2.MECANISMOS DE LA MOLIENDA.**

Para estudiar el mecanismo de la molienda, supongamos un molino de bolas, lleno hasta la mitad de su volumen, de cuerpos moledores y de material y hagámoslo girar al rededor de su eje horizontal a velocidades crecientes.

Cuando el molino comienza a rotar, existe un gran consumo de energía para poner el sistema en movimiento. La carga global comienza a ser desplazada hacia la parte superior del giro; y sus componentes son acelerados desde el reposo hasta obtener una cierta altura, que irá en aumento hasta que la aceleración del sistema cese, cuando el molino haya alcanzado una velocidad de giro constante.

Por lo tanto podemos decir que : un molino de bolas rota en torno a su eje, se producirá el siguiente fenómeno, se observará que al ir aumentando la velocidad del molino se producen :

- 1.- a velocidad baja, solamente un deslizamiento, produciendo molienda sólo en fricción.
- 2.- a media velocidad además de fricción (deslizamiento) se produce impacto por cascada.
- 3.- a velocidad más alta se produce fricción e impacto por catarata.
- 4.- aumentando la velocidad se produce centrifugación. y las bolas se pegan al molino, es decir, la fuerza



de gravedad se iguala a la fuerza centrífuga.

Cuando esto sucede se dice que se llegó a la velocidad crítica, sobre la velocidad crítica se produce deslizamiento entre las distintas capas de bolas - produciendo molienda por fricción solamente.

La velocidad crítica de un molino se expresa por :

$$N_c = \frac{76,63}{\sqrt{D}} \quad (4.1.)$$

donde :

$N_c$  = velocidad crítica del molino (RPM)

$D$  = diámetro interno del molino (pie)

La utilización de alrededor de 68 - 77% de la velocidad crítica es generalmente lo más deseable para molinos de bolas.

El estudio matemático de la mecánica interna de los molinos se presenta muy compleja ya que demasiados factores perturbadores deben ser considerados, alguno de ellos :

- a) Deslizamiento de la carga sobre la pared y el efecto de las corazas, al interior del molino, que presentan nervaduras.
- b) El avance longitudinal de la materia.
- c) La interdependencia de las trayectorias para las bolas que se encuentran en su caída.
- d) La adherencia debida de los materiales demasiado adhesivos o a pulpas.

Otras fórmulas que nos permiten obtener las mejores ---



velocidades de operación son recomendadas por :

a) F.C.Bond.- (Allis Chalmers) recomienda;

$$N_o = 57 - 40 \text{ Log } D. \quad (4.2.)$$

Donde  $N_o$  es la mejor velocidad de operación y  $D$  diámetro interior del molino, dado en pies.

b) E.W.Davis.- Recomienda  $N_o = \frac{0,8158}{\sqrt{r} \sqrt{1+k^2}} \quad (4.3.)$

donde  $r$  = radio del molino.

$r_c$  = radio interior de la carga global

$$k = \frac{r_c}{r} \quad (4.4.)$$

c) K.Guerrero y N.Arbirter.- En un trabajo de K. Guerrero y N. Arbirter introducen el efecto de deslizamiento.

La velocidad crítica también es determinada por la siguiente relación :

$$N_c = \frac{76,63}{\sqrt{D - d}} \quad (4.5.)$$

Donde :

$D$  = diámetro del molino (pies).

$d$  = diámetro de las bolas (pies).

Si  $\frac{D}{d} > 20$ , se desprecia el valor de  $d$ , y se usa la ecuación (4.1.)



#### 4.3. EFECTOS DE LA DENSIDAD DE PULPA EN EL MOLINO.

En un proceso de molienda húmeda existe, evidentemente, una densidad de pulpa o mejor dicho, un pequeño rango de densidades de pulpa, fuera del cual la eficiencia de molienda disminuye clara y rápidamente. Este es el concepto denominado "Densidad Optima", por algunos autores y "Críticas" por otros.

Trataremos de precisar un poco más.

Cuando la dilución de una pulpa en el interior del molino es insuficiente, es decir, se opera con una alta densidad o concentración de sólidos, la excesiva viscosidad de la pulpa dificulta la fácil y rápida descarga de la misma desde el molino y, particularmente, el buen escurrimiento hacia los intersticios de la carga moledora, lo que constituye un factor importantísimo del proceso, muchas veces no suficientemente apreciada por los operadores.

La máxima disponibilidad de sólidos susceptibles de ser molidos en las zonas de molienda activa del molino se produce cuando los intersticios entre los elementos moledores están completamente llenos de pulpa tan densa como sea posible, pero con una adecuada fluidez. Este es el concepto que en los últimos años ha sido muy usado por los diseñadores de plantas de molienda y que llaman "**pulp lubricity**", que vendría a ser así como la lubricidad de la pulpa, y que determina, por ejemplo, de manera muy importante la decisión de elegir entre un molino tipo "**overflow**" y otro por parrilla.

Está demostrado que para esta condición se logra la



máxima absorción de potencia y el máximo trabajo útil de molienda, dado que, al verificarse esta situación se logra que las bolas o barras produzcan en su desplazamiento los llamados "**contactos útiles**", es decir aquellos entre bola y bola o entre barra y barra en los que las superficies de los cuerpos de molienda prácticamente no se tocan, sino que más bien se aproximan hasta un mínimo, pero manteniendo siempre partículas de mineral entre ellas.

Por otra parte, un excesivo porcentaje de sólidos aumenta el efecto amortiguante de la pulpa en los contactos bola-bola y disminuye el efecto de molienda. Dicho en forma vulgar, esto equivale a colocar colchones de pulpa espesa entre las bolas o las barras.

De manera análoga, una dilución exagerada es perjudicial para conseguir un trabajo efectivo de molienda. Un volumen excesivo de agua agregado al molino disminuye el tiempo de residencia de la pulpa, aumenta el cortocircuitaje de producto no molido por efecto de la descarga más rápida y aumenta la segregación de gruesos y finos en el interior del molino, fenómeno absolutamente comprobado, es decir la carga moledora opera sobre una pulpa no homogénea. Finalmente, una excesiva dilución de la pulpa en el molino produce lo que algunos operadores llaman "**el lavado**" de la carga de bolas y corazas, impidiendo o disminuyendo la adherencia de una adecuada película sobre la superficie de los cuerpos moledores y permitiendo, por lo tanto, contactos improductivos entre bolas y bolas y casco. En estos últimos se produce básicamente un desgaste de acero, pero sin trabajo útil de molienda,



y disipándose la potencia, en este caso, como energía calórica.

Bond menciona en sus trabajos el logro de una clara economía en Kilowatt-hora por tonelada molida en algunos procesos de molienda en los cuales se varió el porcentaje de sólidos hasta en 5% ó 10% respecto de los valores standard de operación.

Se estima que el máximo porcentaje de sólidos permisibles en molienda de minerales silíceos (valores muy generales), se aproxima al 78% u 80% en etapas de molienda primaria en molinos de barras y fluctúa entre 70% y 75% para un proceso de molienda secundaria con molinos de bolas, siendo entre 60% y 65% para una molienda secundaria muy fina también con molinos de bolas, como sería el caso de la práctica usual de remolienda de concentrados de cobre después de una etapa de flotación "rougher". Es el caso de Chuquicamata, El Teniente, El Salvador, por ejemplo.

Resulta increíble la mínima o ninguna importancia que se atribuye a esta variable en numerosas plantas, no sólo de la pequeña minería, en algunos de los cuales se puede comprobar que ni siquiera existe la práctica rutinaria de controlar sólidos a la descarga de los molinos.

Es muy frecuente que, por estar los molinos equipados con trómeles, la descarga resulta poco accesible para un buen muestreo de la pulpa y ésta sea la condición que impide el control de sólidos.



#### 4.4. CARGA DE BOLAS.

Una carga de bolas no es otra cosa que área de superficie expuesta, puntos de contacto, volumen y peso.

Por lo tanto, conociendo en una carga de bolas como está distribuida porcentualmente el área de superficie expuesta y el peso de las bolas por cada diámetro que compone la carga y teniendo presente la curva de eficiencia obtenida con tal carga se puede analizar si para mejorar la eficiencia es necesario aumentar el área y/o peso en bolas de uno u otro diámetro.

##### 4.4.1. PESO DE LA CARGA DE BOLAS.

La fracción  $\bar{\phi}_B$  del volumen interior del molino ocupado por la carga de molienda puede encontrarse por ecuación (4.6.).

$$\bar{\phi}_B = 1,13 - 1,26 \quad Q/D. \quad (4.6.)$$

donde :

$\bar{\phi}_B$  = fracción volumétrica aparente del medio de molienda.

Q = distancia vertical desde el techo interior del molino al nivel de la carga de molienda (pie).

D = diámetro interior del molino (pie).

$$\bar{\phi}_B = \frac{\bar{V}_B}{V_T} \quad (4.7.)$$



donde :-

$V_B$  = volumen aparente de las bolas.

$V_T$  = volumen interior del molino.

El peso de la carga de bolas contenidas en el molino se determina por las expresiones.

$$W_B = \bar{\phi}_B V_T \cdot \bar{\rho}_B \quad (4.8.)$$

$$W_B = \frac{\pi}{4} D^2 L \cdot \bar{\phi}_B \cdot \bar{\rho}_B \quad (4.9.)$$

donde :

$W_B$  = peso de la carga de bolas (lb)

$D$  = diámetro interno del molino (pie)

$L$  = largo interno del molino (pie)

$\bar{\rho}_B$  = peso específico aparente de la carga de bolas (lb/pie<sup>3</sup>)

Dadas las dificultades para conocer la distribución en peso de las bolas en el interior del molino se puede considerar un peso específico aparente promedio para bolas comprendidas entre 4" y 1" de 280 lb/pie<sup>3</sup>.

La Allis Chalmers indica utilizar la siguiente relación, donde  $W_B$  esta en [Ton.cortas].

$$W_B = \bar{\phi}_B D^2 L / 8,4 \quad (4.10)$$



#### 4.4.2. TEORIA DEL DESGASTE.

A medida que la bola nueva trabaja en la molienda se desgasta paulatinamente hasta que desaparece o es sacada fuera del molino cuando está muy pequeña.

El desgaste de cada bola y de todas en conjunto, genera la formación "N" familias de bolas de todos los diámetros que podemos visualizar como "collares" de bolas del mayor al menor diámetro.

Para simplificar la explicación, se considerará el collar generado por un sólo diámetro de bola que se recargue.

Si se recarga un sólo diámetro periódicamente, una vez que esté en equilibrio la carga, tendremos muy aproximadamente el mismo número de bolas nuevas que el de bolas con mitad de desgaste o con mucho desgaste. Es decir, se tendrá aproximadamente el mismo número de bolas grandes, medianas y pequeñas dentro del molino en un momento determinado.

La experiencia práctica ha dado la oportunidad de conocer en forma sencilla como se desgastan los cuerpos molidores en este proceso.

Considerando a las bolas de acero para molienda se puede postular lo siguiente :



"La pérdida de peso de una esfera debido al desgaste, es siempre proporcional a la disminución de su superficie".

