



UNIVERSIDAD DE OVIEDO

**Escuela de
Ingeniería de Minas, Energía y Materiales de Oviedo**

Máster en Ingeniería de Tecnologías Mineras



Trabajo Fin de Máster

**Diseño de una planta de tratamiento de una mena
pegmatítica para la obtención de un concentrado de
feldespato.**

Autor: Román Méndez de Andés Herrero

Tutor: Dr. Mario Menéndez Álvarez

Oviedo, Julio de 2019

Indices

1. Introducción y objetivos	4
2. Generalidades y características del mineral a tratar	6
2.1 Mineralogía, yacimientos y aplicaciones.	6
2.2 Características del mineral a tratar.	9
2.2. Datos de producción mundial y nacional.....	10
2.2. 1 Panorama Nacional.	10
Producción minera. Perspectivas.....	10
2.2.2 Tipologías.	11
2.2.3 Panorama mundial.....	12
Producción minera.....	12
3. Diagrama de flujo.....	14
Descripción del proceso.....	15
4. Descripción de los equipos principales empleados.....	16
4.1 Trituración primaria: quebrantadora de mandíbulas Blake.....	16
4.2 Circuito abierto de trituración secundaria y cribado.....	18
4.2.1 Triturador de cono Simmons Estándar.....	18
4.2.2 Criba vibratoria de movimiento circular.....	19
4.3 Circuito cerrado de trituración terciaria y cribado.....	21
4.3.1 Triturador de cono Simmons de cabeza corta.....	21
.....	22
4.3.2 Criba vibratoria de movimiento circular.....	22
4.4 Circuito cerrado de molienda y clasificación.....	23
4.4.1 Molino de bolas de descarga por rebose.....	23
4.4.2 Clasificador de espiral.....	25
4.5 Operación de deslamado.....	27
4.5.1 Batería de hidrociclones.....	27
4.6 Etapa de acondicionado para la flotación.....	29
4.6.1 Fundamentos de la flotación	29
4.6.2 Acondicionado de la mica	30
4.6.3 Celdas de flotación de la mica.....	30
4.6.4 Acondicionado de feldespatos.....	31
4.6.5 Celdas de flotación del feldespatos.....	32

4.6.6 Tanque espesador.....	32
4.6.7 Filtro de cámaras.....	34
4.6.3 Filtro de discos	34
5. Dimensionado de la planta de tratamiento.....	35
5.1 Quebrantadora de mandíbulas.....	35
5.2 Circuito de trituración abierta y cribado.	39
5.2.1 Triturador de cono Simmons estándar.	39
5.2.2. 1ª Criba vibratoria de corte a 10mm.	43
5.3 Circuito cerrado de trituración terciaria y cribado.	53
5.3.1 Triturador de cono Simons de cabeza corta.	58
5.3.2 2ª Criba vibratoria de corte a 10 mm.	60
5.4 Circuito cerrado de molienda y clasificación.....	62
5.4.1 Molino de bolas de descarga por rebose.	62
5.4.2 Clasificador espiral.	71
5.5- Operación de deslamado.....	74
5.5.1- Batería de hidrociclones.	74
5.5.2- Bomba centrífuga.....	78
Bomba.....	83
5.6 Dimensionado de la sección de flotación.	84
5.6.1 Etapa de acondicionamiento de la mica.	85
5.6.2 Cálculo de las celdas de flotación de la mica.	86
5.6.3 Etapas de acondicionamiento para la flotación del feldespatos.	87
5.6.4 Flotación del feldespatos.....	88
5.6.5 Dimensionado del tanque espesador	89
5.6.6 Dimensionado del equipo de filtración de los estériles.....	92
<i>Dimensionado del filtro de cámaras.</i>	93
5.6.7 Dimensionado del equipo de filtración del concentrado de feldespatos.	94
6. Cálculo de la inversión necesaria.....	98
6.1 Regla de los seis décimos.....	98
6.2 Proporción del coste de la planta.	99
6.3 Proporción del coste de los equipos.	99
6.4 Proporción de coste de los componentes de la planta.	100
7. Conclusión.....	105

8. Bibliografía 106

1. Introducción y objetivos

El objetivo del proyecto es diseñar y dimensionar la sección de preparación mecánica y concentrado de una planta de tratamiento de una mena de feldespatos. La planta procesará 250 t/h de mineral compuesto por cuarzo, feldespatos y mica, para el posterior concentrado de feldespatos.

Se describirán por tanto los procesos que van desde la entrada del mineral en forma de “todo a uno” a la planta, con un tamaño máximo de grano de 550 mm, hasta el proceso final de concentrado de feldespatos.

En el capítulo 2 se describirá las características de la mena que se va a tratar, sus yacimientos, aplicaciones, mineralogía, tamaño de liberación e índices de consumo energéticos en las distintas operaciones. También se aportan algunos datos sobre la producción nacional e internacional del feldespatos.

En el capítulo 3 se incluye el diagrama de flujo de la planta de tratamiento, así como una explicación general del proceso.

En el capítulo 4 se realizará una descripción de los equipos principales empleados en el tratamiento de este tipo de minerales. Se describirán aquellos equipos cuya función es reducir el tamaño del mineral que entra a la planta. Esto ocurre en la etapa de fragmentación, cuyo objetivo es la liberación del mineral. También se describirán aquellos equipos empleados en la clasificación por tamaño de mineral, como las cribas vibratorias, clasificador de espiral y batería de hidrociclones. Por último se describen los equipos empleados en la etapa de concentración.

La batería de hidrociclones se utiliza para realizar un deslamado del mineral a 15 μm . Mediante estudios de laboratorio previos, se ha comprobado que las partículas con tamaño inferior a 15 μm resultan perjudiciales en la etapa de concentración, en la que se utilizará un proceso de flotación por espumas. Por tanto, es necesario eliminar estos ultrafinos antes de la fase de concentración.

El proceso de flotación por espumas es un método de concentración en el que, por medio de diferentes reactivos, se convierten en hidrófobos a los minerales valiosos, y en hidrófilos a la ganga. Así el mineral valioso presentará afinidad para unirse a las burbujas de la espuma dentro de una pulpa agitada, y podrá ser separada de la ganga. Diferentes estudios demuestran que

propiedades eléctricas, susceptibilidad magnética y densidad entre la especie de interés y la ganga acompañante no son significativas, por lo que la flotación por espumas resulta especialmente adecuada en este caso.

La flotación es ampliamente empleada en feldespatos, debido a que los depósitos de baja calidad pueden ser utilizados, y subproductos como la mica y la arena pueden llegar a rentabilizarse.

El proceso de flotación de feldespato es un sistema altamente complejo. Suele contar con las siguientes etapas.

1. Molienda y deslamado.
 - a) Molinos de barras con mallas entre 20 y 30.
 - b) Deslamado de tamaño de malla de hasta 200, usando clasificador, hidroseparadores o ciclones.
2. Flotación de la mica.
 - a) Condicionado de la pulpa de alta densidad con ácido sulfúrico hasta un pH de 3 o 4 y amina
 - b) Adición de aceite de pino y flotación de la mica.
 - c) Si la mica es comercializable, lavado de la mica.
3. Flotación del silicato básica
 - a) Extracción del agua.
 - b) Acondicionar la pulpa con ácido sulfúrico hasta un pH de 3 o 4 mediante cadenas largas de aceite-sulfonato.
 - c) Flotación de los silicatos con aceite de pino.
4. Flotación del feldespato.
 - a) Extracción del agua en un clasificador o ciclón
 - b) Condicionar la pulpa con ácido fluorhídrico hasta un pH de 2,5 a 3 mediante la adición de una amina.
 - c) Flotación del feldespato.

A lo largo del capítulo 5 se desarrollan los cálculos para el dimensionado de los equipos de la planta, así como los caudales de flujos de agua y mineral que procesarán cada uno de ellos.

Por último, en el capítulo 6, se realiza un cálculo de la inversión necesaria para la construcción de la planta.

2. Generalidades y características del mineral a tratar.

2.1 Mineralogía, yacimientos y aplicaciones.

Los feldespatos son minerales pertenecientes al grupo de los aluminosilicatos. Presentan diferentes tipos de soluciones sólidas, y sus soluciones finales son albita ($\text{NaAlSi}_3\text{O}_8$), anortita ($\text{CaAl}_2\text{Si}_2\text{O}_8$), ortosa (KAlSi_3O_8), y celsiana ($\text{BaAl}_2\text{Si}_2\text{O}_8$). Los feldespatos abarcan desde aquellas sustancias con una pureza mineralógica elevada hasta aquellas que tienen una cantidad elevada de impurezas.

Constituyen el 60% de la corteza terrestre y el 50% de las rocas ígneas, y raramente se encuentran en estado puro. Se encuentran en zonas graníticas y metamórficas.

La estructura interna de los aluminosilicatos se compone de tetraedros SiO_4 y AlO_4 (T) en armazón tridimensional. El balance electrostático se produce por cationes de radio de 1 \AA o mayores, que ocupan los huecos con coordinación irregular.

La fórmula general estequiométrica es AT_4O_8 , lo que permite la clasificación de los feldespatos en cuatro grupos, dependiendo del catión A y de la relación entre silicio y aluminio:

- a) Feldespatos alcalinos: A= Na, Li, K, Al/Si=1/3.
- b) Feldespatos alcalinotérreos: A= Ca, Ba, Al/Si= 1.
- c) Feldespatos plagioclasas: A= Na, Ca, Al/Si entre 1/3 y 1.
- d) Feldespatos hialofanas: A= Ba, K, Al/Si entre 1/3 y 1.

El feldespato es un formador de rocas, principalmente se encuentra formando parte del granito. Entre el 50 y el 70% del granito está formado por feldespatos, siendo el cuarzo el asociado más importante, que junto con otros minerales pegmatíticos, deben eliminarse por manufactura. A pesar de la abundancia de feldespato en los granitos, muy pocos de estos son utilizados para la explotación de este mineral, siendo más común su obtención a partir de otras rocas pegmatíticas, como las pegmatitas graníticas. Esto se debe a las grandes dimensiones de cristales de feldespato segregados en estas rocas, que facilitan el proceso de selección y extracción.

Aunque las pegmatitas están más extendidas, cabe destacar que gran cantidad de feldespatos provienen de depósitos no pegmatíticos, como granitoides y rocas intrusivas, alaskitas, aplitas,

etc. También existen depósitos en ríos y playas con cantidades de feldespato en la misma proporción de cuarzo, que son explotados con buenos resultados.

Con todo, los diferentes tipos de depósitos pueden ser definidos en función del proceso generador-concentrador a partir del cual se formaron, junto con sus agentes asociados que caracterizan el entorno geológico.

- Procesos endógenos. Relacionados, por una parte, con las rocas plutónicas, estas son, granitoides saturados en sílice y rocas asociadas, como granitoides, alaskitas, aplitas y pegmatitas graníticas, y granitoides subsaturados en sílice y rocas asociadas, como sienitas nefelíticas, pegmatitas sieníticas y episienitas.

Por otra parte, los procesos endógenos están detrás de la formación de rocas volcánicas, saturadas en sílice, como las riolitas, y subsaturadas en sílice, como las fonolitas.

- Procesos exógenos. Relacionados con sedimentos, que forman arenas silíceo-feldespáticas, y con las rocas sedimentarias, como las arcosas.

El grado de impurezas en los feldespatos depende fundamentalmente de su origen geológico. Aquellos que son muy puros provienen de pegmatitas o de flotación-separación de arenas cuarzo-feldespáticas. Por otra parte, las mezclas comerciales de cuarzo-feldespato suelen provenir de granitos, aplitas, etc en las que no se ha realizado ninguna operación específica para separar el cuarzo del feldespato. La proporción cuarzo/feldespato suele ser igual que en la roca original.

Según las aplicaciones que se le vayan a dar al feldespato, las impurezas que contengan pueden ser nocivas o indiferentes. Las impurezas de hierro, a partir de cierto límite, resultan indeseables en algunas aplicaciones de vidrio y cerámica, dado el color que aporta a las piezas. El cuarzo es un componente habitual en estas piezas, resulta indiferente. La andalucita o el circón resultan perjudiciales para la fabricación de vidrio, debido a la lentitud con que se disuelven en los fundidos. Por otra parte, llegan a resultar beneficiosos en las pastas de porcelana, Requena (1976).

La influencia de las impurezas en las aplicaciones de los feldespatos resulta especialmente importante debido a que la explotación de las rocas feldespáticas está condicionada por su

purificabilidad, y ésta será o no factible, desde el punto de vista económico, según la nobleza o uso de los concentrados y de su precio.

Comercialmente son interesantes los feldespatos con una composición muy uniforme, con alto contenido en K y/o Na, alto contenido en Al y bajo contenido en Fe, y ausencia de minerales refractarios.

Las principales aplicaciones industriales de los feldespatos son:

- **Industria del vidrio.**

Más del 60% del feldespato se usa para suministrar la alúmina, potasa y sosa destinadas a la fabricación de vidrio. Las proporciones de cada una varían en función de las propiedades que se desee dar al vidrio.

Tanto en la industria del vidrio como en la de cerámica, las especies más interesantes son los feldespatos alcalinos, es decir, feldespato potásico y sódico.

- **Industria cerámica**

Se corresponde con aproximadamente el 30% del consumo total de feldespato. Existen dos aplicaciones diferentes del feldespato en este sector. Una de ellas es en la formación de pasta cerámica, cuyo principal constituyente es la materia fundente, que facilita la formación de material vítreo que causa la cohesión de la pasta mientras ésta se cuece. La materia fundente de la pasta vítrea suele ser el feldespato. El porcentaje de feldespato

contenido en la pasta determina las propiedades y el tipo de cerámica que se obtendrá, por ejemplo, el lozas y porcelana oscila entre el 30 y 35%, en una pasta de pavimento revestimiento, entre el 15 y el 50%, y para una porcelana de mesa, entre el 15 y el 30%. Otro constituyente de los productos cerámicos es el vidriado. Mediante el vidriado, la superficie de las pastas es cubierta para hacerlas impermeables, resistentes al rayado, y aumentar sus propiedades mecánicas y funcionales. Estas cubiertas, denominadas fritas vítreas, contienen entre un 10 y 35% de feldespatos.

- **Otras industrias.**

El restante 10 % de producción de feldespatos es empleado entre las industrias de abrasivos, industria química, fabricación de pinturas resistentes a ácidos inorgánicos, fabricación de materiales alquitranados para cubiertas como aislantes de humedad, agricultura, recubrimiento de semillas, y en la fabricación de fertilizantes.

2.2 Características del mineral a tratar.

Se trata de una mena pegmatítica compuesta de mica (15%), feldespatos (60%) y cuarzo (25%), con un tamaño de liberación de 250 μm .

Mediante diferentes ensayos de laboratorio, se ha determinado que la densidad de la mena de feldespatos a tratar es de 2,67 g/cm^3 y por tanto, una densidad aparente de 1,60 g/cm^3 .

El mineral llegará a la planta en forma de todo a uno con un tamaño máximo de partícula de 550 mm, junto con una cantidad importante de partículas menores de 15 μm , que, como se ha dicho antes, resultan perjudiciales para el proceso de flotación por espuma y serán eliminadas.

El índice de Bond del mineral para la trituradora de mandíbulas es de 13,7 KWh/t, para el molino de barras es de 14,1 KWh/t, mientras que para el molino de bolas es de 15 KWh/t. El índice de Bond para la trituradora de cono Simmons estándar y para la trituradora Simmons de cabeza corta resulta ser el mayor de los índices de Bond del molino de barras y de la trituradora de mandíbulas, esto es, 14,1 KWh/t. Todos estos valores han sido determinados mediante ensayos de laboratorio.

2.2. Datos de producción mundial y nacional.

Los feldespatos, como se ha mencionado con anterioridad, son una familia de minerales que comprende un grupo de aluminosilicatos relacionados entre sí. Pueden tener distintas proporciones de potasio, cloro, sodio y calcio.

2.2. 1 Panorama Nacional.

Producción minera. Perspectivas.

En los últimos años la producción y el empleo de la minería de feldespato ha evolucionado como se muestra en la figura 1.

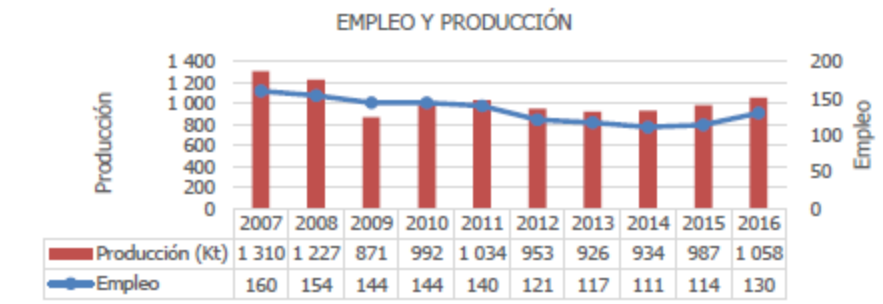


Fig 1. Evolución de la producción y del empleo en la minería de feldespato.

En la figura 2 se incluye un gráfico que muestra la producción de feldespato por autonomías. La mayor producción corresponde a Segovia.

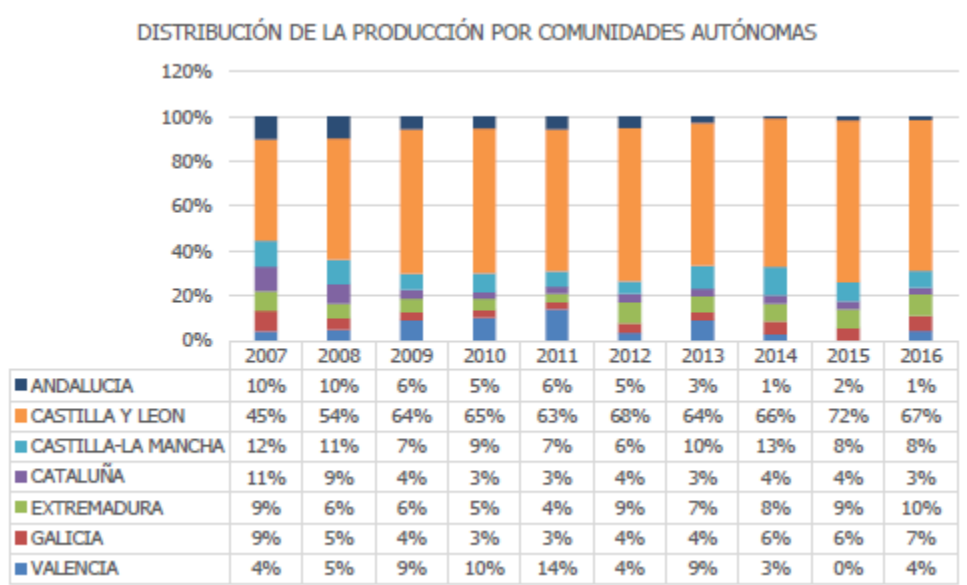


Fig 2. Distribución de la producción por Comunidades Autonomas.

2.2.2 Tipologías.

En España se producen básicamente tres tipos distintos de feldespato, potásicos, sódicos y mixtos. Los potásicos tienen un contenido de K_2O superior al 90%, y representan el mayor porcentaje de producción nacional. Su principal aplicación es la industria del vidrio, esmaltes y fritas cerámicas.

Los feldespatos sódicos pueden ser de dos tipos, albiticos ($Na\ Feld$) y cuarzo-albiticos ($Q+Na\ Feld$). Se emplean fundamentalmente en la producción cerámica de pastas blandas.

Por último, los feldespatos mixtos ($K+Na\ Feld$) representan tan solo un 7 % de la producción mundial, y se utilizan generalmente en la industria cerámica. En la tabla 1 se muestra un resumen de las producciones de distintos tipos de feldespato y sus aplicaciones.

TIPOS DE FELDESPATO EXPLOTADOS EN ESPAÑA Y APLICACIÓN INDUSTRIAL				
POTÁSICOS $\left(\frac{K}{Na} > 3\right)$	SÓDICOS $\left(\frac{K}{Na} < \frac{1}{3}\right)$		MIXTOS $\left(3 > \frac{K}{Na} > \frac{1}{3}\right)$	OTROS
K Feld	Na Feld	Q+Na Feld	K+Na Feld	Li Feld
K ₂ O≥9%	SiO ₂ ≅68% Na ₂ O>7%	SiO ₂ >71% Na ₂ O≅7%	K ₂ O=4-6.5 K ₂ O/Na ₂ O=1-2	
Vidrio	Pastas cerámicas blancas		Cerámica:	Cerámica

TIPOS DE FELDESPATO EXPLOTADOS EN ESPAÑA Y APLICACIÓN INDUSTRIAL				
POTÁSICOS $\left(\frac{K}{Na} > 3\right)$	SÓDICOS $\left(\frac{K}{Na} < \frac{1}{3}\right)$		MIXTOS $\left(3 > \frac{K}{Na} > \frac{1}{3}\right)$	OTROS
K Feld	Na Feld	Q+Na Feld	K+Na Feld	Li Feld
Cerámica: Fritas y esmaltes	Pavimentos y revestimientos	Porcelana sanitaria	Pasta blanca y porcelana fina	Aditivos

Tabla1. Tipos de feldespato explotados en España y su aplicación industrial.

2.2.3 Panorama mundial.

Los principales países productores de feldespato son Italia y Turquía, que marcan una gran presión en la producción minera de este mineral, siendo Turquía el mayor productor global de forma destacada con un 31,7% del total. Italia produce el 18,6%. La producción de estos dos países se produce debido a la demanda de feldespato debido a la producción de sienita nefelínica, necesaria en la industria del vidrio.

El aumento de reciclado de recipientes de vidrio disminuye la necesidad de vidrio nuevo, así como la competencia de productos como el cartón, PVC o PET son factores que influyen negativamente en el crecimiento de esta industria.

Producción minera.

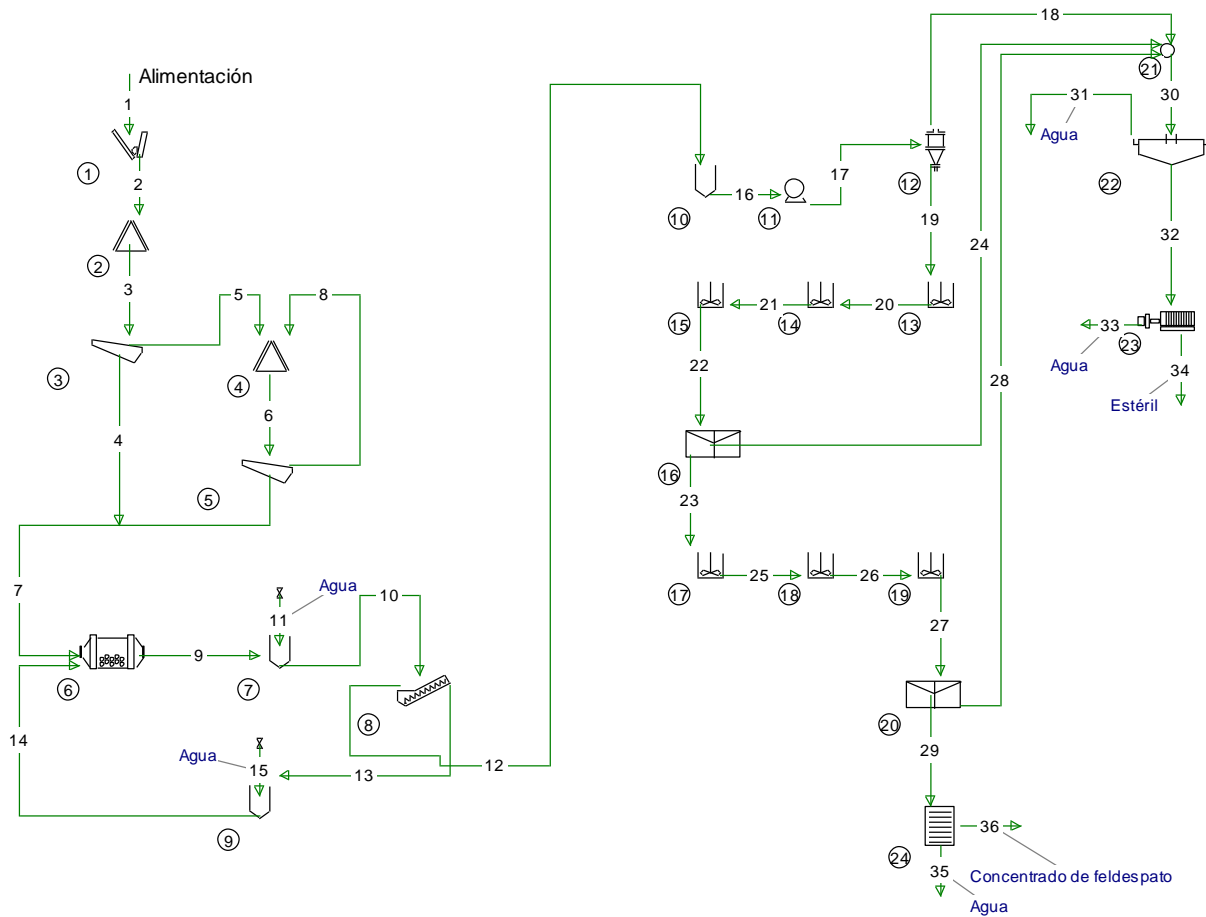
En la siguiente tabla (Tabla 2) se muestra los datos de producción minera mundial de feldespato durante los años 2012-2016.

País/kt	2012	2013	2014	2015	2016
EU(28)	9 812	9 839	9 793	8 676	8 800
Alemania	5 321	5 400	5 847	4 649	4 650
Italia	2 180	2 183	2 185	2 200	2 200
España	530	593	533	558	650
Francia	600	550	550	550	550
República Checa	445	411	422	433	454
Portugal	109	70	71	94	119
Polonia	487	513	69	77	88
Austria	32	35	35	35	35
Suecia	27	30	27	29	22
Finlandia	43	48	46	38	19
Rumanía	4	7	8	13	13
Grecia	34	0	0	0	0
Iberoamérica	1 255	1 082	1 148	1 158	1 044
Brasil	247	294	418	400	400
Argentina	274	226	220	220	220
Ecuador	153	210	183	253	149
México	380	164	151	159	127
Venezuela	85	91	94	76	75
Guatemala	19	20	10	10	30
Perú	26	23	18	17	17
Colombia	60	46	46	12	15
Chile	6	4	4	7	6

País/kt	2012	2013	2014	2015	2016
Cuba	4	3	4	3	4
Uruguay	0	0	0	0	0
Otros	18 911	24 318	18 830	20 679	20 021
Turquía	9 480	13 764	7 961	10 423	9 476
China	2 100	2 220	2 300	2 350	2 400
India	1 459	1 513	1 343	1 350	1 400
Indonesia	743	1 531	1 474	1 207	1 200
Tailandia	1 101	1 073	1 413	1 332	1 167
Irán	1 110	1 313	1 129	1 003	1 120
Corea del Sur	360	343	529	601	654
Estados Unidos	560	550	530	520	470
Malasia	238	314	378	443	327
Pakistán	53	38	93	39	316
Resto	1 708	1 659	1 679	1 412	1 490
Total mundial	29 979	35 239	29 771	30 513	29 864

Tabla 2. Producción de feldespato por países.

