

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATOLICA DEL PERU

FACULTAD DE CIENCIAS E INGENIERIA



PONTIFICIA  
**UNIVERSIDAD**  
**CATÓLICA**  
DEL PERÚ

**DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS PARA UNA PLANTA  
CONCENTRADORA DE COBRE, PLOMO Y ZINC CON UNA CAPACIDAD DE  
4800 TMPD**

Tesis para optar el Título de Ingeniero Mecánico, que presenta el bachiller:

César Augusto Herrera Igreda

Asesor: Dr. Luis Cotaquispe Zevallos

Octubre, 2016

Lima - Perú

## Resumen

La presente Tesis tiene la finalidad de mostrar las consideraciones para el dimensionamiento y selección de equipos para una planta concentradora de minerales típica. Se tiene un mineral polimetálico de cobre, plomo y zinc el cual será enviado a la planta de concentración que tiene una capacidad de 4800 TMSPD cuyo objetivo es separar el mineral valioso del estéril mediante procesos mecánicos y metalúrgicos. El objetivo es obtener un producto con una ley comercial que haga viable los siguientes procesos en la obtención del mineral final.

La planta concentradora tiene cinco procesos o circuitos consecutivos típicos, iniciando con el circuito de chancado en el cual se reduce el tamaño de las rocas provenientes de la voladura en la mina a un calibre donde la liberación del mineral sea la máxima posible. Los equipos asociados a este circuito son: chancadoras, zarandas, fajas y tolvas.

El mineral luego de alcanzar un tamaño óptimo es enviado al circuito de molienda donde con el uso de molinos de bola y ya en estado de pulpa es molido hasta micrones para ingresar al circuito de flotación. Los equipos asociados a este circuito son: molinos, hidrociclones y bombas.

El mineral clasificado en los hidrociclones es enviado a los acondicionadores o agitadores en donde se les adiciona reactivos que facilitan la separación de los minerales valiosos. Es aquí donde se inician los procesos metalúrgicos para la obtención de las espumas en las celdas de flotación que contienen una alta ley y productos con baja ley que se envían a los relaves. Los equipos asociados a este circuito son: agitadores, acondicionadores, celdas de flotación y bombas.

Las espumas producto del circuito de flotación contiene una alta ley de mineral pero en un medio líquido, es por esto que se envían al circuito de espesamiento donde por gravedad se busca sedimentar el mineral para ser enviado al circuito de filtrado.

La pulpa producto de los espesadores tienen una cantidad de agua que dificulta su transporte, es por esto que se envía al circuito de filtrado donde mediante el uso de filtros se retira el agua excedente obteniendo un producto con una humedad entre 5 y 8% la cual permite su manipuleo y posterior transporte.

La pulpa de relaves contiene una gran cantidad de agua la cual es separada en los espesadores y es enviada a la planta de concentración para su reutilización en los procesos ya descritos.

La presente Tesis busca mostrar desde el punto de vista mecánico y apoyado de algunos conceptos metalúrgicos la selección de los diferentes equipos que se usan en las plantas concentradoras.





PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DEL PERÚ  
FACULTAD DE CIENCIAS E INGENIERÍA

TEMA DE TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO DE INGENIERO MECÁNICO

TÍTULO : **DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS PARA UNA PLANTA CONCENTRADORA DE COBRE, PLOMO Y ZINC CON UNA CAPACIDAD DE 4800 TMPD**

ÁREA : Diseño # 186

PROPUESTO POR : Dr. Luis Cotaquispe Zevallos

ASESOR : Dr. Luis Cotaquispe Zevallos

TESISTA : César Augusto Herrera Igrada

CÓDIGO : 1997.1099

FECHA : 13 de julio de 2009



**DESCRIPCIÓN Y OBJETIVOS:**

El Perú es un país minero por excelencia, es por esto que los ingenieros relacionados con la minería deben tener conocimientos del procesamiento de minerales luego de su extracción. La meta es producir el valor máximo de un mineral en bruto dado, el cual puede ser un producto chancado con cierto tamaño y forma o la recuperación máxima de metales desde un mineral metálico complejo.

El objetivo de la presente tesis es realizar el dimensionamiento y selección de los diferentes equipos que conforman una planta de concentración típica, en la cual se trabaja un mineral polimetálico que contiene cobre, plomo y zinc. Estos equipos producen la reducción de tamaño, su clasificación, su flotación en pulpas, su filtrado para obtener el concentrado de mineral con poca humedad y el espesamiento de lodos que busca recuperar el agua del proceso.







PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DEL PERÚ  
FACULTAD DE CIENCIAS E INGENIERÍA

TEMA DE TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO DE INGENIERO MECÁNICO

DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS PARA UNA PLANTA  
CONCENTRADORA DE COBRE, PLOMO Y ZINC CON UNA CAPACIDAD DE  
4800 TMPD

Introducción

1. Aspectos Generales de la planta concentradora
2. Ingeniería del proyecto
3. Selección de los equipos
4. Costo del proyecto

Planos

Conclusiones

Recomendaciones (opcional)

Bibliografía

Anexos

*Máximo: 100 páginas*



Dr. Luis Cotaquispe Zevallos  
Asesor

*V. B.*  
*15/07/01*

## TABLA DE CONTENIDO

<b>INTRODUCCION.....</b>	<b>1</b>
<b>1 - ASPECTOS GENERALES DE UNA PLANTA CONCENTRADORA TIPICA.....</b>	<b>2</b>
1.1 - ETAPAS DE OPERACION.....	2
1.1.1 - ETAPA INICIAL.....	3
1.1.2 - REDUCCION DE TAMAÑO Y CONTROL.....	3
1.1.3 - ENRIQUECIMIENTO.....	5
1.1.4 - REFINAMIENTO.....	6
1.1.5 - MANEJO DE MATERIALES.....	8
1.2 - DESGASTE EN LA OPERACION.....	9
1.3 - OPERACION Y MEDIO AMBIENTE.....	10
1.4 - VALORES DE OPERACION.....	10
<b>2 - INGENIERIA DEL PROYECTO.....</b>	<b>12</b>
2.1 - CRITERIO DE DISEÑO.....	12
2.1.1 - CIRCUITO DE CHANCADO.....	12
2.1.2 - CIRCUITO DE MOLIENDA Y CLASIFICACION.....	13
2.1.3 - CIRCUITO DE FLOTACION.....	13
2.1.3.1 - Banco de Flotación N° 1.....	13
2.1.3.2 - Banco de Flotación N° 2.....	14
2.1.3.3 - Banco de Flotación N° 3.....	14
2.1.4 - CIRCUITO DE ESPESAMIENTO, RELAVES Y FILTRADO.....	14
2.2 - BALANCE DE MASAS.....	15
2.2.1 - BALANCE CIRCUITO CHANCADO.....	15
2.2.1.1 - ZARANDA N° 1.....	15
2.2.1.2 - ZARANDA N° 2.....	16
2.2.1.3 - ZARANDA N° 3.....	17
2.2.1.4 - ZARANDA N° 4 y N° 4A.....	19
2.2.1.5 - FLOW SHEET DEL CIRCUITO DE CHANCADO.....	20
2.2.2 - BALANCE CIRCUITO DE MOLIENDA.....	22
2.2.2.1 - Calculo de la carga circulante.....	22
2.2.2.2 - FLOW SHEET DEL CIRCUITO DE MOLIENDA.....	25
2.2.3 - BALANCE CIRCUITO DE FLOTACION.....	27
2.2.3.1 - Calculo de tonelaje de concentrado.....	27
2.2.3.2 - Calculo del contenido metálico.....	28
2.2.3.3 - Calculo de la distribución porcentual.....	29
2.2.3.4 - Calculo de los radios de concentración.....	30
2.2.3.5 - Calculo de caudales de pulpa.....	30
2.2.3.6 - FLOW SHEET DEL CIRCUITO DE FLOTACION.....	37
2.2.4 - BALANCE CIRCUITO DE ESPESADORES.....	39
2.2.5 - BALANCE CIRCUITO DE FILTRADO.....	40
2.2.5.1 - FLOW SHEET DEL CIRCUITO DE ESPESADORES Y FILTROS.....	43
<b>3 - DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS.....</b>	<b>44</b>
3.1 - CIRCUITO DE CHANCADO.....	44
3.1.1 - APRON FEEDER.....	44
3.1.2 - FAJA N°1 - Del Apron Feeder a la Zaranda N°1.....	47
3.1.3 - ZARANDA N° 1.....	53
3.1.4 - CHANCADORA DE QUIJADAS.....	55
3.1.5 - ZARANDA N° 2.....	56
3.1.6 - CHANCADORA CONICA SECUNDARIA.....	58