Lo anterior se puede expresar de la siguiente manera :

$$\frac{dp}{dt} = -K A \quad (4.11.)$$

Reemplazando el peso de la esfera y su superficie en función del diámetro, se llega a :

$$\frac{dD}{dt} = -K \quad (4.12.)$$

"La reducción del diámetro de la bola, debido al desgaste es constante con respecto al tiempo o al tonelaje procesado", la representación gráfica se ve en la Fig. 4.2

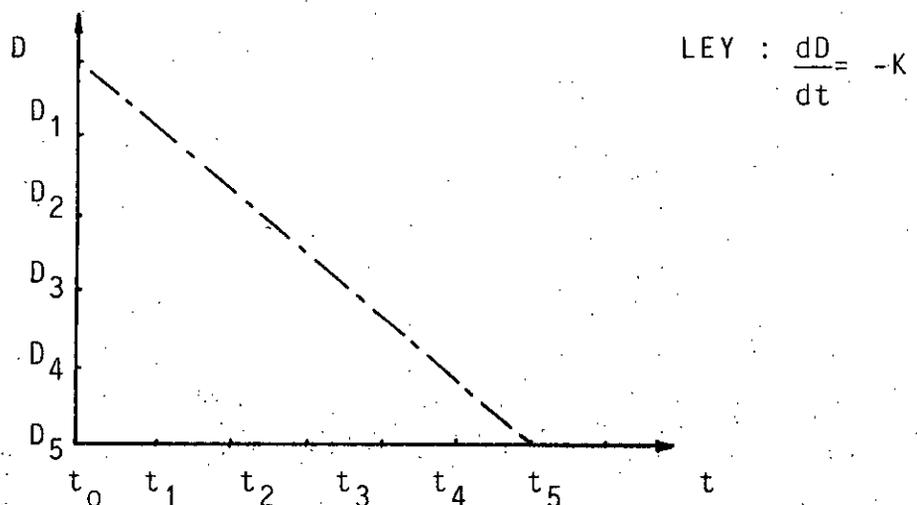


Fig. 4.2. Variación del diámetro de la bola de tiempo.

Un análisis más estricto del comportamiento de las bolas durante su vida en el molino (Fig. 1.4) hizo posible comprobar que la reducción del diámetro debido al desgaste no es una constante con respecto al tiempo, pero mostró, en general, un comportamiento que puede apartarse, y a veces de manera bastante considerable, de la línea recta que se ha supuesto representa la ley.

$$\frac{dD}{dt} = -K$$

Al observar en un diagrama los puntos obtenidos de los diámetros versus la producción, puede llegarse a la conclusión de que, en general, una ley empírica de desgaste que se ajusta más estrictamente a lo que se ha demostrado en la práctica, se expresa de la siguiente manera :

$$\frac{dD^n}{dt} = -K \quad (4.13.)$$

Esta ley se puede enunciar de la siguiente manera :

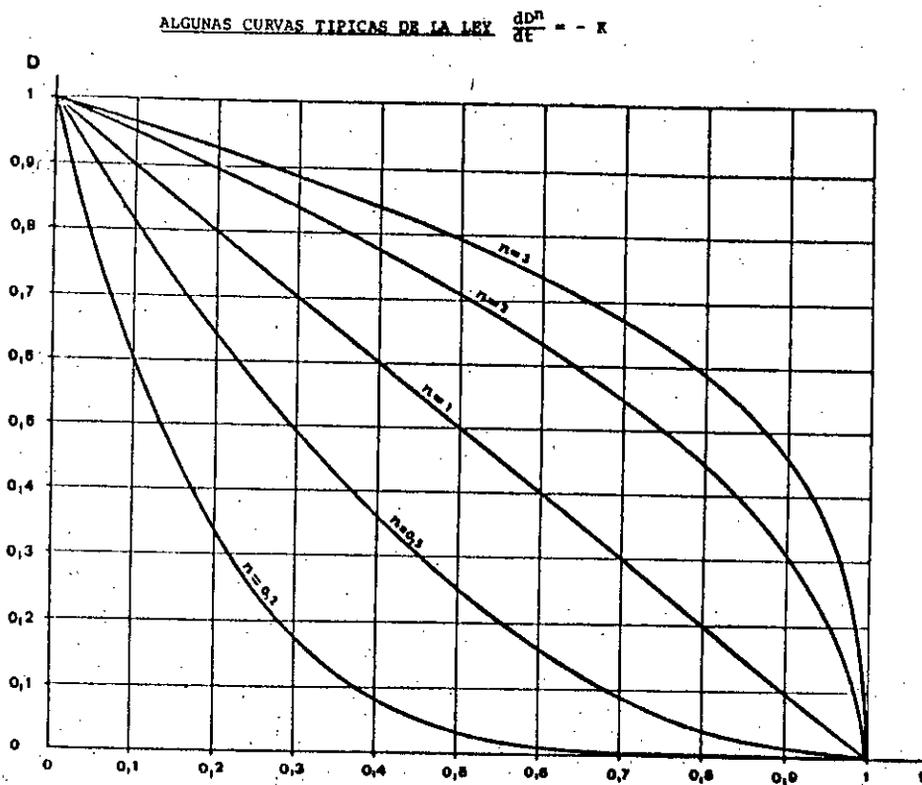
"El consumo de una bola es siempre proporcional al diámetro de la bola de exponente "n" típico para cada aplicación en particular".

Si conocemos la ley del desgaste, podemos calcular :

a) El período de residencia (expresado en horas de operación o en T.M. de mineral procesado) durante el cual se desgasta una bola, desde el momento en que es alimentada hasta que se descarga



Fig.: 4.3.



Algunas curvas típicas de la ley  $\frac{dD^n}{dt} = -K$

del molino. Este tiempo, denominado "tiempo pa  
ra alcanzar el equilibrio TAE" es el período al  
final del cual la carga de bolas puede consider  
se en estado de equilibrio.

b) La tasa específica de consumo de bolas (expre  
sada en : gramos por T.M. de mineral molido o  
en gramos por hora de operación o en gramos por  
KWH consumidos por el mineral molido).

c) La distribución de tamaño de las bolas de la  
carga en equilibrio.

El TAE se mide generalmente en el número de re-  
cargas completas necesarias para mantener el ni  
vel de carga constante en el molino durante el  
período completo de desgaste de las bolas ( en  
múltiplos del peso de la carga inicial de bolas)).  
Al final del TAE hay certeza que la carga de bo  
las dentro del molino tiene una distribución es  
tabilizada de tamaño de bolas y que los colla -  
res de bolas cuentan con cada uno de los posi -  
bles diámetros de bolas obtenidos durante el pro  
ceso de desgaste.

$$R = TAE = \frac{Q}{G} \quad (4.14.)$$

Donde :

Q = peso total de bolas recargado.

G = peso de carga inicial.



El consumo específico de bolas será :

$$W = \frac{R \cdot C}{t} \quad (4.15.)$$

Donde :

C = peso de la carga de bolas en el molino.

t = toneladas métricas molidas en el molino.

Los valores de TAE, o sea, R, pueden obtenerse de la Fig. 4.4.

#### 4.4.3. CARGA BALANCEADA DE BOLAS.

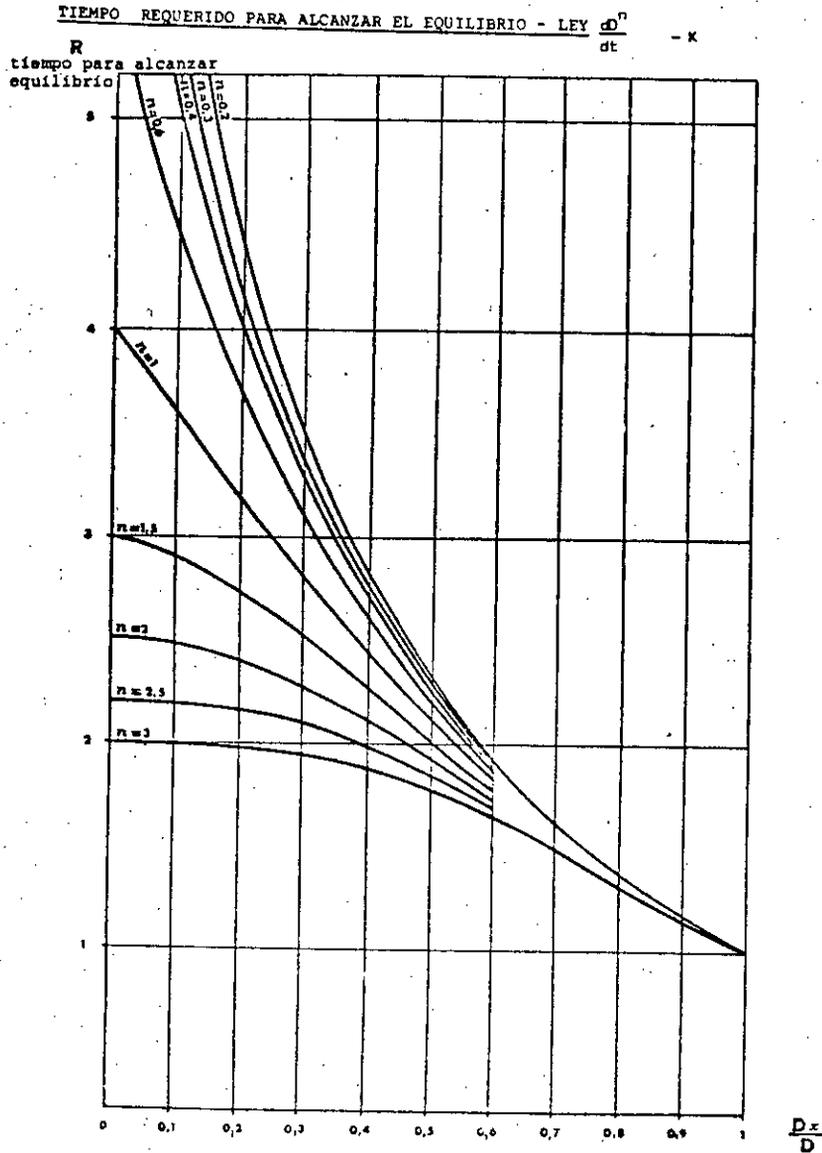
**Definición :** Es la carga en equilibrio resultante de recargar periódicamente la suficiente y respectiva cantidad de bolas de diferentes diámetro para obtener una molienda eficiente y constante a un tamiz determinado.

**Parámetro de Operación .** Estos se determinan en cada operación de molienda según el material que se desea moler y en función del circuito con que se cuenta.

Según sea el grado de diseminación, la dureza del material y demás variables, se determina a qué fineza conviene moler el material.



Fig.: 4.3.



Tiempo requerido para alcanzar el equilibrio con ley de desgastes

$$\frac{dD^n}{dt} = -K$$



Si conviene moler más fino y tener menor producción o si conviene moler más grueso y sacar mayor producción.

Una vez determinados estos parámetros de operación es necesario mantener lo más constante posible todas las variables que tienen relación con la operación de la molienda.

**Objetivos :**

1) Asegurar que la carga contenga bolas suficientemente grandes para triturar las partículas gruesas sin producir sobremolienda, y

2) Asegurar que la carga contenga suficiente cantidad de bolas más pequeñas, capaces de moler las partículas finas que se producen progresivamente, reduciendo la sobremolienda y evitando atochamientos de material en algún tamiz.

**Ventajas :**

1) Aumenta la producción sin disminuir la finura de la molienda.

2) Conseguir una molienda más fina sin disminuir la producción.

En ambos casos se reduce la sobremolienda.

3) Mejorar en muchos casos el rendimiento en la recuperación de mineral en la operación de



concentración.

Estas ventajas derivan del aumento del área de superficie expuesta en una carga balanceada con respecto a una carga de bolas de un solo diámetro.

Estudios efectuados sobre cargas equilibradas resultantes de recargar solamente un tamaño, por ejemplo 3"  $\phi$ , demuestran que aproximadamente el 80% del peso total de la carga está compuesta por bolas mayores de 2"  $\phi$ . En cambio, en una carga balanceada, proveniente de recargar 70% en bolas de 3"  $\phi$  y 30% de bolas de 2"  $\phi$ , solamente el 62% del peso total de la carga corresponde a bolas mayores de 2"  $\phi$ . Al recargar los dos diámetros del ejemplo anterior se ha logrado, en cambio, aumentar el área de superficie de la carga, al incrementar la cantidad de bolas de menor diámetro.

Un exceso de bolas grandes producirá una muy buena molienda de las mallas gruesas y una cantidad excesiva de ultrafinos, lo que eventualmente puede generar dificultades en los procesos posteriores. En el caso inverso, exceso de bolas pequeñas originaría una deficiente molienda de los productos gruesos, sobre la malla de 3/8" o 1/2", por ejemplo, lo que repercutiría en un fuerte impacto en los equipos auxiliares, bomba y ciclones, ocasionando un fuerte consumo de repuestos por desgaste de los elementos de goma.