3. Diagrama de flujo.



Leyenda

- 1 – Quebrantadora de mandíbulas
- 2 y 4 – Triturador de cono Simons
- 3 y 5 – Criba vibratoria
- 6 – Molino de bolas
- 7 y 9 - Tanque regulador del contenido en sólidos
- 8 – Clasificador espiral
- 10 – Tanque de alimentación a la bomba

- 11 – Bomba centrífuga
- 12 – Hidrociclón
- 13,14,15,17,18 y 19 – Tanque acondicionador
- 16 y 20 – Batería de celdas de flotación
- 21 - Mezclador
- 22 – Tanque espesador
- 23 – Filtro prensa de cámaras
- 24 – Filtro de discos

Descripción del proceso

La instalación proyectada tiene una capacidad de tratamiento de 250 t/h, correspondiendo a las diferentes etapas de proceso a las que deberá ser sometido el mineral antes de iniciar la fase de concentración.

Partiendo del mineral bruto con un tamaño máximo de 550mm, el proceso comienza con una etapa de quebrantado en una trituradora de mandíbulas de doble efecto, cuyo producto alimenta a continuación a un triturador de cono Simons estándar. El producto del cono se envía a una criba vibratoria para realizar un corte a 10 mm, que será el tamaño máximo con que se alimentará el molino de bolas. El rechazo de la criba se somete a una etapa de trituración terciaria en un triturador de cono Simons de cabeza corta montado en circuito cerrado con otra criba vibratoria para cortar también a 10mm, cuyo pasante se junta con el obtenido anteriormente en la primera criba.

Una vez fragmentado el mineral a tamaño inferior a 10mm, se somete a una etapa de molienda en un molino de bolas montado en circuito cerrado con un clasificador espiral, para obtener un producto a tamaño menor de 200 micras, debido a que este es el tamaño de liberación del feldespato.

El rebose del clasificador espiral es necesario enviarlo a una batería de hidrociclones con el fin de realizar una operación de deslamado, antes de enviar dicho producto a la fase de

concentración, debido a que en este mineral las fracciones ultrafinas ocasionan grandes problemas en el proceso de flotación, por lo que se realizará dicha operación mediante unos hidrociclones que se dimensionan para dar un corte a 15 micras, tamaño este bastante habitual en este tipo de operaciones. El rebose de los hidrociclones pasará a formar parte de los estériles y la punta se enviará a la fase de concentración.

La fase de concentración recibe la alimentación de la punta de los hidrociclones, con partículas comprendidas entre 200 y 15 micras.

Primeramente se realiza un acondicionamiento de la pulpa en tres etapas distintas por medio de tres tanques, en los que se añade ácido sulfúrico, amina y MICB. De esta forma, en la primera etapa de flotación por espumas que tiene lugar después de acondicionado, se separa la mica, que rebosa con las espumas, del feldespató y el cuarzo, que se saca por el fondo.

A continuación, la pulpa libre de mica es sometida a un nuevo proceso de acondicionado (similar al anterior, pero usando ácido fluorhídrico en lugar de sulfúrico). Después tiene lugar el segundo proceso de flotación, donde el feldespató sale por el rebosadero con las espumas, y el cuarzo sale del tanque por el fondo.

Por último, es necesario extraer el agua tanto de los estériles (formados por mica, cuarzo, y partículas menores de 15 micras) y del feldespató. Para los primeros se usa un tanque espesador, seguido de un filtro de prensa con cámaras. Para el feldespató, se usará un filtro de discos.

4. Descripción de los equipos principales empleados.

Fase de separación mecánica.

4.1 Trituración primaria: quebrantadora de mandíbulas Blake.

La trituradora de mandíbulas consiste en dos placas que se abren y se cierran, formando un determinado ángulo entre ambas. Una mandíbula es fija, mientras que la otra es móvil. El mineral sale por la boca de descarga después de ser triturado en la cámara de trituración.

Las quebrantadoras de mandíbulas Blake son de doble efecto, esto es, el movimiento de la placa móvil es producido por una biela vertical que se mueve arriba y abajo mediante un eje excéntrico, y que transmite el movimiento a una riostra unida a la mandíbula móvil.

La fuerza de trituración es mínima cuando el ángulo entre la riostra y la biela es agudo, y aumenta a medida que este ángulo aumenta.

La amplitud de movimiento de la mandíbula aumenta en la salida de la misma, lo cual evita que la trituradora se atasque debido que el mineral desciende en la cámara de trituración hacia zonas cuya sección transversal es cada vez más pequeña.

El reglaje de la trituradora de mandíbulas es la distancia entre las mandíbulas en su posición más alejada a la salida de la cámara de trituración. Se regula por medio de las riostras.

Cabe destacar que este tipo de máquinas sólo trabajan durante la mitad de su ciclo, por lo que tienen capacidad limitada respecto a su peso y tamaño.

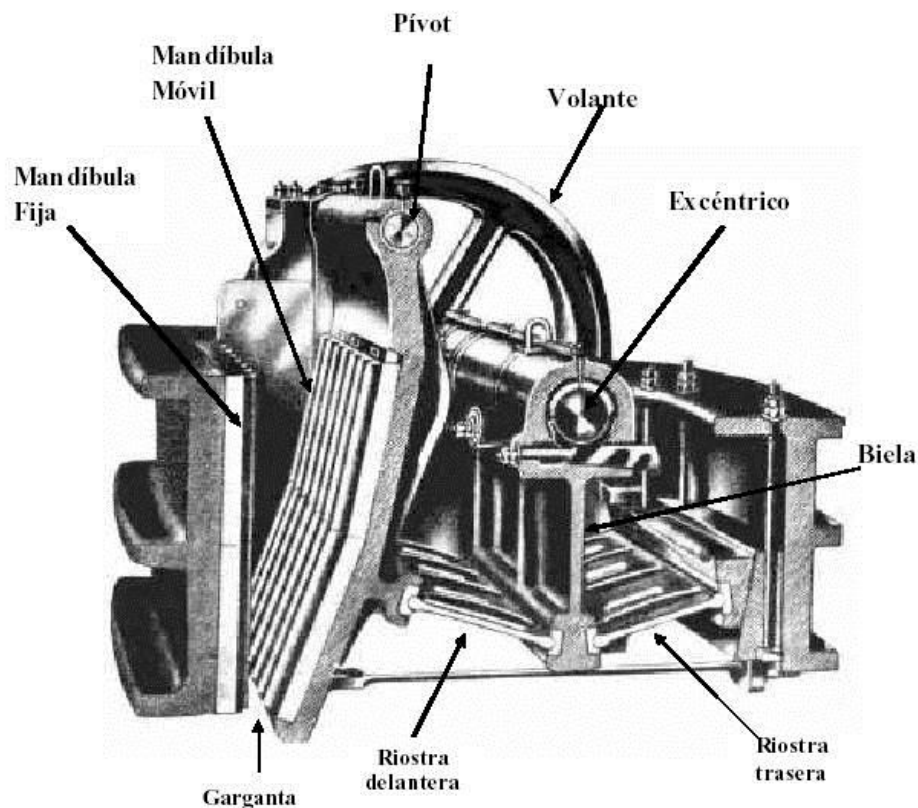


Imagen 1. Quebrantadora de mandíbulas Blake con sus partes.

4.2 Circuito abierto de trituración secundaria y cribado.

El objeto de este circuito es aplicar al flujo de material un corte de 10 mm. Para ello se utilizará una trituradora de cono Simmons estándar y una criba vibratoria, que realizará el corte de 10 mm. El pasante de la criba será conducido al molino de bolas, para su molienda en húmedo.

4.2.1 Triturador de cono Simmons Estándar.

El triturador Simmons tipo estándar es el más utilizado en las trituraciones secundarias.

Pertenece al grupo de trituradoras giratorias, cuya característica principal es la existencia de un elemento cónico de acero cuyo movimiento circular por medio de un eje excéntrico provoca la molienda en la cámara que lo contiene.

En el triturador de cono, el eje del cono no está suspendido como en las trituradoras giratorias normales, sino apoyado en un cojinete bajo la cabeza giratoria. El área transversal de la carcasa que configura la cámara de quebrantado aumenta hacia la descarga, lo que permite un mayor ángulo en la cabeza y una capacidad más alta a una giratoria normal.

La parte superior de la cámara de quebrantado del triturador de cono Simmons estándar tiene un perfil escalonado, lo que permite una alimentación más gruesa que en el de cabeza corta.

En las trituradoras de cono, el reglaje es la mínima abertura en la descarga. El reglaje puede ser variado subiendo o bajando la carcasa de la cámara de quebrantado, mediante dispositivos mecánicos o hidráulicos.

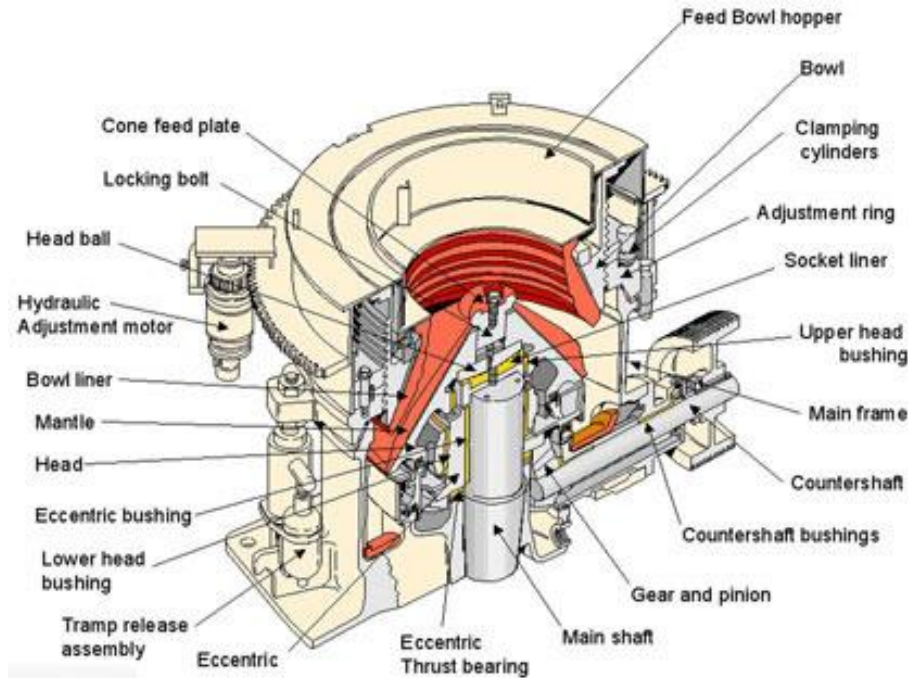


Imagen 2. Triturador Simmons Estándar con sus partes

4.2.2 Criba vibratoria de movimiento circular.

Se usa para realizar el primer corte a 10 mm. Este tipo de cribas funcionan con una frecuencia de vibración de entre 650 y 3000 min^{-1} , con amplitudes de entre 3 y 12 mm. Suelen trabajar con inclinaciones entre 14 y 24°, para que circule el material. (En este caso, la criba tendrá 18° de inclinación).

La ventaja del uso de este tipo de cribas es que tienen una capacidad bastante alta.

El movimiento circular vibratorio puede ser producido por: motor eléctrico de eje desequilibrado, eje excéntrico con cuatro cojinetes y mediante masas descompensadas con cojinetes.

El rechazo de esta criba, con partículas mayores a 10 mm, será conducido a un circuito cerrado de trituración y cribado, mientras que el pasante será conducido al molino de bolas para su molienda.



Imagen 3. Criba vibratoria de la casa Osborn.



Imagen 4. Criba vibratoria marca Osborn.

4.3 Circuito cerrado de trituración terciaria y cribado.

El rechazo de la primera criba vibratoria irá a un circuito cerrado, donde de nuevo el material será triturado, esta vez por un triturador de cono Simmons de cabeza corta, más adecuado para esta etapa de trituración. Posteriormente el mineral será cribado a 10 mm. Las partículas de mineral de tamaño igual o menor de 10 mm saldrán del circuito cerrado como pasante de la criba, mientras que las mayores a 10 mm entrarán de nuevo al cono junto con la alimentación fresca. Se optará por dividir el flujo del circuito en tres partes iguales, siendo cada una procesada por un grupo de cono – criba.

4.3.1 Triturador de cono Simmons de cabeza corta.

Los trituradores de cono Simmons de cabeza corta se emplean para una trituración fina, de tipo terciario. En la parte superior de la cabeza tiene un ángulo menor, con el fin de evitar atascos,

dado que maneja una cantidad alta de finos. Tiene una boca de alimentación más estrecha que el de tipo estándar, y una sección paralela en la descarga más larga.

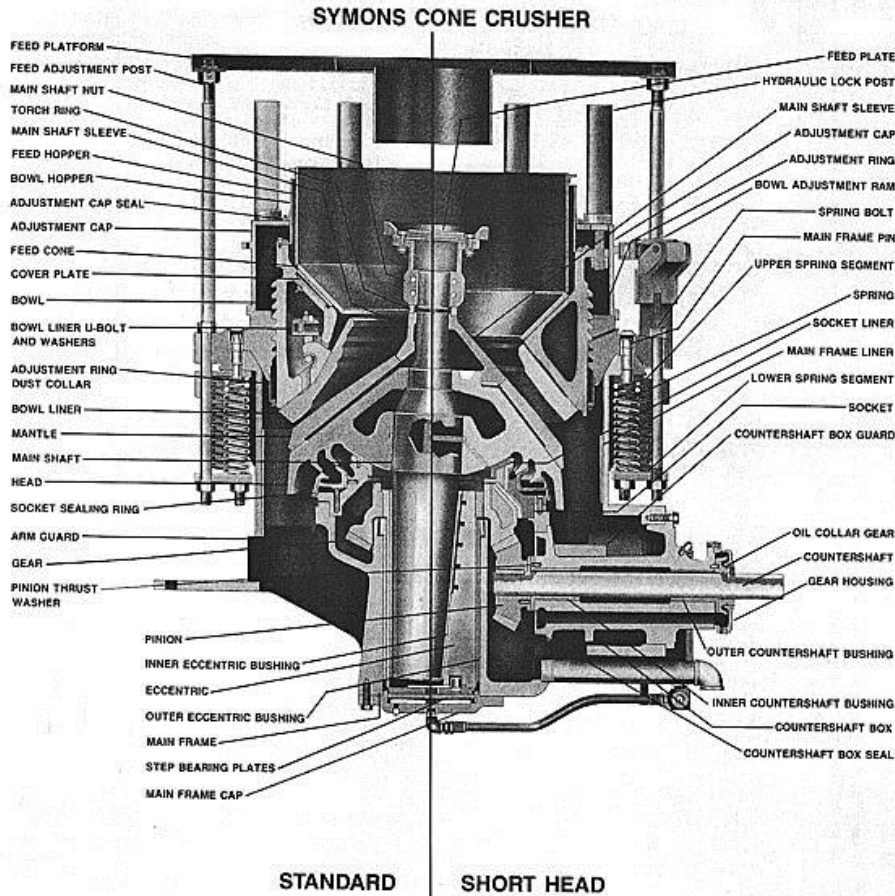


Imagen 5. Comparación entre una trituradora de cono Simmons estándar y una de cabeza corta.

4.3.2 Criba vibratoria de movimiento circular.

Es del mismo tipo que la criba del circuito abierto. Las dimensiones de esta última serán menores, dado que el flujo que va a procesar cada una de las cribas en el circuito cerrado será menor que el del circuito abierto.

Tanto en la primera como en la segunda criba se usarán telas de alambre tejido, con forma cuadrada. Son las más utilizadas, y son especialmente recomendables para el cribado grueso, mientras que las rectangulares son más usadas en el fino.

4.4 Circuito cerrado de molienda y clasificación.

Mediante este circuito, el tamaño de grano máximo del mineral será reducido a 200 μm . Para ello se efectuará una molienda en húmedo mediante un molino de bolas, y a continuación, un clasificador espiral efectuará el corte a 200 μm . Mediante el rebose saldrá una pulpa que será conducida a una batería de hidrociclones, mientras que el rechazo será reconducido al molino de bolas para ser de nuevo molido.

4.4.1 Molino de bolas de descarga por rebose.

Los molinos de bolas suelen ser usados en las etapas finales de molienda. Al igual que todos los molinos cilíndricos, está compuesto de una coraza cilíndrica horizontal, provista de un revestimiento renovable y una carga de medio de molienda, que en este caso son bolas de acero. El tambor se apoya sobre muñones huecos unidos a paredes externas, que permiten el giro del cuerpo.

El cuerpo cilíndrico del molino está especialmente diseñado para aguantar los impactos de la carga. Dispone de una o dos puertas para inspecciones.

Los extremos del molino son fabricados de fundición de acero y disponen de nervaduras para su reforzamiento. Por otra parte los muñones están hechos de fundición y se fijan a los extremos del molino mediante tornillos y remaches. La lubricación de los cojinetes se realiza con grasa.

A través de un engranaje, una corona cilíndrica, remachada a un extremo de la máquina, transmite movimiento a un piñón, mediante el cual se mueve el molino.

El revestimiento del molino es resistente a los impactos y promueve el desplazamiento más favorable a la carga.

Son especialmente adecuados para la molienda en fino, puesto que las bolas tienen gran superficie por unidad de peso. Un molino de bolas es considerado como tal si la relación entre su longitud y su diámetro varía entre 1,5 y 1.

En los molinos de descarga por rebose la alimentación se realiza por un extremo y se descarga por el otro. Es el tipo de molino de más sencilla operación, y es el más usado, especialmente para molienda fina y remolienda. El consumo de energía de este tipo de molinos es un 15% menor que uno de descarga por rejilla de las mismas dimensiones.

El molino trabajará con un 40 % de carga de bolas. El proceso de molienda se realiza al azar, las partículas pequeñas tienen la misma posibilidad de ser golpeadas que las más grandes.

Para aumentar la eficacia del molino, es esencial que las bolas se recubran de una capa del mineral, por lo que la densidad de la pulpa debe ser alta. Las bolas deben ser pequeñas, puesto que la eficacia de molienda también depende del área de superficie del medio de molienda.

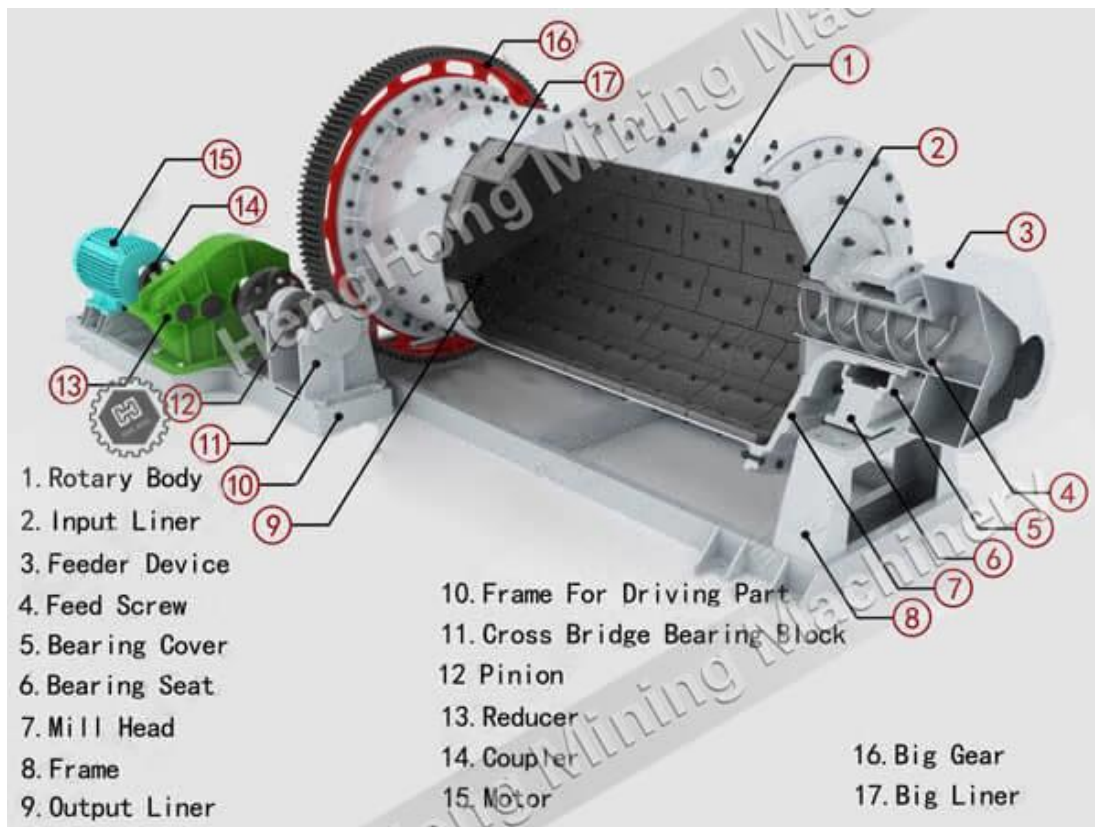


Imagen 6. Molino de bolas de descarga por rebose con sus partes.

4.4.2 Clasificador de espiral.

Los clasificadores mecánicos separan las partículas que tienen menor velocidad de sedimentación extrayéndolas mediante un líquido de rebose (agua). La pulpa de alimentación se introduce en una artesa inclinada, en la que las partículas de mayor velocidad de sedimentación se acumulan en el fondo de la artesa. Una espiral giratoria arrastra las arenas sedimentadas en el fondo a lo largo del fondo de la artesa, extrayéndolas por la descarga.

La sedimentación impedida tiene lugar por encima de las arenas más gruesas, donde se forma una arena movediza. Por encima de esta zona hay un área de sedimentación libre, con una corriente que fluye horizontalmente desde la entrada de la pulpa hasta el rebose, por donde salen los finos.

Además, el movimiento de la espiral provoca una suave agitación en el agua que hace que las partículas más finas se encuentren en suspensión, favoreciendo así su evacuación por el rebose.

La alimentación es dirigida contra una placa parcialmente sumergida en el tanque, dentro de la artesa. Así, la parte más alejada del rebose absorbe la mayor parte de la energía cinética de la pulpa.

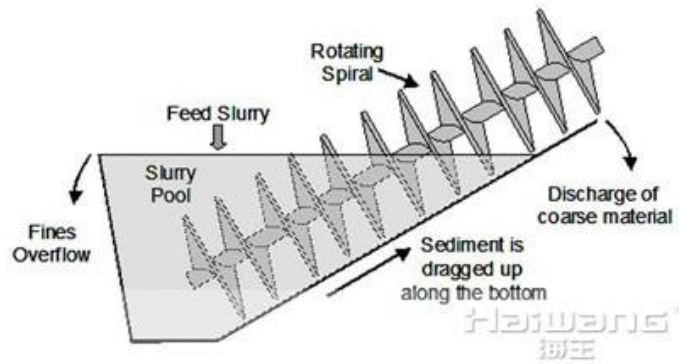


Imagen 7. Clasificador de espiral. Se indica el recorrido de los granos.



Imagen 8. Clasificador de espiral operando en la planta.

4.5 Operación de deslamado.

Mediante la operación de deslamado, los finos de la pulpa que sale del clasificador de espiral son eliminados, dando como resultado una pulpa adecuada para el comienzo de la concentración.

Para ello se utilizará una batería de hidrociclones, a los que accederá la pulpa por medio de una bomba centrífuga. Los finos saldrán por el rebose de los hidrociclones, mientras que el resto, con mayor velocidad de sedimentación, saldrán por la punta.

4.5.1 Batería de hidrociclones.

Los hidrociclones son dispositivos que utilizan la fuerza centrífuga para aumentar la velocidad de sedimentación de las partículas.

Un hidrociclón es un dispositivo cilíndrico-cónico, abierto por la punta, en el que la pulpa entra por la parte cilíndrica de forma tangencial. La pulpa del rebose sale por un orificio central en la placa que cierra la parte cilíndrica, a través del cual pasa un tubo montado axialmente, prolongado hasta sobrepasar la entrada de alimentación para evitar el cortocircuito de la pulpa.

La entrada tangencial de la pulpa en la parte superior del hidrociclón provoca un movimiento de giro en la pulpa, que hace que se produzca una zona de baja presión a lo largo del eje vertical, originándose un vórtice que será el responsable de la división de la alimentación en dos flujos de mayor y menor velocidad de sedimentación límite.

Las partículas dentro de la trayectoria de flujo están sometidas a dos fuerzas opuestas. Una de ellas es la fuerza centrífuga, que impulsa a las partículas hacia el exterior del hidrociclón, mientras que la fuerza de arrastre las dirige hacia el centro.

Las partículas de mayor velocidad de sedimentación son impulsadas hacia la pared del hidrociclón, y se dirigen hacia la punta del mismo. La fuerza de arrastre impulsa a las partículas de menor velocidad de sedimentación hacia la zona del eje del hidrociclón, donde la baja presión hace que salgan por el rebose.

La existencia de un flujo descendente junto con otro con flujo ascendente hace que haya una parte del hidrociclón con partículas con velocidad vertical 0, formando una envolvente.

Las partículas situadas en el exterior de la envolvente con velocidad 0, serán impulsadas a la punta del hidrociclón, mientras que las que estén en el interior de la envolvente con velocidad 0, saldrán por el rebose, impulsadas por la fuerza de arrastre. Las partículas que se encuentren sobre la envolvente tendrán la misma probabilidad de salir por el rebose que por la punta.



Imagen 9. Batería de hidrociclones.

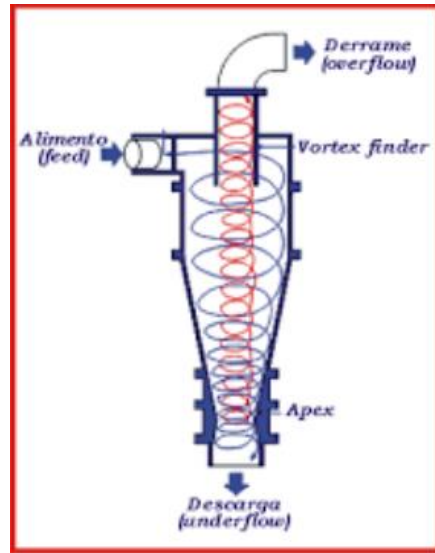


Imagen 10. Esquema de un hidrociclón con sus partes.

Fase de concentración

Las partículas menores de 200 micras, separadas mediante el clasificador de espiral, y las mayores de 15 micras, separadas mediante los hidrociclones, son sometidas al proceso de concentración por espumas.

4.6 Etapa de acondicionado para la flotación.

4.6.1 Fundamentos de la flotación

La flotación es una de las más versátiles técnicas de procesamiento de mineral. Esta técnica ha permitido la minería de cuerpos mineralizados complejos y de baja ley, que de otra forma se habrían considerado antieconómicos.

La flotación por espumas utiliza las diferencias en las propiedades superficiales físico químicas de las partículas de diferentes minerales. Tras realizar el acondicionado adecuado de la pulpa, el comportamiento hidrófobo o hidrófilo de las diferentes clases de minerales permitirá su separación, siempre que se cuente con la cantidad de burbujas adecuadas. Las partículas hidrófobas, al unirse a estas burbujas, son elevadas a la superficie. Este proceso solo puede aplicarse con partículas finas, de otra forma las burbujas no serían capaces de elevarlas. Es por eso por lo que durante la etapa de separación mecánica es necesario moler el mineral hasta obtener un tamaño adecuado, que en este caso es de hasta 200 micras.