3.1.7 – ZARANDA Nº 3 .....	60
3.1.8 - CHANCADORA CONICA TERCIAIA T1 y T2 .....	61
3.1.9 - ZARANDA Nº 4 y 4A .....	63
3.2 - CIRCUITO DE MOLIENDA Y CLASIFICACION .....	64
3.2.1 - MOLINO DE BOLAS .....	64
3.2.2 - CALCULO DEL HIDROCICLÓN .....	68
3.3 - CIRCUITO DE FLOTACION .....	73
3.3.1 - ACONDICIONADOR Nº 1 .....	73
3.3.2 – BANCO DE FLOTACION Nº 1.....	75
3.3.2.1 – CELDA ROUGHER I-1.....	75
3.3.2.2 - CELDA CLEANER I-1 .....	75
3.3.2.3 - CELDA SCAVENGER I-1 .....	75
3.3.3 - ACONDICIONADOR Nº 2 .....	76
3.3.4 - BANCO DE FLOTACION Nº 2 .....	76
3.3.4.1 - CELDA ROUGHER II-1 .....	76
3.3.4.2 - CELDA CLEANER II-1 .....	77
3.3.4.3 - CELDA SCAVENGER II-1 .....	77
3.3.5 - ACONDICIONADOR Nº 3 .....	77
3.3.6 - BANCO DE FLOTACION Nº 3 .....	78
3.3.6.1 - CELDA ROUGHER III-1 .....	78
3.3.6.2 - CELDA CLEANER III-1 .....	78
3.3.6.3 - CELDA SCAVENGER III-1 .....	78
3.4 - CIRCUITO DE ESPESADORES .....	80
3.4.1 - Espesador Nº 1 – Concentrado de Cobre .....	81
3.4.2 - Espesador Nº 2 – Concentrado de Plomo.....	83
3.4.3 - Espesador Nº 3 – Concentrado de Zinc .....	86
3.4.4 - Espesador Nº 4 – Relaves .....	88
3.5 - CIRCUITO DE FILTRACION .....	91
3.5.1 - Filtro concentrado de cobre .....	91
3.5.2 - Filtro concentrado de plomo .....	92
3.5.3 - Filtro concentrado de zinc .....	93
<b>4 - COSTO DEL PROYECTO .....</b>	<b>95</b>
4.1 - Costo Mano de Obra Directa.....	95
4.2 - Costo Equipos Mayores.....	96
4.3 - Costo Equipos Menores.....	96
4.4 - Costo de Consumibles .....	96
4.5 - Costo de Herramientas.....	96
4.6 - Resumen.....	97
4.7 - Histograma .....	97
4.8 - Cronograma de Ejecución de la Obra .....	98
4.9 – Costo.....	98
<b>5 – PLANOS.....</b>	<b>99</b>
<b>6- CONSIDERACIONES .....</b>	<b>100</b>
<b>7 – CONCLUSIONES.....</b>	<b>100</b>
<b>8 – BIBLIOGRAFIA .....</b>	<b>101</b>

## ANEXOS

- ANEXO A - LINK-BELT, Apron Feeder, CATALOG 1000
- ANEXO B - Dimensionamiento Zarandas
- ANEXO C - CEMA Belt Conveyors for Bulk Materials
- ANEXO D - Dimensionamiento Circuito Molienda
- ANEXO E - Dimensionamiento Circuito Flotación
- ANEXO F - RENOLD, Selection Method, Roller Chain Catalogue
- ANEXO G - Metso Basics in Minerals Processing
- ANEXO H - Fajas Flexsteel Goodyear
- ANEXO I - Metso Manual de Trituración y Cribado Catalogo 2051-12-08-CBL
- ANEXO J - Sumitomo Catalogo 15.001.50.006
- ANEXO K - BANDO, V-Belt Design Manual
- ANEXO L - METSO MINERALS, Grelhas Vibratórias Extra-Pesadas M
- ANEXO M - METSO MINERALS, Peneira Vibratória Nordberg CBS, 2008
- ANEXO N - METSO MINERALS, Trituradoras de mandíbulas Nordberg Serie C, Folleto 1320-03-07-CBL, 2007
- ANEXO Ñ - METSO MINERALS, Molinos de Cono Norberg HP, Brochure N°1252-04-08-CBL, 2008
- ANEXO O - Menzel Modular Slip-Ring Motors
- ANEXO P - SUMITOMO, Paramax, Parallel Shaft & Right Angle, Catalog 07.701.50.007
- ANEXO Q - DENVER, Density Data, Slurry Water and Solids Pulp
- ANEXO R - Arterburn, R.A., "The Sizing of Hydrocyclones, Krebs Engineers
- ANEXO S - WARMAN, Slurry Pumping Handbook, Australasian Version, Feb 2000
- ANEXO T - ABS Guía para el Cálculo de Pérdidas de Carga
- ANEXO U - Curva bomba Warman 10 x 8
- ANEXO V - SUMITOMO, Cyclo 6000, Reductores de Velocidad, Catalogo 03.601.50.004SP
- ANEXO W - METSO MINERALS, RCS Maquinas de Flotación, Brochure N°1011-08-11-SBL, 2012
- ANEXO X - Yamada Bomba Diafragma NDP-80
- ANEXO Y - FLSmidth Minerals, Dimensionamiento de Hidrociclones.
- ANEXO Z - FLSmidth Minerals, Dimensionamiento de Molino de barras y bolas.
- ANEXO AA - Flow Sheet Planta Concentradora de Cobre, Plomo y Zinc con una capacidad de 4800 TMD

## INTRODUCCION

Todas las operaciones de concentración de minerales tienen procesos comunes, como son el Chancado, la Molienda, la Flotación, el Espesamiento y el Filtrado. En estos procesos se usan diferentes equipos de acuerdo a las características iniciales del mineral como son el tamaño, humedad y las propiedades que se quieren obtener en la etapa final del mineral ya concentrado.

Para poder liberar el material valioso se necesita que este se encuentre en un tamaño adecuado; es por esto que el proceso se inicia con el chancado y clasificado donde el material proveniente de la mina es reducido hasta un tamaño definido para ingresar a los molinos, es aquí donde se muele hasta micrones que junto con el agua de este proceso ahora en pulpas, es clasificado para ingresar al proceso de flotación donde es separado el material valioso al cual se le retira el exceso de agua en la zona de filtrado. El agua es un elemento vital de una planta concentradora; es por esto, que es reutilizada siendo separada de los relaves en la zona de espesamiento o clarificado.

El material que se obtiene de la explotación de una mina esta generalmente compuesto de una mezcla de minerales metalíferos de diferentes especies, algunos de los cuales constituyen el objeto de la explotación, y de material pétreo y sin valor inmediato, constituido por los minerales estériles (cuarzo, calcita, arcilla, feldespato, dolomita, etc.) que se encuentran dentro de un yacimiento y que por efecto de los disparos se desprenden y es imposible evitar que se junten al mineral.