Cabe recordar que, en la operación normal de una bomba centrífuga, el costo de mantención, incluidos repuestos, sobrepasa el 70% del costo total. La consecuencia de esta situación es obvia. Y un ciclón sería más grave aún, porque la proporción de costo por efecto de mantenimiento y reemplazo de piezas de desgaste es mayor.

#### 4.4.4. SELECCION DE LA CARGA DE BOLAS.

El tamaño de las bolas de una carga de bolas es un factor preponderante para la eficacia y capacidad de un molino. La mejor forma de determinarla para un molino en particular es efectuar las pruebas de laboratorio mediante test comparativos hasta alcanzar un óptimo, posteriormente por escalamientos sucesivos en molinos más grandes que produzcan las condiciones de molienda en puesta a punto.

Sin embargo, se pueden utilizar métodos basados en consideraciones teóricas y prácticas, uno de ellos es el dado por Bond. El principio general indica la existencia de un tamaño de bolas que es justo y necesario para moler un determinado tamaño y que fuera de esta dimensión la eficiencia de la molienda disminuiría.

Sea :

B : diámetro (de bolas o barras).

F :  $F_{80}$  de alimentación fresca al molino.



$W_i$  = Work Index (Indice de trabajo).

$C_s$  = % de la velocidad crítica.

$S_g$  = peso específico relativo del material

$D$  = diámetro del molino en pies.

$K$  = valor empírico dado por la experiencia.

**Para molino de Bolas.**

Al moler una mena silícea se requiere si

$F = 1\text{mm.}$  necesita bolas de  $\approx 1''$ .

$F = 4\text{mm.}$  necesita bolas de  $\approx 2''$ .

$F = 9\text{mm.}$  necesita bolas de  $\approx 3''$ .

Luego el tamaño de las bolas varía con la raíz cuadrada del tamaño de la partícula. Se establece la siguiente relación :

$$B = \left(\frac{F}{K}\right)^{1/2} \left(\frac{S_g W_i}{C_s \sqrt{D}}\right)^{1/3} \quad (4.16.)$$

Algunos valores de  $K$  son los siguientes :

**TABLA 4.1.**

Descarga	Húmeda		Seca	
	Circuito Abierto	Circuito Cerrado	Circuito Abierto	Circuito Cerrado
Overflow	350	350	-	-
Parrilla	350	350	335	335



Para molinos de Barras .

$$B = \frac{F^{3/4}}{160} \sqrt{\frac{W_i S_g}{C_s \sqrt{D}}} \quad (4.17)$$

Si  $Rr = \frac{F}{P}$  es menor a 8, B aumentada en 1/2".

Ejemplo : Determinación del tamaño máximo de la bola a utilizar en un molino dadas las siguientes condiciones :

$$F = 1000 \text{ (micrones)}$$

$$w_i = 15 \text{ (Kw-H/ton. c)}$$

$$S_g = 3,0 \text{ (gr/cm}^3\text{)}$$

$$C_s = 75\%$$

$$D = 10 \text{ (pies)}$$

Solución :

$$B = \left( \frac{F}{K} \right)^{1/2} \left( \frac{S_g W_i}{C_s \sqrt{D}} \right)^{1/3}$$

$$B = \left( \frac{1000}{350} \right)^{1/2} \left( \frac{3 \cdot 15}{75 \sqrt{10}} \right)^{1/3}$$

$$B = 0.97 \text{ (pulgadas)} = 1 \text{ pulgada.}$$



4.4.5. DISTRIBUCION DE TAMAÑO DE LA CARGA DE BOLAS.

Por desgastes de las bolas tendremos una serie de tamaños desde la bola mayor hasta la bola suficientemente pequeña que sale del molino. Si nosotros estamos continuamente reemplazando en bolas el peso perdido por desgaste tendremos en el interior del molino un equilibrio con relación a la distribución de tamaño de las bolas.

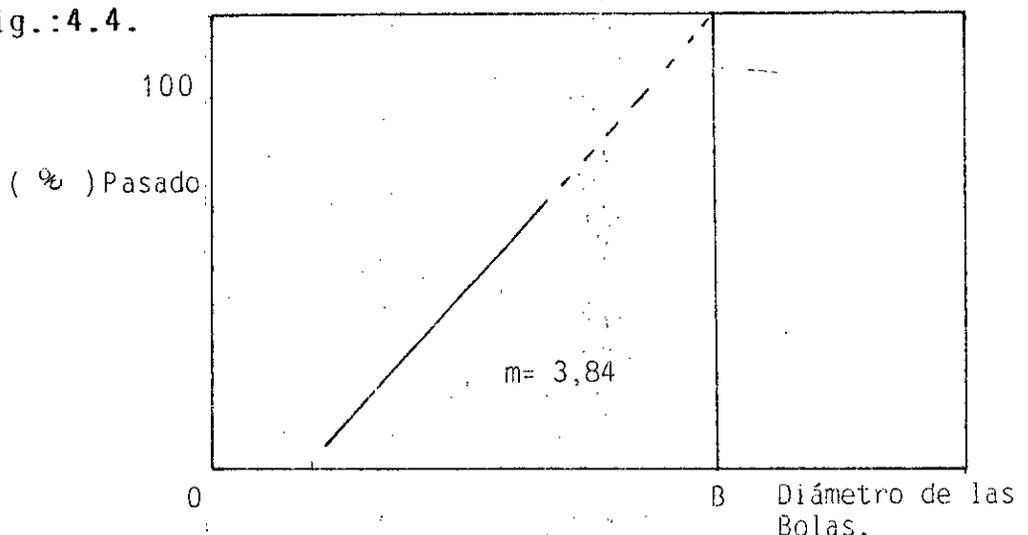
Este equilibrio de tamaños está dada por la relación :

$$Y = \left( \frac{X}{B} \right)^{3,84} \quad (4.18.)$$

Donde Y = % en peso de la carga equilibrada que pasa un tamaño.

En un diagrama log-log se obtendrá una recta - cuya pendiente es de 3,84 y su K máximo (100% pasado) equivale al diámetro de la bola B.

Fig.:4.4.



Luego podemos tener una carga inicial considerando aquellos tamaños puntuales de las bolas con su % en peso determinado por el gráfico.

Tamaños mínimos comerciales para barras: 2 1/4"

Tamaños mínimos comerciales para bolas : 1"

Para la carga de un molino de barras considerar  $m = 3,01$ .

Cuando se trata de molinos nuevos, generalmente el fabricante recomienda la carga inicial de bolas.

Si se trata de molinos que por ejemplo se han vaciado y para los cuales se necesita diseñar una carga inicial, se emplean fórmulas matemáticas como las de Bond, basada en el índice de trabajo ( $W_i$ ).

La fórmula de Bond sirve especialmente para determinar el diámetro de la bola más grande que se debe emplear.

La Tabla N° 4.2. muestra cargas de bolas equilibradas según Bond.



## CURSO: "OPTIMIZACIÓN DE CHANCADO Y MOLIENDA"

**Tabla 4.2. / Cargas de bolas equilibradas (Según Bond).**

Bolas	4 1/2 "	4 "	3 1/2 "	3 "	2 1/2 "	2 "	1 1/2 "
# 4 1/2 "	23						
4 "	31	23					
3 1/2 "	18	34	24				
3 "	15	21	38	31			
2 1/2 "	7	12	20,5	39	34		
2 "	3,8	6,5	11,5	19	43	40	
1 1/2 "	1,7	2,5	4,5	8	17	45	51
1 "	0,5	1,0	1,5	3	6	15	49
TOTAL %	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%

Otras ecuaciones de diámetro máximo del tamaño de la bola y barra se presentan a continuación.

1) Nordberg da la siguiente ecuación :

$$B = \sqrt{\frac{FW_i}{KCs}} \sqrt{\frac{S_g}{\sqrt{D}}}$$

Donde :

K = 200 (molino de bolas)

K = 300 (molino de barras)

2) Armco establece de igual manera que lo estableció Bond en sus fórmulas que :

- El tamaño de los cuerpos de molienda es directamente proporcional a la especificación física y dimensional del mineral.



**CURSO: "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"**

- El tamaño de los medios de molienda es proporcionalmente inverso a la energía cinética que los cuerpos de molienda tienen en el momento de su impacto en la carga, es decir :

$$D = f ( G, M, v_E )$$

Donde :

D = diámetro máximo de material de molienda.

G = tamaño de la partícula de alimentación.

M = especificación física del material.

E = energía cinética del material de la molienda y llega a :

$$D_b = 5,8 \frac{3,5 \sqrt{F_{80}} \cdot 2,5 \sqrt{W_i} \cdot 10 \sqrt{1 + \frac{CL}{100}}}{\sqrt[4]{N D_m}}$$

$$D_r = 14,2 \frac{\sqrt[4]{F_{80}} \cdot 2,5 \sqrt{W_i}}{\sqrt{N D_m}}$$

Donde :

$D_b$  = diámetro máximo de la bola (mm).

$F_{80}$  = tamaño 80% en la alimentación ( $\mu m$ )

$W_i$  = índice de trabajo (KWh/TM).

CL = % carga circulante.

N = velocidad de rotación del molino (RPM).



$D_m$  = diámetro interior del molino (m)

$D_r$  = diámetro máximo de la barra (mm).

#### 4.4.6. FRECUENCIA DE RECARGA DE BOLAS.

Partiendo del supuesto que una carga inicial es la más adecuada para moler cumpliendo con los parámetros de operación predeterminados que deben ser mantenidos en forma constante y debido al desgaste de material que sufre la carga de bolas, es necesario establecer una frecuencia para recargar el molino.

Dicho esto con un ejemplo, si la carga ideal de un molino son 50 ton. y se consume una tonelada al día, no es bueno esperar que el tonelaje total haya bajado a 45 ton. para recargar las 5 consumidas.

Debe procurarse de mantener constante las 50 toneladas en el molino y si esto significa recargar 1 tonelada diariamente, esa es la frecuencia recomendable para ese molino.

Una carga de bolas es un número de puntos de contacto y es una superficie expuesta de bolas. Si el tonelaje se consume, ambas cosas disminuyen, y como la eficiencia de la molienda es una consecuencia de la acción de las bolas en el molino, o sea puntos de contacto y superficie expuesta, resulta que al disminuir el tonelaje de una carga, también disminuye el grado



de eficiencia logrado con esa misma carga.

Si la frecuencia de recarga es alta, el promedio de la eficiencia de la molienda es alto.

#### **4.4.7. DIAMETRO DE LAS BOLAS VERSUS GRANULOMETRIA DEL MATERIAL.**

La carga de las bolas responde en su acción según sean las características propias del material a moler.

En ciertos casos la existencia de bolas grandes (ejemplo: 4") produce una sobremolienda que acarrea problemas en las etapas del proceso que suceden. En otros, a falta de ellos resulta un producto demasiado grueso. Se trata entonces de tener en la carga el diámetro de bolas adecuado para la reducción del material a moler.

De acuerdo con el análisis estadístico de la relación habida entre la carga de bolas y la granulometría del material a moler, de muchos molinos que estaban en operación, ARMCO llegó a la conclusión de que existe una cierta correspondencia entre el diámetro de la bola y el tamaño de las partículas del material. Existe un diámetro de bola aproximado que muele mejor que cualquier otro.

Esta relación diámetro vs. granulometría es la siguiente :



<u>Malla Tyler</u>	<u>Diámetro de Bola.</u>
Más grueso que 3.....	2½" a 3" -4"
de 3 a 8 :.....	2" a 2½ "
de 8 a 20.....	1½ " a 2"
de 20 a 35.....	1¼ " a 1½ "
de 35 a 65.....	1" a 1¼ "
de 65 o más.....	1"

Lo anterior sirve como un punto de partida solamente. Luego se hacen los ajustes necesarios basados en los resultados de eficiencia de molienda de cada diámetro, para determinar la relación ideal entre tamaño de material y diámetro de bola. No existe una fórmula matemática para determinar la cantidad de bolas de diferentes diámetros más adecuados para cada operación de molienda.