Como se ha dicho, es necesario para que las partículas de mineral se adhieran al agua, este debe repeler el agua, es decir, debe ser hidrófobo. La mayoría de los minerales no son repelentes de agua en su

estado natural. Para alcanzar este estado, es necesario añadir ciertos reactivos a la pulpa los más usados son los colectores, los cuales son absorbidos por la superficie de mineral y lo convierten en hidrófobo. También es común el uso de reguladores, que se usan para controlar el proceso de flotación. Estos aumentan o disminuyen el grado de unión del mineral a las burbujas, y también controlan el pH.

4.6.2 Acondicionado de la mica

El acondicionamiento de la pulpa se realiza a través de tres tanques. En cada uno de ellos se añade un aditivo distinto, con el objeto de preparar la pulpa para el primer proceso de flotación por espumas, en el que la mica será separada por medio de las espumas. Los procesos que tienen lugar en los tanques se describen a continuación.

1. *Tanque 1.* Adición de ácido sulfúrico. El objetivo de acondicionar la pulpa con ácido sulfúrico es disminuir el pH hasta 3, y crear así un medio fuertemente ácido.
2. *Tanque 2.* Adición de acetato de amina. Colector que actúa exclusivamente sobre la mica en estas condiciones.
3. *Tanque 3.* Adición de MIBC. Una vez que la superficie de mineral se ha vuelto hidrófoba, la eficacia de la flotación depende de la estabilidad de la unión mineral-burbuja, que se controla mediante los espumantes, como el MIBC, que es un alcohol que se usa ampliamente en la industria. Idealmente, el espumante actúa solo sobre la fase líquida. Sin embargo, a veces puede provocar interacciones con el mineral, por lo que los ensayos previos para elegir un espumante adecuado son importantes. Un buen espumante debe tener un poder colector despreciable, y producir una espuma estable justamente para facilitar la transferencia del mineral flotado desde la superficie de la celda hasta el canal de recogida de espumas.

4.6.3 Celdas de flotación de la mica.

Después del acondicionamiento, la pulpa se introduce en celdas de flotación, donde la mica es extraída por medio de las espumas.

En este caso se usarán celdas de flotación Denver, del tipo cell to cell o celda a celda. Las celdas se montan en serie formando un banco. La pulpa entra en la primera celda del banco y extrae parte de la mica en las espumas, el rebose pasa a la siguiente celda donde es extraída una porción suplementaria de mineral, y así sucesivamente. En este caso, la mica, que se ha vuelto hidrófoba, formará parte de las espumas, mientras que el cuarzo y el feldespato se hundirán, y pasarán a formar parte de un nuevo proceso de acondicionamiento-flotado, para acabar separando el cuarzo del feldespato.

La alimentación fresca entra en la primera celda del banco y el espesor de la primera columna de espumas es alto, ya que el número de partículas de mica que lo sostienen es alto. Como es lógico, este espesor va disminuyendo conforme avanza en celdas.

Las celdas Denver utilizadas en este caso son celdas de flotación mecánicas. Estas celdas están caracterizadas por el uso de un impulsor accionado mecánicamente, el cual agita la pulpa y dispersa el aire entrante en finas burbujas.

El mecanismo de flotación está suspendido en una celda cuadrada separada de la celda adyacente por un vertedero ajustable. Un tubo de alimentación conduce la pulpa desde el vertedero de la celda precedente hasta el mecanismo de la siguiente celda, ayudando al flujo de succión creado por el impulsor.

Directamente por encima del impulsor hay una caperuza estacionaria, que impide que si la maquina se para, las arenas se depositen encima. A medida que las burbujas son llevadas a la superficie de la pulpa, estas son movidas hacia el rebosadero gracias al empuje de las sucesivas burbujas, teniendo lugar la extracción de las espumas por medio de paletas o raederas.

La pulpa procedente de la celda fluye sobre el vertedero de colas ajustable, y es arrastrada hacia el impulsor de la siguiente celda.

Un aumento de la cantidad de aire introducido puede conseguirse incrementando la velocidad del impulsor, pero esto lleva a un aumento de la agitación de la pulpa, así como un mayor desgaste del impulsor y un mayor consumo de energía. En tal caso, se puede utilizar una fuente de aire comprimido externa.



Imagen 11. Celdas de flotación por espumas

4.6.4 Acondicionado de feldespatos.

El objetivo de esta etapa es acondicionar la pulpa para, posteriormente, poder separar el feldespatos de la pulpa por medio de un segundo proceso de flotación por espumas. Al igual que en el acondicionamiento anterior, se realiza en tres tanques distintos, y en cada uno de ellos se añadirá un aditivo.

1. *Tanque 1.* Adición de ácido fluorhídrico. El objetivo de acondicionar la pulpa con ácido fluorhídrico es disminuir el pH hasta 3.

2. *Tanque 2.* Adición de acetato de amina. Colector que actúa exclusivamente sobre el feldespató en estas condiciones.
3. *Tanque 3.* Adición de MIBC. Una vez que la superficie de mineral se ha vuelto hidrófoba, la eficacia de la flotación depende de la estabilidad de la unión mineral-burbuja, que se controla mediante los espumantes, como el MIBC, que es un alcohol que se usa ampliamente en la industria. Idealmente, el espumante actúa solo sobre la fase líquida. Sin embargo, a veces puede provocar interacciones con el mineral, por lo que los ensayos previos para elegir un espumante adecuado son importantes. Un buen espumante debe tener un poder colector despreciable, y producir una espuma estable justamente para facilitar la transferencia del mineral flotado desde la superficie de la celda hasta el canal de recogida de espumas.

4.6.5 Celdas de flotación del feldespató

El tipo de celdas y procedimiento es igual en el caso de la mica, a diferencia que ahora la pulpa estará formada exclusivamente por cuarzo y feldespató. El feldespató se ira adhiriendo a las espumas conforme vaya pasando por las diferentes celdas, mientras que el hundido estará formado por cuarzo.

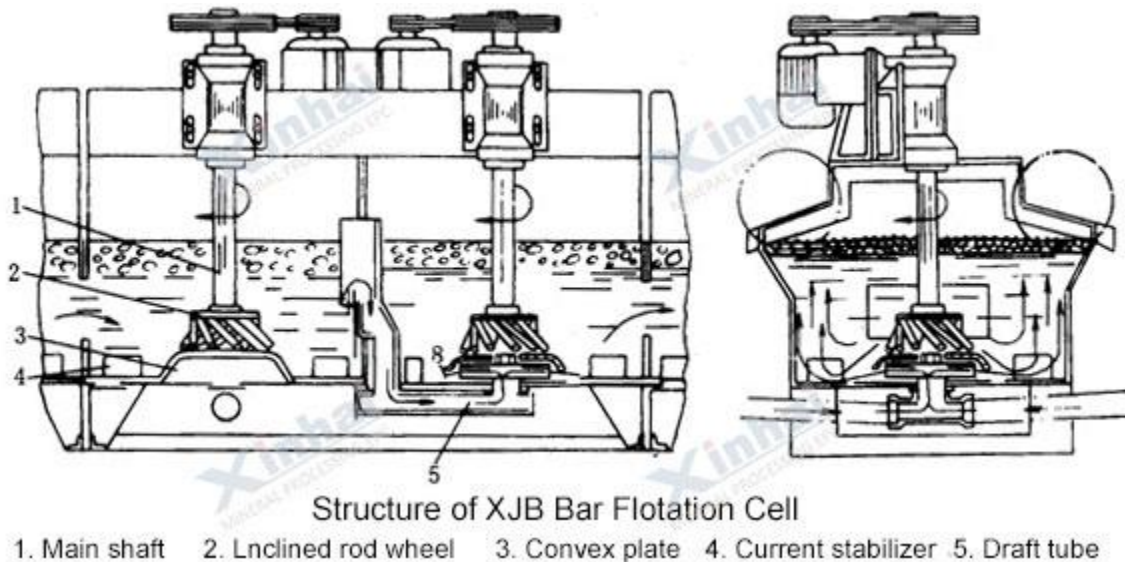


Imagen 12. Esquema de celdas de flotación por espumas tipo cell to cell.

4.6.6 Tanque espesador

Los estériles, formados por los gruesos separados en los hidrociclones, la mica separada por medio de las espumas en el primer proceso de flotación, y el cuarzo que forma los hundidos del segundo proceso

de flotación, son tratado por medio de un tauque espesador, donde se reduce la cantidad de agua significativamente.

El tanque espesador utiliza los principios de sedimentación por gravedad. Este proceso puede manejar grandes cantidades de material. De esta forma se aumentará la concentración en sólidos para que el filtro actúe con mayor eficacia.

El espesador consiste básicamente en un tanque relativamente poco profundo desde el que se extrae un líquido clarificado por la parte superior y la pulpa espesada por el fondo. La alimentación se realiza por un tubo que penetra en el centro del tanque hasta un metro de profundidad, con el fin de reducir la agitación.

Los sólidos en el fondo del tanque son conducidos al orificio de salida gracias al giro de brazos radiales equipados con paletas.

Para diámetros mayores de 30 m (como será este caso) los tanques se construyen con paredes y fondo de hormigón. Además, el mecanismo de arrastre será soportado por una columna de hormigón o acero rodeado por una jaula que conecta el mecanismo de arrastre, y a la que van unidos los rastrilladores .

La velocidad de giro de los brazos es de aproximadamente 8 m/min. La pulpa espesada se extrae mediante bombeo por un túnel situado por debajo del tanque.

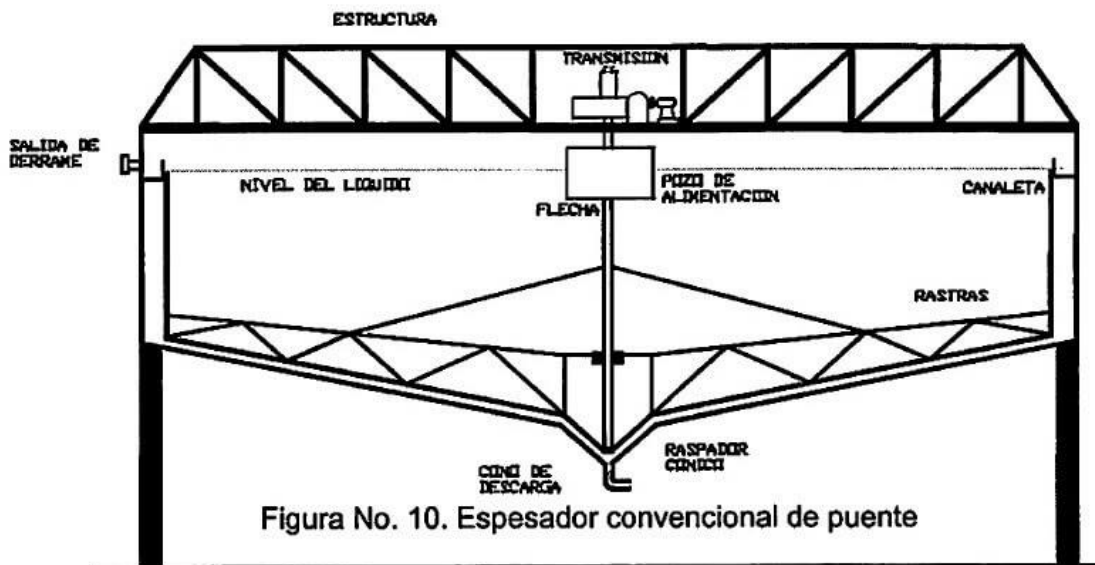


Imagen 13. Esquema de tanque espesador

4.6.7 Filtro de cámaras.

Una vez que los estériles han sido densificados por el tanque espesador, la pulpa es filtrada por medio de un filtro de cámaras. Consiste en una serie de cámaras que se intercalan con una tela filtrante, en forma de placa cóncava.

El sistema se cierra por medio de un sistema de tornillo sin fin o pistón hidráulico. La alimentación de la pulpa se realiza a través de un canal formado por los agujeros existentes en las esquinas de las placas cóncavas, y el filtrado circula a través de la tela de las sucesivas cámaras, por medio de un conducto generado al unir el conjunto de placas.

El filtrado que pasa a través de la tela es extraído por medio de unos pequeños conductos practicados en la placa, mientras que la torta se va depositando en las cámaras.

La pulpa circula por el filtro gracias a una presión positiva que se ejerce sobre el lado de la pulpa.

4.6.3 Filtro de discos

El feldespato sale con las espumas del segundo tanque de flotación, y es filtrado mediante un filtro de discos verticales. Los discos verticales tienen superficie filtrante a ambos lados del disco, y están montados a una distancia de 30 cm sobre un eje horizontal.

La torta formada a ambos lados del disco se eleva por encima de la superficie de la pulpa, produciéndose así el secado parcial. Luego se descarga mediante soplado de aire y con rascadores.



Imagen 14. Filtro de cámaras

5. Dimensionado de la planta de tratamiento.

5.1 Quebrantadora de mandíbulas.

La planta deberá tratar un flujo de material de 250 t/h. El tamaño máximo de la alimentación es de 550 mm, lo que se corresponde con el D80 de entrada.

La abertura máxima de la quebrantadora será:

$$\frac{550 \text{ mm}}{0.88} = 625 \text{ mm.}$$

La Tabla 1 muestra las capacidades de la quebrantadora de mandíbulas en función de su tamaño. Se propone por tanto el tamaño de 1600x1250, que funcionará con el reglaje mínimo, 150 mm, ya que deberá procesar una cantidad de mineral de 250 t/h. El reglaje es la distancia de la abertura en su posición más alejada de la salida de la cámara quebrantadora. Con este reglaje se podrá procesar un flujo de material de entre 200 y 266 t/h.

Dimensiones de entrada m/m	Producciones medias en toneladas						Motor		
	R mínimo	R Tm.	R medio	R Tm	R máximo	R Tm	Revol	Recomendado	Peso
	m/m		m/m		m/m		r.p.m	Kw	Kg
350x225	25	3 á 4,5	40	7,5 á 9	70	9 á 11	350	10	2500
450x275	25	6 á 7,5	40	9 á 11	70	15 á 20	320	20	4000
550x325	40	12 á 18	70	25 á 35	100	40 á 50	300	30	6000
650x400	70	38 á 45	100	52 á 60	120	55 á 70	270	40	11500
800x500	70	50 á 60	100	70 á 80	100	80 á 100	250	50	18500

1000x700	80	60 á 90	125	90-120	150	120-150	220	70	35000
1250x700	90	75-110	125	110-150	150	150-200	220	75	40000
1250x900	100	100-120	150	150-200	200	190-225	170	90	60000
1600x900	100	135-160	150	210-240	200	225-300	170	100	67000
1400x1070	125	150-186	175	190-225	225	250-300	150	115	82500
2000x1070	135	200-250	175	270-315	225	375-430	150	125	100000
1600x1250	150	200-266	200	260-300	250	375-415	132	135	117000
2000x1250	150	260-335	200	335-390	250	495-540	132	150	129000
2000x1600	200	375-450	250	450-495	300	495-555	112	200	230000
2500x1600	250	600-650	300	720-800	300	800-1000	112	260	250000

Tabla 1. Capacidad de quebrantadoras de mandíbulas.

La tabla 2 indica el porcentaje de material pasante de la quebrantadora que tiene el tamaño deseado. En este caso, se usará el porcentaje de todo uno del granito, ya que éste contiene gran cantidad de feldespatos. Así, el 30% del material que salga de la quebrantadora tendrá un porcentaje superior al tamaño de corte deseado.

Tipos de quebrantadora	Naturaleza de la alimentación	Caliza %	Granito %	Cuarcita%	Minerales medios %
Doble efecto	Todo uno	85-90	70-75	65-70	85-90
Doble efecto	Finos eliminados por cribado somero	80-85	65-70	60-65	80-85
Doble efecto	Cribado	75-80	65-70	55-60	75-80
Simple efecto	Cribado	80-85	70-75	60-65	80-85

Tabla 2. Porcentajes con tamaño deseado en función del mineral y del tipo de quebrantadora.

En la Figura 1 se muestra el porcentaje de material tamizado con respecto a la abertura de malla, expresada ésta en % de la dimensión máxima. Según la figura, la abertura de malla que se corresponde con el 70% del tamizado es del 49% del tamaño máximo.

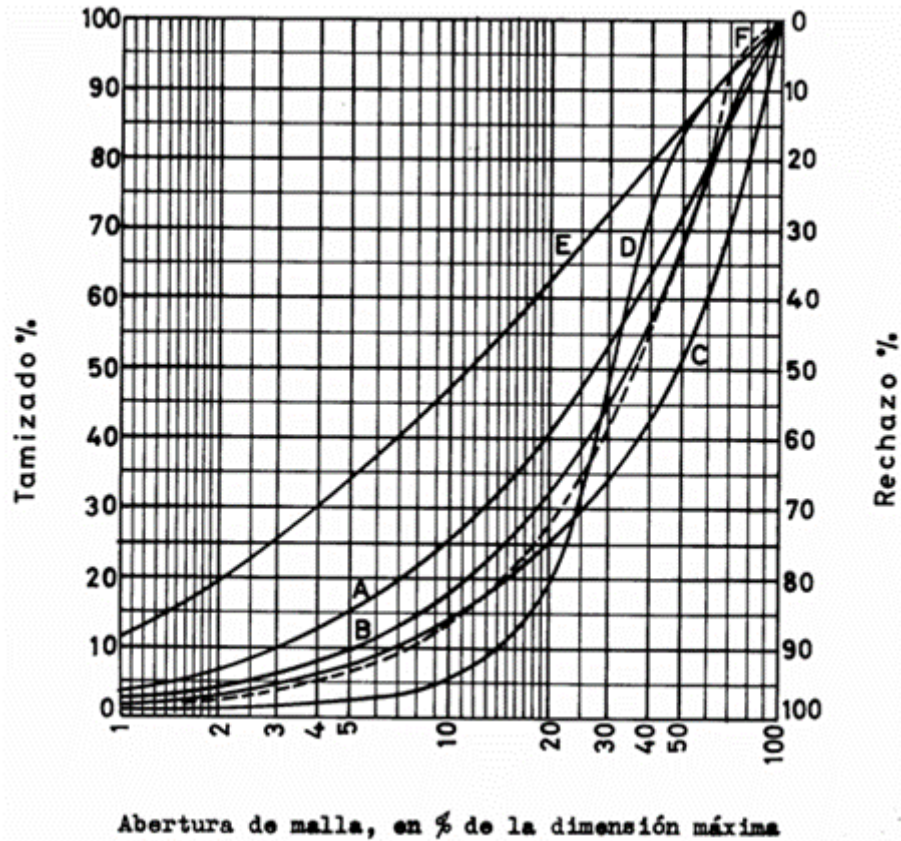


Figura 1. Abertura de malla, en % de dimensión máxima, en función de % de tamizado y de rechazo.

A- Quebrantadora de mandíbulas.

B- Quebrantadora de martillos.

C- Trituradores de rodillos en circuito abierto, alimentación con una capa de granos.

D- Trituradores de rodillos en circuito cerrado con una criba, alimentación con una capa de granos.

E- Trituradores de rodillos en circuito cerrado con una criba, alimentación a boca llena.

F- Quebrantadora de rodillos dentados, línea a trazos.

Por lo tanto;

$$150\text{mm} = D_{\text{máx}} * 0.49 \Rightarrow D_{\text{máx}} = 306.12 \text{ mm}$$

$$d_{80} = 0.60 * D_{\text{máx}} = 0.60 * 306.12\text{mm} = 183.67 \text{ mm}$$

$$d_{90} = 0,80 * D_{\text{máx}} = 244,90 \text{ mm}$$

El índice de Bond para la quebrantadora de mandíbulas será de 13,7 KWh/t. Por tanto, la potencia teórica resulta;

$$P_{\text{teórica}} = 10 * 13,7 \frac{\text{KWh}}{\text{t}} * \left(\frac{1}{\sqrt{183,67 * 10^3 \mu\text{m}}} \frac{1}{\sqrt{550 * 10^3 \mu\text{m}}} \right) = 0,135 \text{ KWh/t} * 250 \text{ t/h} = 33.74\text{KW}$$

Y la potencia necesaria es;

$$P_{\text{necesaria}} = P_{\text{teórica}} * 2 = 67.48 \text{ KW}$$

La quebrantadora seleccionada es capaz de dar una potencia de hasta **150 KW**, por lo que es adecuada para este caso.

5.2 Circuito de trituración abierta y cribado.

5.2.1 Triturador de cono Simmons estándar.

El reglaje escogido con el que trabajará el cono Simmons Estándar será de 32 mm. Además, el 90% de la abertura máxima ha de ser mayor que el diámetro máximo de alimentación, y la abertura mínima tiene que ser mayor o igual que el D90 de alimentación.

Abertura máxima > $D_{max}/0,2 = 306,12/0,2 = 1530,6 \text{ mm} = 15,31 \text{ inch}$

Abertura mínima > $D_{90} = 0.80 D_{max} = 0.80 * 306,12 = 244,90 \text{ mm} = 9,64 \text{ inch}$

Abertura mínima > $244,90 \text{ mm} = 9,64 \text{ inch}$

Con estas condiciones, se busca en la tabla 3 un triturador que cumpla los requisitos establecidos.

Size	Type of cavity	Recom- mended minimum discharge setting A, in.	Feed opening with minimum recom- mended dis- charge setting A		Capacities in tons (2,000 lb) per hour passing through the crusher at indicated discharge setting A												
			B, Closed side, in.	B, Open side, in.	¼ in. (6 mm)	½ in. (10 mm)	¾ in. (13 mm)	1 in. (16 mm)	1 ¼ in. (19 mm)	1 ½ in. (22 mm)	1 ¾ in. (25 mm)	2 in. (32 mm)	2 ¼ in. (38 mm)	2 ½ in. (51 mm)	2 ¾ in. (64 mm)		
2 ft	Fine	¼	2¼	2¾	18	20	25	30	35	40	45	50	60				
	Coarse	¾	3¾	3¾		20	25	30	35	45	50	60	75				
	Extra coarse	1½	3¾	4			25	30	40	50	55	70	80				
3 ft	Fine	¼	3¾	4¾		40	50	60	70	75	80						
	Coarse	¾	4¾	5½			50	60	75	90	100	120	140				
	Extra coarse	1½	6¾	7½					75	90	100	120	140				
4800	Fine	¼	5	5¾		70	90	110	130	140	150	170					
	Medium	½	6¾	6¾			100	110	140	150	175	200	220				
	Coarse	¾	7¾	8¾					145	165	190	220	270	320			
5100	Extra coarse	1½	8¾	9¾					145	175	200	230	280	330			
	Fine	¼	4½	5¾		120	140	150	160	175	200						
	Medium	½	7¾	8¾			140	175	195	190	240	265	265				
5½ ft	Coarse	¾	9	10					175	210	225	265	325	385			
	Extra coarse	1	10¾	11¾						240	275	335	395				
	Fine	¼	7¾	7¾			180	200	235	275	300	350					
7 ft	Medium	½	8¾	9½					275	300	375	400	450				
	Coarse	¾	9¾	10¾						300	375	450	500	700			
	Extra coarse	1½	13¾	14¾								450	500	800			
7 ft	Fine	¼	10	11					370	400	500	620	750				
	Medium	½	11¾	12¾						500	600	750	800	1100			
	Coarse	¾	13¾	14¾								750	850	1200	1400		
10 ft	Extra coarse	1½	16¾	18¾								850	1200	1400			
	Fine	¼	12¾	14						900	1300	1650					
	Medium	½	15¾	17							1400	1650	1800				
10 ft	Coarse	¾	18¾	20									1900	2500	3000		
	Extra coarse	1½	24¾	26										1900	2500	3000	

Note: See Fig. 51 for definition of dimensions A and B.
After Rexnord, Inc.

TABLA 3: Capacidades de los trituradores de cono Simmons Standard

Las medidas que mejor se adaptan a nuestras necesidades se corresponden con el modelo 7ft coarse, con dimensiones 13,5x14,5 mm.

El triturador deberá procesar $250/h = 226.75 \text{ tc/h}$ de mineral. Se empleará un reglaje de 32 mm (1,25 inch), con el que se podrá procesar hasta 750 tc/h de mineral.

(Tonelada corta = 0,907* Tonelada métrica).

La tabla 4 muestra las diferentes granulometrías de la salida de trituradoras como Simmons estándar en función del reglaje de la máquina. En este caso, interesa la granulometría correspondiente a un reglaje de 32 mm. (1.25 inch)

Product size	Closed side setting of crusher, in.											
	2½	2	1½	1¼	1	¾	¾	¾	½	¼	¼	
+4½"	2%											
-4½ + 4"	4%											
-4 + 3½"	6%	3%										
-3½ + 3"	12%	5%										
-3 + 2½"	16%	13%	4%									
-2½ + 2¼"	9%	10%	5%	2%								
-2¼ + 2"	7%	10%	7%	4%								
-2 + 1¾"	8%	10%	11%	6%	3%							
-1¾ + 1½"	7%	10%	13%	12%	6%	4%						
-1½ + 1¼"	7%	9%	14%	16%	12%	7%	4%					
-1¼ + 1"	5%	8%	13%	17%	19%	17%	12%	6%				
-1 + ¾"	2%	3%	6%	7%	11%	12%	11%	6%	3%			
-¾ + ¾"	2%	3%	5%	7%	9%	12%	13%	12%	6%			
-¾ + ¾"	2%	3%	4%	7%	10%	11%	14%	16%	12%	4%		
-¾ + ½"	11%	2%	4%	5%	8%	10%	12%	17%	19%	12%		
-½ + ¾"		11%	3%	4%	6%	8%	12%	14%	20%	24%	8%	
-½ + ½"			11%	2%	3%	4%	7%	10%	14%	14%	13%	
-½ + ¼"				11%	2%	3%	4%	5%	8%	12%	19%	
-¼ + ¾"					11%	12%	2%	4%	6%	12%	20%	
-½" + 6M							12%	3%	4%	7%	12%	
-6 + 10M								10%	12%	6%	11%	
-10 + 14M										9%	4%	
-14 + 28M											13%	
-28M												
	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%

These average table values will vary with the method of feeding, selection of crusher cavity, the weight, cleanliness, and moisture content of the material and its fracture pattern. Accurate values should be established by actual testing.
After Reznord, Inc.

Tabla 4. Granulometrías de cono Simmons en función del reglaje.

En la tabla 5 se muestra la granulometría de salida del cono, obtenida a partir de la tabla 4. La figura 1 corresponde a la curva granulométrica de salida del cono.