Esta mezcla de sustancias minerales valiosas y estériles, en diversas proporciones, tienen que ser tratadas de alguna forma para separar aquello que no sirve, de los minerales que son útiles. Mientras mayor sea la proporción de sustancias estériles que acompañan a las sustancias valiosas, tanto mas necesaria y complicada será la operación de limpiar la MENA<sup>1</sup>, o sea de eliminar el material estéril que ensucia, por decirlo así, al mineral valioso.

Para el diseño de la planta se consideró una capacidad mediana que tratara 4800 TMSD de mineral con un circuito típico de chancado, clasificación, molienda, flotación, espesamiento y filtrado.

---

<sup>1</sup> Una mena es un mineral del que se puede extraer un elemento, un metal generalmente, por contenerlo en cantidad suficiente para ser aprovechado

## 1 - ASPECTOS GENERALES DE UNA PLANTA CONCENTRADORA TÍPICA

### 1.1 - ETAPAS DE OPERACION

Las diferentes etapas en el procesamiento de minerales se han mantenido igual durante miles de años lo que ha evolucionado es el desarrollo de equipos y procesos. Estos equipos deben tratar los cristales minerales, duros, abrasivos y no homogéneos en forma especial para poder extraer el valor máximo de cada fracción de tamaño.

El patrón operacional que se muestra en la Fig.1.1 ha sido utilizado desde los inicios del tratamiento de minerales.

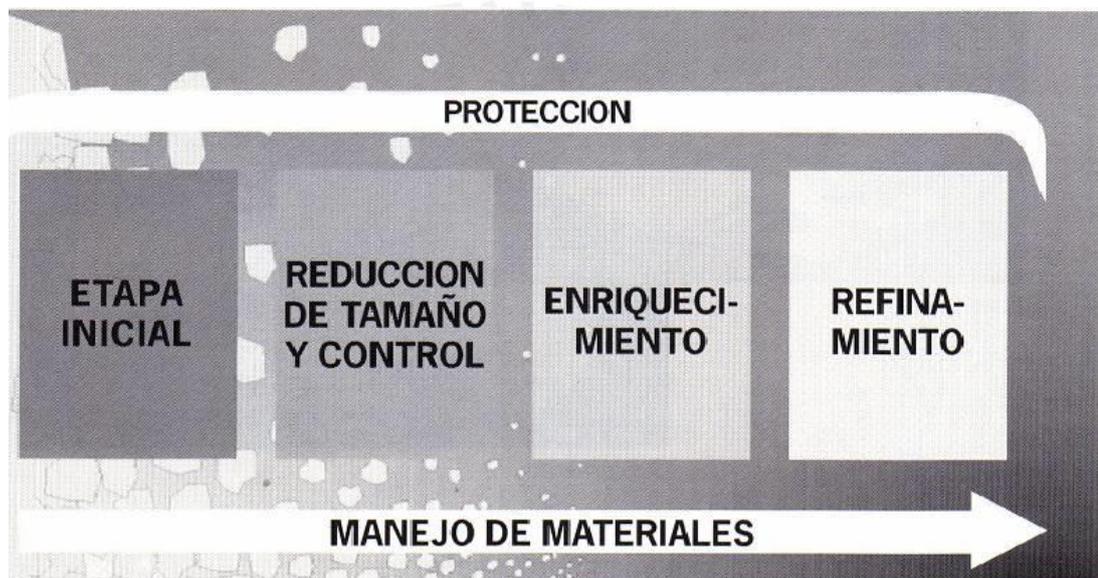


Fig. 1.1 Etapas de procesamiento<sup>2</sup>

**Etapa inicial:** Es la operación que involucra la obtención del mineral mediante, por lo general; minas a tajo abierto o subterráneas.

**Reducción de tamaño y control:** Procesos para producir la distribución del calibre requerido partiendo del material de alimentación.

**Enriquecimiento:** Procesos para aumentar el valor de minerales por medio de lavado y/o separación.

**Refinamiento:** Procesos para producir los productos finales requeridos a partir de minerales con valor y desechos.

**Tratamiento de Materiales:** Operaciones para hacer avanzar los procesos con un mínimo de alteraciones.

<sup>2</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, 1<sup>ra</sup> Edición, 2004-05, pag.2:1

**Protección:** Medidas para proteger el medio de proceso contra el desgaste y emisiones de polvo y ruido.” (Metso Minerals, 2004-05, p.2:1)

### 1.1.1 - ETAPA INICIAL

Esta etapa comprende la extracción del mineral la cual puede ser superficial o a tajo abierto y subterránea o por socavones.

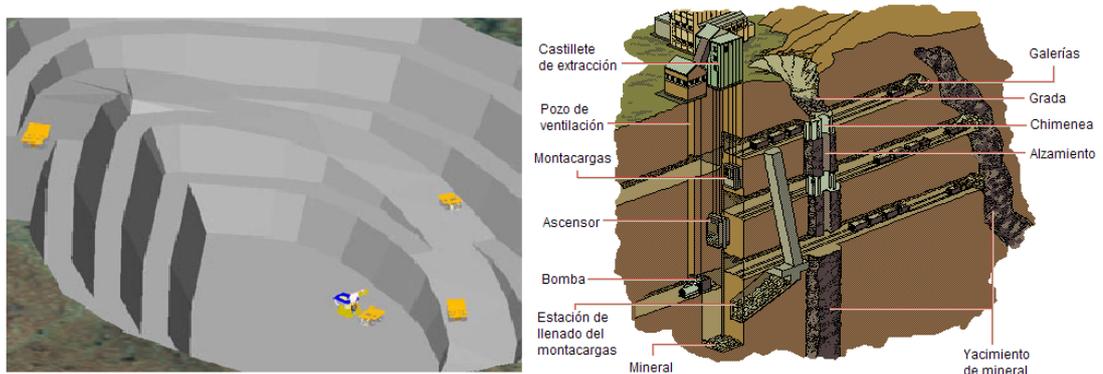


Fig. 1.2 - Extracción a tajo abierto<sup>3</sup>

Fig. 1.3 – Extracción subterránea<sup>4</sup>

### 1.1.2 - REDUCCION DE TAMAÑO Y CONTROL

#### 1.1.2.1 - Chancado y trituración de metales y minerales

La reducción de tamaño de minerales se realiza normalmente para liberar los minerales de valor desde la roca donde están depositados. Esto significa que se debe lograr un tamaño de liberación, normalmente en un intervalo de 100 – 10 micrones, ver curva de valor 1 en la Fig. 1.4

Si el material en BRUTO es un mineral simple como la calcita o feldespato; es decir minerales que se encuentran en casi toda la corteza terrestre, el valor esta normalmente en la producción de polvo muy fino (relleno), ver curva de valor 2 en la Fig. 1.4. Para poder maximizar el valor en la reducción de tamaño de rocas y minerales, ver a continuación, necesitamos chancado y triturado en varias combinaciones.” (Metso Minerals, 2004-05, p.2:4.)