La fórmula de Bond determina sólo el diámetro mayor a emplear.

#### 4.4.8. EFICIENCIA DE LA CARGA DE BOLAS.

La eficiencia de la carga de bolas se puede evaluar solamente después de conocer la relación entre el material que entra al molino y sale de él.

Esta relación se hace en base al análisis granulométrico de :

- La alimentación fresca.



**CURSO: "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"**

- La descarga, cuando se trata de un circuito abierto.

Si el circuito es cerrado es preciso previamente determinar el porcentaje de carga circulante para saber cual es la alimentación compuesta al molino (alimentación fresca y retorno al clasificador).

Recién entonces se puede relacionar lo que entra al molino y sale de él que es :

- Alimentación compuesta.
- Descarga.

La relación que se hace entre el material entrante al molino y el que sale, se hace en cada tamiz de la serie escogida.

Lo anterior se puede representar en un gráfico que se llama "curva de eficiencia".

Analicemos lo anterior para lo cual nos referimos al modo de determinar la eficiencia de la molienda. Taggart recomienda la siguiente fórmula para determinar la carga circulante.

$$\text{Carga Circulante} = \left[ \frac{\text{Descarga molino} - \text{rebalse clasificador}}{\text{Retorno Clasificador} - \text{Descarga molino}} \right] \times 100$$

En esta fórmula se utilizan los análisis acumulados retenidos a cada malla en la cual se desea cal

cular la carga circulante.

Para calcular el porcentaje de la alimentación compuesta al molino en cada malla se utiliza la fórmula siguiente, que permite determinar la alimentación compuesta para cada malla (% individual para cada malla).

$$[\text{Alimentación Compuesta}] = [\text{Alimentación fresca}] + \left[ \begin{array}{l} \text{Retorno clasificador X} \\ \text{carga circulante prome-} \\ \text{dio.} \end{array} \right]$$

Es decir, la alimentación fresca a la cual se le adicionará el análisis de las arenas del clasificador multiplicado por la carga circulante.

Esto da entonces el análisis completo para cada malla de la alimentación compuesta.

La eficiencia de molienda para cada malla está dada por :

$$\left[ \begin{array}{l} \% \text{ eficiencia a} \\ \text{cada malla} \end{array} \right] = \left[ \frac{\% \text{ alimentación compuesta} - \% \text{ descarga del molino}}{\% \text{ alimentación compuesta}} \right] \times 100$$

Al representar los tamices en esa forma, se obtiene una representación gráfica en semi-log; se dibujan las curvas de alimentación compuesta y descarga del molino.

Una vez que se tienen estas dos curvas se puede analizar que sucede con el material cuando pasa por el molino.



- La descarga, cuando se trata de un circuito abierto.

Si el circuito es cerrado es preciso previamente determinar el porcentaje de carga circulante para saber cual es la alimentación compuesta al molino (alimentación fresca y retorno al clasificador).

Recién entonces se puede relacionar lo que entra al molino y sale de él que es :

- Alimentación compuesta.
- Descarga.

La relación que se hace entre el material entrante al molino y el que sale, se hace en cada tamiz de la serie escogida.

Lo anterior se puede representar en un gráfico que se llama "curva de eficiencia".

Analicemos lo anterior para lo cual nos referimos al modo de determinar la eficiencia de la molienda. Taggart recomienda la siguiente fórmula para determinar la carga circulante.

$$\text{Carga Circulante} = \left[ \frac{\text{Descarga molino} - \text{rebalse clasificador}}{\text{Retorno Clasificador} - \text{Descarga molino}} \right] \times 100$$

En esta fórmula se utilizan los análisis acumulados retenidos a cada malla en la cual se desea cal



Si en determinadas mallas gruesas se tiene alimentación compuesta y en la descarga del molino no aparece nada, quiere decir que la eficiencia de la molienda a esas mallas es 100%. En cambio si en determinadas mallas medianas o finas la diferencia entre la alimentación compuesta y la descarga es muy poca quiere decir que la eficiencia de molienda a esas mallas finas es baja.

El % de eficiencia en cada malla se puede representar como una curva en un gráfico en el cual la abscisa muestra el porcentaje de eficiencia y la coordenada la serie de tamices.

La curva de eficiencia obtenida representa una carga de bolas determinada. Según sea modificada, la carga de bolas, la eficiencia mejorará o será menor.

Muchas veces ocurre que por la descarga sale material muy grueso y hay una tendencia generalizada en todas partes del mundo a modificar la carga de bolas para reducir esos gruesos tan molestos en la descarga, cuando representan un 5 a 10% de la descarga. Sin embargo, lo principal es el 90 -95 % restante y es ahí donde hay que preocuparse.

Se dijo anteriormente que la eficiencia se determina por la relación entre el material entrante al molino y el que sale. Pero para conocer ese material en las diferentes etapas del circuito, es necesario hacer el análisis



granulométrico de él.

Es importante considerar que :

- Los cambios en la carga de bolas se determinan por eficiencia de la molienda.
- La eficiencia se determina por la relación entre los análisis granulométricos.
- Los análisis granulométricos son el resultado de la práctica de muestreo.

En consecuencia, si los muestreos son bien efectuados y son representativos de lo que ocurre en el circuito, todo lo que derive de ellos será confiable y si no lo son, los cambios que se hagan a la carga de bolas probablemente no mejorarán la molienda.

Para el caso de un circuito cerrado los análisis granulométricos deben ser :

- La alimentación fresca.
- La descarga.
- El retorno del clasificador.

#### **4.4.9. EJEMPLOS DE APLICACION.**

Ejemplo N° 1 :            Calcular la carga en equilibrio y la carga inicial (usando bolas de 60, 40 y 30 mm.) resultante de



**CURSO: "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"**

recargar una composición de 30% de bolas de 60mm. y 70% bolas de 40mm.

Desarrollo : Aquí el problema está en obtener cual es la relación entre el número de collares generados desde las bolas de 60mm. y de las bolas de 40 mm. que están presentes en la recarga.

Sabiendo que el peso de una bola de 60 mm. son 888gr. y que el de una bola de 40 mm. son 263gr. tendremos 7,9 collares de bolas de 40 mm. por uno de bolas de 60 mm.

$$\frac{888}{30\%} \times \frac{70\%}{263} = 7,9$$

Luego, el problema se resuelve como sigue :

Diámetro bola (mm.)	Peso bola (gr.)	Nº de bolas	Peso total (gr.)	% Distribución
60	888	1	888	17,5
50	514	1	514	10,2
40	263	8,9	2.341	46,3
30	111	8,9	988	19,5
20	33	8,9	294	5,8
10	4	8,9	36	0,7
			5.061	100,0

Si los únicos tamaños de bolas disponibles en el inventario o en el mercado son 60, 40 y 30 mm., la composición inicial correspondiente a una recarga de 30% 60 mm. y 70% 40 mm. será la siguiente :



60 mm. = 27,7% (17,5 + 10,2)

40 mm. = 46,3%

30 mm. = 26,0% (19,5 + 5,8 + 0,7)

Las bolas de 50 mm. serán generadas por las bolas de 60 mm. de la carga inicial, igualmente las de 20 mm. y 10 mm. serán generadas por las de 30 mm. Es por eso que el porcentaje de bolas de 50 mm. calculado en la carga en equilibrio se suma al % de bolas de 60mm. y el % calculado para bolas de 20 mm. y 10 mm. se suma al de las bolas de 30 mm., completando así la correspondiente composición de carga inicial.

Ejemplo N° 2 : Calcular la composición de recarga necesaria para mantener una determinada distribución por tamaños de una carga inicial.

Se nos da la siguiente composición de carga inicial :

Diámetro (mm.)	% Distribución
60	27,7
50	16,0
40	36,0
30	15,2
20	4,5
10	0,6

Desarrollo:

El peso en gramos de las bolas es :

60 mm.	888 grs.
50 mm.	514 grs.
40 mm.	263 grs.
30 mm.	111 grs.
20 mm.	33 grs.
10 mm.	4 grs.

Sabemos el peso individual de las bolas que forman el collar y sabemos que el % de bolas de 60 mm. en la carga inicial proviene de las bolas de 60 mm. presentes en la recarga.

No sabemos si las bolas de 50 - 40 - 30 - 20 y 10 mm. de la carga inicial son generadas por las bolas de 60 mm. o si provienen de la adición de las bolas de diferentes diámetro en la composición de recarga.

Por lo tanto, si 27,7% de bolas de 60mm existe en la carga inicial, podemos presumir que estas 27,7 unidades de peso generarán collares de bolas con unidades de peso en cada diámetro o intervalo, que mantendrán la misma relación que el collar standard que comienza con la bola de 60 mm. pesando 888 grs.

El nuevo collar tendrá las siguientes características.:



**CURSO: "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"**

<u>Diámetro de bola (mm.)</u>	<u>Unidades de peso</u>
60	27,7
50	16,0 = 27,7 X 514/888
40	8,2 = 27,7 X 263/888
30	3,5 = 27,7 X 111/888
20	1,0 = 27,7 X 33/888
10	0,1 = 27,7 X 4/888

Comparando las unidades de peso de 50 mm. que provienen de las de 60 mm. (16,0 unidades), con las unidades de peso requeridas en la carga inicial (16,0 unidades), podemos ver que no hay necesidad de agregar bolas de 50 mm. en la recarga. Continuando con esta comparación podemos determinar que 27,8 unidades de peso adicional de bolas de 40 mm. (36,0 - 8,2) se necesitan en la recarga para obtener la distribución deseada en la carga inicial y, finalmente podemos ver que no hay bolas de 30, 20 y 10 mm. presentes en la composición de recarga. Esto se aprecia en el siguiente cuadro :

Diámetro de Bola (mm.)	Peso Bola (grs.)	% Distribución	Recarga					
			60	50	40	30	20	10
60	888	27,7	27,7	-	-	-	-	-
50	514	16,0	16,0	-	-	-	-	-
40	263	36,0	8,2	-	27,8	-	-	-
30	111	15,2	3,5	-	11,7	-	-	-
20	33	4,5	1,0	-	3,5	-	-	-
10	4	0,6	0,1	-	0,4	-	-	-

La composición de recarga se calcula como sigue :



**CURSO: "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"**

Diámetro de bola (mm.)	Unidades de peso	% por peso
60	27,7	50
40	27,8	50
	55,5	100

Por lo tanto, necesitamos recargar 50% bolas de 60 mm. y 50% bolas de 40mm. con el fin de mantener la distribución por tamaño de la carga inicial.

Ejemplo N° 3 : Un molino con descarga de pa-  
rilla, cuyas aberturas son  
de 15 mm. , cargado con 45 ton. métricas de bo-  
las, es cargado con bolas de 60 mm.

La tasa de consumo es de 500 grs. por tonelada  
de material molido y el tonelaje tratado es de  
2500 toneladas métricas por día.

Calcular cuantas toneladas de bolas se necesita  
haber cargado en el molino, y cuántos días debe-  
mos esperar hasta que se haya completado el pe-  
ríodo de purga de la carga (tiempo necesario pa-  
ra desplazar completamente la carga antigua)

Desarrollo :

Consumo diario de bolas :  $\frac{2500 \times 500}{1.000.000} = 1,25 \text{ TM/día}$

Período de Purga según

Fig. : 4.4.: 3,0



Tonelaje de recarga =  $45 \times 3 = 135\text{TM.}$

Nº de días =  $135/1,25 = 108$  días

Lo anterior es parte de los muchos problemas prácticos relacionados con la carga de bolas que pueden ser manejados por los operadores de los molinos.

## **5. CLASIFICACION.**

### **5.1. GENERALIDADES.**

Se denomina clasificación la operación de separación de los componentes de una mezcla de partículas en dos o más fracciones de acuerdo al tamaño u otra propiedad física típica del material, siendo cada grupo obtenido más uniforme en dicha propiedad que la mezcla original.

Desde este punto de vista la operación de clasificación incluye el harneado y la clasificación en un fluido.