Fraccion pulgadas	Fraccion mm	Peso (%)	Luz de malla (mm)	Pasante acumulado (%)			
2,500	2,250	63,500	57,150	2,00	63,50	100,00	
2,250	2,000	57,150	50,800	4,00	55,03	98,00	98,00
2,000	1,750	50,800	44,450	6,00	50,80	94,00	94,00
1,750	1,500	44,450	38,100	12,00	44,45	88,00	88,00
1,500	1,250	38,100	31,750	16,00	38,10	76,00	76,00
1,250	1,000	31,750	25,400	17,00	31,75	60,00	60,00
1,000	0,875	25,400	22,225	7,00	25,40	43,00	43,00
0,875	0,750	22,225	19,050	7,00	22,23	36,00	36,00
0,750	0,625	19,050	15,875	7,00	19,05	29,00	29,00
0,625	0,500	15,875	12,700	5,00	15,88	22,00	22,00
0,500	0,394	12,700	10,000	3,40	12,70	17,00	17,00
0,394	0,375	10,000	9,525	0,60	10,00	13,60	13,60
0,375	0,313	9,525	7,938	2,00	9,53	13,00	13,00
0,31	0,25	7,94	6,35	11,00	7,94	11,00	11,00
							0,00
			Total	100,00			

Tabla 5. Granulometría a la salida del cono.

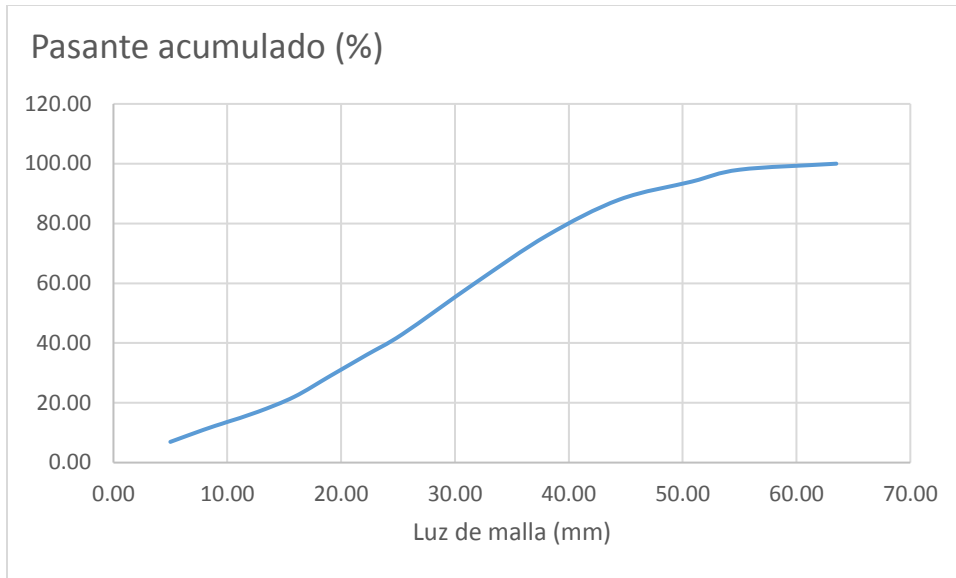


Figura 2. Curva granulométrica a la salida del cono Simmons estándar.

Interpolando, se obtiene el d80 de salida.

$$d80 = 44,45 + \frac{80-88}{76-88}(38.1-44.45) = 40,23 \text{ mm} = 40,23 \times 10^3 \mu\text{m}$$

$$D80 = 183,67 \times 10^3 \mu\text{m}$$

El índice de Bond correspondiente al cono Simmons es el mayor de los índices de Bond del molino de barras y la trituradora de mandíbulas. En este caso, el índice de Bond correspondiente a la trituradora de mandíbulas es de $13,7 \frac{\text{KWh}}{\text{t}}$, mientras que el del molino de barras es $14,1 \frac{\text{KWh}}{\text{t}}$, por lo que se utilizará este último.

Potencia nominal:

$$P = 10 W_i \left(\frac{1}{\sqrt{d80}} - \frac{1}{\sqrt{D80}} \right) = 10 * 14,1 \frac{\text{KWh}}{\text{t}} \left(\frac{1}{\sqrt{40,23 \times 10^3 \mu\text{m}}} - \frac{1}{\sqrt{183,67 \times 10^3 \mu\text{m}}} \right)$$

$$P = 0,37 \frac{\text{KWh}}{\text{t}} * 250 \text{ t/h} = 92,5 \text{ KW.}$$

Potencia Necesaria:

$$\text{Potencia necesaria} = P \text{ nominal} * 1,3 = 92,5 * 1,3 = 120,25 \text{ KW}$$

La potencia capaz de generar el cono elegido será de 250HP=186,5KW, potencia mayor a la necesaria, por lo que el cono cumple las condiciones necesarias.

5.2.2. 1ª Criba vibratoria de corte a 10mm.

El área necesaria de la criba vibratoria viene determinada por la siguiente expresión:

$$A = \frac{C_t}{C_u} F;$$

Donde;

A= área de la criba en pies cuadrados;

C_t= tonelaje horario de tamaños inferiores a la malla de cribado en la alimentación,

C_u= Capacidad básica de la criba,

F= producto de factores correctores de la capacidad base calculada.

El tamaño de corte con que trabajará la criba será de 10 mm. A continuación, se calcula el porcentaje de producto menor de 10 mm que entra a la criba desde el triturador de cono. (Tabla 5).

$$\% \text{ menor de 10 mm} = 17 + \frac{10 - 12,7}{9,525 - 12,7} * (13 - 17) = 13,6\%$$

El 13,6% del producto pasará por la criba, por lo que 34 t/h (0,136*250 t/h) irá directamente la molino de bolas. El resto (86,4%) será mayor o igual a 10 mm, por lo que será conducido al circuito cerrado.

A continuación se calcula el factor de corrección F, a partir de la siguiente expresión:

$$F = F_f * F_w * F_d * F_w * F_{oa} * F_s * F_h * F_i$$

Semidimensión de la malla= $10/2= 5\text{mm}$

El porcentaje de material de tamaño inferior a 5 mm es 6,9% (Tabla 5). Así, interpolando en la tabla 6;

$F_f= 0.52$.

El contenido en tamaños mayores de la malla de corte (10 es mm) es 86%. Así, interpolando en la tabla 6;

$F_o=0.64$

La eficacia del cribado es del 97%. Por tanto;

$F_e=1$ (Tabla 6).

Chart B

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

TABLA 6.- Valores de los coeficientes F_f , F_o y F_e , en función del porcentaje de tamaños inferiores a la semidimensión de la malla, el porcentaje de tamaños mayores que la malla, y de la eficacia de cribado.

El número de telas que se usarán en la criba será 1, por lo que

$F_d=1$ (Tabla 7)

Chart C

Decks	Deck factor, F_d
Top	1.00
2nd	0.90
3rd	0.75

TABLA 7.- Valor del coeficiente F_d en función de la posición de la tela de cribado.

El cribado se realizará en seco;

$F_w=1$ (Tabla 8)

Chart D

Opening size (square), in.	Wet screening factors		
	Limiting moisture*	F_w	F_{ws} †
1/32 or less	0%	1.25	1.10
1/16	1%	3.00	2.00
1/8	1%	3.50	2.50
3/16	2%	3.50	2.50
5/16	4%	3.00	2.00
3/8	4%	2.50	1.50
1/2	6%	1.75	1.30
3/4	6%	1.35	1.20
1 to 2	6%	1.25	1.10
1-1/2	No limit	1.25	1.10
+2	No limit	1.0	1.0

* When screening dry: If moisture exceeds this limit, must consider special aperture constructions

† Use F_{ws} when uncertain about maximum spray water being available, or being used efficiently

TABLA 8.- Valores del coeficiente F_w en función de la luz de malla de la criba.

La humedad del producto es del 3%; por lo que

$F_h=1$ (Tabla 9)

Porcentaje	Factor de rechazo R	Factor de la eficacia de cribado E	Factor de la sedimentación Δ	Factor de la Humedad H
1 a 4				1
5				0,8
6				0,5
8				0,4
9				0,3
10	1,40		0,4	0,2
20	1,30		0,6	0(1)
30	1,20		0,8	0
40	1,10		1	1
50	1,00	2,0	1,2	1,1
60	0,90	1,8	1,4	1,2
70	0,80	1,6	1,6	1,25
80	0,70	1,4	1,8	
90	0,60	1,2	2	
92	0,50	1,0		
94	0,44	0,8		
96	0,35	0,7		
98	0,20	0,6		

Tabla 9. Factor de humedad sin riego.

La tela del cribado tendrá malla cuadrada, luego

$F_s=1$ (Tabla 10)

Chart F—Slotted opening factor

Typical screen media	Length/width ratio [[a_2/a_1], Chart E]	Slotted opening factor, F_s
Square and slightly rectangular openings	less than 2	1.0
Rectangular openings, Ton-Cap	Equal to or greater than 2, but less than 4	1.1
Slotted openings, Ty-Rod, nonblind	Equal to or greater than 4, but less than 25	1.2
Parallel rod decks	Equal to or greater than 25	1.4

TABLA 10.- Valores del coeficiente F_s en función de los diferentes tipos de superficie cribante.

Con 18° de inclinación, el factor de inclinación F_i será 1.

En cuanto al coeficiente corrector, será el cociente entre el porcentaje de superficie abierta de la criba de referencia, 48% y el porcentaje de superficie abierta en la tela de la criba que se va a utilizar, 40%.

$$F_{oa} \text{ (coef corrector)} = 48/40 = 1.15$$

Calculados estos factores, el valor del producto de factores será:

$$F = 0,52 * 0,64 * 1,00 * 1,00 * 1,00 * 1,00 * 1,00 * 1,0 * 1,15 = 0,383$$

El mineral a cribar tiene una densidad de $2,67 \text{ g/cm}^3$, por lo que su densidad aparente será:

$$\rho_a = 2,67 \text{ g/cm}^3 * 0,6 = 1.60 \text{ g/cm}^3.$$

En cuanto al material base de la criba, tendrá una densidad aparente de;

$$\rho_a \text{ material base criba} = 1,6 \text{ g/cm}^3$$

El cociente entre estas dos densidades aparentes da como resultado el valor de la densidad de masa, que en este caso es 1

$$\text{Densidad de masa} = 1,60/1,60 = 1.$$

Por tanto;

$$C_u = C * \text{densidad de masa} = C$$

A partir de la figura 3 se obtiene el valor de la capacidad básica de la criba, $1,4 \frac{tc}{h * \pi e^2}$, sabiendo que el tamaño de corte es de 10 mm.

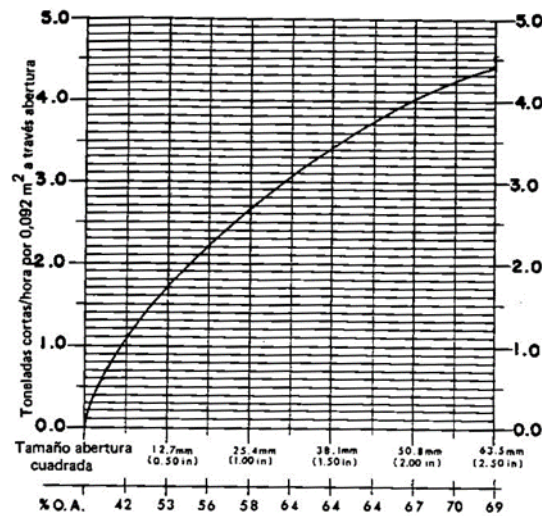


Figura 3. Capacidad básica de una criba, para mineral con densidad aparente 1,602Kg/m³.

$$1,4 \frac{tc}{h * \pi e^2} \frac{0,907t}{1tc} \frac{1\pi e^2}{0,092m^2} = 13,80 \frac{t}{m^2 h}$$

Por tanto, el área necesaria para la criba será:

$$A = \frac{Ct}{Cu F} = \frac{34 \text{ t/h}}{13,80 \frac{\text{t}}{\text{h m}^2} 0,383 \text{ m}} = 6.43 \text{ m}^2.$$

Y aplicando el coeficiente de seguridad

$$A = 6.43 * 1,1 = 7.07 \text{ m}^2$$

Se utilizará el catálogo OSBORN para una sola malla y se tomarán los valores para la criba de 1525x3050 mm.

Width x Length	Width x Length
SINGLE DECK	
3' x 10' (915 mm x 3050)	4' x 10' (1220 mm x 3050 mm)
4' x 10' (1220 mm x 3050 mm)	5' x 10' (1525 mm x 3050 mm)
5' x 10' (1525 mm x 3050 mm)	5' x 12' (1525 mm x 3660 mm)
5' x 12' (1525 mm x 3660 mm)	5' x 14' (1525 mm x 4270 mm)
5' x 14' (1525 mm x 4270 mm)	5' x 16' (1525 mm x 4880 mm)
5' x 16' (1525 mm x 4880 mm)	6' x 16' (1830 mm x 4880 mm)
6' x 16' (1830 mm x 4880 mm)	6' x 20' (1830 mm x 6100 mm)
6' x 20' (1830 mm x 6100 mm)	7' x 20' (2135 mm x 6100 mm)
7' x 20' (2135 mm x 6100 mm)	7' x 20' (2135 mm x 6100 mm) Dual Drive
8' x 20' (2440 mm x 6100 mm)	8' x 20' (2440 mm x 6100 mm) Dual Drive
8' x 22' (2440 mm x 6710 mm)	8' x 22' (2440 mm x 6710 mm) Dual Drive
DOUBLE DECK	
5' x 10' (1525 mm x 3050 mm)	6' x 16' (1830 mm x 4880 mm)
5' x 12' (1525 mm x 3660 mm)	
5' x 14' (1525 mm x 4270 mm)	
5' x 16' (1525 mm x 4880 mm)	
6' x 16' (1830 mm x 4880 mm)	
6' x 20' (1830 mm x 6100 mm)	
7' x 20' (2135 mm x 6100 mm)	
7' x 20' (2135 mm x 6100 mm) Dual Drive	
7' x 20' (2135 mm x 6100 mm) Heavy Duty	
8' x 20' (2440 mm x 6100 mm)	
8' x 20' (2440 mm x 6100 mm) Dual Drive	
8' x 24' (2440 mm x 7320 mm) Dual Drive	
8' x 29' (2440 mm x 8845 mm) Dual Drive	
FOUR DECK	

Catálogo de cribas vibratorias OSBORN.

Esta criba, con un ancho de 1525mm, tiene una capacidad de rechazo de 30 tc/h cm espesor.

(Figura 4), para 18° de inclinación. En toneladas métricas, la capacidad de rechazo es

$$30 \text{ tc/h} * \frac{0,907t}{1tc} = 27,2t/h \text{ cm espesor.}$$

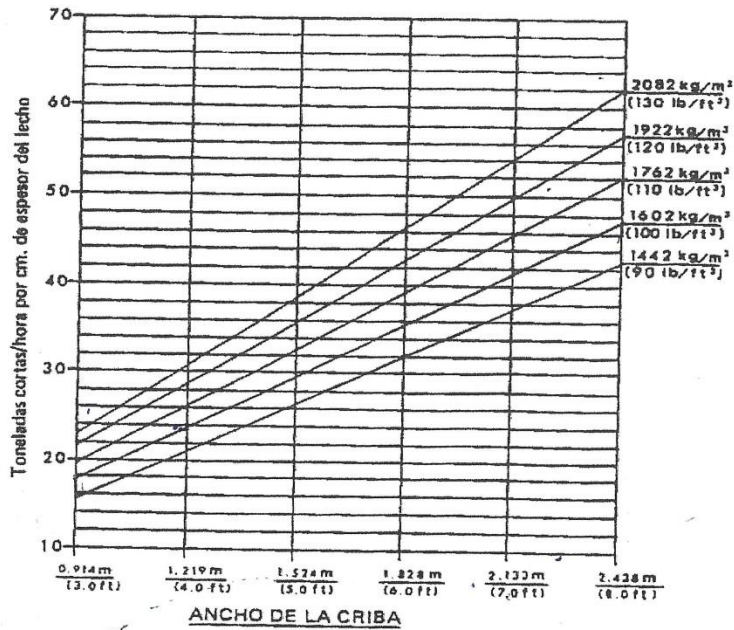


Figura 4. Caudal horario por cm de espesor de lecho al final de la criba, en función del ancho de la criba y de la densidad aparente del material.

La velocidad de desplazamiento de material en la criba es de 18.29m/min (Tabla 11)

Angle	Flow rate, m/min (fpm)
18°	18.29 (60)
20°	24.39 (80)
22°	30.48 (100)
25°	36.58 (120)

Tabla 11. Velocidad de desplazamiento del material en cribas vibratorias de movimiento circular, en contrarrotación, para diferentes ángulos de inclinación.

Anteriormente se calculó, a partir de la tabla 5, que el porcentaje de pasante de la criba era de 13,6 %, por lo que el rechazo será de $100-13,6= 86,4\%$. Por lo tanto la cantidad de material rechazado por la criba será de $0,867*250 \text{ t/h}= 216.75 \text{ t/h}$.

El espesor que deberá tener la criba para procesar dicho rechazo será:

$$\frac{\frac{216.75t/h}{27,2t}}{h \text{ cm espesor}}=7.97 \text{ cm}=79.7 \text{ mm}$$

El espesor de la malla debe ser menor o igual de cuatro veces el valor de la luz de malla de la criba, es decir, ha de ser menor de 40 mm. Por tanto, habrá que proceder a aumentar las dimensiones de la malla.

Se procede a calcular el tonelaje horario por centimetro de espesor necesario para cumplir el requisito anteriormente mencionado.

$$\frac{\frac{216.75t/h}{xt}}{h \text{ cm espesor}}=4 \text{ cm}$$

$$\frac{x t}{h \text{ cm espesor}} = \frac{5.4 t}{h \text{ cm espesor}} = \frac{5.95 t c}{h \text{ cm espesor}}$$

Como este valor es demasiado alto para utilizar la Figura 4, utilizaran dos cribas en lugar de una. Cada una de ella procesara la mitad del total del flujo de mineral, y tendrán la mitad del área de la criba anteriormente calculada, de dimensiones 1525x3050 mm.

Así, el área de cada una de las cribas será,

$$A = \frac{Ct}{Cu F} = \frac{34/2t/h}{13,80 \frac{t}{h m^2} 0,383m} = 3,22 \text{ m}^2.$$

Y aplicando el coeficiente de seguridad

$$A = 3,22 * 1,1 = 3,54 \text{ m}^2$$

En cuanto al espesor,

$$\frac{\frac{216/2t/h}{27,2t}}{h \text{ cm espesor}} = 3,971 \text{ cm} = 39,7 \text{ mm}, \text{ menor de } 40 \text{ mm}$$

5.3 Circuito cerrado de trituración terciaria y cribado.

El objetivo del circuito cerrado es procesar el material de partículas mayores a 10 mm que ha sido rechazado por la criba vibratoria, y aplicar un tamaño de corte de 10 mm.

El cono Simmons recibirá el material rechazado por la criba del circuito abierto y el material que rechace la criba del circuito cerrado.

El diámetro máximo de partículas que procesa el cono es de 63,5 mm. (Tabla 5).

Las dimensiones del cono deben cumplir los siguientes requisitos:

-Abertura máxima de la boca de alimentación del cono $> \frac{D_{m\acute{a}x}}{0,9} = \frac{63,5mm}{0,9} = 70,56 \text{ mm} = 2,78 \text{ inch}$

-Abertura mínima $> D_{90} = 46,75 \text{ mm} = 1,83 \text{ inch}$. (Tabla 5).

El reglaje que se utilizará en el cono será de 9,5 mm (3/8 inch). En principio, el modelo que cumple los requisitos anteriores es el de 4800 Fine, $5 \times 5\frac{5}{8}$.

Como se ha dicho antes, el cono procesará el material que es rechazado por la criba del circuito abierto, 216 t/h, y el material que llega de la criba del circuito cerrado, A, dando lugar a un producto, B, que será la suma de los anteriores.

$$216 \text{ t/h} + A = B$$

Este material será conducido a la criba vibratoria del circuito cerrado, obteniendo como pasante el material con partículas menores o iguales a 10 mm. El rechazo de esta criba volverá a la trituradora de cono. Por lo tanto, resulta necesario calcular el porcentaje de material rechazado por la criba. De este modo se puede calcular la cantidad de material rechazado por la criba del circuito cerrado y la alimentación total del triturador de cono.

$$A = x B$$

El porcentaje de rechazo de la criba se calcula mediante la tabla 5, sabiendo que el reglaje utilizado en este cono es de 3/8 inch. A partir de esto se compone una tabla con la composición

granulométrica del material de salida del cono (Tabla 12), y se obtiene la curva granulométrica (Figura 5).

Fraccion (pulgadas)		Peso (%)	Fracción (mm)		Luz de malla (mm)		% Pasante acumulado
0,750	0,625	4,00	19,050	15,870	19,05	100,00	
0,625	0,500	12,00	15,870	12,700	15,87	96,00	
0,500	0,394	20,41	12,700	10,000	12,70	84,00	
0,39	0,38	3,59	10,00	9,53	10,00	63,59	
0,375	0,313	14,00	9,550	7,940	9,53	60,00	
0,313	0,250	12,00	7,940	6,350	7,94	46,00	
0,250	0,188	12,00	6,350	4,760	6,35	34,00	
0,188	6M	7,00	4,760	3,350	4,76	22,00	
6,000	10M	6,00	3,350	2,000	3,36	15,00	
10,000	14M	9,00	2,000	1,400	2,00	9,00	

TABLA 12: Composición granulométrica del producto del cono Simons con reglaje de 3/8".

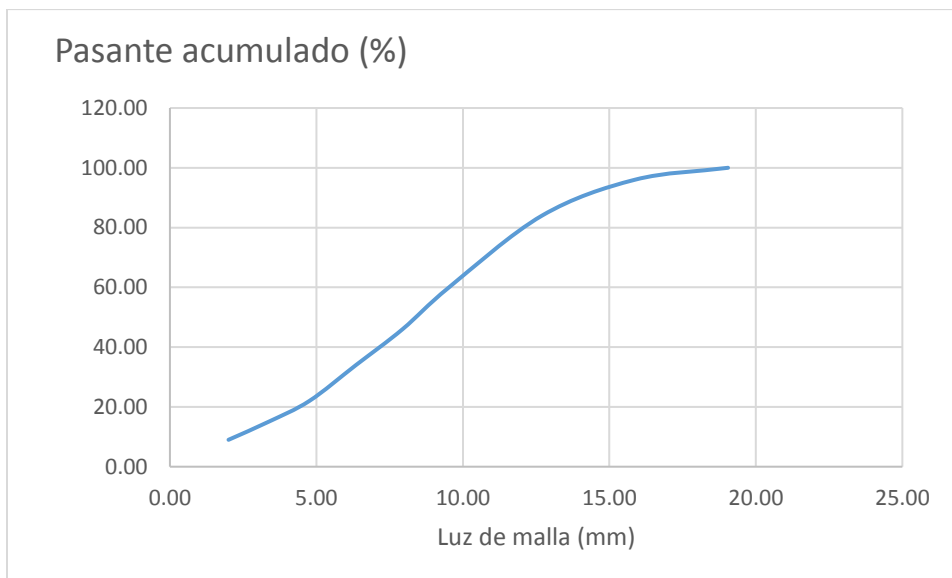


Figura 5. Curva granulométrica del producto del cono Simons.

A partir de la tabla 12, habiendo interpolado y corrigiendo los valores de peso (%), se obtiene el porcentaje de rechazo de la criba en circuito cerrado.

$$x = 100 - 63,9 = 36,41 \%$$

$$A = x B$$

$$B = 216 \text{ t/h} + A = 216 \text{ t/h} + xB = 216 \text{ t/h} + 0.3641B \Rightarrow B = \frac{216}{1-0.3641} = 339.68 \text{ t/h}$$

$$A = 0,3641 * 339.67 \text{ t/h} = 123.67\text{t/h}$$

El cono deberá procesar 216 t/h (de la criba 1) + 123.67t t/h (de la criba 2) = 339.67 t/h. Dado que debe tener un reglaje de 3/8 de pulgada, podrá procesar como máximo $70 \text{ tc} * 0,907 = 63,49$ t/h (Tabla 4). Se instalarán por tanto 6 conos ($\frac{339.67 \text{ t/h}}{63,49 \text{ t/h}} = 5.3 = 6$), y procesarán un tercio del material cada uno, esto es 56,61 t/h cada uno. El modelo óptimo, que cumple los requisitos anteriormente calculados, es el de 4800 Fine, $5x 5\frac{5}{8}$. (Tabla 4).

Cálculo de la granulometría de alimentación al circuito cerrado de trituración y cribado.

El rechazo de la 1ª criba es la alimentación del circuito cerrado y parte de la alimentación del segundo cono. Esta criba es alimentada por el producto que sale del primer cono, cuya granulometría, (Tabla 13), así como su curva granulométrica (Figura 6), se puede calcular a partir de la tabla 4, tomando los tamaños de grano mayores a 10 mm.

Fracción pulgadas		Fracción mm		Peso (%) sobre 250	t/h de rechazo	Peso (%) sobre rechazo	Luz de malla (mm)	Pasante acumulado (%)
2.50	2.25	63.50	57.15	2.00	5.00	2.31	63.50	100.00
2.25	2.00	57.15	50.80	4.00	10.00	4.63	55.03	97.69
2.00	1.75	50.80	44.45	6.00	15.00	6.94	50.80	93.06
1.75	1.50	44.45	38.10	12.00	30.00	13.89	44.45	86.11
1.50	1.25	38.10	31.75	16.00	40.00	18.52	38.10	72.22
1.25	1.00	31.75	25.40	17.00	42.50	19.68	31.75	53.70
1.00	0.88	25.40	22.23	7.00	17.50	8.10	25.40	34.03
0.88	0.75	22.23	19.05	7.00	17.50	8.10	22.23	25.93
0.75	0.63	19.05	15.88	7.00	17.50	8.10	19.05	17.82
0.63	0.50	15.88	12.70	5.00	12.50	5.79	15.88	9.72

0.50	0.39	12.70	10.00	3.40	8.50	3.94	12.70	3.94
			Total	86.40	216.00	100.00		

TABLA 13: Composición granulométrica del rechazo de la 1ª criba, que es enviado al circuito cerrado.

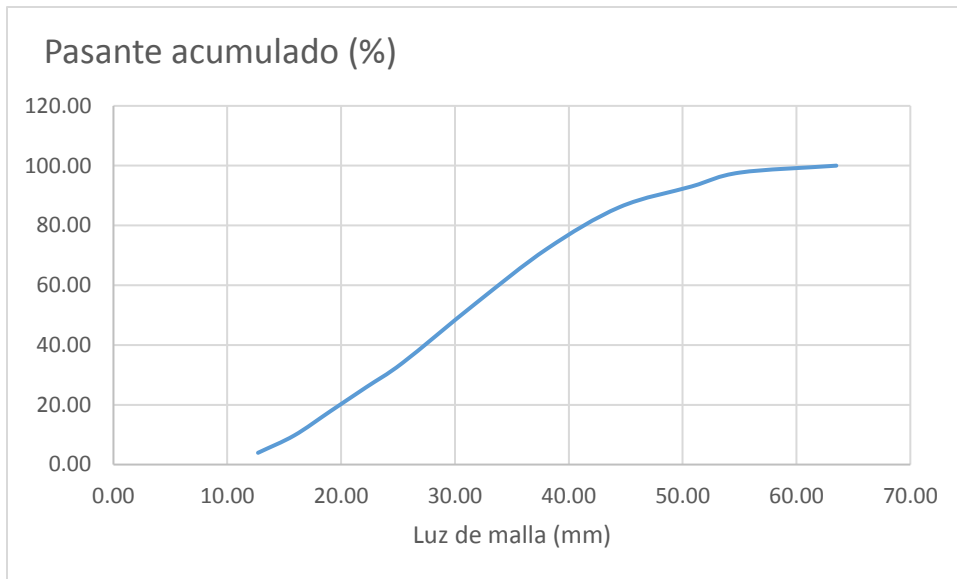


Figura 6. Curva granulométrica del rechazo de la 1ª criba.