<sup>3</sup> Vulcan MineModeller para minas a cielo abierto Disponible en: [http://www.maptek.com/cl/productos/vulcan/paquetes/vulcan\_minemodeller\_for\_open\_pit.html]

<sup>4</sup> MINAS ABIERTAS Disponible en: [http://www.taringa.net/posts/imagenes/1593123/Minas-abiertas.html]

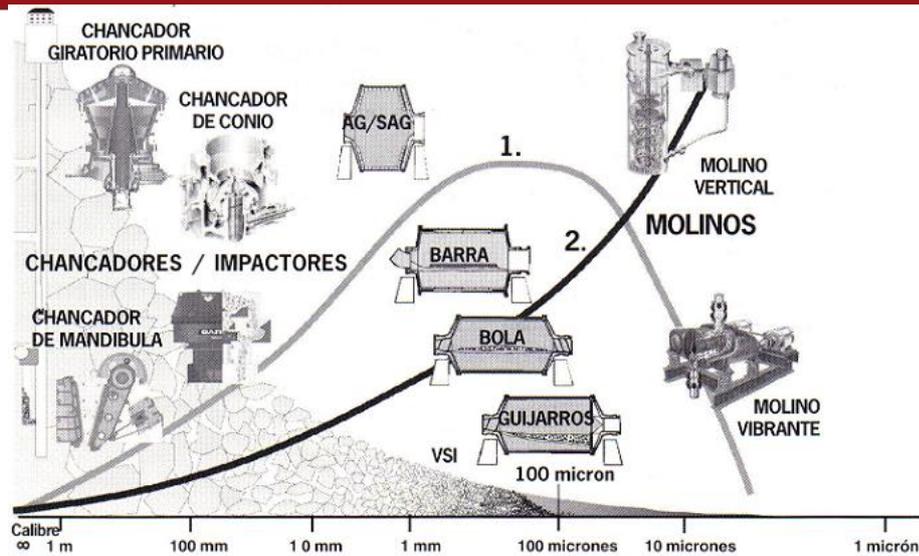


Fig. 1.4 Tamaño de partículas en equipos de chancado y molienda<sup>5</sup>

1.1.2.2 - Control de tamaño

Ni las chancadoras ni los molinos son muy precisos cuando se trata del tamaño correcto del producto final. La razón se encuentra en parte, en la variación de los compuestos de cristales de mineral (duro-suave, abrasivo-no abrasivo), y parte en el diseño y rendimiento del equipo.

Los equipos que intervienen en el control del tamaño son las herramientas para refinar las fracciones de tamaño en las etapas de proceso y en el producto final.

Para la parte más gruesa del proceso, se usan coladores (en la práctica sobre 1-2 mm). En la parte más fina tenemos que clasificar con clasificadores en espiral y/o hidrociclones como se muestra en la Fig. 1.5

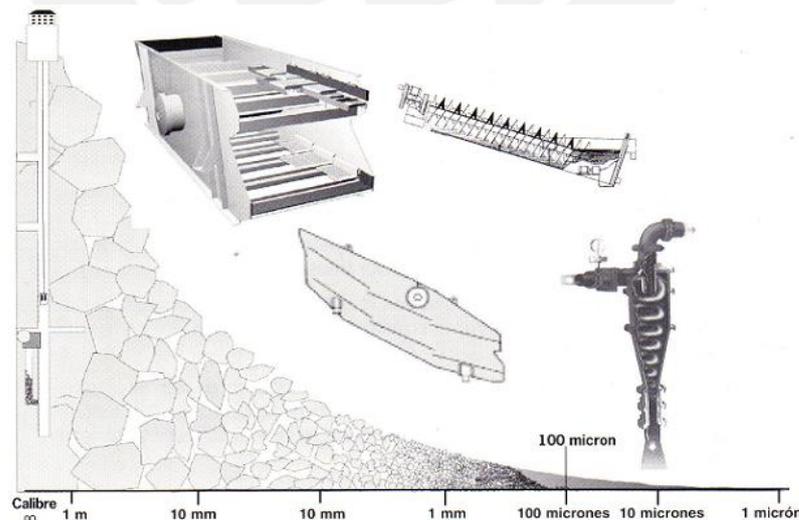


Fig. 1.5 Tamaño de partículas en equipos de clasificación<sup>6</sup>

<sup>5</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, Edición 1, 2004-05, pag.2:4

<sup>6</sup> Ibid., pág. 2:5

### 1.1.3 - ENRIQUECIMIENTO

#### 1.1.3.1 - Enriquecimiento – Lavado

El lavado es el método más simple de enriquecimiento utilizado para aumentar el valor de las fracciones de roca y mineral. La eliminación de impurezas en la superficie, tales como arcilla, polvo, productos orgánicos o sales, es por lo general para un producto vendible.

Dependiendo de la dureza de las impurezas adheridas a la superficie de la roca o mineral, se utilizan diferentes equipos los cuales mostramos a continuación.



Fig. 1.6 Harneros húmedos<sup>7</sup>

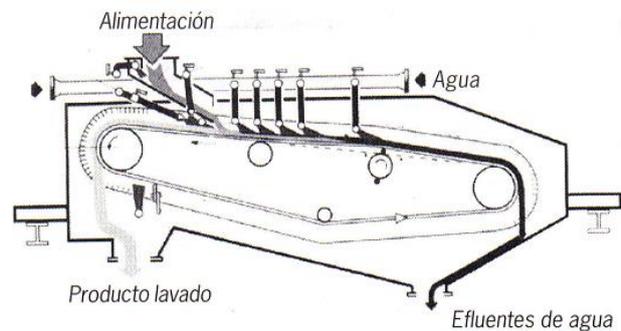


Fig. 1.7 Lechos gravitacionales<sup>8</sup>



Fig. 1.8 Depuradores<sup>9</sup>

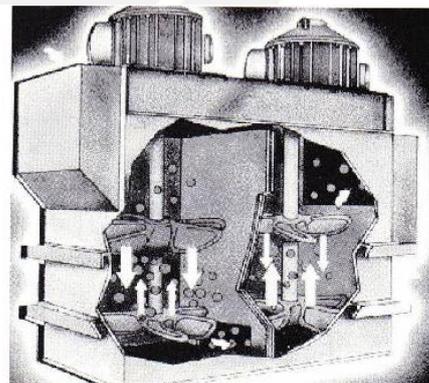


Fig. 1.9 Celdas de atrición<sup>10</sup>

<sup>7</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, Edición 1, 2004-05, p.2:5

<sup>8</sup> Ibid., pág. 2:5

<sup>9</sup> Ibid., pág. 2:5

<sup>10</sup> Ibid., pág. 2:5

### 1.1.3.2 - Enriquecimiento – Separación

La mayoría de los minerales de valor (metálico e industrial), están valorados por su pureza. Después de su liberación por reducción y control de tamaño, todos los minerales están libres para ser separados el uno del otro.

Dependiendo de las propiedades de cada mineral en forma individual, estos se pueden recuperar por diferentes métodos de separación (ver Fig. 1.10).

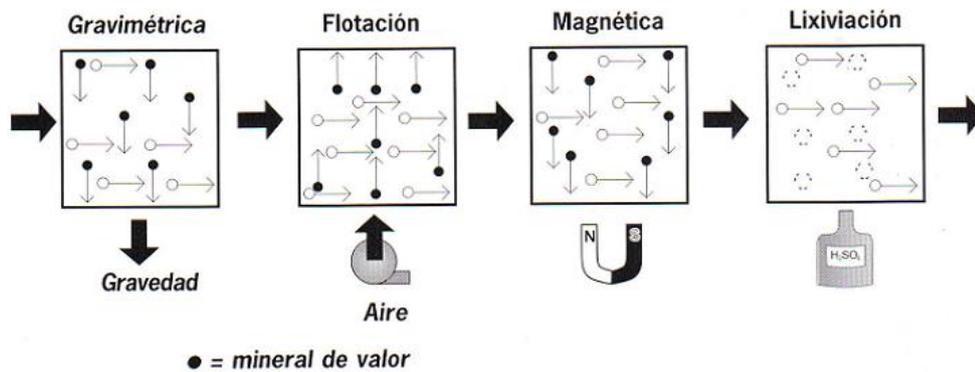


Fig. 1.10 Métodos de separación<sup>11</sup>

### 1.1.4 - REFINAMIENTO

Después de la operación de enriquecimiento se obtiene un producto de valor (concentrado) y un producto sin valor (relaves).

Probablemente, estos productos no son vendibles ni tampoco desechables debido a su contenido de agua de procesamiento, tamaño de partículas o composición química.

Por refinamiento se entienden los métodos para aumentar el valor de estos productos por sedimentación, deshidratación mecánica, secado, calcinamiento y recuperación del agua de proceso desde los relaves (ver Fig. 1.11).