El harneado se efectúa sometiéndolo el material a la acción de una serie de harneros, de donde se deduce que las propiedades físicas típicas empleadas en la separación son el tamaño y la forma de las partículas.

La clasificación en un fluido se basa principalmente en las leyes de movimiento de las partículas só-



lidas en un medio fluido y por ello depende de variables tales como el tamaño y forma de las partículas y las propiedades del fluido y de la suspensión.

Cuando la clasificación en húmedo se efectúa sobre un material heterogéneo, lo que sucede generalmente en la práctica, ella toma el nombre de sorteo y pasa a constituir un proceso de preconcentración. En este caso, a las variables principales mencionadas debe agregarse la densidad de las partículas.

## 5.2. CUANTIFICACION DE LA OPERACION.

Cualquiera que sea la naturaleza de la clasificación, como del equipo en que se efectúa, el proceso de separación por tamaño puede representarse mediante el esquema de la Fig. 5.1.

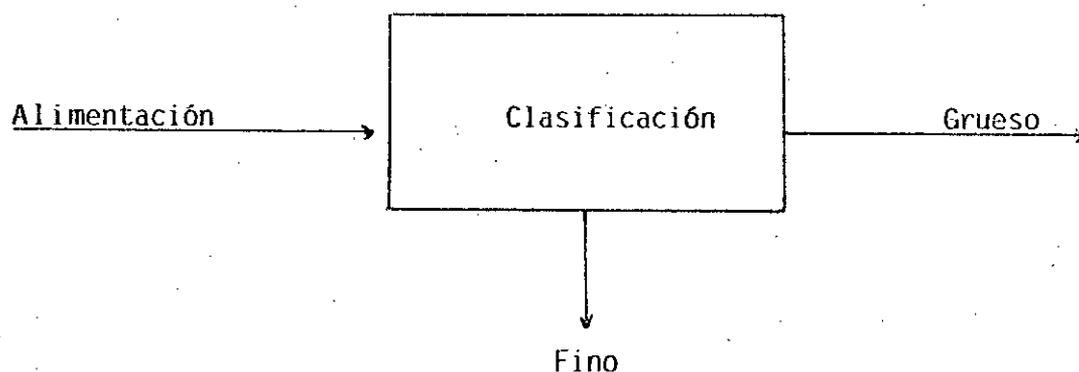


Fig. 5.1. Representación esquemática de la Clasificación.

En la mayoría de los casos el producto de la clasificación está constituido por dos fracciones, una integrada preferentemente por las partículas gruesas y la otra por las partículas finas. La fracción gruesa recibe el nombre de descarga, mientras la fracción fina se denomina rebalse.

En una operación perfecta los productos de descarga y rebalse quedarán separados de tal forma que la descarga contenga todo el producto mayor que una cierta malla, y el rebalse todo el material menor que esa malla.

Esto no se consigue nunca en la práctica, aunque en el harneado la descarga está desprovista de todo el material mayor al tamiz utilizado.

Definiciones :

- a) Fracción volumétrica de sólidos  $\phi$  = es la razón entre el volumen de sólidos y volumen total de una suspensión o pulpa.
- b) Por ciento volumétrico de sólidos  $\phi$  = es la razón expresada en %, del volumen de sólidos al volumen total de la pulpa.
- c) Densidad de pulpa  $f$ , es la razón entre la masa de la suspensión y su volumen.
- d) Fracción de sólidos en peso  $X$ , es la razón entre el peso del sólido y el peso de la pulpa.



e) Por ciento de sólidos en peso  $P_s$  = es la razón expresada en % entre el peso del sólido y el peso de la pulpa.

f) Dilución,  $D$ , = es la razón entre el peso del líquido y el peso del sólido en una pulpa.

### 5.3. BALANCE DE MASA.

En un clasificador funcionando en el estado estacionario el balance macroscópico de masa puede expresarse en función del flujo total, flujo de sólido, flujo de partículas de tamaño  $X$ , flujo de partículas de tamaño menor a  $X$  o flujo de partículas de tamaño mayor a  $X$ .

Llamemos :

$$A^{\#} = \text{Flujo másico de alimentación total} \left( \frac{M}{T} \right)$$

$$D^{\#} = \text{Flujo másico de descarga total} \left( \frac{M}{T} \right)$$

$$R^{\#} = \text{Flujo másico de rebalse total} \left( \frac{M}{T} \right)$$

$$A = \text{Flujo másico de alimentación sólida} \left( \frac{M}{T} \right)$$

$$D = \text{Flujo másico de descarga sólida} \left( \frac{M}{T} \right)$$

$$R = \text{Flujo másico de rebalse sólido} \left( \frac{M}{T} \right)$$



$X$  = Fracción en peso de sólido

$f(x)$  = Fracción en peso de partículas de tamaño  $x$ .

$F(x)$  = Fracción en peso de partículas menor a  $x$ .

$R(x)$  = Fracción en peso de partículas mayor a  $x$ .

a,d,r= Subíndice referentes a alimentación, descarga y rebalse.

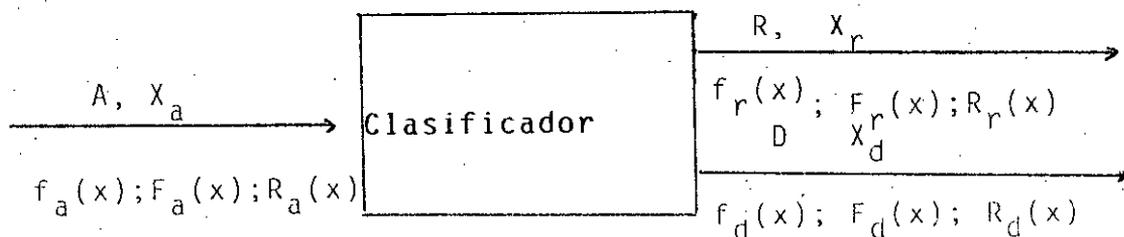


Fig. 5.2. Balance de un Clasificador.

Los siguientes balances pueden establecerse :

Balance total :  $A^{\#} = D^{\#} + R^{\#}$  (5.1.)

Balance sólido :  $A^{\#}x_a = D^{\#}x_d + R^{\#}x_r$  (5.2.)

$A = D + R$



Balance de Tamaño :

$$A f_a(x) = D f_d(x) + R f_r(x) \quad (5.3.)$$

Balance de tamaño menor a :

$$A F_a(x) = D F_d(x) + R F_r(x) \quad (5.4.)$$

Balance de tamaño mayor a :

$$A R_a(x) = D R_d(x) + R R_r(x) \quad (5.5.)$$

La fracción en peso de material obtenido como descarga puede calcularse en la forma siguiente :

$$A^{\#} (X_r - X_a) = D^{\#} (X_r - X_d)$$

$$\frac{D^{\#}}{A^{\#}} = \frac{X_r - X_a}{X_r - X_d}; \quad \frac{D}{A} = \frac{(X_r - X_a) X_d}{(X_r - X_d) X_a} \quad (5.6.)$$

de (5.2.) y (5.3.) se tiene :

$$A (f_r(x) - f_a(x)) = D (f_r(x) - f_d(x))$$

$$\frac{D}{A} = \frac{f_r(x) - f_a(x)}{f_r(x) - f_d(x)} \quad (5.7.)$$

de (5.2.) y (5.4.) se tiene :



$$\frac{D}{A} = \frac{F_r(x) - F_a(x)}{F_r(x) - F_d(x)} \quad (5.8.)$$

y de (5.2.) y (5.5.)

$$\frac{D}{A} = \frac{R_r(x) - R_a(x)}{R_r(x) - R_d(x)} \quad (5.9.)$$

De las relaciones (5.6.) a (5.9.) puede observarse que la fracción de alimentación que pasa a la descarga puede calcularse en dos formas: (1) determinando los porcentajes de sólidos en peso de la alimentación, rebalse y descarga y (2) realizando análisis granulométrico de una muestra de alimentación, rebalse y descarga.

#### 5.4. EFICIENCIA DE CLASIFICACION.

Se define como eficiencia de clasificación a la razón entre el peso de material clasificado en la descarga y el peso de material a clasificar en la alimentación.

$$E(x) = \frac{D f_d(x)}{A f_a(x)} \quad (5.10.)$$

y de (5.7.) se tiene:



$$E(x) = \frac{[f_r(x) - f_a(x)] f_d(x)}{[f_r(x) - f_d(x)] f_a(x)} \quad (5.11.)$$

Esta eficiencia expresada para el tamaño  $x$ , se denomina "Eficiencia Diferencial".

Es conveniente cuantificar la eficiencia de clasificación en un hidrociclón por el porcentaje en peso, de cada fracción de tamaño, de las partículas de la alimentación que se van al underflow (producto grueso o descarga). Al tamaño de las partículas que resultan con una eficiencia del 50% se acostumbra denominarlo tamaño de corte, designándosele por  $d_{50}$ . Una curva típica de eficiencia está dada por la Fig. 5.3.

El valor de la eficiencia para las partículas más finas no se anula como sería deseable, sino que tiende a un valor  $B_p$  mayor que cero. Esto seguramente se debe a que las partículas finas por ser fácilmente arrastrables, son acarreadas por el agua, que necesariamente acompaña al producto grueso. Así, el valor  $B_p$  denominado cortocircuito, representa al porcentaje del agua de la alimentación que va al underflow.

Con el fin de obtener una curva de eficiencia que represente solamente lo que le ocurre a las partículas que son efectivamente clasificadas, se ha propuesto redefinir la eficiencia descontando al peso de cada fracción de tamaño, la proporción correspondiente a las partículas de ese tamaño que



van al underflow debido a cortocircuito. Esta proporción de partículas se ha supuesto en forma algo arbitraria, igual a la proporción de agua que se cortocircuita, es decir, igual a  $B_p/100$ .

Eficiencia corregida  $E_c$  está dada por :

$$E_c = \frac{E - B_p}{100 - B_p} \quad (5.12.)$$

El tamaño de partículas para el cual la eficiencia corregida es de 50% se denomina tamaño de corte corregido y se le designa por  $d_{50(c)}$  (Fig. 5.4.)

Yoshioka y Hotta observaron que cuando se grafican las eficiencias corregidas en función de la razón entre el tamaño "d" de las partículas y el tamaño de corte corregido  $d_{50(c)}$ , se obtiene una curva única para distintas condiciones de operación en un ciclón y clasifica un mismo material. La curva así obtenida se ve en la Fig. 5.5. y se denomina curva de eficiencia reducida.

Posteriormente, Rao-Lynch experimentando con ciclones de diámetros de 4" y 20", encontraron que la curva de eficiencia reducida, además de ser independiente de las condiciones de operación, también lo es del diámetro del ciclón y de las dimensiones de los orificios. Así, se determina la curva de eficiencia de un ciclón con un material de características dadas (como peso específico y forma de las partículas) bastará dar el tamaño de corte



para otras condiciones de operación para conocer el comportamiento de las partículas de todos los otros tamaños. Igualmente, la curva de eficiencia reducida determinada en un ciclón de pequeño diámetro puede ser usada para predecir la clasificación en un ciclón de diámetro mayor.