La otra parte de la alimentación al segundo cono proviene del rechazo de la segunda criba, cuya granulometría, (Tabla 14), y curva granulométrica, (Figura 7), se puede calcular a partir de la granulometría del producto del segundo cono (Tabla 12).

Fraccion (pulgadas)		Fracción (mm)		Peso (%) sobre 339.68 t/h
0.75	0.63	19.05	15.87	4.00
0.63	0.50	15.87	12.70	12.00
0.50	0.39	12.70	10.00	20.41
			Total	36.41

Tabla 14. Rechazo de la 2ª criba.

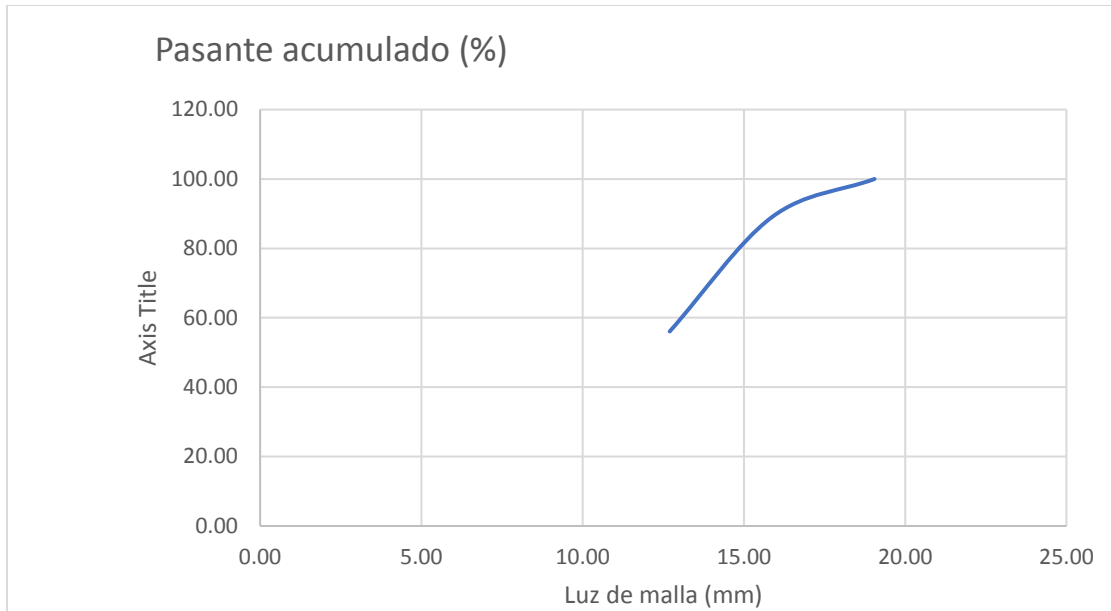


Figura 7. Curva granulométrica de la 2ª criba

La alimentación total del segundo cono tendrá una granulometría que será la suma de las granulometrías de los dos rechazos de las cribas. (Tabla 15.1), (Figura 8).

Fraccion mm	T/h	Peso %	Luz de malla (mm)	Pasante acumulado %
63.50	57.15	5.00	1.47	63.50
57.15	50.80	10.00	2.94	57.15
50.80	44.45	15.00	4.42	50.80
44.45	38.10	30.00	8.83	44.45
38.10	31.75	40.00	11.78	38.10
31.75	25.40	42.50	12.51	31.75
25.40	22.23	17.50	5.15	25.40
22.23	19.05	17.50	5.15	22.23
19.05	15.88	31.09	9.15	19.05
15.88	12.70	53.26	15.68	15.88
12.70	9.53	77.83	22.91	12.70
Total		339.68	100.00	

Tabla 15.1. Granulometría de la alimentación al segundo cono Simmons.

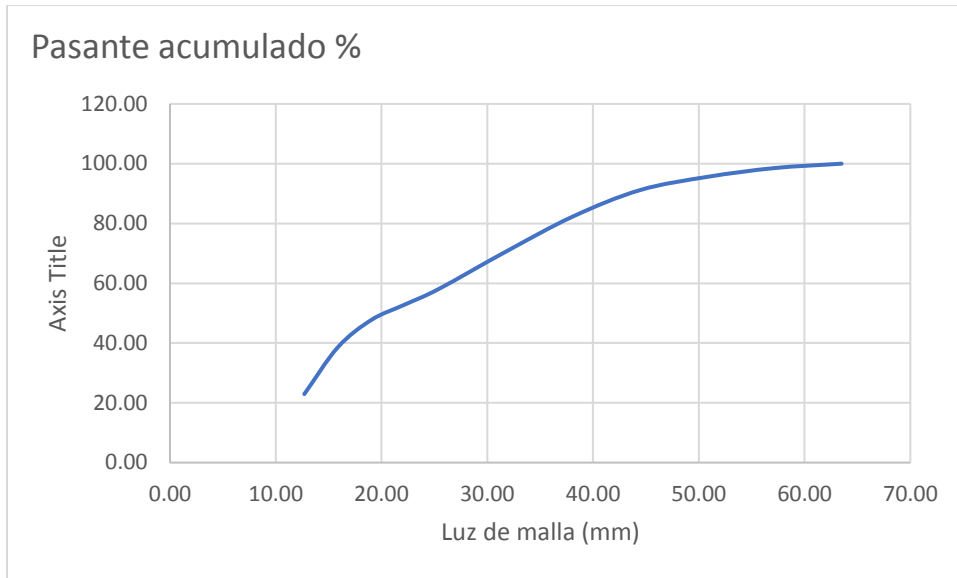


Figura 8. Curva granulométrica de la entrada al segundo cono Simmons.

5.3.1 Triturador de cono Simons de cabeza corta.

El D80 de la alimentación del cono se obtiene interpolando los valores de la tabla 15 de alimentación del cono 2;

$$D80 = 38,10 + \frac{80 - 82,34}{70,56 - 82,34} (31,75 - 38,10) = 36,84 \text{ mm}$$

El d80 de salida se obtiene interpolando los valores de la tabla 12 del producto del cono Simmons;

$$d80 = 15,87 + \frac{80 - 89,01}{56,06 - 89,01} (12,70 - 15,87) = 15,00 \text{ mm}$$

El índice de Bond para cono Simons es;

$$W_i = 14,1 \frac{\text{KWh}}{t}$$

Por lo tanto;

$$W = 10 * 14,1 \frac{\text{KWh}}{t} \left(\frac{1}{\sqrt{15 \times 10^3 \mu\text{m}}} - \frac{1}{\sqrt{36,88 \times 10^3 \mu\text{m}}} \right) = 0,417 \text{ KWh/t}$$

La potencia nominal que generará cada cono será;

$$0,417 \text{ KWh/t} * \frac{339,68 \text{ t/h}}{6} = 23,61 \text{ KW}$$

La potencia requerida a cada uno de los conos es;

$$23,61 \text{ KW} * 1,3 = 30,69 \text{ KW}$$

El cono de dimensión 4,25 ft proporciona una potencia entre 93,25 y 111,9 KW (Tabla 15.2), potencia que resulta suficiente nuestro caso. Como nuestro cono mide más de 4,25 ft, tenemos la certeza de que va a generar una potencia suficientemente grande para su cometido.

Size	Motor recommended, hp.	R.p.m.	Weight, lb.	Performances <i>b</i>						
				No. of mills	<i>T_R</i>			<i>E_G</i>		
					Low	High	Av.	Low	High	Av.
20-in.	20 to 25	700	7,000							
2-ft.	25 to 30	575	10,500	2	53	55	54	1.8	3.5	2.6
				1			250			5.6
3-ft.	50 to 60	580	21,000	2	216	531	374	2.4	11.8	7.1
				4	285	1,120	588	6.5	18.7	10.4
4 1/4-ft.	125 to 150	485	45,000							
5 1/2-ft.	150 to 200	485	85,000	2	580	682	631	4.0	5.5	4.8
				1			1,436			12.2
				2	790	840	815	6.6	13.2	6.6
7-ft.	250 to 300	435	130,000	2	1,155	1,440	1,298	9.6	11.4	10.5
				1			4,220			42.2
				5	5,650	8,740	7,168	34.2	89.3	71.6

Tabla 15.2. Potencias de conos Simmons en función de sus dimensiones.

5.3.2 2ª Criba vibratoria de corte a 10 mm.

El porcentaje de pasante por la malla de corte (10 mm) es de 63,59 %, por lo que el porcentaje de material con partículas mayores de 10 mm es de $100 - 63,59 = 36,41$ %. (Tabla 12).

El porcentaje de pasante por la semidimensión del tamaño de corte (5 mm) se obtiene interpolando en la tabla 12;

$$\frac{5 - 6,35}{4,76 - 6,35} (22 - 34) + 34 = 23,82 \%$$

A continuación se procede a calcular los factores de corrección de la criba.

- $Ff = \frac{23,82-20}{30-20} (0,80 - 0,70) + 0,70 = 0,7382$ (Interpolando en Tabla 6)
- $Fo = \frac{36,41-30}{40-30} (1 - 0,80) + 0,80 = 0,9282$ (Interpolando En Tabla 6)
- Eficacia del cribado: 97 %, $F_e = 1$ (Tabla 6)
- El número de telas de la criba es 1; $F_d = 1$ (Tabla 7)
- El cribado se realizará en seco; $F_w = 1$ (Tabla 8)
- La humedad del producto es del 3 %; $F_h = 1$ (Tabla 9)
- La tela del cribado tendrá malla cuadrada; $F_s = 1$ (Tabla 10)
- La criba estará inclinada 18 °, por lo que $F_i = 1$
- $F_{oa} = 48/40 = 1,150$ (Al igual que en la primera criba)

El producto de estos factores da como resultado el factor de corrección que se aplicará a la criba;

$$F = 0,74 * 0,93 * 1,00 * 1,00 * 1,00 * 1,00 * 1,00 * 1,00 * 1,15 = 0,79$$

La densidad del mineral a cribar es;

$$\rho = 2,67 \text{ g/cm}^3$$

Por lo tanto, la densidad aparente será;

$$\rho_a = 1,602 \text{ g/cm}^3$$

Y la densidad de masa, al ser la densidad aparente del material base igual a la densidad aparente del mineral a cribar, será igual a 1, por lo que;

$$C_u = C$$

De la figura 3 se obtiene, a partir del diámetro de corte y la densidad aparente del mineral, la capacidad básica de la criba, $1,4 \text{ tc/h pie}^2$, que es igual a $13,8 \text{ t/h pie}^2$,

Por tanto;

$$A = \frac{216 \frac{\text{t}}{\text{h}}}{13,8 \frac{\text{t}}{\text{h m}^2} \cdot 0,788 \text{ m}} = 19,86 \text{ m}^2$$

Aplicando el factor de seguridad;

$$A = 19,86 \text{ m}^2 * 1,1 = 21,84 \text{ m}^2$$

Como se van a utilizar 6 cribas, una por cada triturador como Simmons del circuito cerrado, el área de cada criba será $21,84 \text{ m}^2 / 6 = 3,64 \text{ m}^2$ cada criba.

Cada criba procesará $\frac{339,68 \text{ t/h}}{6} = 56,61 \text{ t/h}$ de material, y tendrán un rechazo de

$$\frac{123,67 \text{ t/h}}{6} = 20,61 \text{ t/h de mineral.}$$

El espesor de la malla debe ser menor o igual de cuatro veces el valor de la luz de malla de la criba, esto es;

$$\text{Espesor} < 4 \text{ Luz de malla; Espesor} < 40 \text{ mm}$$

Por lo tanto, las cribas deberán tener unas dimensiones tales que;

$$\frac{20,61 \frac{\text{t}}{\text{h}}}{x \frac{\text{t}}{\text{h cm espesor}}} 10 \leq 40 \text{ mm} \Rightarrow x \geq 5,15 \text{ t/h cm espesor.}$$

Por lo tanto, se busca en el catálogo OSBORN una dimensión cuyo ancho proporcione un caudal horario por centímetro de espesor mayor o igual a 5,15, lo que se comprueba en la Figura 4. La criba de dimensiones 915 x 3050 mm es válida, puesto que puede procesar

$$18 \frac{\text{tc}}{\text{h cm}} \frac{0,907 \text{ t}}{1 \text{ tc}} = 16,326 \text{ t/h cm} > 5,15.$$

Así el espesor de la criba será;

$$\text{Espesor} = \frac{20,16 \frac{t}{h}}{16,326 \frac{t}{h \text{ cm}}} 10 = 12,25 \text{ mm} < 40 \text{ mm}.$$

Por último, en la tabla 11 se comprueba que, para valores de inclinación de la criba de 18°, la velocidad de desplazamiento de las partículas es de 18,29 m/s.

5.4 Circuito cerrado de molienda y clasificación.

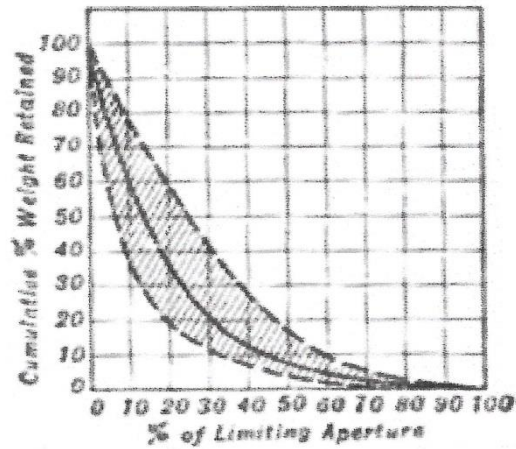
5.4.1 Molino de bolas de descarga por rebose.

El molino de bolas procesara un 100 % de material de retorno proveniente del clasificador de espiral del circuito cerrado.

El porcentaje de grueso que sale del clasificador espiral para volver al molino es del 50 %. El tamaño de corte que aplicará el clasificador de espiral al mineral es de 200µm, lo cual provocará que el 50 % en material salga por el rebosadero y el otro 50 % vuelva al molino.

Sabiendo esto, se calcula el diámetro máximo de las partículas que salen del molino a partir del tamaño de corte, sabiendo que este se corresponde con el 15 % del diámetro máximo (Figura 5).

A partir de la figura 9, y conociendo el diámetro máximo de las partículas que salen del molino, se puede conocer la granulometría del producto del molino de bolas. (Tabla 16), y su curva granulométrica (Figura 10).



2222

Figura 9, porcentaje en peso de retenido acumulado frente a porcentaje de abertura máxima.

$$200 \mu\text{m} = 0,15 D_{\text{máx}} \Rightarrow D_{\text{máx}} = 1333,3 \mu\text{m} = 1,33 \text{ mm.}$$

Luz de malla (% de tamaño máximo)	Luz de malla (mm)	Rechazo acumulado %	Pasante acumulado %	Pasante acumulado t/h	Peso t/h
100.00	1.330	0.00	100.00	500.00	4.15
90.00	1.197	0.83	99.17	495.85	4.20
80.00	1.064	1.67	98.33	491.65	6.65
70.00	0.931	3.00	97.00	485.00	10.00
60.00	0.798	5.00	95.00	475.00	15.00
50.00	0.665	8.00	92.00	460.00	20.00
40.00	0.532	12.00	88.00	440.00	45.00
30.00	0.399	21.00	79.00	395.00	85.90
20.00	0.266	38.18	61.82	309.10	59.10
15.04	0.20	50.00	50.00	250.00	60.00
10.00	0.133	62.00	38.00	190.00	190.00
5.00	0.067				500.00

Tabla 16. Granulometría a la salida del molino.

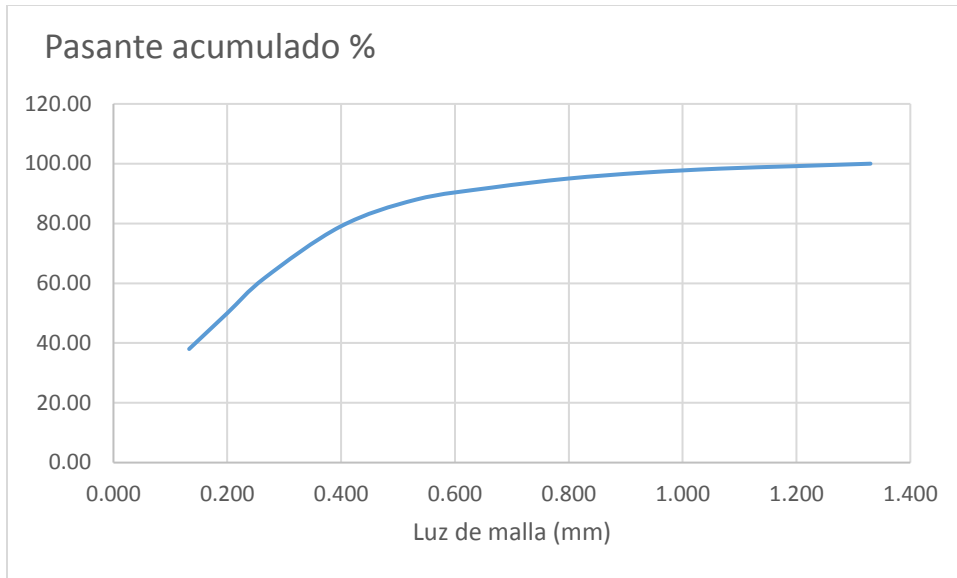


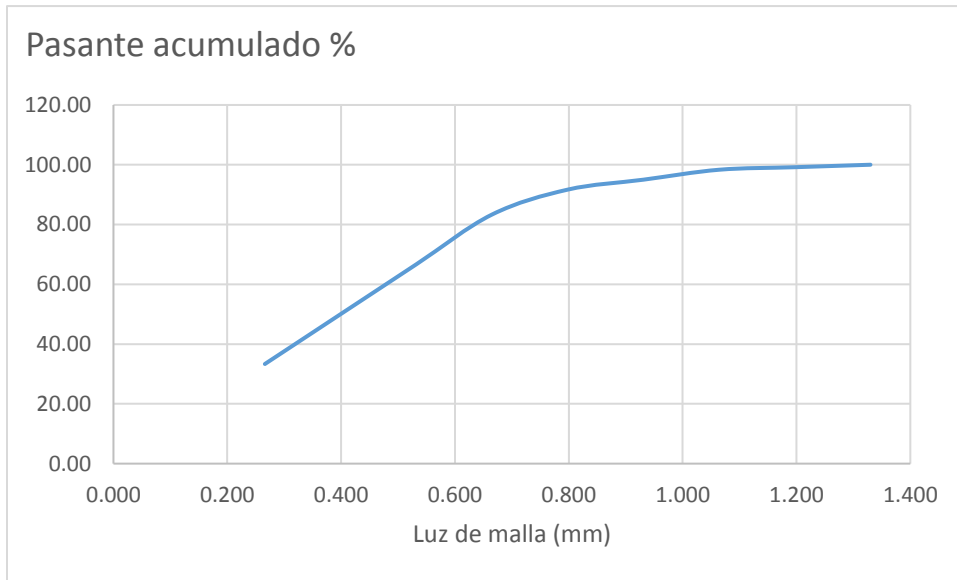
Figura 10. Curva granulométrica de la salida del molino.

El molino procesará un total de 500 t/h de mineral, 250 t/h provienen de las cribas, y 250 t/h provienen del clasificador de espiral.

A partir de la tabla 16, se obtiene la granulometría del producto que retorna al molino desde el clasificador de espiral, es decir, el material con partículas mayores de 200 μm , cuya granulometría se muestra en la tabla 17 y en la figura 11.

Luz de malla (mm)	Rechazo acumulado	Pasante acumulado %	Peso t/h
1.330	0.00	100.00	4.15
1.197	0.83	99.17	4.20
1.064	1.67	98.33	6.65
0.931	5.00	95.00	10.00
0.798	8.33	91.67	15.00
0.665	16.67	83.33	20.00
0.532	33.33	66.67	45.00
0.399	50.00	50.00	85.90
0.266	66.67	33.33	59.10
		Total	250.00

Tabla 17. Granulometría del rechazo del clasificador.



Por otra parte, el molino se alimentará con el pasante de la 1° (tabla18) y la 2° criba (Tabla 19) cuyas granulometrías se han obtenido de la tabla 5 y 12 respectivamente.

Fracción en pulgadas		Fracción en mm		Peso (% sobre 250 t/h)	Peso t/h
0.39	0.38	10.00	9.53	0.60	1.50
0.38	0.31	9.53	7.94	2.00	5.00
0.31	0.25	7.94	6.35	11.00	27.50
				Total	34.00

Tabla 18. Granulometría del pasante de la 1° criba.

Fracción en pulgadas		Fracción en mm		Peso (% sobre 339,68 t/h)	Peso t/h
0.39	0.38	10.00	9.53	3.59	12.19
0.38	0.31	9.55	7.94	14.00	47.56
0.31	0.25	7.94	6.35	12.00	40.76
0.25	0.19	6.35	4.76	12.00	40.76
0.19	6M	4.76	3.35	7.00	23.78
6.00	10M	3.35	2.00	6.00	20.38
10.00	14M	2.00	1.40	9.00	30.57
				Total	216.00

Tabla 19. Granulometría del pasante de la 2° criba.

Por lo tanto, la granulometría de la alimentación del molino proveniente de las dos cribas es la suma de las dos anteriores, Tabla 20 y Figura 12;

Fracción en pulgadas		Fracción en mm		Peso t/h	Peso %	Tamaño malla	Pasante %
0.39	0.38	10.00	9.53	13.69	5.48	10.00	100.00
0.38	0.31	9.55	7.94	52.56	21.02	9.55	94.52
0.31	0.25	7.94	6.35	68.26	27.30	7.94	73.50
0.25	0.19	6.35	4.76	40.76	16.30	6.35	46.20
0.19	6M	4.76	3.35	23.78	9.51	4.76	29.89
6.00	10M	3.35	2.00	20.38	8.15	3.35	20.38
10.00	14M	2.00	1.40	30.57	12.23	2.00	12.23
			Total	250.00	100.00		

Tabla 20. Granulometría del pasante de ambas cribas

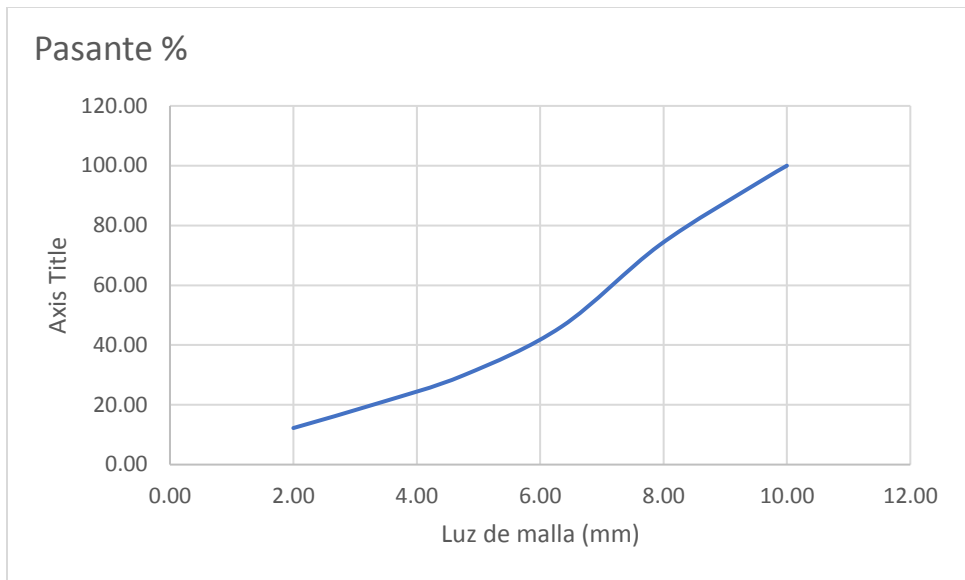


Figura 12. Granulometría del pasante de ambas cribas.

La granulometría de la alimentación total del molino (Tabla 21 y Figura 13) se obtiene a partir de las tablas 16 y 20;

Luz de malla (mm)	Peso t/h	Peso %	Pasante acumulado %
10.00	13.69	2.74	100.00
9.55	52.56	10.51	97.26
7.94	68.26	13.65	86.75
6.35	40.76	8.15	73.10
4.76	23.78	4.76	64.95
3.35	20.38	4.08	60.19
2.00	30.57	6.11	56.11
1.33	4.15	0.83	50.00
1.20	4.20	0.84	49.17
1.06	6.65	1.33	48.33
0.93	10.00	2.00	47.00
0.80	15.00	3.00	45.00
0.67	20.00	4.00	42.00
0.53	45.00	9.00	38.00
0.40	85.90	17.18	29.00
0.27	59.10	11.82	11.82
Total	500.00	100.00	

Tabla 21. Granulometría de la alimentación total del molino de bolas.

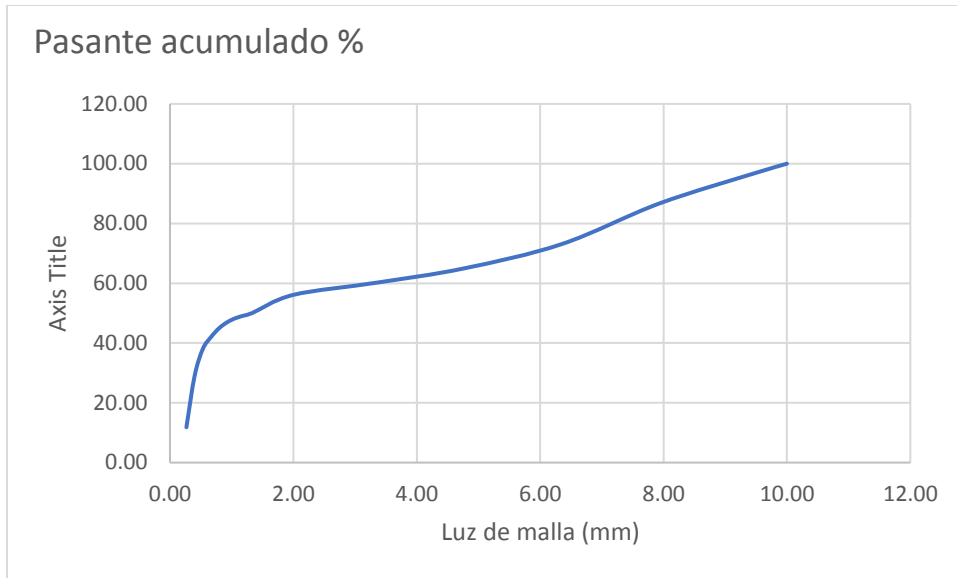


Figura 13. Curva granulométrica de la alimentación total al molino.

Ahora se procede a calcular los d80 de salida y de entrada al molino;

d80 = 0,40 mm (Tabla 16)

D80= 7,15 (Interpolando en la Tabla 21)

El índice de Bond del molino de bolas es 15 KWh/t.