<sup>11</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, Edición 1, 2004-05, pág. 2:6

**Refinamiento por métodos**

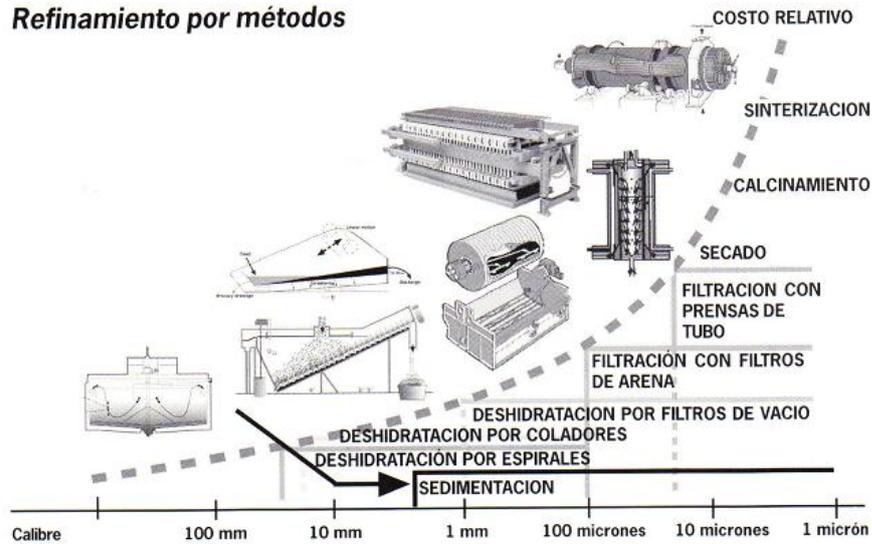


Fig. 1.11 – Equipos y métodos en el refinamiento de minerales<sup>12</sup>

**1.1.4.1 - Etapas de tratamiento de agua de lavado**

Dependiendo de las condiciones y restricciones locales, se pueden necesitar una, dos o tres etapas de tratamiento, ver a continuación este esquema en la Fig.1.12.

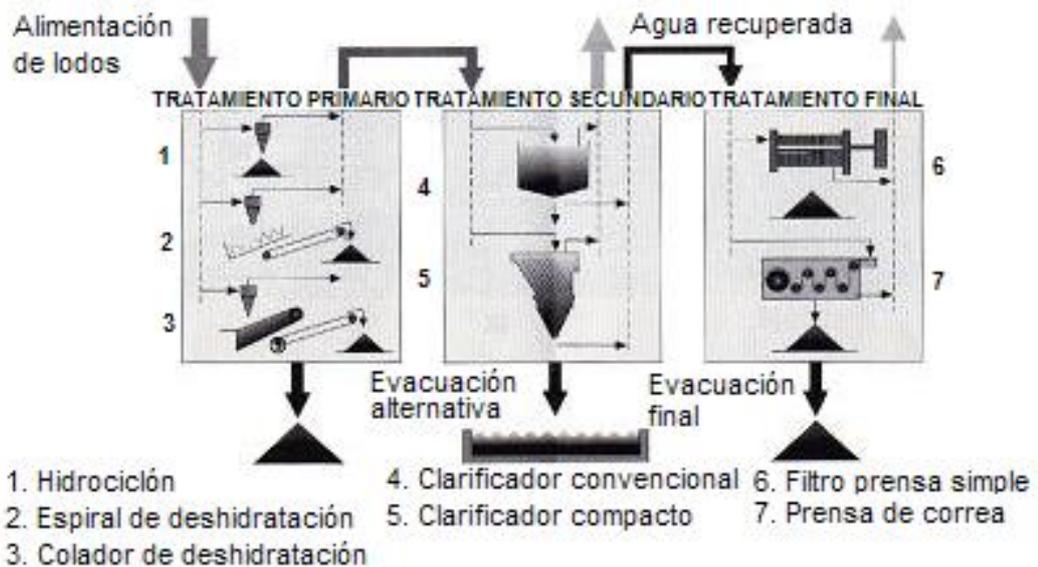


Fig. 1.12 Esquema del tratamiento del agua de lavado<sup>13</sup>

<sup>12</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, Edición 1, 2004-05, pag.2:6

<sup>13</sup> Ibid, pág. 5:4

1.1.5 - MANEJO DE MATERIALES

Sin una infraestructura apropiada para el transporte de materiales sería imposible realizar algún sistema de procesamiento. En una planta de concentración se maneja por lo general dos estados del mineral, mineral seco y mineral húmedo (lodos).

El manejo de materiales secos se basa en la operación de carga, descarga, transporte, acopio y alimentación de los minerales, ver Fig. 1.13.

El manejo de materiales en húmedo, llamado tratamiento de lodos, se basa también en las operaciones de transporte (por medio de bombas de lodos) y acopio (por agitación de lodos), ver Fig. 1.14.

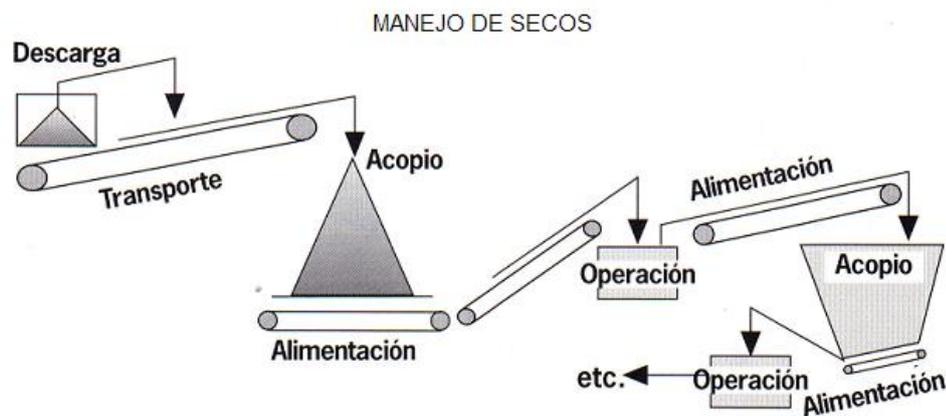


Fig. 1.13 Circuito en el manejo de materiales secos<sup>14</sup>

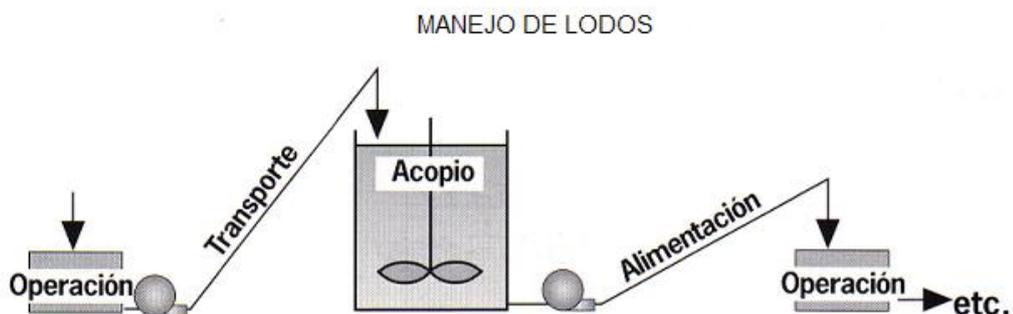


Fig. 1.14 Circuito en el manejo de lodos<sup>15</sup>

<sup>14</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, Edición 1, 2004-05, pag.2:7

<sup>15</sup> Ibid., pág. 2:5

## 1.2 - DESGASTE EN LA OPERACION

Siempre que haya penetración de energía en una roca, metal o mineral, se produce desgaste. Por supuesto hay una diferencia si los minerales son duros o blandos, pequeños o grandes, secos o húmedos, pero el desgaste siempre estará presente. Tanto las maquinas como las estructuras deben estar protegidas contra el desgaste utilizando metales, polímeros o material compuesto.