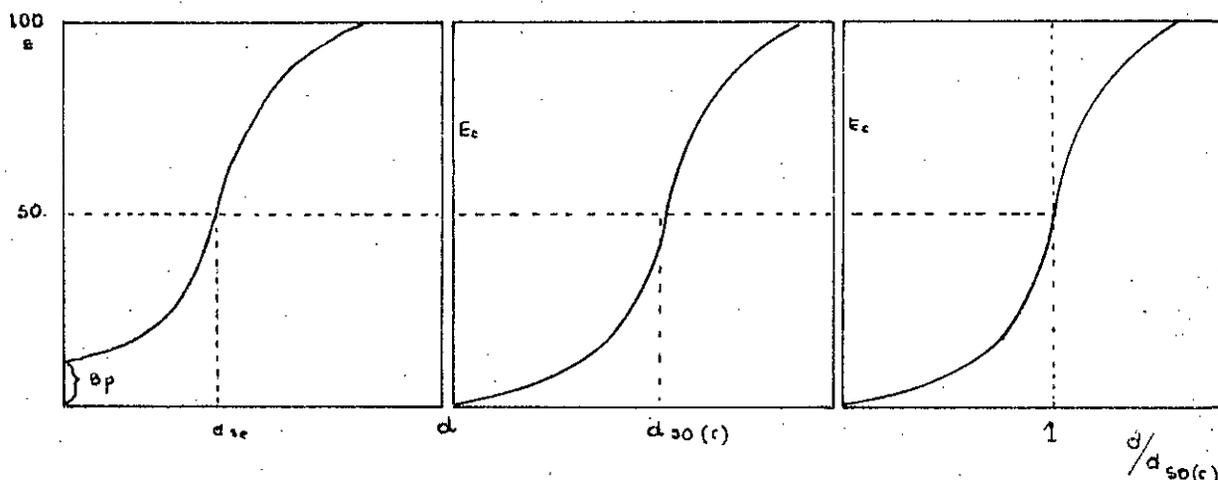


Fig. 5.3.

Fig. 5.4.

Fig. 5.5.

El valor del tamaño de corte  $d_{50}$  depende de la pendiente de la sección central de la curva Tromp (curva de rendimiento), mientras más vertical es la pendiente mayor es la eficiencia. La pendiente de la curva puede expresarse tomando los puntos  $d_{75}$  y  $d_{25}$ , la eficiencia de separación, o también llamada Imperfección I está dado por :

$$I = \frac{d_{75} - d_{25}}{2d_{50}}$$

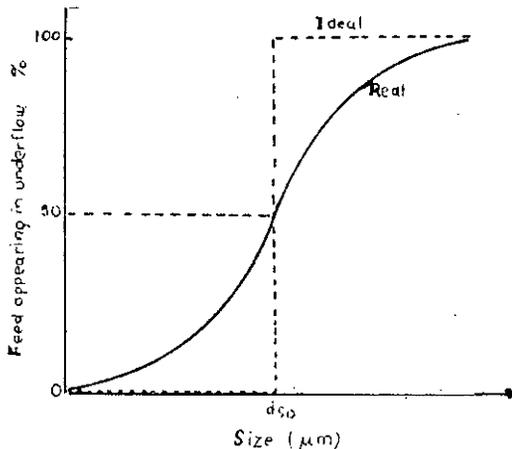


Fig 5.6. Tromp curve for hydrocyclone

Ejemplo 2.1.: Suponga un ciclón que se alimente con cuarzo ( $\rho_p = 2,7$ ), siendo la densidad de pulpa 1,67 Kg/Lt. El underflow del ciclón tiene una densidad de pulpa de 1,89 Kg/lt. , y el overflow 1,46 Kg/lt.

Solución :

$$\% \text{ sólido en alimentación al ciclón} = \frac{100 \rho_p (\rho - 1)}{\rho (\rho_p - 1)}$$

$$\% \text{ sólido alim.} = \frac{100 \times 2,7 (1,67-1)}{1,67 (2,7 - 1)} = 63,7 \%$$

De aquí que la razón de dilución de la alimentación es :

$$\frac{100 - 63,7}{63,7} = 0,57$$

**CURSO: "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"**

Igualmente en el underflow y overflow la dilución será :

0,34 y 1 respectivamente

Considerando que A es el flujo de alimentación ( T/H ) de sólidos secos, D y R son del underflow y overflow respectivamente, por lo tanto, se puede plantear :

$$0,57 A = 0,34 D + R \text{ (Balance de agua).}$$

$$\text{o } 0,57 A = 0,34 D + ( A - D)$$

de aquí que :

$$\frac{D}{A} = 0,652$$

El underflow será el 65,2% del peso total de alimentación y el overflow el 34,8% de la alimentación total.

El valor de  $B_p$  será :

$$B_p = \frac{0,34 D}{0,57 A} = \frac{0,34}{0,57} \times 0,652 = 0,39$$

Veamos ahora la tabla siguiente con los cálculos requeridos.



**CURSO : "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"**

(1) Tamaño	(2) % Peso	(3)	(4)	(5)	(6) Alimentación reconstituida	(7) E	(8) E <sub>c</sub>
( $\mu$ )	D	R	D	R			
+ 1168	14,7	-	9,6	-	9,6	100,0	100,0
589 - 1168	21,8	-	14,2	-	14,2	100,0	100,0
295 - 589	25,0	5,9	16,3	2,1	18,4	88,6	81,3
208 - 295	7,4	9,0	4,8	3,1	7,9	60,8	35,73
147 - 208	6,3	11,7	4,1	4,1	8,2	50,0	18,0
104 - 147	4,8	11,2	3,1	3,9	7,0	44,3	8,6
74 - 104	2,9	7,9	1,9	2,7	4,6	41,3	3,8
-74 -	17,1	54,3	11,2	18,9	30,1	37,2	-
Total	100,0	100,0	65,2	34,8	100,0		

Estos valores de columna (7) y (8) se grafican en un gráfico  $E$  vs. tamaño ( $\mu$ ) y  $E_c$  vs. tamaño ( $\mu$ ) y se determina el tamaño  $d_{50}$  y  $d_{50}$  corregido, además, la imperfección I de la curva para ver la eficiencia del ciclón. El tamaño graficado va en tamaño medio geométrico.

**5.5. CARGA CIRCULANTE EN FUNCION DE LOS TAMAÑOS.**

Llamemos :  $f(x)$  = fracción en peso de partículas de tamaño  $x$ .

$F(x)$  = fracción de peso de partículas menores a  $x$ .

$R(x)$  = fracción en peso de partículas mayores a  $x$ .



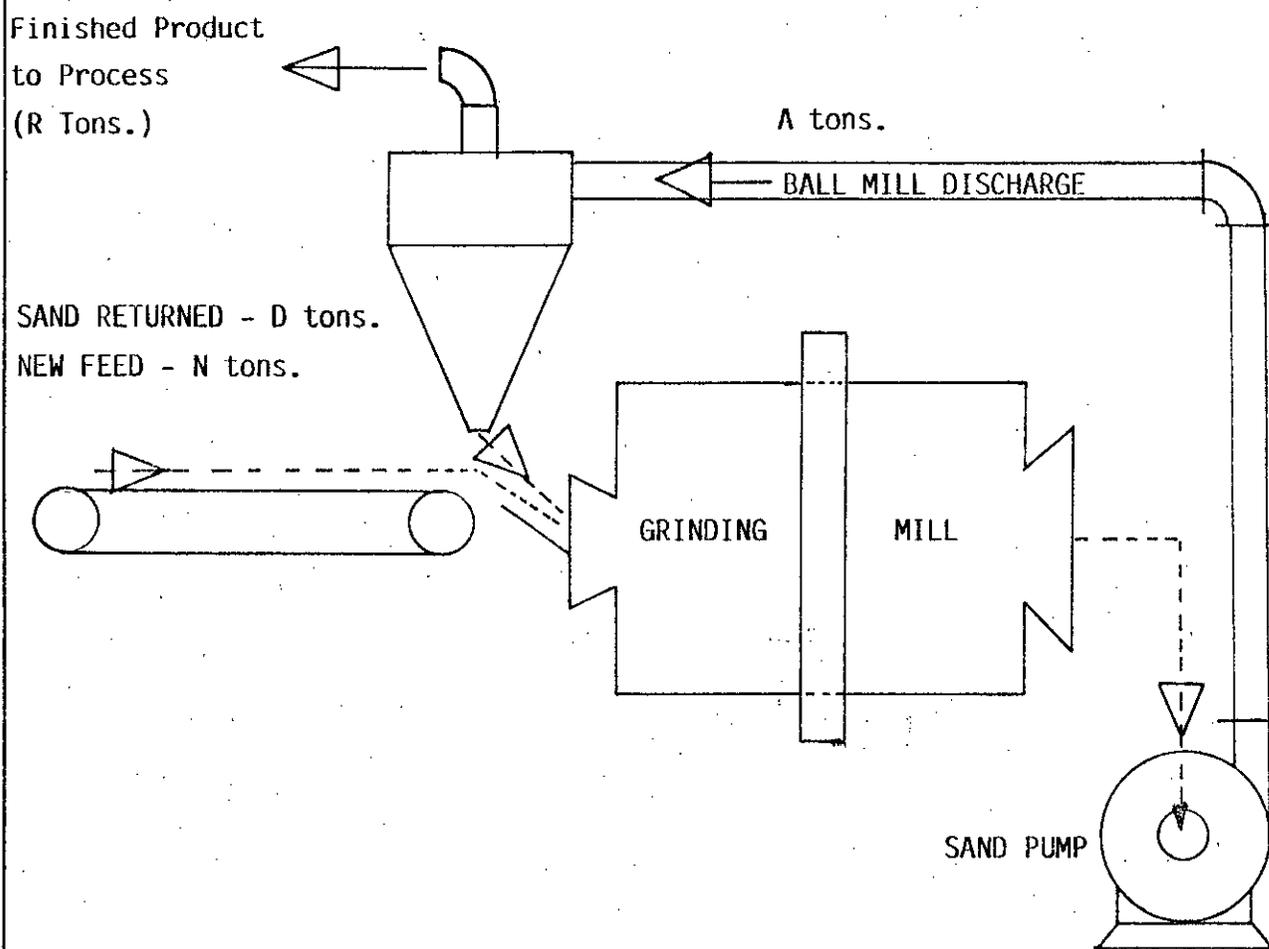


Fig.: 5.7.

Illustrating a circulating load of 400% in a grinding circuit.

$$A = N + D$$

$$R = N$$

$$A = R + D$$

$$A f_a(x) = N f_r(x) + D f_d(x)$$

$$(N + D) f_a(x) = N f_r(x) + D f_d(x)$$

$$D (f_a(x) - f_d(x)) = N (f_r(x) - f_a(x))$$

$$\frac{D}{N} = \frac{f_r(x) - f_a(x)}{f_a(x) - f_d(x)}$$

$$= \frac{F_r(x) - F_a(x)}{F_a(x) - F_d(x)}$$

$$= \frac{R_r(x) - R_a(x)}{R_a(x) - R_d(x)}$$

$$= \frac{R_r(x) - R_a(x)}{R_a(x) - R_d(x)}$$

$$\% \frac{D}{N} = \frac{R_r(x) - R_a(x)}{R_a(x) - R_d(x)} \times 100$$

Es el % carga circulante.

$$\% CC = \frac{R_a(x) - R_r(x)}{R_d(x) - R_a(x)} \times 100 \quad (5.13.)$$

Esta fórmula la recomienda **Taggart** para cálculos de % CC, donde:

$R_a(x)$  = % acumulativo en cualquier malla en la alimentación al clasificador.



$R_r(x)$  = % acumulativo de cualquier malla en el rebalse del clasificador.

$R_d(x)$  = % acumulativo de cualquier malla en la descarga del clasificador.

Ejemplo 2.4.: Determine el porcentaje de carga circulante con los siguientes datos de un análisis granulométrico.

Malla	$R_a(x)$ <sup>DM</sup>	$R_r(x)$ <sup>DM</sup>	$R_d(x)$ <sup>DM</sup>
+ 48	42,3	1,2	55,7
+ 65	57,6	7,8	73,9
+ 100	67,1	17,2	83,5
+ 150	72,8	27,74	87,7
+ 200	78,8	39,8	91,8
- 200	100,0	100,0	100,0

Solución :

$$\% R_{cc} = \frac{R_a(x) - R_r(x)}{R_d(x) - R_a(x)} \times 100$$

Malla + 65 :

$$R_{cc} = \frac{57,6 - 7,8}{73,9 - 57,6} = 3,05$$

Malla + 150 :

$$R_{cc} = \frac{72,8 - 27,4}{87,7 - 72,8} = 3,05$$



Malla + 200 :

$$R_{CC} = \frac{78,9 - 39,8}{91,8 - 78,9} = 3,03$$

Luego %  $R_{CC}$  = 304 %

### 5.6. EL HIDROCICLON.

El único equipo de uso en la industria minera que utiliza la fuerza centrífuga en la sedimentación es el **Hidrociclón**.