Por tanto;

$$W=10 * 15\text{KWh/t} * \left(\frac{1}{\sqrt{0,4 \times 10^3 \mu\text{m}}} - \frac{1}{\sqrt{7,15 \times 10^3 \mu\text{m}}} \right) = 5,726 \text{ KWh/t}$$

La potencia teórica será;

$$P = 5,726 \text{ KWh/t} * 500 \text{ t/h} = 2863 \text{ KW}$$

La potencia necesaria se calcula mediante la siguiente expresión;

$$P \text{ necesaria} = P \text{ teórica} * T$$

Siendo T el producto de siete valores que se calcularán a continuación.

$$T = EF1 * EF2 * EF3 * EF4 * EF5 * EF6 * EF7$$

$$EF1 = 1 \text{ (molienda en húmedo)}$$

$$EF2 = 1 \text{ (molienda en cerrado)}$$

$$EF3 = \frac{2,44^{0,2}}{D}, \text{ D: diámetro interno del molino. (Se calculará cuando se obtenga el molino adecuado y se compruebe que cumple los requisitos)}$$

$$EF4 = \frac{Rr + (Wi - 7) \frac{D80 - D80 \text{ óptimo}}{D80 \text{ óptimo}}}{Rr}$$

$$D80 \text{ óptimo} = 400 \sqrt{\frac{13}{Wi}} = 400 \sqrt{\frac{13}{15 \text{ kWh/t}}} = 3723,80 \mu\text{m}$$

$$Rr = \frac{D80}{d80} = \frac{7,15 \times 10^3}{0,4 \times 10^3} = 17,875$$

$$EF4 = \frac{17,875 + (15 - 7) \frac{7,15 \times 10^3 - 3723,80}{3723,80}}{17,875} = 1,41$$

$$EF5 = 1, \text{ dado que } d80 = 0,4 \text{ mm} > 75 \mu\text{m}.$$

$$EF6 = 1, \text{ por tratarse de un molino de bolas.}$$

$$EF7 = 1, \text{ dado que } Rr > 6$$

$$EF8 = 1, \text{ sólo se aplica en el molino de barras.}$$

Por tanto, el valor de T será:

$$T = 1 * 1,41 * EF3 = 1,41 EF3$$

Llegados a este punto, se opta por dividir el flujo de mineral del circuito cerrado en 4 partes iguales, puesto que la cantidad de material a procesar es muy elevada. Así, se instalaran cuatro sistemas de molino-clasificador, y cada uno procesará la cuarta parte de material.

$$P = 5,726 \frac{\text{KWh}}{\text{t}} \frac{500}{4} \text{ t/h} = 715,75 \text{ KW cada molino.}$$

Se sabe que el coeficiente EF3 tendrá un valor muy cercano a 1. Nos serviremos de esta aproximación para realizar una estimación de las dimensiones del molino de bolas requerido, para después concretar el valor de EF3 y comprobar si la potencia generada por el molino con esas dimensiones es suficiente para nuestra causa.

$$EF3 = 1; PN = 715.75 * 1,41 = 1009.2075 \text{ KW} = 1353.37 \text{ HP}$$

Se busca en la Tabla 22 un molino que genere la potencia anteriormente calculada. El molino necesario tendrá un 40 % de descarga por rebose.

POTENCIA DEL MOLINO DE BOLAS EN EL EJE DEL PIÑÓN (H.P.)

Ø Molino bolas		Long. Molino bolas		Tamaño bolas		Veloc. molinos			peso carga de bolas						potencia molino						Ø interior de los forros nuevos				
									ton. métricas			tonel. cortas			desc. rebose			desc. parrilla							
									% volumen. carga.			% volumen. carga			% volumen. carga			% volumen. carga							
M	FT	M	FT	MM	IN	RPM	% C _s	FPM	35	40	45	35	40	45	35	40	45	35	40	45	35	40	45	M	FT
0.91	3.0	0.97	3.0	50	2.0	38.7	79.9	304	0.69	0.77	0.87	0.75	0.85	0.96	7	7	7	8	8	9	0.76	2.5			
1.22	4.0	1.22	4.0	50	2.0	32.4	79.1	356	1.77	2.02	2.28	1.95	2.23	2.51	19	20	21	22	24	25	1.07	3.5			
1.52	5.0	1.52	5.0	50	2.0	29.2	78.1	399	3.66	4.19	4.71	4.03	4.61	5.19	42	45	47	49	52	54	1.37	4.5			
1.83	6.0	1.83	6.0	50	2.0	25.5	78.0	441	6.56	7.50	8.44	7.23	8.27	9.30	80	85	89	93	99	103	1.68	5.5			
2.13	7.0	2.13	7.0	50	2.0	23.2	77.2	474	10.7	12.3	13.8	11.8	13.5	15.2	137	145	151	158	168	175	1.93	6.5			
2.44	8.0	2.44	8.0	50	2.0	21.3	76.1	502	15.2	18.6	21.0	17.9	20.5	23.1	215	228	237	249	265	275	2.29	7.5			
2.99	9.5	2.99	9.5	50	2.0	20.4	75.3	513	18.5	21.1	23.6	20.4	23.3	26.2	250	266	277	290	308	321	2.44	8.0			
2.74	9.0	2.74	9.0	50	2.0	19.7	75.0	526	23.5	26.9	30.2	25.9	29.6	33.3	322	342	356	373	397	413	2.55	8.5			
2.89	9.5	2.74	9.0	50	2.0	19.18	75.0	541	26.4	30.1	33.9	29.1	33.2	37.4	367	390	406	425	453	471	2.74	9.0			
3.03	10.0	3.03	10.0	50	2.0	18.65	75.0	557	32.7	37.3	42.0	36.0	41.1	46.3	462	491	512	535	570	593	2.89	9.5			
3.20	10.5	3.03	10.0	50	2.0	18.15	75.0	570	36.1	41.4	46.5	39.9	45.6	51.2	519	552	575	602	640	667	3.05	10.0			
3.25	11.0	3.35	11.0	50	2.0	17.3	72.8	565	43.0	49.2	55.4	47.4	54.2	61.0	610	649	676	708	753	784	3.17	10.4			
3.91	11.5	3.35	11.0	50	2.0	16.75	72.2	574	49.1	54.0	60.8	54.1	59.5	67.0	674	718	747	782	832	867	3.32	10.9			
3.66	12.0	3.65	12.0	50	2.0	16.3	71.8	584	56.4	64.4	72.5	62.2	71.0	79.9	812	864	900	942	1003	1044	3.42	11.4			
3.81	12.5	3.65	12.0	50	2.0	15.95	71.8	596	61.4	70.2	79.0	67.7	77.4	87.1	896	954	993	1040	1106	1152	3.63	11.9			
3.96	13.0	3.65	13.0	50	2.0	15.60	71.7	607	72.3	82.7	92.6	79.7	91.1	102	1063	1130	1177	1233	1301	1365	3.75	12.4			
4.12	13.5	3.95	13.0	64	2.5	15.30	71.7	620	78.2	89.4	99.8	86.2	98.5	111	1109	1266	1321	1379	1459	1532	3.93	12.9			
4.27	14.0	4.27	14.0	64	2.5	14.6	70.7	625	90.7	104	117	100	115	129	1375	1464	1527	1595	1699	1771	4.08	13.4			
4.42	14.5	4.27	14.0	64	2.5	14.55	70.8	635	98.0	112	126	108	123	139	1492	1588	1656	1730	1822	1921	4.24	13.9			
4.57	15.0	4.57	15.0	64	2.5	14.1	69.8	630	113	129	144	124	142	159	1707	1817	1893	1980	2107	2196	4.39	14.4			
4.72	15.5	4.37	15.0	64	2.5	13.85	69.8	648	121	138	155	133	152	171	1838	1956	2037	2132	2264	2363	4.54	14.9			
4.85	16.0	4.88	16.0	64	2.5	13.45	68.9	651	137	157	179	151	173	194	2034	2217	2309	2417	2571	2678	4.69	15.4			
5.03	16.5	4.83	16.0	64	2.5	13.2	68.7	659	146	167	188	161	184	207	2229	2370	2468	2585	2750	2863	4.85	15.9			
5.15	17.0	5.13	17.0	75	3.0	13.0	68.7	670	165	189	212	182	208	234	2595	2764	2883	3070	3206	3344	5.07	16.4			
5.33	17.5	5.18	17.0	75	3.0	12.7	68.1	674	176	201	226	194	221	249	2750	2929	3053	3190	3397	3542	5.15	16.9			
5.49	18.0	5.49	18.0	75	3.0	12.4	67.5	678	197	225	253	217	248	279	3077	3276	3414	3569	3800	3961	5.30	17.4			

Tabla 22. Potencia del molino de bolas en el eje del piñón (HP).

En principio, se escoge un molino con un motor de potencia de 1464 HP.

El diámetro interno de este molino de bolas es de 4,05 m. Por lo tanto;

$$EF3 = \left(\frac{2,44}{4,05}\right)^{0,2} = 0.903$$

La potencia necesaria es;

$$PN = 1353.37 * 0.903 = 1222.09 \text{ HP} < 1464 \text{ HP}$$

La potencia necesaria es menor que la máxima potencia que puede dar el molino, por lo que no es preciso realizar más iteraciones. Por lo tanto, se escoge un molino de 1464 HP y diámetro interno de 4.05 m.

5.4.2 Clasificador espiral.

Primero se calculará el área de sedimentación necesaria. El tamaño de corte del clasificador es 200 μm , que se corresponde con un 50 % de pasante. El tamaño de rebose será de 65, por lo que el clasificador deberá procesar $5,6 \frac{tc}{\pi e^2 24h}$ (Figura 14)

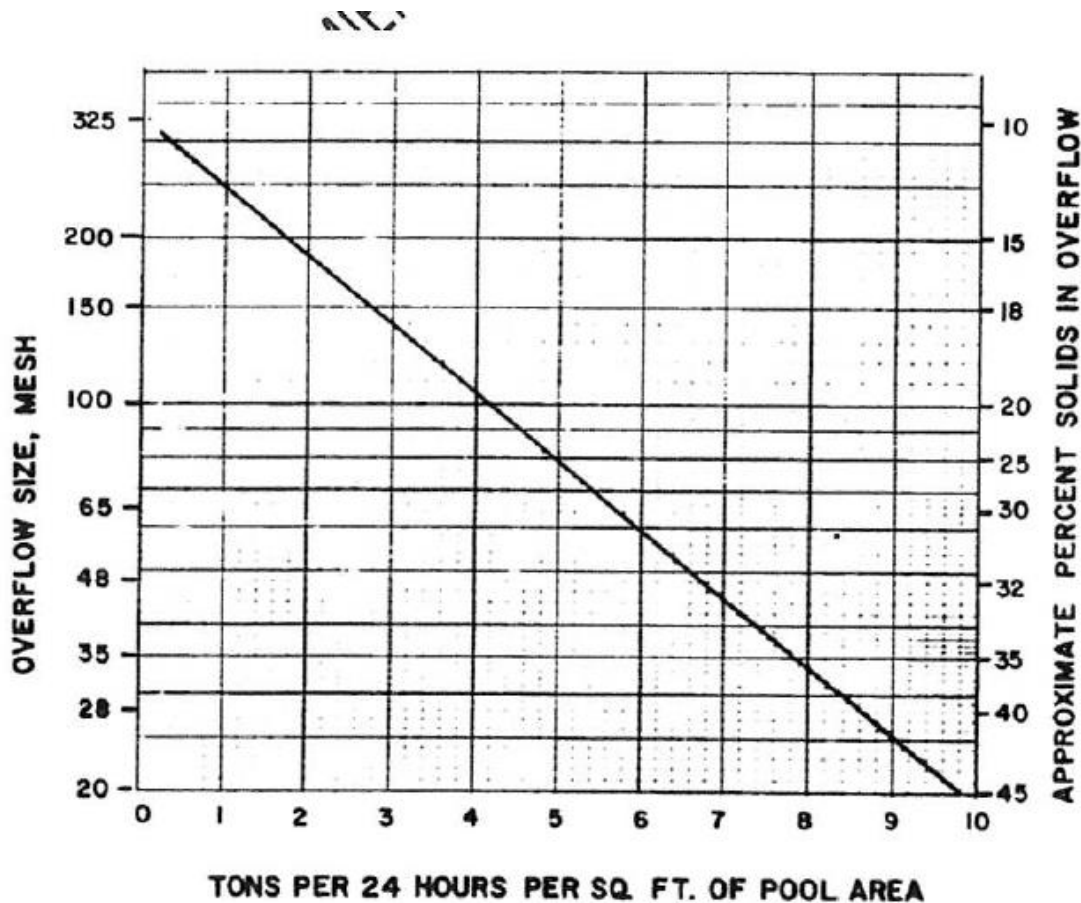


Figura 14. Área de sedimentación necesaria en circuitos cerrados de molienda-clasificación, expresado en función del tamaño de corte y del contenido de sólidos en el rebose, para sólidos de densidad 2,7. (Cortesía Wemco).

$$5,6 \frac{tc}{pie^2 24h} \frac{1 \text{ día } 0,907 t}{24 h} \frac{1 tc}{1 tc} \frac{1 pie^2}{0,092m^2} = 2,30 \frac{t}{h m^2}$$

Cada clasificador-molino procesará la cuarta parte del mineral, por lo tanto, el área de sedimentación de cada uno de los clasificadores será:

$$\frac{250}{4} \frac{t}{h} \frac{1 m^2}{2,30 t} = 27,17 m^2 = 292.46 pie^2$$

En la tabla 23 se busca un modelo cuya área mínima (área cuando en nivel de pulpa en el clasificador es mínimo) sea mayor del área calculada anteriormente. El modelo que se adapta a estas necesidades es el clasificador de 1,9812m (78 pulgadas) de costados verticales (base full

flare), con las espirales (doble hélice) sumergida al 125% y un área que varía entre 453 *pie*² de máximo y 315 *pie*² de mínimo.

Tank model Slope, in. per ft Size, in.	Type of tank	Total available pool areas in. sq ft					
		100' / 3 1/2 in.		125' / 3 1/2 in.		150' / 3 1/2 in.	
		Max	Min.	Max	Min.	Max	Min.
6	Straight tank	—	—	—	—	1.2	.8
	Mod. flare	—	—	—	—	1.5	1.0
9	Straight tank	—	—	—	—	2.1	1.3
	Mod. flare	—	—	—	—	2.3	1.4
12	Straight tank	—	—	—	—	3.4	2.2
	Mod. flare	—	—	—	—	4.2	2.6
16	Full flare	—	—	—	—	5.2	3.3
	Straight tank	—	—	—	—	5.4	3.4
	Mod. flare	—	—	—	—	6.9	4.4
24	Full flare	—	—	—	—	8.1	5.1
	Straight tank	15.1	10.9	19.3	15.1	23.4	19.3
	Mod. flare	16.7	11.5	22.4	16.6	28.4	22.1
Simp	Full flare	18.5	12.1	25.9	18.4	34.3	25.4
	Straight tank	22.8	17.8	29.1	24.1	35.3	30.4
30	Mod. flare	25.5	19.0	34.5	27.1	42.7	35.9
	Simp	Full flare	28.5	20.6	40.0	30.7	52.6
36	Straight tank	32.4	24.3	41.6	33.5	50.8	42.6
	Mod. flare	36.2	26.0	48.8	37.6	62.5	50.2
Simp	Full flare	40.6	27.9	57.1	42.5	76.0	59.0
	Straight tank	44.3	34.9	56.5	47.2	68.8	59.4
42	Mod. flare	49.6	37.7	66.4	53.2	84.9	70.6
	Simp	Full flare	55.7	40.8	78.0	60.4	103.5
48	Straight tank	57.1	41.3	72.9	57.1	88.6	72.9
	Mod. flare	64.1	44.1	86.0	64.0	109.8	86.0
Simp	Full flare	72.2	47.3	101.2	72.2	134.4	101.1
	Straight tank	88.6	64.2	113.3	88.7	137.8	113.3
60	Mod. flare	99.6	68.4	133.8	99.7	171.0	133.6
	Simp	Full flare	112.4	73.2	157.8	112.4	209.0
72	Straight tank	126.6	91.8	161.5	126.6	195.3	161.5
	Mod. flare	142.6	98.2	191.4	142.6	243.4	191.4
Simp	Full flare	161.2	105.6	225.2	161.2	298.7	225.9
	↗ Straight tank	147.6	110.1	188.4	150.8	228.4	191.4
78	Mod. flare	166.5	118.3	224.3	170.9	285.4	228.2
	Simp	Full flare	188.5	127.7	264.6	194.1	351.0
72	↘ Straight tank	243.0	178.6	281.0	211.5	315.0	246.0
	Mod. flare	276.2	191.4	327.6	137.5	379.0	282.5
Dupl	Full flare	313.4	206.0	379.5	261.5	453.0	324.5
	Straight tank	285.0	213.0	326.0	254.0	366.0	294.5
78	Mod. flare	323.0	230.0	381.0	282.0	442.0	339.5
	Dupl	Full flare	367.0	248.5	453.0	315.0	530.0

* Total pool area shown, where exceeded by "EW" area.
After Denver Equipment Div., Joy Manufacturing Co.

Tabla 23. Superficies de clasificación en los clasificadores espirales Denver en función del diámetro de la espiral y del nivel de inmersión de la misma.

Se instalarán por tanto cuatro clasificadores las medidas calculadas anteriormente, con una hélice de paso **dobles** que podrá llegar a procesar hasta 372 tc/h de mineral (Tabla 24), y que en nuestro caso procesará 68.9 tc/h. (2.30 x 27.17/0.907)

Diam	Pitch	Type	Sand raking capacity, tph															
			Spiral speed, rpm															
			3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	15	16	20		
6	S	Simp	Step cone pulley, 35, 48, 65 rpm; 0.7, 0.9, & 1.2 tph															
9	S	Simp	Step cone pulley, 23, 33, 46 rpm; 0.8, 1.2, & 1.6 tph															
12	S	Simp																
12	D	Simp															1.1	
16	S	Simp															2.2	
16	D	Simp															1.8	
16	D	Simp															3.7	
24	S	Simp							8	9	10						15	
24	D	Simp							16	18	20	10	12	12			14	
30	S	Simp				10	12		13	14	15	17	18	19			28	
30	D	Simp				20	23		26	28	31	33	36	37			30	
36	S	Simp			17	20	23		26	28	31	34						
36	D	Simp			34	40	46		52	57	63	68						
42	S	Simp			22	27	30		33	38	42							
42	D	Simp			45	54	61		66	76	84							
48	S	Simp		33	40	48	55		61									
48	D	Simp		66	81	95	110		123									
60	S	Simp	48	63	77	90												
60	D	Simp	96	125	154	180												
72	S	Simp	78	100	124													
72	D	Simp	157	200	248													
72	S	Dup	157	200	248													
72	D	Dup	314	400	496													
72	S	Simp--	93--	122	146													
78	D	Simp	186	244	292													
78	S	Dup	186	244	292													
78	D	Dup	372	488	584													

Notes: S—single pitch, D—double pitch
 Simp—simplex, Dup—duplex
 After Denver Equipment Div., Joy Manufacturer Co.

Tabla 24. Capacidad de extracción de arenas en los clasificadores espirales Denver.

5.5- Operación de deslamado.

5.5.1- Batería de hidrociclones.

Se desea que la pulpa que retorna del clasificador al molino de bolas tenga un 20% de agua en peso. Por lo tanto;

$$Q = 125 \text{ t/h} + 0,2Q$$

$$Q = 312,5 \text{ t/h de pulpa}$$

El caudal total de pulpa a la salida del molino deberá tener un 65 % de sólidos. Esto hace que el caudal total de pulpa a la salida del molino sea:

$$0,65 QT = 500 \text{ t/h} \Rightarrow QT = 769,23 \text{ t/h.}$$

Por tanto, el caudal de agua a la salida de molino será:

$$Q_{\text{agua}} = 769,23 - 500 = 269,23 \text{ t/h.}$$

Sin embargo, es conveniente que el porcentaje en sólidos de la pulpa que procesan los clasificadores espiral no exceda del 50%. Por tanto, se añadirá a la entrada del clasificador un caudal de agua de $500 - 269,23 = 230.77$ t/h de agua. De esta forma, la pulpa que entra en el clasificador tendrá un 50% de sólidos en peso. (250 t/h de agua y 250 t/h de sólido)

El flujo de agua que retorna desde el clasificador hasta el molino es:

$$312,5 \text{ t/h} - 250 \text{ t/h sólido} = 62.5 \text{ t/h de agua.}$$

Ahora, sabiendo el caudal de agua que retorna al molino con los gruesos, se puede calcular el caudal de agua que sale con los finos;

$$500 \text{ t/h} - 62.5 \text{ t/h} = 437,5 \text{ t/h de agua.}$$

$$\frac{250 \frac{t}{h}}{250 \frac{t}{h} + 437.5 \frac{t}{h}} = 0,3636 = 36,36 \% \text{ de sólidos en peso.}$$

El porcentaje en volumen de sólidos de la pulpa que va a los hidrociclones será:

$$\% \text{ vol} = \frac{0,3636/2,67}{0,3636/2,67 + 0,6364/1} * 100 = 17,62\% \text{ de sólidos en volumen.}$$

Por lo tanto, el caudal de pulpa que alimentará a los hidrociclones será:

$$\frac{250 \text{ t sólidos}}{h} \frac{1 \text{ m}^3 \text{ sólidos}}{2,67 \text{ t sólidos}} \frac{100 \text{ m}^3 \text{ pulpa}}{17,62 \text{ m}^3 \text{ sólidos}} = 531,40 \frac{\text{m}^3}{h}$$

Los hidrociclones aplicarán a la pulpa un deslamado de $15 \mu\text{m}$. La pulpa entrará a los hidrociclones con una presión de 70 KPa. Sabiendo esto, se aplicará el método de Mular y Jull

para obtener el diámetro de cada hidrociclón y el caudal de pulpa que procesará cada uno. El diámetro de cada hidrociclón es función de:

$$D_c = f(d_{50}, V, P, S)$$

Donde;

- d_{50c} : tamaño corregido al que se realiza el deslamado.
- V: porcentaje en volumen de sólidos.
- P: presión de la pulpa a la entrada de los hidrociclones.
- S: densidad de los sólidos.
- D_c : diámetro del hidrociclón.

El d_{50c} se obtiene a partir del producto del d_{50} (15 micras) y el factor de corrección, que se obtiene en la siguiente tabla (*) en función de la tolerancia de tamaños de partícula mayores a los deseados en el rebose de los hidrociclones.

<u>Required Overflow Size Distribution (Percent Passing) of Specified Micron Size</u>	<u>Multiplier (To Be Multiplied Times Micron Size)</u>
98.8	0.54
95.0	0.73
90.0	0.91
80.0	1.25
70.0	1.67
60.0	2.08
50.0	2.78

*Relación entre $d_{50(c)}$ y el porcentaje de material que pasará por el tamaño de corte elegido.

Así, admitiendo una tolerancia del 90 % de partículas desclasificadas en el rebose, el factor que se obtiene es 0,91. Por tanto,

$$d_{50(c)} = d_{50} * 1,25 = 15 * 0,91 = 13,65 \mu m$$

Las magnitudes anteriores están relacionadas por el método de Mular y Jull mediante las siguientes expresiones:

$$d_{50(c)} = \frac{0,77D_c^{1,875} \exp(-0,301 + 0,0945V - 0,00356V^2 + 0,0000684V^3)}{Q^{0,6}(S - 1)^{0,5}}$$

$$Q = 9,4 \times 10^{-3} P^{1/2} D_c^2 m^3 h^{-1}$$

Mediante las ecuaciones anteriores se obtiene que el diámetro de cada ciclón deberá ser de 4,22 cm, y que cada hidrociclón procesará $1,26 \frac{m^3}{h}$. En la tabla 25 se muestran diferentes diámetros de hidrociclones que están en el mercado. Se escogerá por tanto el hidrociclón de diámetro 4cm.

Construcción	Poliuretano y Polímeros						Poliuretano y Acero - Elastómero						Acero - Elastómero			
Diámetro (mm)	10	20	40	50	75	100	150	200	250	325	400	500	625	750	1000	1250
Caudal (m³/h) [1]	0,1-0,3	0,4-0,9	0,8-3,8	3-11	4-12	10-29	20-55	23-65	30-100	60-165	85-300	160-550	220-570	230-650	300-1050	400-1400
Corte (µm) [2]	6	8	9-11	10-12	12-16	14-18	17-22	19-25	22-28	25-32	27-36	30-40	34-44	37-49	45-55	47-62
Presión (kPa) [3]	125-350	125-350	100-300	100-300	100-250	100-250	75-175	75-175	50-175	50-175	50-150	50-150	50-100	50-100	25-75	25-75

Tabla 25. Características técnicas de hidrociclones ERAL.

$$\frac{531,40 \frac{m^3}{h} \text{ de pulpa}}{1,26 \frac{m^3}{h} \text{ ciclón}} = 421.75 = 422 \text{ ciclones}$$

5.5.2- Bomba centrífuga.

La densidad de la pulpa será:

$$\rho = \frac{437,5 \frac{t}{h} \text{ agua} + 250 \frac{t}{h} \text{ sólido}}{531,40 \frac{m^3}{h}} = 1,29 \frac{t}{m^3}$$

El tamaño máximo de las partículas a la salida del molino es de 1330 μm (Tabla 16). Como se ha visto antes, el clasificador aplica un corte de 200 μm . Admitiendo que el d50 del rebose del clasificador se corresponde con el 5 % del tamaño máximo que sale del molino;

$$d_{50} = 0,05 * 1330 = 66,50 \mu\text{m}$$

Para que la pulpa llegue a los hidrociclones es necesario el uso de una bomba de 70 KPa de presión, que equivalen a;

$$70 \text{ KPa} \frac{1 \text{ atm}}{100 \text{ KPa}} \frac{10,3 \text{ mm de columna de agua}}{1 \text{ atm}} = 7,23 \text{ m de columna de agua.}$$

Esta presión es equivalente a;

$$\frac{7,23 \text{ m de columna de agua}}{1,29 \frac{g}{cm^3}} = 5,6 \text{ m columna de pulpa.}$$

La altura geométrica que tiene que superar la pulpa para llegar hasta la batería de hidrociclones es de 3m. El diámetro de la tubería es de 150 mm, y tiene una longitud de 14 m.

En la figura 15 se muestra una relación entre la densidad y concentración de pulpas de sólidos y agua.