En la Fig. 1.15 se muestran algunos puntos en un proceso de concentración donde es frecuente el desgaste de partes en los equipos.

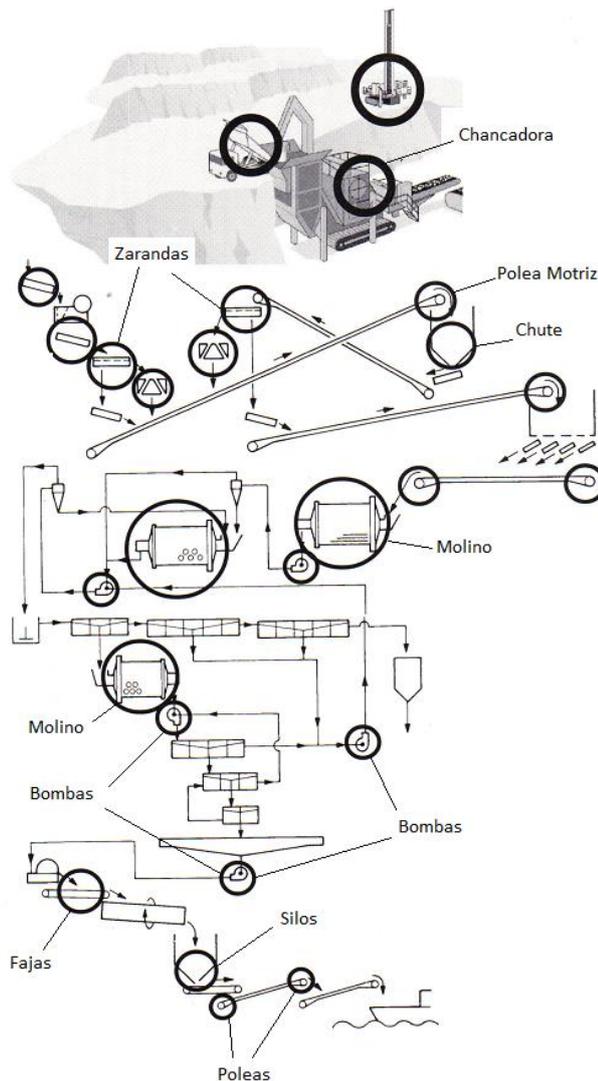


Fig. 1.15 Puntos de desgaste típicos en un circuito de concentración<sup>16</sup>

<sup>16</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, Edición 1, 2004-05, pág. 2:8

### 1.3 - OPERACION Y MEDIO AMBIENTE

Si el desgaste es peligroso para los equipos y estructuras, el polvo y el ruido son principalmente peligrosos para los operadores. Por tradición, el medio ambiente en el procesamiento de minerales tiene mala reputación, esta situación está cambiando debido a mayores restricciones estipuladas por ley y a mayores exigencias por parte de los operadores. Ver Fig. 1.16

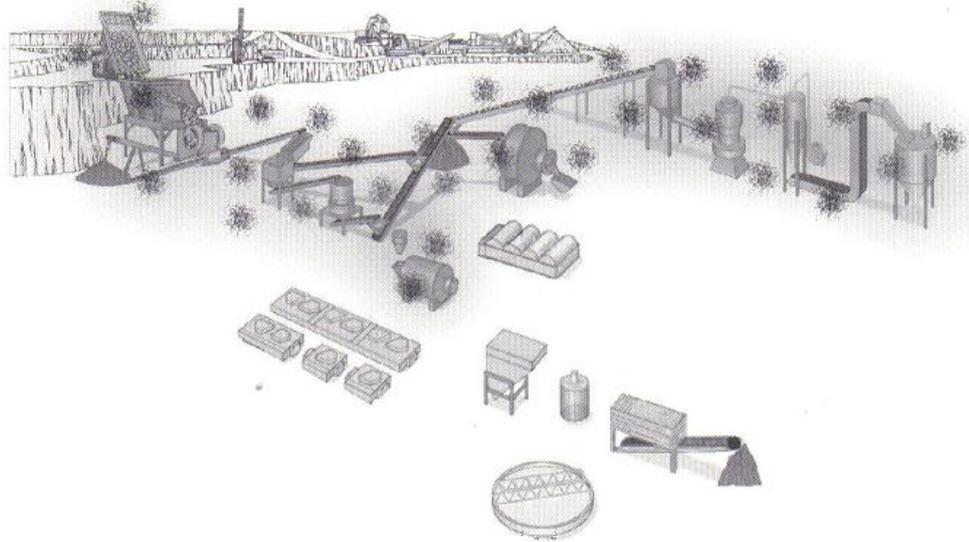


Fig. 1.16 Medio ambiente<sup>17</sup>

### 1.4 - VALORES DE OPERACION

Los precios para los productos que se obtienen de la operación son raramente designados por el productor sino por el mercado que los compra. Siempre existe una posibilidad de aumentar el ingreso de sus operaciones por los valores agregados generados por la operación en sí.

- Mejorando la producción podemos aumentar los volúmenes del producto.
- Mejorando la calidad podemos aumentar el precio de los productos.
- Mejorando el control de gastos podemos reducir costos de operación.
- Mejorando el bienestar de los operadores podemos mejorar la motivación y reducir las interrupciones de operación.

Esto se puede realizar con pequeños ajustes, mejorando el servicio o reinvertiendo en equipos más efectivos. Esto se muestra en la Fig. 1.17

<sup>17</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, Edición 1, 2004-05, pág. 2:9



Fig. 1.17 Esquema del valor agregado en la operación<sup>18</sup>

Una máquina que trabaja en un flujo de proceso de minerales no va a funcionar mejor que lo que le permita el medio de proceso.

Los parámetros como el tipo, tamaño y cantidad de alimentación, % de sólidos en lodos, aditivos, condiciones de descarga, etc., siempre guiarán las prestaciones del equipo y la economía en la operación de estos.

Existe un fuerte hito entre los fabricantes y usuarios para trabajar en términos de sistemas, significando soluciones a varios problemas operativos mas que a la mera instalación del equipo. Esto aumentaría efectivamente los valores de operación y la eficiencia del proceso. Un esquema de esto se muestra en la Fig. 1.18.

**Niveles de Sistema en el Mineral Metálico / Procesamiento de Minerales**

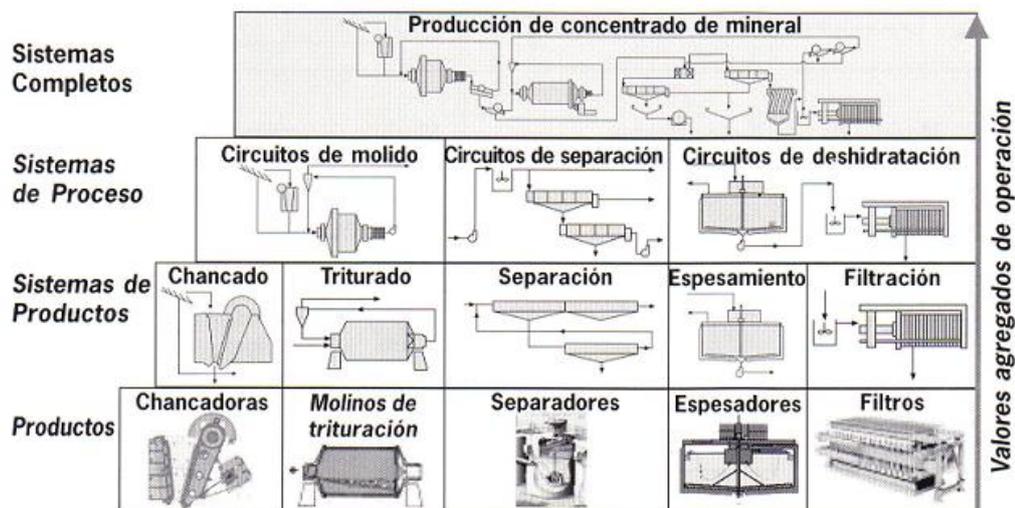


Fig. 1.18 Niveles de sistemas en la producción de minerales<sup>19</sup>

<sup>18</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, Edición 1, 2004-05, pág.2:9

<sup>19</sup> Ibid., pag. 11:1

## 2 - INGENIERIA DEL PROYECTO

### 2.1 - CRITERIO DE DISEÑO

Los criterios de diseño consideran información de diversas fuentes, como por ejemplo, datos técnicos, datos de fabricantes, bibliografía especializada, etc. Algunos datos han sido asumidos en base a la experiencia ganada al estar involucrado en proyectos sobre este tema.