El Hidrociclón es una vasija cilindro-cónica con una entrada tangencial. El equipo puede ser cilíndrico en toda su extensión, aunque generalmente es cónico en su parte inferior. Esta diferencia de diseño no tiene mucha importancia en el funcionamiento del ciclón.

La inyección tangencial de la pulpa produce un movimiento en vórtice en el aparato. La fuerza centrífuga desarrollada por ese movimiento segrega las partículas de acuerdo a su tamaño y densidades en dirección radial y permite su separación por los flujos secundarios originados en el ciclón.

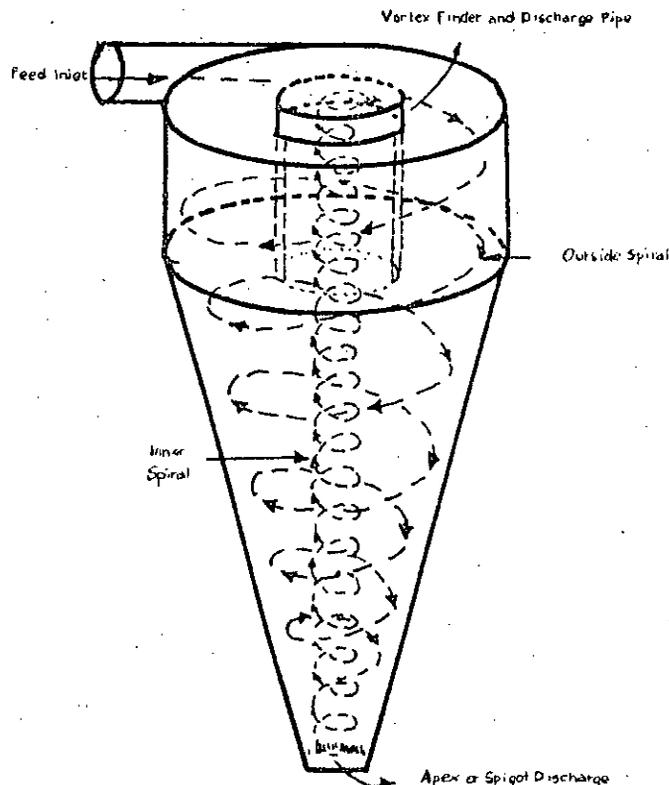
Las partículas gruesas y densas se concentran en las paredes del aparato y son llevados hacia abajo y eliminadas por el ápice o descarga. Las partículas finas se mueven hacia el centro del ciclón y son transportadas hacia arriba y fuera del vórtice o rebalse por una corriente central ascendente.



El Núcleo del ciclón, donde se establece la corriente ascendente, puede o no estar lleno de aire, dependiendo del diseño de las aberturas de descarga y rebalse. Si el movimiento en vórtice se comunica a través del rebalse o descarga con la atmósfera, se desarrolla un núcleo de aire. La columna de aire puede suprimirse impidiendo esta comunicación. En aquellos casos en que se produce núcleo de aire, su diámetro depende de los tamaños de abertura de rebalse y de carga.

La separación de las partículas de la pulpa de alimentación en un rebalse o descarga depende de la velocidad de sedimentación radial, y de la distribución tridimensional de velocidades en el ciclón.

Fig.: 5.8. Patrón de flujos esquemático en un Hidrociclón.



5.7. MODELOS MATEMATICOS MOLIENDA - CLASIFICACION.

5.7.1. MODELO MATEMATICO DE MOLIENDA.

De las distintas operaciones involucradas en los procesos clásicos de concentración de minerales, la molienda destaca como aquella en la que se han logrado los avances más significativos en el área de modelación matemática, superando con creces las limitaciones del método convencional de BOND. El nuevo enfoque, basado en la ecuación general de balance macroscópico, incluye dos conceptos importantes en la teoría de molienda: La Función Selección ( $S$ ) y la Función Ruptura ( $b$ ). La primera se relaciona con la cinética de fractura de cada tamaño de partícula  $d_i$ , mientras que la segunda guarda relación con la distribución de tamaño resultante de cada partícula fracturada.

El proceso de conminución en un molino de bolas discontinuo (batch), puede representarse matemáticamente como sigue:

$$\frac{d}{dt} [Wf_i(t)] = - S_i Wf_i(t) + \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_j Wf_j(t) \quad (5.14.)$$

Para  $i = 1, 2, \dots, n$

Por conveniencia, se define  $d_1$  como el tamaño más grueso y  $d_n$  como el más fino.



La ecuación (5.14.) corresponde al balance :

$$\left[ \begin{array}{l} \text{Velocidad de varia} \\ \text{ción de partículas} \\ \text{de tamaño } i. \end{array} \right] = - \left[ \begin{array}{l} \text{Velocidad de "desa} \\ \text{parición" de partí} \\ \text{culas de tamaño } i. \end{array} \right] + \left[ \begin{array}{l} \text{Velocidad de apari} \\ \text{ción de partículas} \\ \text{a partir de la frac} \\ \text{tura de partículas} \\ \text{mayores.} \end{array} \right]$$

Donde :

$W$  = carga de material sólido dentro del molino [M]

$f_i(t)$  = fracción en peso de material con tamaño en el rango  $d_i$  a  $d_{i+1}$ , existente en el molino en el instante  $t$ .

$S_i$  = función selección o velocidad específica de molienda del material de tamaño  $d_i$  a  $d_{i+1}$ .

$b_{ij}$  = función de ruptura, o fracción de los fragmentos de las partículas de tamaño  $d_j$  a  $d_{j+1}$ , que al molerse reportan al rango  $d_i$  a  $d_{i+1}$ , siendo  $i > j$ .

La ecuación (1) puede también escribirse en forma acumulada :

$$\frac{d}{dt} F_i(t) = \sum_{j=1}^{i-1} B_{ij} S_j f_j(t) \quad (5.15.)$$

Siendo  $B_{ij} = \sum_{k=i}^n b_{kj}$ , la función ruptura acumulada



Experimentalmente se ha encontrado que para tiempos cortos de molienda, la producción de finos se efectúa a una velocidad constante aproximadamente. Bajo esta hipótesis, la siguiente relación es válida :

$$B_{ij} S_j = S_i \quad (5.16.)$$

La cual lleva a una simple solución del Sistema de Ecuaciones (5.14.)

$$R_i(t)_{\text{batch}} = R_i(0) \exp -S_i t \quad (5.17.)$$

Válida para Molienda Batch bajo la restricción (5.16.). Siendo  $R_i(t) = 1 - F_i(t)$ .

Por otra parte, ha sido posible obtener correlaciones empíricas que permiten escalar los parámetros  $S$  y  $b$  a planta industrial, basándose en los resultados obtenidos a escala laboratorio. Ellas son :

$$1.- \quad S_i = S_i^E (P/W) \quad (5.18.)$$

o su forma equivalente, en función de variables de operación y diseño del molino. :

$$S_i = S_i^E D^{0.5} (\% \text{ loading})^{0,461} N_C^{1,505} (\% \text{ sólidos}) \quad (5.19.)$$

Siendo :

$S_i^E$  = función selección reducida, constante independiente de las dimensiones del molino y demás variables dentro de rangos normales de operación (exceptuando la distribución de tamaños de bolas).



$P$  = consumo de potencia neta en el molino (KW).

$D$  = diámetro interno del molino (pies).

$R_i(t) = R_i(t)_{\text{batch}}$  ; fracción en peso acumulada, retenida sobre la  $i$ -ésima malla del producto molido, en el instante  $t$ . =  $1 - F_i(t)$ .

$R_i(0)$  = fracción en peso retenida acumulada, sobre la  $i$ -ésima malla de la alimentación al molino (para  $t = 0$ ).

$t$  = tiempo de molienda  $T$

$i$  = sub-índice que varía de 1 a  $n$ , siendo 1 el valor referido al tamaño más grueso y  $n$  a la malla más fina.

% loading = porcentaje en volumen de la carga de bolas en el molino, es decir, volumen aparente de las bolas, expresada como % del volumen interno del molino (%).

$N_c$  = velocidad de rotación del molino, expresada como % de la velocidad crítica.

2.- La función ruptura  $b$  es invariante frente a cambios en las dimensiones y variables operacionales del molino.

La incorporación de estas relaciones a la Ec. (5.14), reconociendo que  $Pt/W$  representa el consumo de energía por unidad de masa (energía específica)  $E$ , lleva a la expresión.

$$\frac{d}{dE} f_i(\bar{E}) = -S_i^E f_i(\bar{E}) + \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_j f_j(\bar{E}) \quad (5.20)$$



y para el caso especial de la ecuación (5.17)

$$R_i(E)_{\text{batch}} = R_i(o) \cdot \exp -S_i E \quad (5.21.)$$

Estas dos últimas relacionan y reafirman el concepto generalizado de que la energía específica es el parámetro controlante de la molienda.

$R_i(E) = R_i(E)_{\text{batch}}$ , idem que  $R_i(t)$ , pero considerando  $E$  como variable independiente.

#### MOLIENDA CONTINUA.

Para el caso de molienda continua, es posible calcular la granulometría de descarga de un molino continuo en estado estacionario en base a la siguiente relación :

$$R_i(t) = \int R_i(t)_{\text{batch}} E(t) dt \quad (5.22.)$$

$t_e$  = tiempo requerido para alcanzar condiciones de equilibrio en la molienda continua (T).



$E(t)$  = distribución de tiempos de residencia en el molino continuo  $[T^{-1}]$ .

La relación (5.22.) corresponde a un promedio ponderado de respuestas batch con respecto a la distribución de tiempos de residencia de las partículas,  $E(t)$ , en el molino. Aunque es posible determinar experimentalmente la función  $E(t)$ , se acostumbra aproximarla por una distribución Gamma del tipo :

$$E(t) = \frac{N^N (t/\bar{T})^{N-1}}{\bar{T} (N-1)!} \exp(-Nt/\bar{T}) \quad (5.23.)$$

que corresponde a un modelo de etapas múltiples; es decir, a  $N$  reactores iguales en serie, cada uno de ellos perfectamente mezclado.  $\bar{T}$  corresponde al tiempo promedio de residencia del material sólido en el molino, mientras que  $N$  normalmente depende de la razón (largo/diámetro) del molino.

De esta manera, conocidos los valores de  $N$  y  $\bar{T}$ , para el caso especial bajo consideración (restricción 5.16) la substitución de la ecuación (5.17 y 5.23) en la ecuación (5.22.) resulta en :

$$R_{pi} = R_{fi} \left[ 1 + (\bar{T}/N) S_i \right]^{-N} \quad (5.24.)$$

o su forma equivalente

$$R_{pi} = R_{fi} \left[ 1 + (\bar{E}/N) S_i^E \right]^{-N} \quad (5.25.)$$

donde  $R_{pi}$  representa la distribución granulométrica.



forma óptima los tamaños y cantidades de molinos re queridos para cada instalación industrial específica, simulándose al mismo tiempo las condiciones óptimas de operación mediante la ecuación (5.24.).

### 5.7.2. MODELOS MATEMATICOS DE CLASIFICACION CON HIDRO CICLONES.

#### GENERALIDADES:

La mayoría de los circuitos industriales de mo lienda, operan en circuito con clasificadores, de manera tal que :

- a) El producto final del circuito de molienda general- mente corresponde al producto fino (o rebalse) del clasi ficador;
- b) La alimentación nueva al circuito de molienda con - siste en parte, o totalmente, del producto grueso ( o descarga) proveniente de un clasificador y ,
- c) La eficiencia global del circuito de molienda es afectada notoriamente por la eficiencia de operación del clasificador.

Las razones anteriores, son de suficiente importancia como para justificar el desarrollo de modelos matemáticos adecuados, capaces de describir el comportamiento de hidrociclones y/u otras unidades industriales de clasificación operando en circuitos cerrados de moliendo



acumulada de la descarga del molino,  $R_{fi}$  la de la alimentación al molino y  $\bar{E}$  la energía consumida por tonelada alimentada al molino (carga fresca + circulante).