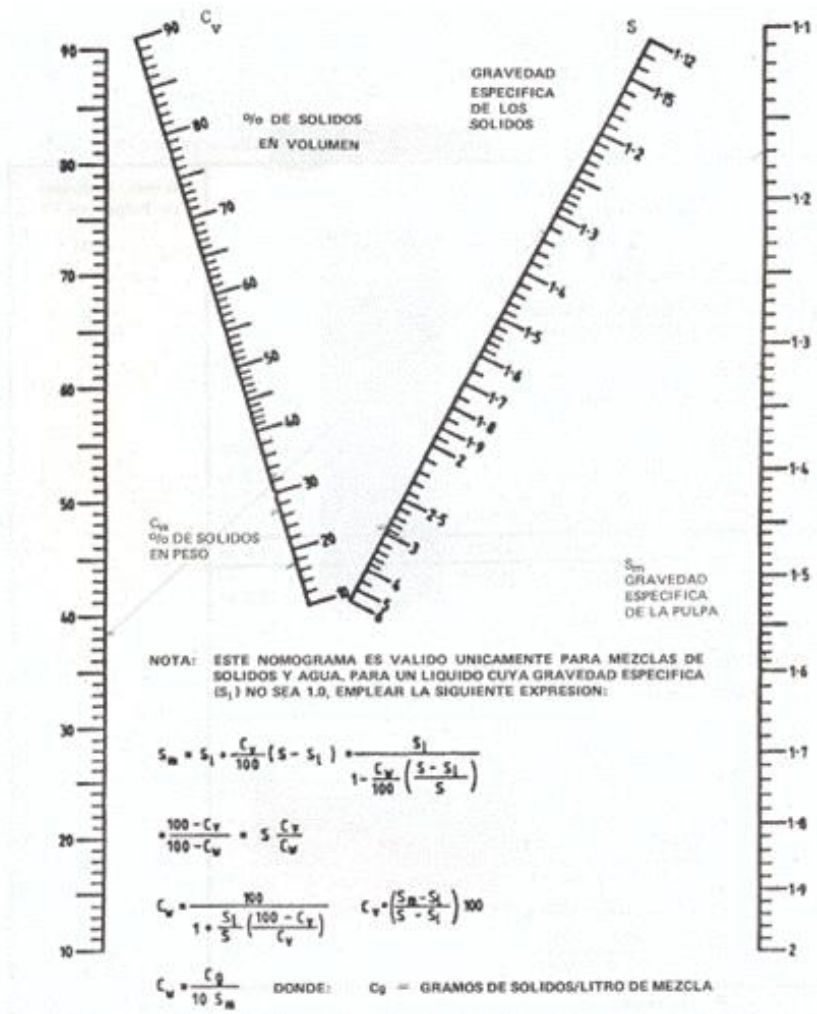


Figura 15. Relación entre la densidad y concentración de pulpas de sólidos y agua.

La tubería contará con dos codos, de radio mayor que el triple del diámetro interno de la tubería.

Esto se traduce en un aumento de longitud de:

Longitud equivalente = 2 * 3,4 = 6,8 m

Además, la tubería tendrá tres codos de radio igual al doble del diámetro interno de la tubería, por lo que;

Longitud equivalente = 3 * 4,3 = 12,9 m.

Por tanto, la longitud total de tubería recta equivalente será de;

$$L = 14 + 6,8 + 12,9 = 33,7 \text{ m.}$$

Cálculo de las pérdidas por fricción.

La velocidad de las partículas de la pulpa viene determinada por la siguiente expresión;

$$V = 1273 \frac{Q}{D^2}.$$

Siendo;

$$Q = 531,40 \text{ m}^3/h = 147,62 \text{ l/s}$$

$$D^2 = (150\text{mm})^2 = 22500 \text{ (diámetro interno de la tubería en mm)}$$

Así;

$$V = 1273 \frac{73,81 \text{ l/s}}{22500 \text{ mm}} = 8,35 \text{ m/s}$$

Se calcula ahora la velocidad de sedimentación límite de las partículas, mediante el ábaco de la figura 16, a partir del d_{50} , el diámetro de la tubería, la densidad de las partículas sólidas y la concentración en sólidos de la pulpa;

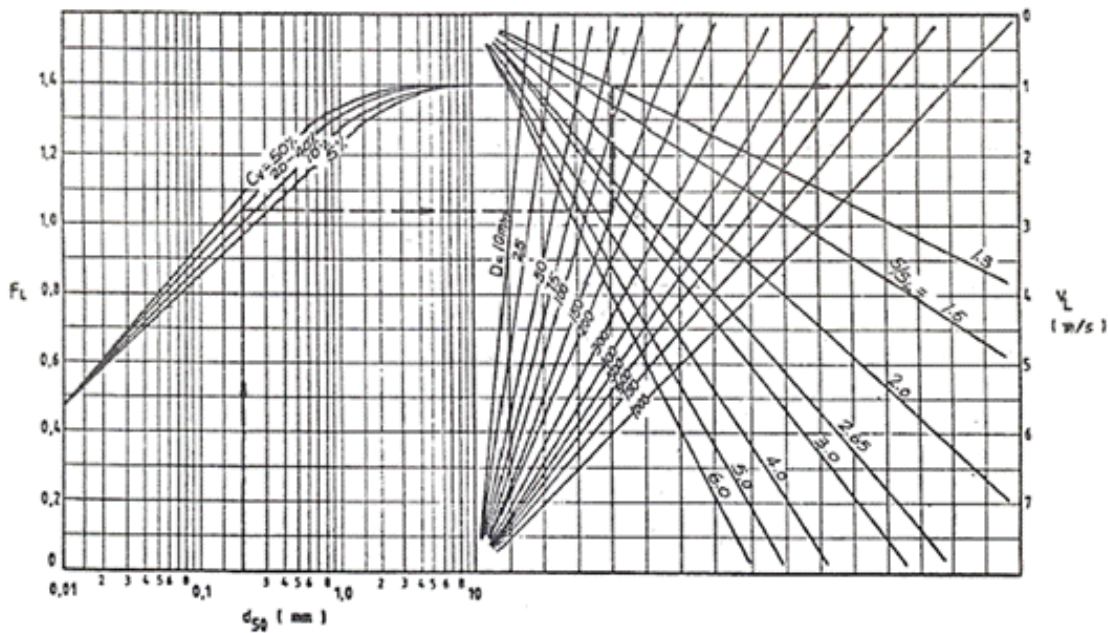


Figura 16. Velocidad de sedimentación límite para pulpas.

Así, la pulpa tendrá que tener al menos una velocidad de 2,2 m/s para que las partículas sólidas no sedimenten en la tubería. La velocidad anteriormente calculada supera con creces esta cantidad.

El material del que están hecho las tuberías es acero al carbono, que tiene un factor C Williams Haze de 140.

El factor de fricción de Darcy, f , es de 0,0165.

Las pérdidas por fricción resultan;

$$H_f = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g} = 0,0165 \frac{33,7 \text{ m}}{0,150 \text{ m}} \frac{8,35^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 13,17 \text{ m}$$

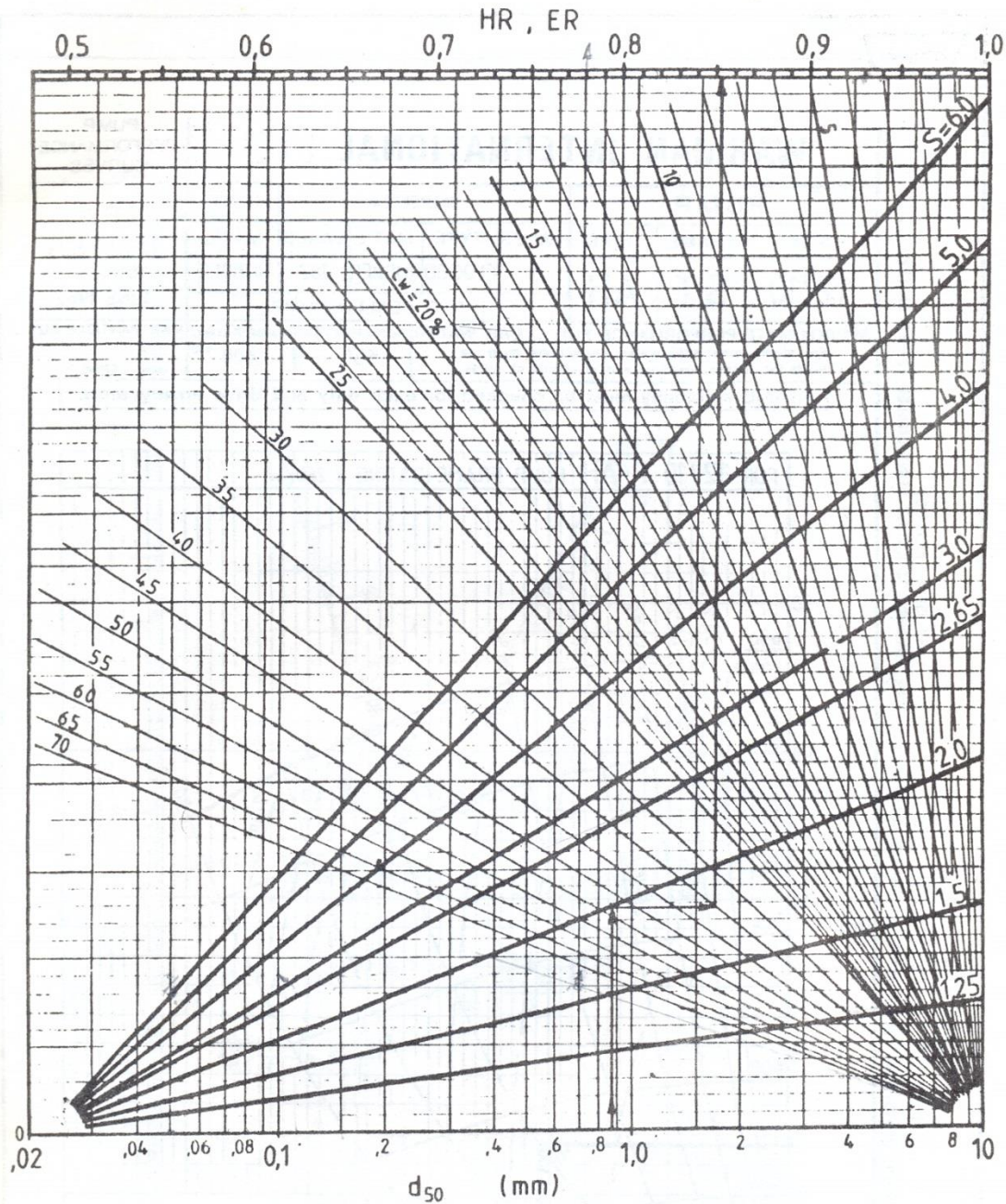
La altura de pulpa total será;

Altura de pulpa total = altura geométrica + altura de presión + pérdidas por fricciones =
= 3 + 5,60 + 13,17 = 21,77 m de columna de pulpa.

En columna de agua;

21,77 m /Hr = 21,77 m/0,94 = 23,16 m de columna de agua.

El valor de Hr se saca a partir de la figura 17, con el tamaño d50, la concentración en sólidos en la pulpa y la gravedad específica de los sólidos.



NOTA: ESTE GRAFICO ES APLICADO SOLO A MEZCLAS DE SOLIDOS CON AGUA.

$$HR = \frac{\text{COLUMNA DE PULPA}}{\text{COLUMNA DE AGUA}} \quad ER = \frac{\text{EFICIENCIA PARA PULPA}}{\text{EFICIENCIA PARA AGUA}}$$

C_w = CONCENTRACION, EN PESO, DE LOS SOLIDOS EN LA PULPA (%o)

S_w = GRAVEDAD ESPECIFICA DE LOS SOLIDOS

d_{50} = TAMAÑO PROMEDIO DE LAS PARTICULAS SOLIDAS (mm)

Figura 17. Relación entre concentración en peso de sólidos de la pulpa, gravedad específica de los sólidos y tamaño d_{50} de las partículas sólidas.

Bomba

La bomba que se ajusta a nuestro rango de parámetros es la bomba Warman tipo AH tamaño 8/6. Sabiendo que la altura total que tiene que superar la pulpa es de **23,16 m** de columna de agua, y que el caudal de la pulpa es de **147,62 l/s**, mediante la Figura 18, se determina que la bomba tendrá un rendimiento de 71 % y trabajará a 710 rpm.

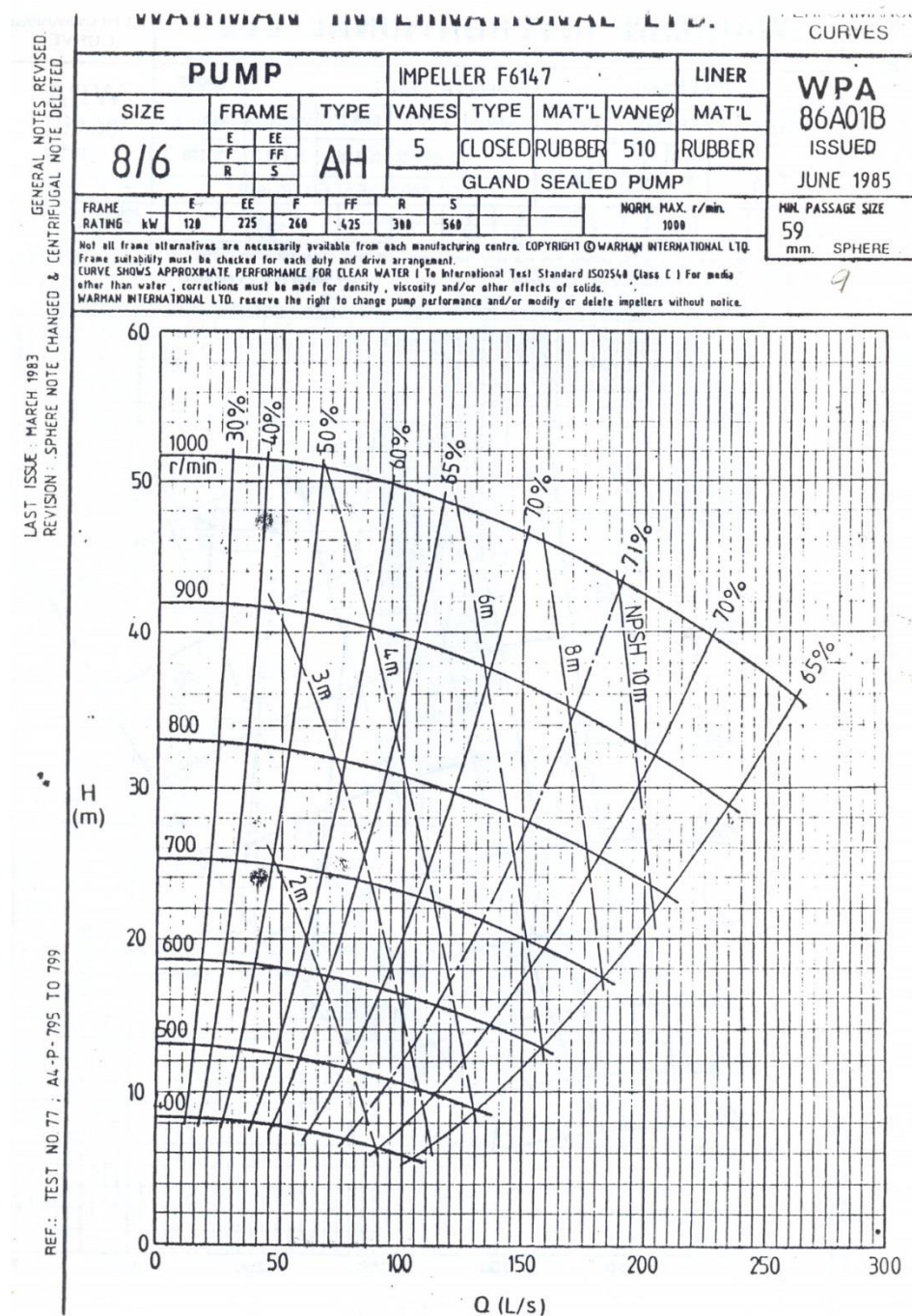


Figura 18. Relación entre el caudal de la bomba, altura, rpm y eficiencia.

La potencia teórica del motor de la bomba será:

$$P_{Teórica} = Q * H * \rho_{pulpa} * 0,98 / Rend = 147,62 * 23,16 * 1,29 * 0,98 / 71 = 60,88 \text{ KW}$$

Mientras que la potencia necesaria será;

$$P_{Necesaria} = 60,88 \text{ KW} * 1,15 = 70,00 \text{ KW}$$

Se escoge por tanto la bomba Warman 8/6 tipo AH con bastidor E.

5.6 Dimensionado de la sección de flotación.

La alimentación de pulpa a los hidrociclones es de 531,7 m³/h, lo cual equivale a un 36,36 % en peso y 17,62 % en volumen, con un tamaño de hasta 200 micras. Dichos hidrociclones aplican un corte de de 15 micras, que equivale a un 7,5 % del tamaño máximo. De acuerdo con la curva de pasante de la espiral, el 25 % de las partículas tienen un tamaño igual o menor a 15 micras. Por tanto, los hidrociclones clasificarán como finos 62,5 t/h de material (0,25 x 250 t/h), y 187,5 t/h de gruesos, que serán enviados a flotación por medio de la punta.

Se supone que por la punta de los hidrociclones va a salir una pulpa con el 67 % de sólidos en peso. Por tanto,

$$187 \frac{t \text{ solidos}}{h} \times \frac{33 t \text{ agua}}{67 t \text{ solidos}} = 92,3 \frac{t \text{ agua}}{h}$$

Como la alimentación a los hidrociclones era de 250 t/h de sólidos al 36,36 % en peso de sólidos,

$$250 \frac{t \text{ solidos}}{h} \times \frac{63,64 t \text{ agua}}{36,36 t \text{ solidos}} = 437,5 \text{ t/h de agua.}$$

El agua que sale por los finos será 437,5 – 92,3 = 345,2 t/h de agua, junto con 62,5 t/h de sólidos. Todo esto saldrá por el rebose.

En este caso se va a suponer que ensayos previos han demostrado que la concentración óptima de sólidos en la alimentación a la flotación deberá ser del 25 %. Por lo tanto, la pulpa tendrá un contenido en agua de 3 x 187,5 = 562,5 t/h, y 187,5 t/h de sólidos.

Como el caudal de agua que sale por la punta es de 92,3 t/h de agua, será necesario añadir 562,5 – 92,3 = 470,2 t/h de agua.

El caudal volumétrico de los sólidos que se va a acondicionar es,

$$187,5 \frac{t \text{ sol}}{h} \times \frac{1 m^3}{2,67 t \text{ sol}} = 70,22 \text{ m}^3/\text{h de sólido.}$$

Añadiendo el agua que contiene la pulpa,

$70,2 \text{ m}^3/\text{h}$ (sólido) + $562,5 \text{ m}^3/\text{h}$ (agua) = $632,7 \text{ m}^3/\text{h}$ de pulpa.

5.6.1 Etapa de acondicionado de la mica.

Antes de insertar la pulpa en las celdas de flotación, será necesario realizar un acondicionamiento dividido en tres fases. Cada una de ellas se llevará a cabo en un tanque acondicionador.

1. Acondicionamiento con ácido sulfúrico (H_2SO_4) para obtener un pH de 3.

- Dosis de ácido sulfúrico será de 780 g/t.
- Tiempo de acondicionamiento, 1 min.
- Volumen del acondicionador = $Q_{\text{pulpa}} \times \text{tiempo retención} = 632,7 \text{ m}^3/\text{h} \times 1 \text{ min} \times \frac{1\text{h}}{60 \text{ min}} = 10,545 \text{ m}^3$
Coste. 10.000

2. Etapa de acondicionado con acetato de amina.

- Dosis de colector, 100 g/t.
- Tiempo de acondicionamiento, 1 min.
- Volumen del acondicionador. $632,7 \text{ m}^3/\text{h} \times 1 \text{ min} \times \frac{1\text{h}}{60 \text{ min}} = 10,545 \text{ m}^3$
- 10.000 dol

3. Etapa de acondicionado con Metil Isobutil Carbonil (MIBC)

- Dosis de espumante. 30 g/t.
- Tiempo de acondicionado. 0,5 min.
- Volumen de acondicionador. $632,7 \text{ m}^3/\text{h} \times 0,5 \text{ min} \times \frac{1\text{h}}{60 \text{ min}} = 5,24 \text{ m}^3$
- 6000

5.6.2 Cálculo de las celdas de flotación de la mica.

El caudal de pulpa que entra en las celdas de la mica es de 632,7 m³/h. Suponiendo que el tiempo de flotación calculado en el laboratorio ha sido de 1,5 min, se calcula el volumen de celda usando la siguiente expresión.

$$V = Q \times T \times T_f \times E.$$

Donde,

- V, volumen de la celda.
- T, tiempo de permanencia
- T_f. Factor de corrección. Se usa para pasar de tiempo de laboratorio a tiempo de planta, y oscila entre 1,6 y 2,6, siendo 2,1 el promedio. Por tanto, el tiempo resulta T = 1,5 x 2,1 = 3,15 min.
- E. Factor de expansión, tiene en cuenta el aumento de volumen debido a la aireación. Se considera que por termino medio el aire ocupa un 15 % del volumen de la pulpa en la celda. Así, E = 1/0,85 = 1,18.

Sustituyendo, se obtiene un volumen de celdas de,

$$V = 632,7 \text{ m}^3/\text{h} \times 3,15 \text{ min} \times \frac{1\text{h}}{60 \text{ min}} \times 1,18 = 39,2 \text{ m}^3$$

Model	Volume/ cell [m ³]	Max no. of cells ²⁾	L ³⁾ [mm]	A [mm]	W [mm]	H [mm]	Weight/cell excl. pulp [ton]	Motor size ⁴⁾ [kW]
8	0.08	10	2464	483	813	965		1.1
15	0.34	10	3607	711	1143	1473		2.2
18 Sp	0.68	10	4623	914	1372	1829		4
24	1.40	10	6147	1219	1626	2134		5.5
30	2.80	10	7950	1575	1880	2515		7.5
180	5.10	8	9906	1981	2007	2946		15
300	8.50	6	11328	2235	2413	3251		22
500	14.20	6	14224	2845	2870	3480		30
100 ¹⁾	2.80	5	8376	1680	2326	2560	10	11
200 ¹⁾	5.70	5	10005	2000	2360	3060	14	15
300 ¹⁾	8.50	5	11630	2300	2970	3410	21	18.5
400 ¹⁾	11.30	5	12630	2500	3270	3648	25	30
500 ¹⁾	14.20	5	14500	2920	3700	3570	28	37

¹⁾ Cell to Cell type for coal applications.

²⁾ Max number of cells on same level.

³⁾ Length of 5 cell bank.

Tabla 26. Características técnicas de celdas tipo cell to cell de la cas Denver

En la tabla 26 se muestran las distintas dimensiones de celdas de flotación tipo cell to cell. Para este caso, se escogerán 3 celdas modelo 500 de 14,20 m³ cada una (42,6 m³ en total).

Realizando el cálculo sobre la base, la totalidad de la mica se obtendrá en las espumas. Dado que el mineral tiene un 15% en mica, y suponiendo que las espumas tienen un 30 % en sólidos,

$$187,5 \text{ t/h} \times 0,15 = 28,1 \text{ t/h de mica}$$

$$28,1 \frac{\text{t mica}}{\text{h}} \times \frac{70 \text{ agua}}{30 \text{ mica}} = 65,6 \text{ t/h de agua en el rebose.}$$

Como cola de flotación de la mica se obtendrá,

$$562,5 \text{ t/h agua} - 65,6 = 496,9 \text{ t/h de agua.}$$

En cuanto a los sólidos, ahora estaría compuestos exclusivamente por cuarzo y feldespato, y se obtendrá un flujo de,

$$187,5 \text{ t/h} - 28,1 \text{ t/h} = 159,4 \text{ t/h (feldespato y cuarzo).}$$

El porcentaje en sólidos de la pulpa será,

$$\frac{159,4}{159,4 + 496,9} \times 100 = 24,3 \% \text{ en peso}$$

5.6.3 Etapas de acondicionado para la flotación del feldespato.

Al igual que en el acondicionado de la mica, el acondicionado del feldespato se realizará en 3 etapas, cada una de ellas en tanque de acondicionado. El caudal de la pulpa en esta segunda fase de

$$\text{acondicionado es } 159,4 \frac{\text{t sol}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{2,67 \text{ t}} + 496,9 \frac{\text{t agua}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ agua}}{1 \text{ t agua}} = 556,6 \text{ m}^3/\text{h de pulpa}$$

1. Acondicionado con ácido fluorhídrico. El objetivo de usar HF es conseguir un pH de 3.
 - Dosis de ácido fluorhídrico = 650 g/t
 - Tiempo de acondicionamiento = 1 min.
 - Volumen acondicionador = $Q \times t = 556,6 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 1 \text{ min} \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 9,3 \text{ m}^3$
 - 10000

2. Acondicionado con acetato de amina.
 - Dosis de colector = 100 g/t
 - Tiempo de acondicionado = 1 min.
 - Volumen del acondicionador = $556,6 \frac{m^3}{h} \times 1 \text{ min} \times \frac{1h}{60 \text{ min}} = 9,3 \text{ m}^3$
 - 10000

3. Acondicionado con MIBC (espumante)
 - Dosis de espumante= 30 g/t
 - Tiempo de acondicionamiento = 0,5 min.
 - Volumen del acondicionador = $556,6 \frac{m^3}{h} \times 0,5 \text{ min} \times \frac{1h}{60 \text{ min}} = 4,6 \text{ m}^3$
 - 6.000 dol.

5.6.4 Flotación del feldespató.

En esta etapa entran las colas de flotación provenientes de la flotación de la mica, constituidas por 159,4 t/h de sólidos y 496,9 t/h de agua. El concentrado de feldespató se obtendrá en las espumas, y las colas estarán compuestas por cuarzo.

Las espumas que constituyen el concentrado de feldespató están integradas por 187,5 t/h x 0,6 (porcentaje base de feldespató) = 112,5 t/h de feldespató. Estimado un 32 % de sólidos en las espumas,

$$\frac{112,5 \text{ t feldespató}}{h} \times \frac{68 \text{ agua}}{32 \text{ feldespató}} = 239,1 \frac{t}{h} \text{ de agua}$$

Finalmente, las colas de la flotación del feldespató están constituidas por cuarzo

(46,9 t/h = 496,9 - 239,1), que junto con la mica y los finos del deslamado constituyen los estériles de la planta. El agua que contienen estas colas es de 496,9 - 239,1 = 257,8 t/h, por lo que el porcentaje en peso de sólidos de la pulpa será

$$\frac{46,9}{257,8} \times 100 = 15,4 \% \text{ en peso de sólidos}$$

En estas celdas entra un caudal de pulpa igual a 556,6 m³/h. Suponiendo un tiempo de flotación de laboratorio de 2 minutos, el volumen efectivo de la celda será,

$$V = Q \times T \times T_f \times E$$

Donde,

- V. Volumen de la celda.
- T. Tiempo de flotación de la planta.
- T_f. Factor de corrección de paso de tiempo de laboratorio a tiempo de planta. (2,1)
- E. Suponemos un valor de 1/0,85 = 1,18

Con todo,

$$V = 556,6 \text{ m}^3/\text{h} \times 2 \times 2,1 \text{ min} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} \times 1,18 = 46 \text{ m}^3$$

Para este caso, usando de nuevo la tabla 26, se escogen 6 celdas de flotación modelo 300 de 8,5 m³ por unidad, con un volumen total de 51 m³.

5.6.5 Dimensionado del tanque espesador

Para dimensionar el tanque espesador se ha realizado un ensayo de sedimentación en una probeta de 500ml de capacidad. El ensayo se ha realizado con que contiene 72 g de sólido.

Por tanto, la concentración de sólidos en la pulpa es de 72g sólido/ 0,5 l = 0,144 kg/l

La altura correspondiente a los 500 cm³ de la probeta es de 26 cm.