Para el dimensionamiento de los diferentes equipos que conforman la planta concentradora se debe calcular los balances de masa en los 5 circuitos siguientes:

- Circuito de Chancado
- Circuito de Molienda
- Circuito de Flotación
- Circuito de Filtración
- Circuito de Espesamiento y Relaves

#### 2.1.1 - CIRCUITO DE CHANCADO

El tonelaje a procesar en este circuito será de 480 TMH, con lo cual, se espera operar 10 horas para alcanzar las 4800 TMS por día. El tamaño máximo de ingreso al circuito de chancado será de 12", con un tamaño promedio en la alimentación al 80% ( $F_{80}^{20}$ ) igual a -8" y un tamaño en el producto al 80% ( $P_{80}^{21}$ ) igual a -3/8".

El mineral será alimentado a través de un Alimentador de Placas hacia la Zaranda **Nº1** de un piso, el tamizado de esta zaranda es enviado al chancado secundario y el rechazo se envía a la chancadora primaria tipo Quijada que arrojará un producto con una granulometría menor y uniforme. El producto de la chancadora primaria ingresará a una Zaranda **Nº2** que por el volumen de alimentación será de doble piso.

El tamizado de la zaranda **Nº2** es enviado a las tolvas de finos y el rechazo se junta con el tamizado de la zaranda **Nº1** y junto es enviado al chancado secundario donde la chancadora cónica arrojará un producto de 0.93" como  $P_{80}$ . El producto de esta chancadora es enviado a la zaranda **Nº3**.

El tamizado de la zaranda **Nº3** es transportado a las tolvas de finos y el rechazo es enviado al chancado terciario donde es almacenado en una tolva de intermedio que distribuye la carga en 2 chancadoras cónicas que arrojará un producto de 0.54" como  $P_{80}$ . El producto de esta chancadora es enviado a la zaranda **Nº4 Y 4A** de un solo piso, el tamizado es transportado a las tolvas de finos y el rechazo de esta

<sup>20</sup> Es el tamaño que corresponde al 80% en peso del tonelaje en la alimentación

<sup>21</sup> Es el tamaño que corresponde al 80% en peso del tonelaje en el producto

zaranda **Nº4** se juntara con el rechazo de la zaranda gemela **Nº4A** y de la zaranda **Nº3** y retornaran como alimento a las chancadoras terciarias, generándose así un circuito cerrado en el chancado terciario.

### 2.1.2 - CIRCUITO DE MOLIENDA Y CLASIFICACION

El tonelaje a procesar en este circuito es de 200 TMH y operara 24 horas al día para alcanzar las 4800 TMD. El tamaño máximo de ingreso al circuito de molienda es de 3/8", el  $F_{80}$  de 6014  $\mu\text{m}$  y el  $P_{80}$  igual a 300  $\mu\text{m}$ . El mineral será procesado en 02 líneas de proceso con capacidades iguales de 100 TMSH cada una.

Cada circuito tratara 100 TMH en un molino primario de bolas que operara en circuito cerrado directo. El sistema de clasificación será con hidrociclones. El rebose de estos hidrociclones será enviado a un tanque acondicionador antes de ingresar al circuito de flotación. Los gruesos del nido de hidrociclones retornaran al molino primario como carga circulante (300%). La pulpa proveniente del molino será enviada al nido de hidrociclones mediante una bomba.

### 2.1.3 - CIRCUITO DE FLOTACION

El tonelaje a procesar en este circuito será de 200 TMH y operara 24 horas al día para alcanzar las 4800 TMD. El mineral enviado desde molienda ingresara a un acondicionador que preparara la pulpa con los distintos reactivos previo al ingreso a los bancos de flotación.

Para la flotación de este mineral polimetálico de cobre, plomo y zinc se usara un arreglo donde el cobre y plomo se separan en un concentrado bulk colectivo de cobre y plomo de alta calidad y en los relaves de este al circuito se depositara el zinc donde se concentrara en otro banco de celdas.

Como método de separación del concentrado bulk de cobre y plomo se usara la depresión de los sulfuros de cobre con cianuro y la flotación del plomo. El concentrado de cobre se obtiene en los relaves de este circuito.

#### 2.1.3.1 - Banco de Flotación Nº 1

La pulpa fresca que reboza del acondicionador con un flujo de 200 TMH de sólidos ingresara al banco **Rougher I-1** junto a los relaves del **Cleaner I-1** y del concentrado de la **Scavenger I-1**.

Las espumas del **Rougher I-1** ingresan a la celda **Cleaner I-1** y el material que no flota ingresa como alimento a la celda **Scavenger I-1**. Las espumas de la celda **Cleaner I-1** es enviada al acondicionador **Nº2** para su tratamiento con reactivos

previo al ingreso al segundo banco de celdas donde se llevara a cabo la separación del cobre y plomo presentes en el concentrado bulk.

#### 2.1.3.2 - Banco de Flotación N° 2

La pulpa ya tratada proveniente del acondicionador **N°2** ingresa a la celda **Rougher II-1** donde se junta al rechazo de la celda **Cleaner II-1** y a las espumas de la **Scavenger II-1**.

Las espumas del **Rougher II-1** ingresan a la celda **Cleaner II-1** teniendo como concentrado final de Plomo que será filtrado para obtener el producto final de esta línea del proceso. El relave de la celda **Scavenger II-1** es enviada a un espesador donde se obtiene el concentrado de cobre.

#### 2.1.3.3 - Banco de Flotación N° 3

El relave de la celda **Scavenger I-1** es enviado al acondicionador **N°3** donde después de ser tratado con reactivos se envía a la celda **Rougher III-1** donde se juntas los relaves de la celda **Cleaner III-1** y las espumas de la celda **Scavenger III-1**. Las espumas del **Rougher III-1** es enviada a la celda **Cleaner III-1** en la cual tenemos el concentrado de Zinc como producto final.

Del relave final de la celda **Scavenger III-1** obtenemos el relave final del proceso, el cual no tiene valor para la operación y es enviado a la cancha de relaves.

#### 2.1.4 - CIRCUITO DE ESPESAMIENTO, RELAVES Y FILTRADO

El circuito de flotación nos produce cuatro productos, un concentrado de plomo, uno de cobre, uno de zinc y uno de relaves.

La pulpa de concentrado del plomo proveniente de la celda **Cleaner II-1** alimentara al espesador el cual descargara la pulpa con 55% de sólidos hacia el área de filtros. La pulpa de concentrado del cobre proveniente de la celda **Scavenger II-1** alimentara al espesador el cual descargara la pulpa con 55% de sólidos hacia el área de filtros.

La pulpa de concentrado del zinc proveniente de la celda **Cleaner III-1** alimentara al espesador el cual descargara la pulpa con 55% de sólidos hacia el filtro prensa.

Los filtros descargarán la torta de concentrado con una humedad estimada entre 5 y 8 %.