En general, la estimación de los parámetros  $\underline{S}$  y  $\underline{b}$  es factible de efectuar sobre la base de datos experimentales de laboratorio y/o planta utilizando los módulos descritos y técnicas de regresión no lineal. Para el caso particular de las ecuaciones (5.24) y (5.25), conociendo las granulometrías de alimentación y descarga, la potencia consumida por el molino y el tonelaje de alimentación; la estimación de  $S_i^E$  se reduce a evaluar la expresión:

$$S_i^E = \frac{N}{\bar{E}} \left[ \left( \frac{R_{fi}}{R_{pi}} \right)^{1/N} - 1 \right] \quad (5.26.)$$

Mientras que el valor de  $S_i$ , conocidos  $\bar{J}$  y  $N$  para cada aplicación específica estará dada por:

$$S_i = \frac{N}{\bar{J}} \left[ \left( \frac{R_{fi}}{R_{pi}} \right)^{1/N} - 1 \right] \quad (5.27.)$$

Puesto que, como se indicara anteriormente, los valores de  $S_i^E$  son característicos del material solamente, ellos pueden ser utilizados para la simulación de distintas condiciones de operación con gran exactitud. Alternativamente, el uso de la ecuación (5.19.) permitirá escalar valores de  $S_i$  obtenidos en el laboratorio hacia una instalación industrial, una vez determinados los valores de  $S_i^E$  característicos del mineral solamente. De esta forma la importancia de la ecuación (5.19.) radica en el hecho de permitir dimensionar en



da clasificación, con miras a la optimización global del proceso.

(1) MODELO DE LYNCH-RAO.

Lynch y Rao han desarrollado un conjunto de 4 Ecuaciones empíricas, válidas para ciclones industriales (de 15 a 20 pulgadas de diámetro), tratando pulpas de 0 a 70% de sólidos en peso y a presiones excediendo 4 psig. No obstante, estas ecuaciones pueden también generalizarse para ciclones de menor diámetro. El modelo se aplica bajo condiciones normales de operación, según las cuales, el diámetro del Vortex es considerablemente mayor que el diámetro del apex, y cuando el % de sólidos en la descarga es inferior a un cierto valor máximo límite, para evitar el "roping effect"

a) Ecuación de capacidad volumétrica.

$$Q = A_0(P)^{A_1} (VF)^{A_2} (100-PSF)^{A_3} \quad (5.28.)$$

donde :

Q = caudal volumétrico de pulpa alimentada al ciclón; (m<sup>3</sup>/h).

P = presión de alimentación al ciclón; (psi)

VF = diámetro del Vortex Finder (abertura rebalse); (pulg)



## CURSO: "OPTIMIZACION DE CHANCADO Y MOLIENDA"

PSF = % sólidos en peso de alimentación al ciclón

$A_0, A_1, A_2, A_3$  = constantes típicas para el sistema mineral/hidrociclón utilizado.

Los valores  $A_1, A_2$  y  $A_3$  obtenidos por Lynch-Rao, para ciclones industriales son:

$$A_1 = 0,5 ; A_2 = 1,0 ; A_3 = 0,125$$

La constante  $A_0$  dependerá de la combinación mineral/hidrociclón, debiendo determinarse empíricamente para cada tipo de mineral ensayado.

b) Ecuación de distribución del agua.

$$WOF = B_0 + B_1 (WF) + B_2 (SPIG) \quad (5.29.)$$

donde:

WOF = flujo másico de agua en el rebalse (TPH).

WF = flujo másico de agua en la alimentación (TPH).

SPIG = diámetro del apex (abertura de descarga o Spigot); (pulg).

$B_0, B_1, B_2$  = constantes típicas para cada sistema mineral/ciclón investigado.

Los valores de  $B_1$  y  $B_2$  obtenidos por Lynch-Rao, para ciclones industriales, son:

$$B_1 = 1,1$$

$$B_2 = -10,0$$



La constante  $B_0$  se calcula empíricamente, para el tipo de mineral ensayado.

c) Ecuación de  $d_{50}$  corregido.

$$\ln d_{50}(\text{corr}) = C_0 + C_1(\text{VF}) + C_2(\text{SPIG}) + C_3(\text{P}) + C_4(\text{WOF}). \quad (5.30.)$$

donde :

$d_{50}(\text{corr})$  = tamaño de partícula en micrones, correspondiente al mineral clasificado que tiene la misma probabilidad de aparecer en el rebalse o la descarga del clasificador

$C_0, C_1, C_2, C_3$  y  $C_4$  = constantes típicas para cada sistema mineral/ ciclón investigado.

Los valores de las constantes determinadas por Lynch-Rao son :

$$C_1 = 0,3846 ; C_2 = -0,2857 ; C_3 = 0,0935 ; C_4 = -0,0192$$

La constante  $C_0$  se determina en forma empírica, para cada caso en particular.

d) Ecuación de la curva de eficiencia reducida.

Lynch-Rao determinaron empíricamente que la curva de eficiencia corregida puede ser expresada en función de la variable adimensional  $d/d_{50}(\text{corr})$ , a través de la siguiente fórmula :



$$Y_c = \frac{\left[ \exp \left( \alpha \frac{d}{d_{50(\text{corr})}} \right) - 1 \right]}{\left[ \exp \left( \alpha \frac{d}{d_{50(\text{corr})}} \right) + \exp(\alpha) - 2 \right]} \quad (5.31.)$$

donde :

$\alpha$  = parámetro característico del material que se clasifica.

$d$  = tamaño de partícula ( $\mu\text{m}$ ).

$d_{50(\text{corr})}$  = valor de  $d_{50}$  corregido ( $\mu\text{m}$ ).

$Y_c$  = eficiencia corregida para partículas de tamaño  $d$ .

= eficiencia reducida para partículas con tamaño adimensional  $d/d_{50(\text{corr})}$ .

## (2) MODELO DE PLITT.

Plitt desarrolló un modelo matemático de estructura similar al modelo de Lynch-Rao, pero con algunas diferencias importantes.

### 1) Capacidad :

$$Q = E_o \cdot P^{E_1} \cdot D_c^{E_2} \cdot D_i^{E_3} \cdot h^{E_4} \cdot (D_u^2 + D_o^2)^{E_5} \exp(-E_6 S_v) \quad (5.32.)$$

Unidades : P (psi)

Q (pie<sup>3</sup>/min)

$D_c, D_o, D_u, D_i, h$  (pulg)

$S_v$  (%)



donde :

$D_c$  = diámetro interno del ciclón.

$D_i$  = diámetro interno de abertura de alimentación al ciclón.

$D_o$  = diámetro interno de la abertura de rebalse.

$S_v$  = % volumétrico de sólidos en la pulpa alimentada al hidrociclón.

$D_u$  = diámetro interno de la abertura de descarga (apex)

$h$  = distancia entre la parte inferior del Vortex Finder y la parte superior del apex.

$$E_1 = 0,56 ; E_2 = 0,21 ; E_3 = 0,53 ; E_4 = 0,16 ; E_5 = 0,49 ;$$

$$E_6 = 0,0031$$

( $E_o = 0,21$ ) debe calcularse empíricamente el valor  $E_o$  (función del material y del equipo) ; o en caso contrario suponer  $E_o = 0,21$ .

**2) Partición de agua hacia el rebalse:**

$$S = \frac{B_o (D_u/D_o)^{B_1} (h)^{B_2} (D_u^2 + D_o^2)^{B_3} \exp(B_4 S_v)}{H^{B_5} D_c^{B_6}} \quad (5.33.)$$

donde :

$H$  = presión estática de pulpa alimentada, en pies  
 = 2,31 P/ρ



$\rho$  = densidad de la pulpa alimentada (gr/cm<sup>3</sup>)

$B_0, B_1, \dots, B_6$  ctes. del modelo

$B_1 = 3,31$  ;  $B_2 = 0,54$  ;  $B_3 = 0,36$  ;  $B_4 = 0,0054$  ;

$B_5 = 0,24$  ;  $B_6 = 1,11$  ; ( $B_0 = 2,9$ )

$$S = \frac{Q_0}{Q_u} \quad ; \quad Q = Q_0 + Q_u$$

3) Ecuación del tamaño  $d_{50}$  corregido :

$$d_{50c} = \frac{A_0 D_c^{A_1} D_i^{A_2} D_o^{A_3} \exp(A_4 S_v)}{D_u^{A_5} h^{A_6} Q^{A_7} (\rho_s - \rho_l)^{A_8}} \quad (5.34.)$$

$A_1 = 0,46$  ;  $A_2 = 0,60$  ;  $A_3 = 1,21$  ;  $A_4 = 0,063$

$A_5 = 0,71$  ;  $A_6 = 0,38$  ;  $A_7 = 0,45$  ;  $A_8 = 0,50$

( $A_0 = 35$ )

4) Ecuación de Presión :

$$P = \frac{C_0 Q^{C_1} \exp(C_2 \cdot S_v)}{D_c^{C_3} D_i^{C_4} h^{C_5} (D_u^2 + D_o^2)^{C_6}} \quad (5.35.)$$



donde :

$$C_1 = 1,78 ; C_2 = 0,0055 ; C_3 = 0,37 ; C_4 = 0,94 ;$$

$$C_5 = 0,28 ; C_6 = 0,87 \quad (C_0 = 4,7)$$

5) Ecuación de parámetro de eficiencia "m" :

$$\ln m = K_0 + K_1 (1 - R_v) + K_2 \ln (D_c^2 h/Q) \quad (5.36.)$$

donde :

$$R_v = \frac{Q_u}{Q}$$

Q = flujo volumétrico de pulpa alimentada al ciclón (pie<sup>3</sup>/min.).

Q<sub>u</sub> = flujo volumétrico de pulpa en la descarga (pie<sup>3</sup>/min.).

$$K_1 = 1,58 ; K_2 = 0,15 ; K_0 = -1$$

6) Curva de Eficiencia Corregida :

$$E_c = 1 - \exp \left[ -0,69315 \left( \frac{d}{d_{50}(\text{corr})} \right)^m \right] \quad (5.37.)$$



### 3.- DISCUSION SOBRE LOS MODELOS DE HIDROCICLONES.

Los dos modelos de ciclonaje presentados en este capítulo, dan resultados bastante compatibles, con valores residuales (diferencia entre valores predichos y datos experimentales) esencialmente iguales bajo condiciones típicas de operación. No obstante el modelo de Plitt tiene una ligera ventaja con respecto al de Lynch-Rao, debido a los siguientes factores :

- 1) La partición de agua en el modelo de Plitt, depende de todas las variables de operación, mientras que Lynch y Rao presuponen que depende solamente del caudal de agua alimentado y del diámetro del apex.
- 2) Los parámetros  $m$  y  $d_{50(\text{corr})}$  de la curva de eficiencia corregida del modelo de Plitt son más simples de calcular que los parámetros  $\mathcal{L}$  y  $d_{50(\text{corr})}$  del modelo de Lynch-Rao.
- 3) Plitt ha logrado identificar algunas nuevas combinaciones de factores que tienen una mejor correlación con los parámetros del modelo; especialmente la combinación  $(D^2h/Q)$  que representa el tiempo promedio de residencia de la pulpa dentro del hidrociclón; y  $(D_o^2 + D_u^2)$  que representa el área total de salida del ciclón.
- 4) El modelo se considera de tipo más general (sirviendo tanto para optimización y control de procesos como para efectos de dimensionamiento de equipos de clasificación). Más aún, en caso que no se disponga de datos experimentales, los parámetros determinados por Plitt podrán ser utilizados como una primera aproximación



para analizar un sistema mineral-hidrociclón determinado.

En base a la discusión anterior, se recomienda que el modelo de Plitt sea aplicado siempre que esto sea posible, en la simulación de procesos de cicloneo. Las predicciones de este modelo serán de gran precisión cuando sea utilizado en conjunto con datos experimentales.