A partir del ensayo de sedimentación se obtuvieron los resultados relejados en la tabla 27, donde se muestra la posición de la interfase entre la pulpa turbia y el agua clarificada, en función del tiempo transcurrido en reposo. En la figura 19 se muestra una gráfica donde refleja la altura de sedimentación frente al tiempo en el que se produjo.

Volumen (cm ³)	Espacio (cm)	Tiempo (minutos)
500	26.0	0
450	23.4	1
350	18.2	3
300	15.6	4
250	13.0	5
200	10.4	6
150	7.8	8.2
115	6.0	13
90	4.7	45
67	3.5	80
60	3.1	100
60	3.1	120

Tabla 27. la posición de la interfase entre la pulpa turbia y el agua clarificada, en función del tiempo transcurrido en reposo. Ensayo de laboratorio

El área necesaria en el tanque espesador se calcula empleando la fórmula de Clevenger y Coe:

$$A = (D - D_f)W/V$$

A es el área necesaria en un nivel del tanque cuya dilución es D

V velocidad de sedimentación de la pulpa cuya dilución es D

W es el nº de t/h de sólidos que alimentarán el tanque

D es la dilución de la pulpa en un determinado nivel del tanque

D_f es la dilución de la pulpa a la salida del tanque

Para determinar el área necesaria aplicaremos el sistema de Talmage y Fitch, según el cual el área necesaria vendrá dada por la correspondiente al nivel en el que la pulpa entra en compresión.

Tiempo que tarda la pulpa en entrar en compresión = T_c = 8 minutos

Tiempo que tarda la pulpa en alcanzar la compresión máxima = 100 minutos

Tiempo que permanece la pulpa en compresión = 100 - 8 = 92 minutos

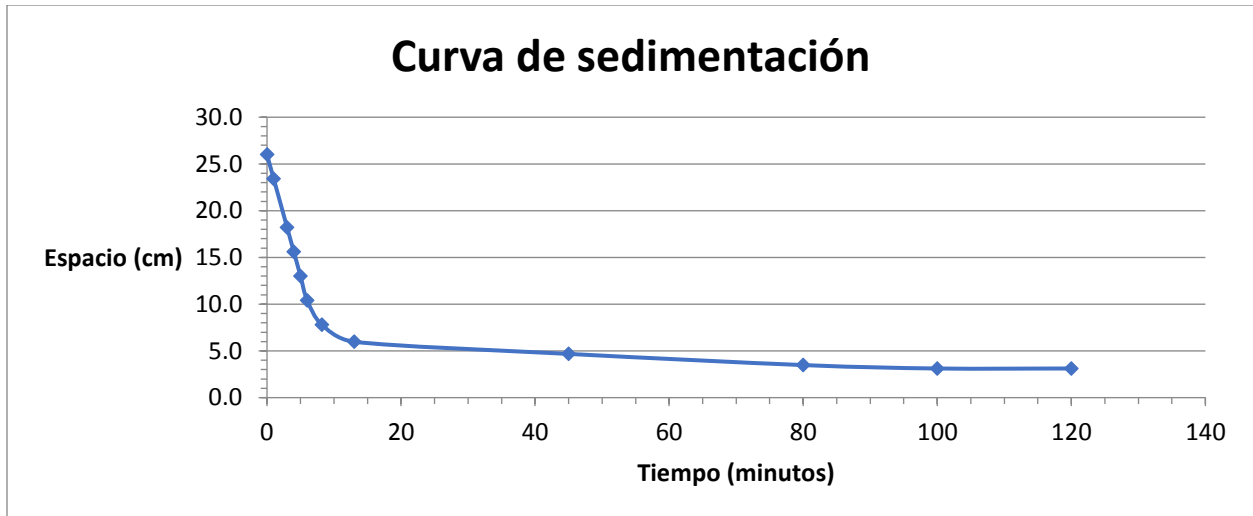


Figura. Curva de sedimentación.

Velocidad de sedimentación de la pulpa a la entrada en compresión:

$$V_c = 14 \text{ cm}/17,5\text{min} = 0,8\text{cm}/\text{min} \cdot 1\text{m}/100\text{cm} \cdot 60 \text{ min}/1 \text{ h} = 0,48 \text{ m}/\text{h}$$

$$H = 14 \text{ cm}$$

H_0 = Altura de la superficie libre de la pulpa en la probeta de ensayo = 26 cm

C_0 = Concentración de sólidos de la pulpa con la que se hace el ensayo de sedimentación en probeta = 144 g/l = 0,144 kg/l

C = Concentración en sólidos de la pulpa a la entrada en compresión

$$C_0 H_0 = C H$$

$$C = C_0 H_0/H = 0,144 \times 26/14 = 0,27 \text{ kg}/\text{l}$$

D = Dilución de la pulpa a la entrada en compresión:

$$D = 1/C - 1/\rho = (1 / 0,27) - (1 / 2,67) = 3,33$$

Altura final de la pulpa sedimentada = 3,1 cm

$$C_0 H_0 = C H, 0,144 \times 26 = C_f \times 3,1, C_f = 1,2 \text{ kg}/\text{l}, D_f = 0,46$$

D_f = Dilución de la pulpa a la salida del tanque = 0,46

$$A = (D - D_f)W/V_c = (3,33 - 0,46) \cdot 137,5 / 0,48 = 822,1 \text{ m}^2$$

Tiempo que la pulpa permanece en compresión = $T = 100 - 8 = 92$ minutos

$$D_M = \text{dilución media en la zona de compresión} = (D_c + D_f)/2 = (3,33 + 0,46)/2 = 1,9$$

Volumen de la zona de compresión = $(D_M + 1/\rho) W T = (1,9 + 1 / 2,67) 137,5 \cdot 1,53 = 478,4 \text{ m}^3$

Altura zona de compresión = Volumen / Área = $478,4 / 822,1 = 5\text{m}$

Como la máxima altura recomendada para la zona de compresión es de 1m, el área calculada para el espesador es suficiente.

El espesador deberá tener un área mínima de 822m^2 , lo que corresponde a un diámetro de 32,3m.

Se instalará un espesador de 33 m de diámetro.

La altura total del tanque será igual a la suma de las alturas de las zonas de clarificación, alimentación, transición y compresión.

Aunque sabemos que con disponer para la zona de compresión una altura de 5m es suficiente, la elevaremos a 1m porque así también dispondremos de una capacidad adicional en caso de emergencia.

La altura de las zonas de clarificación, alimentación y transición, no es necesario calcularla, y es suficiente con atribuirles una altura a cada una de ellas de 0,7 m.

Así pues, la mínima altura total necesaria será = $0,7 + 0,7 + 0,7 + 1 = 3,1 \text{ m}$

Por tanto instalaremos un espesador con un diámetro de 33m y una altura total de 3,1m.

Se precisa un tanque con una superficie mínima de $50,83 \text{ m}^2$, 8 m de diámetro y 3,1 m de alto.

5.6.6 Dimensionado del equipo de filtración de los estériles.

Los estériles de la planta de tratamiento estarán integrados por,

- 62,5 t/h obtenidos en la operación de deslamado por hidrociclones
- 28,1 t/h de sólidos obtenidos en las espumas de flotación de la mica.
- Colas de flotación del feldespato, constituidas por 46,9 t/h de sólidos.

El total de estériles de la planta será por tanto $62,5+28,1+46,9 = 137,5 \text{ t/h}$.

Estos tres flujos de sólidos estarán acompañados de sus correspondientes flujos de agua, que serán,

- 345,2 t/h de agua en los finos de la operación de deslamado
- 65,6 t/h de agua en la espuma de flotación de la mica
- 257,8 t/h en las colas de flotación del feldespato

La cantidad total de agua es de $668,6 \text{ t/h}$.

La pulpa estéril estará formada por $137,5 \text{ t/h}$ de sólidos y $668,6 \text{ t/h}$ de agua, por tanto $\frac{137,5}{668,6} \times 100 = 17\%$

El caudal de sólidos que acompañará al sólido en forma de humedad será

$$137,5 \frac{t \text{ solidos}}{h} \times \frac{11 t \text{ agua}}{89 t \text{ solido}} = 17 \frac{t}{h} \text{ de agua}$$

El caudal de agua de filtrado será de,

$$Q_{\text{filtrado}} = 64,7 - 17,0 = 47,7 \text{ t/h de agua.}$$

Dimensionado del filtro de cámaras.

La pulpa espesada que llega a los filtros de estéril presenta un 68 % de sólidos en peso, estando constituida por 137,5 t/h de sólidos y 91,7 t/h de agua.

A continuación, se fijan los siguientes parámetros para el filtrado del agua de los estériles,

- Tiempo de filtración de laboratorio = 10 min
- Peso total de la torta, obtenido en laboratorio = 117 g
- Peso de la torta seca, obtenido en laboratorio después de secado = 104,13
- Humedad de la torta = $\frac{117 - 104,13}{117} \times 100 = 11\%$
- Superficie de filtrado en el laboratorio = A = 25 cm²
- Volumen de la torta obtenida en el filtro = $\frac{104,13}{2,67} + (117 - 104,13) = 12,9 \text{ cm}^3$

Una vez obtenidos estos valores a partir de ensayos de laboratorio, se calcula el volumen de la torta para el conjunto de los estériles.

$$\text{Densidad de la torta seca} = \rho = \frac{104,13 \text{ g}}{\frac{104,13}{2,67} + 12,9 \text{ cm}^3} = 2,00 \text{ g/cm}^3$$

Al igual que en el ensayo de laboratorio, el tiempo de filtración en planta será de 10 min.

El caudal volumétrico de la torta será de

$$Q = \frac{137,5 \text{ t/h}}{2 \text{ t/m}^3} = 68,7 \text{ m}^3/\text{h}$$

Como el filtro funcionará dando 60 ciclos en 10 horas, el número de ciclos por hora será de 6.

Así, el volumen de filtro necesario será

$$V_{\text{filtro}} = \frac{V}{n} = \frac{68,7 \text{ m}^3/\text{h}}{6 \text{ ciclos/h}} = 11,5 \frac{\text{m}^3}{\text{ciclo}} = 11500 \text{ l}$$

De acuerdo con los valores que se acaban de calcular, se escoge en la tabla 28 el modelo de filtro VPA 1540 con 44 cámaras. (8m² de área filtrante) doble área filtrante 1,70 m²/cámara, al aplicar reducción, cada cámara tendrá 3,4m².

Model	L [mm]	W [mm]	H [mm]	Weight (net) [kg]	Motor size High pressure [kW]	Motor size Low pressure [kW]
VPA 15.-12	4425	3800	3160	18900	22	11
VPA 15.-14	4725	3800	3160	19500	22	11
VPA 15.-16	5025	3800	3160	20150	22	11
VPA 15.-18	5325	3800	3160	20800	22	11
VPA 15.-20	5625	3800	3160	21400	22	11
VPA 15.-22	5925	3800	3160	22050	22	11
VPA 15.-24	6225	3800	3160	22700	22	11
VPA 15.-26	6525	3800	3160	23350	22	11
VPA 15.-28	6825	3800	3160	24000	22	11
VPA 15.-30	7125	3800	3160	24600	22	11
VPA 15.-32	7425	3800	3160	25200	22	11
VPA 15.-34	7725	3800	3160	25850	22	11
VPA 15.-36	8025	3800	3160	26500	22	11
VPA 15.-38	8325	3800	3160	27150	22	11
VPA 15.-40	8650	3800	3160	27800	22	11
VPA 15.-42	8975	3800	3160	28400	22	11
VPA 15.-44	9300	3800	3160	29050	22	11
VPA 15.-46	9625	3800	3160	29700	22	11
VPA 15.-48	9950	3800	3160	30300	22	11
VPA 15.-50	10275	3800	3160	30950	22	11

Tabla 28 - Características técnicas de los filtros de presión VPA 15

5.6.7 Dimensionado del equipo de filtración del concentrado de feldespatos.

El concentrado de feldespatos que sale de las celdas de flotación está integrado por 112,5 t/h de sólidos y 239,1 t/h de agua. Por tanto, la pulpa correspondiente presenta un porcentaje en peso de sólidos de 32 %

El dimensionado del equipo de filtración se apoya en el resultado de un ensayo de filtración de vacío, realizado en el laboratorio. Los parámetros son los que siguen.

- T = tiempo de filtración empleado en laboratorio
- P = peso de la torta seca
- A = superficie del filtro de laboratorio
- F = Capacidad filtrante = $\frac{P}{A \times T}$
- S_{efetiva} = Superficie efectiva filtrante necesaria = $\frac{Q}{F}$

Los valores numéricos a los valores anteriores serian,

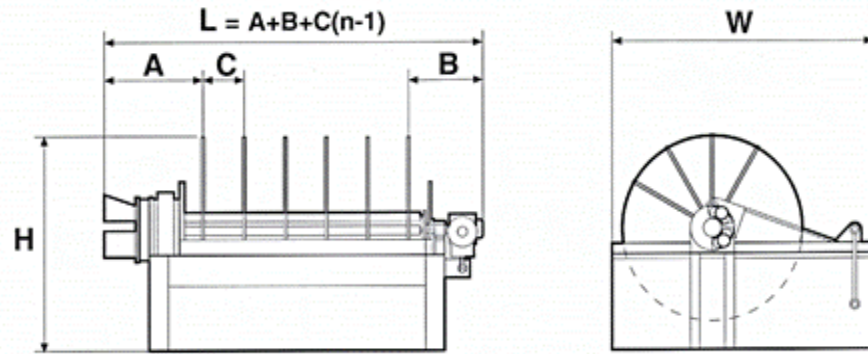
- $Q = 112,5 \text{ t/h}$
- $A = 30 \text{ cm}^2$
- $T = 2 \text{ min}$
- $P = 46 \text{ g}$
- Humedad final de la torta = 16 %
- $F = \frac{46 \text{ g}}{30 \times 2} = 0,77 \frac{\text{g}}{\text{cm}^2 \times \text{min}} \times \frac{1 \text{ t}}{1000000 \text{ g}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} \times \frac{10000 \text{ cm}^2}{1 \text{ m}^2} = 0,46 \frac{\text{t}}{\text{m}^2 \times \text{h}}$
- Superficie efectiva necesaria = $\frac{Q}{F} = \frac{112,5}{0,46} = 244,6 \text{ cm}^2$
- Superficie total necesaria = $\frac{244,6}{0,75} = 326 \text{ cm}^2$

En el catálogo mostrados en las tablas 29 y 30, escogemos dos filtros de discos de 3,5 m de diámetro y 11 discos cada uno de ellos. Dicho modelo de filtro es el DF 3511 (tabla 31), compuesto por 11 discos filtrantes de 35 dm de diámetro, que tiene una superficie filtrante total de 165 m² y una superficie efectiva de 123,8 m².

Size	Total area		Disc filter effective area	
	[m ²]	[ft ²]	[m ²]	[ft ²]
1501	2.8	30	2.1	23
1502	5.6	60	4.2	45
1503	8.4	90	6.3	68
1504	11.2	121	8.4	90
1505	14	151	10.5	113
1506	16.8	181	12.6	136
2003	15	161	11.3	122
2004	20	215	15	161
2005	25	269	18.8	202
2006	30	323	22.5	242
2503	23.3	251	17.5	188
2504	31	334	23.3	251
2605	38.8	417	29.1	313
2506	46.5	500	34.9	376
3003	30	323	22.5	242
3004	40	430	30	323
3005	50	538	38	409
3006	60	646	45	484
3007	70	753	53	570
3008	80	861	60	646
3009	90	968	68	732
3010	100	1076	75	807
3503	45	484	33.8	364
3504	60	646	45	484
3505	75	807	56.3	606
3506	90	968	68	732
3507	105	1130	75	807
3508	120	1291	90	968
3509	135	1453	101.3	1090
3510	150	1614	113	1216
3511	165	1775	123.8	1332
3512	180	1937	135	1453
4004	80	861	60	646
4005	100	1076	75	807
4006	120	1291	90	968
4007	140	1506	105	1130
4008	160	1722	120	1291
4009	180	1937	135	1453
4010	200	2152	150	1614
4011	220	2367	165	1775
4012	240	2582	180	1937
4013	260	2798	195	2098
4014	280	3013	210	2260

Tabla 29. Características técnicas de filtros de disco.

Disc Vacuum Filter - DF



Model	Disc dia.	Vacuum heads	A [mm]	B [mm]	Discs n	C [mm]	W [mm]	H [mm]	Filter area n x [m ²]	Weight excl. pulp [ton]	Add weight/disc [ton]
DF 15..-1	1.5	1	700	600	1-6	300	1870	1750	2.75	1.1	0.2
DF 20..-1	2.0	1	790	680	3-6	330	2500	2300	5.00	2.0	0.3
DF 25..-1	2.5	1	880	770	3-6	370	3120	2850	7.75	2.4	0.6
DF 30..-1	3.0	1	970	930	3-5	410	3760	3380	10	3.4	0.8
DF 35..-1	3.5	1	990	1020	3-6	410	4395	4040	15	4.4	1.1
DF 40..-1	4.0	1	1120	1110	4-7	410	5030	4520	20	5.9	1.3
DF 30..-2	3.0	2	970	1195	6-10	410	3760	3380	10	3.5	0.8
DF 35..-2	3.5	2	990	1220	7-12	410	4395	4040	15	4.5	1.1
DF 40..-2	4.0	2	1120	1370	8-14	410	5030	4520	20	6.0	1.3

Tabla 30. Características técnicas de filtros de disco.

6. Cálculo de la inversión necesaria.

La inversión de una planta de tratamiento de mineral es el resultado de la suma del coste de la planta y el capital de trabajo, necesario para que la planta empiece a funcionar.

Inversión Total = Coste de la Planta + Capital de Trabajo

A continuación, se describirán algunos de los métodos para estimar el coste de la planta de tratamiento.

6.1 Regla de los seis décimos.

El coste de la planta es determinado mediante la siguiente expresión;

$$U_x = U \left(\frac{C_x}{C} \right)^{0,6}$$

Donde;

- U_x : coste de la planta nueva
- C_x : Capacidad de la planta nueva
- U : Coste de la planta de referencia
- C : Capacidad de la planta de referencia

Para poder aplicar este método, resulta necesario conocer el coste de otra planta que se utilizara como referencia, así como su capacidad nominal. De esta manera, se puede estimar el coste mediante la expresión anterior.

También es necesario conocer la situación geográfica de la planta, los equipos auxiliares de los que dispone, la fecha de ejecución y el país de origen de la planta. Con estos parámetros se podrá actualizar el resultado anteriormente obtenido.

6.2 Proporción del coste de la planta.

El coste del equipamiento de la planta es tomado como supuesto coste de la misma. Se calcula mediante la siguiente expresión:

$$U_x = K (E_p + E_a)$$

Donde;

- U_x = coste de la planta
- K = coeficiente de Lang
- E_p = Valor del equipamiento principal
- E_a = Valor del equipamiento auxiliar

El valor del coeficiente de Lang dependerá del tipo de planta. Así, para plantas que procesan solamente sólidos, el coeficiente de Lang es 3,10. Si la planta tiene un proceso donde intervienen sólido-líquido, el coeficiente de Lang será de 3,63.

Para poder aplicar este método, es necesario conocer:

- Diagrama de flujo.
- Descripción de la planta.
- Situación geográfica.
- Especificaciones preliminares del equipo principal y auxiliar.
- Lista de motores.

6.3 Proporción del coste de los equipos.

En este método, los equipos son divididos en categorías, y se aplica un factor específico (Tabla 1) para cada una de las categorías. Así, el coste de la planta resultará:

$$U_x = \sum_{i=1}^n K_i E_i$$

Donde;

- U_x = Coste de la planta.
- K_i = índice de coste de equipos, correspondiente a la categoría i .
- E_i = Coste del equipo de la categoría i .

Categoría de equipo	Índice de coste de equipo
Acondicionadores	2,0
Elevadores	2,0
Secadores de tambor	2,2
Cintas transportadoras	2,3
Molinos	3,0
Trituradoras	3,5
Bombas	5,8

Tabla 1 - Valores del índice de coste para diferentes equipos.

6.4 Proporción de coste de los componentes de la planta.

Es el método que más se utiliza en los anteproyectos. Para aplicarlo, es necesario conocer el costo del equipamiento principal y auxiliar, y calcular las partidas a por medio de una proporción de ese costo.

El costo de la planta será;

$$Ux = E \left(1 + \sum_{i=1}^n \frac{a_i}{100} \right)$$

Donde;

- E: Costo del equipamiento principal y auxiliar.
- a_i : Factor del costo de la partida i expresado en tanto por ciento del costo del equipamiento.

Para obtener el costo del equipamiento, con un error de $\pm 15\%$, es necesario saber:

- Definición del proceso, con su esquema detallado.
- Balance de materiales y circuitos de agua.
- Dimensionado de la maquinaria principal.
- Implantación general.
- Estimación de la maquinaria auxiliar.
- Consumos de energía y distribución de potencia.

En la Tabla 2 se muestran los costes máximos y mínimos de las diferentes partidas, expresado en tanto por uno con respecto al coste del equipamiento.

Partidas	Coste de las diferentes partidas con relación al coste del equipamiento	
Equipos	1	
Instalación de equipos	0,17	0,25
Tuberías y enlaces	0,07	0,25
Instalación eléctrica	0,13	0,25
Instrumentación	0,03	0,12
Naves de proceso	0,33	0,50
Naves auxiliares	0,07	0,15
Servicios	0,07	0,15
Preparación del terreno	0,03	0,18
Contingencias en obra	0,10	0,12
Dirección de proyecto	0,30	0,33
Total	2,30	3,30

Tabla 2. Costes máximos y mínimos de partidas.

El capital de trabajo se corresponde con entre el 12 y el 15% de coste de la planta o de los costes de operación correspondientes a 4 meses, siendo este último el que se va a aplicar en este caso.

El coste de los equipos se detalla en la tabla 3;

Equipo	Precio unitario €	nº de unidades	Precio total (€)
Quebrantadora de mandíbulas	570083	1	570083,33
Triturador cono Simmons Estándar 7 pies coarse	700000	1	700000
Criba vibratoria 1525 x 3050	15250	2	30500
Trituradores cono Simmons Estándar 4,25 pies	361.666,67	6	2170000
Cribas vibratorias 915 x 3050 mm	14166,67	6	85000
Molinos de bolas 718 HP y diámetro interno 3,32 m	928333,33	4	3713333,33
Clasificadores de espiral de 78" simple, straight tank, paso simple de hélice.	83333,33	4	333333,33
Hidrociclones de 5 cm	4.183,33	422	1765365,26
Bomba Warman tipo AH, tamaño 8/6, bastidor E	10750	1	10750
Tanque de acondicionamiento con ácido sulfúrico 10,545 m ³	8333,33	1	8333,33
Tanque de acondicionamiento con acetato de amina 10,545 m ³	8333,33	1	8333,33
Tanque de acondicionamiento con MIBC 5,24 m ³	5000	1	5000
Celdas de flotación de la mica 14,20m ³ /unidad	44666,67	3	134.000
Tanque de acondicionamiento de feldespatos con ácido fluorhídrico 9,3 m ³	8333,33	1	8333,33
Tanque de acondicionamiento con acetato de amina 9,3m ³	8333,33	1	8333,33
Tanque de acondicionamiento con MIBC 4,6 m ³	5000	1	5000
Celdas de flotación del feldespatos 8,5 m ³ /unidad	39666,67	6	238000

Tanque espesador de 33 m de diámetro	208.333,33	1	208.333,33
Filtro de discos DF 3511	166833,33	1	166833,33
Filtro de cámaras VPA de doble área filtrante	41666,67	1	41666,67
TOTAL			10076665.9

Tabla 3. Coste de los equipos utilizados.

El coste de la planta se calcula mediante el producto de un factor que oscila entre 2,3 y 3,3 y el precio de los equipos. Tomando un valor medio de dicho factor, 2,8, el coste de la planta será:

$$\text{Coste de la planta} = \text{Coste de los equipos} * 2,8 = 10076665.9\text{€} * 2,8 = 28.214.664,52\text{€}$$

Por último, el capital de trabajo, como se ha dicho anteriormente, varía entre el 12 y el 15% del coste de la planta. Así, tomando el valor medio de los porcentajes anteriores, la inversión total de la planta será:

$$\text{Inversión total} = 28.214.664,52\text{€} + (0,135 * 28.214.664,52\text{€}) = 32.023.644,23\text{€}$$

7. Conclusión

- La inversión necesaria total para construir una planta de tratamiento que procesa 250 t/h de mena pegmatítica es de 32.023.644,23€

- Los factores que influyen en la viabilidad económica de un proyecto con características similares al que aquí se expone son
 - El grado de fluctuación en la composición de la mena a lo largo del tiempo.
 - Composición y leyes de los concentrados
 - Variación del precio de los minerales en el mercado
 - Evolución del panorama económico a nivel global.

8. Bibliografía.

- A.L.Mular, D.N.Hable, D.J. Barrat, (Editors), (2002). Mineral Processing Plant Design, Practice, and Control. Published by Society for Mining, Metallurgy, and Exploration (SME).
- Bateman, Alan M, (1957). Yacimientos minerales de rendimiento económico. Ediciones Omega.
- Galán Huertos, E. Rodas González, M. Mineralogía aplicada, (2003). Editorial Síntesis, Universidad Internacional de Andalucía.
- Gupta, A. and Yan, D.S., (2006). Mineral Processing Design and Operation, Elsevier B.V.
- Infomine USA. (2006). Mine and Mill Equipment Costs. An Estimators Guide. Spokane Valley (USA): Western Mine Engineering.
- Menéndez Álvarez, M., & Richard Gent, M. (2014). *Apuntes de la asignatura de 1º de Máster Universitario en Ingeniería de Minas "Tecnología de la Concentración de Menas"*. Oviedo.
- Menéndez Álvarez, M., & Richard Gent, M. (2015). *Apuntes de la asignatura de 2º de Máster Universitario en Ingeniería de Minas "Plantas de Tratamiento de Minerales y Reciclaje"*. Oviedo.
- Menéndez Álvarez, M., & Richard Gent, M. (2012). *Apuntes de la asignatura de 3º de Grado en Ingeniería de Tecnologías Mineras "Tecnología de la Preparación de Menas"*. Oviedo.
- Mular, A.L., Bhappu, R.B. (1982) Diseño de plantas de proceso de minerales. 2 tomos. Editorial Rocas y Minerales. Madrid.
- Osborn, (2017). Vibrating screens.
<http://www.osborn.co.za/content/vibrating-screens-0/> / (obtenido 08/02/2017).
- Pascoe, R.D., (1992). Capital and operating costs of minerals engineering plants-a review of simple estimation techniques. Minerals Engineering, Vol.5, N°8, pp.883-893.
- Sánchez Muñoz y García Guinea, (1992). Feldspatos: Mineralogía, Yacimientos y Aplicaciones, pp. 441-470.
- Taggart, A.F., (1945). Handbook of Mineral Dressing, Wiley, New York.
- Targan, G., (1981). Mineral processing. Akademiai Kiado, Budapest.
- Weiss, N.L. (ed), (1985). SME Mineral Processing Handbook. Society of Mining Engineers. New York.
- Wills, B.A. (1997). Mineral Processing Technology. Ed. Butterworth-Heinemann, Oxford.
- Instituto geológico y minero de España, Panorama minero 2017.