El concentrado de cada mineral será llenado en bolsas dobles de polietileno y propileno con capacidad de 50 Kg que serán controladas en una balanza de 200 Kg de capacidad con precisión de  $\pm 0.01$  Kg. Después que los sacos son muestreados con una sonda de 1" de diámetro, recolectándose 100 gr. por saco, estos serán

cocidos colocándose una identificación de rafia de colores, codificados por día de producción. La producción total de concentrado de plomo será de 0.94 TMSH, de cobre 3.17 TMSH y de zinc 3.11 TMSH. Los sacos serán almacenados en el patio de concentrados y serán cargados a los camiones de despacho ubicados convenientemente en una rampa que facilita el carguío.

El relave contendrá 180.78 TMSH de material con poco valor metalúrgico el cual será sedimentado en espesadores, los lodos serán enviados a una cancha de relaves donde ingresara a una planta de desaguado el cual producirá relleno hidráulico para las operaciones en la mina subterránea.

## 2.2 - BALANCE DE MASAS

Para iniciar el dimensionamiento de equipos de cada circuito se debe calcular la cantidad, propiedades y características del mineral a procesar. Es por esto que se procederá a realizar el balance de masas en cada circuito del proceso.

### 2.2.1 - BALANCE CIRCUITO CHANCADO

#### 2.2.1.1 - ZARANDA Nº 1

Tomando como referencia lo indicado por Angel Egas<sup>22</sup>

Se tiene como datos la granulometría del material en la zaranda, ver Tabla 2.1

MALLA	Porcentaje pasante Ac (-)		
	ALIMENTACION (f)	UNDERSIZE	OVERSIZE (r)
12"	100	-	100
8"	83.2	-	81.4
6"	64.8	-	63.4
4"	48.3	100	16.4
2"	36.2	74.9	12.3
1"	28.2	58.4	9.6
3/4"	22.1	45.8	7.5
1/2"	15.3	31.7	5.2
3/8"	4.6	9.5	1.6
1/4"	2.5	5.2	0.8

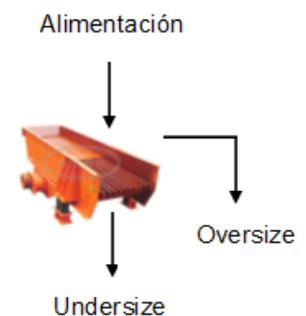


Tabla 2.1 Análisis granulométrico en la zaranda Nº 1

Hallando la eficiencia de la zaranda para 4" de abertura en la malla, ver **ANEXO B**

$$E = \frac{(48.3 - 16.4) \times 10000}{(100 - 16.4) \times 48.3} = 79\%$$

Hallando el tonelaje de mineral en el tamizado (Undersize) para una alimentación de 480 ton/h

<sup>22</sup> Egas, J. Angel, Evaluación de Plantas Concentradoras, 1ra Edición, Perú, 1985, pág. 22

$$U = \frac{79 \times 48.3 \times 480}{10000} = 183.16 \text{ ton/h}$$

Hallando el tonelaje de mineral en el rechazo (Oversize)

$$O = 480 - 183.16 = 296.84 \text{ ton/h}$$

La capacidad de alimentación, producto y rechazo se muestra en la Fig.2.1

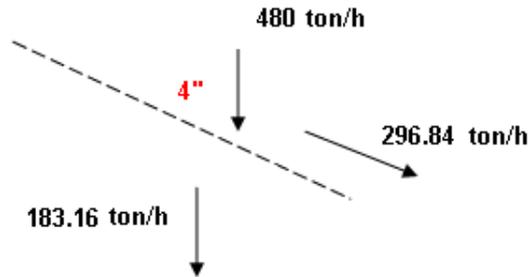


Fig. 2.1 Capacidades en la zaranda Nº 1

### 2.2.1.2 - ZARANDA Nº 2

Se tiene como datos la granulometría del material en la zaranda, ver Tabla 2.2.

MALLA	Porcentaje pasante Ac (-)		
	ALIMENTACION (f)	UNDERSIZE	OVERSIZE (r)
12"	-	-	-
8"	-	-	-
6"	-	-	-
4"	100	-	100.0
2"	78.3	-	58.6
1"	61	-	45.9
3/4"	47.8	-	37.4
1/2"	33.1	-	27.0
3/8"	23.5	100.0	6.5
1/4"	12.8	48.5	5.7

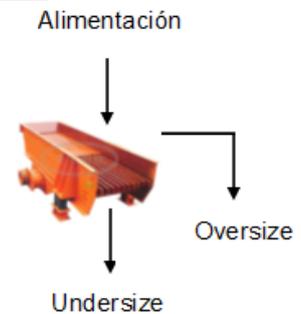


Tabla 2.2 Análisis granulométrico en la zaranda Nº 2

Para mejorar la eficiencia de cribado y por la presencia de un alto porcentaje de partículas menores de 2" en la alimentación se usa dos mallas para el tamizado, la primera con una malla de 2" y la segunda con una malla de 3/8".

Hallando la eficiencia de la zaranda para 2" de abertura en la malla

$$E = \frac{(78.3 - 58.6) \times 10000}{(100 - 58.6) \times 78.3} = 60.77\%$$

Hallando el tonelaje de mineral en el tamizado (Undersize)

$$U = \frac{60.77 \times 78.3 \times 296.84}{10000} = 141.25 \text{ ton/h}$$

Hallando el tonelaje de mineral en el rechazo (Oversize)

$$O = F - U = 296.84 - 141.25 = 155.59 \text{ ton/h}$$

Hallando la eficiencia de la zaranda para 3/8" de abertura en la malla

$$E = \frac{(23.5 - 6.5) \times 10000}{(100 - 6.5) \times 23.5} = 77.37\%$$

Hallando el tonelaje de mineral en el tamizado (Undersize)

$$U = \frac{77.37 \times 23.5 \times 141.25}{10000} = 25.68 \text{ ton/h}$$

Hallando el tonelaje de mineral en el rechazo (Oversize)

$$O = F - U = 141.25 - 25.68 = 115.57 \text{ ton/h}$$

La capacidad de alimentación, producto y rechazo se muestra en la Fig.2.2

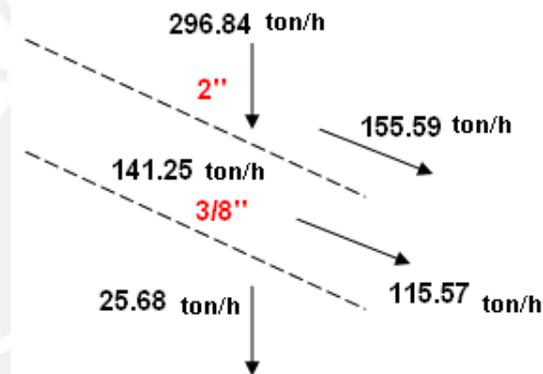


Fig. 2.2 Capacidades en la zaranda N° 2

### 2.2.1.3 - ZARANDA N° 3

Se tiene como datos la granulometría del material en la zaranda, ver Tabla 2.3

MALLA	Porcentaje pasante Ac ( - )		
	ALIMENTACION (f)	UNDERSIZE	OVERSIZE (r)
12"	-	-	-
8"	-	-	-
6"	-	-	-
4"	-	-	-
2"	100	-	100.0
1"	98	-	93.0
3/4"	92	-	76.0
1/2"	66	-	43.0
3/8"	55	100.0	15.3
1/4"	45	68.3	11.3

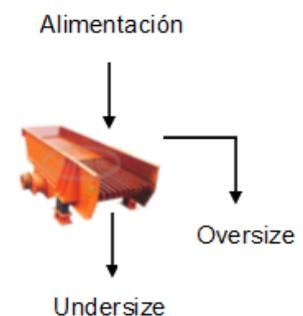


Tabla 2.3 Análisis granulométrico en la zaranda N° 3

Hallando la eficiencia de la zaranda para 1" de abertura en la malla

$$E = \frac{(98 - 93) \times 10000}{(100 - 93) \times 98} = 72.89\%$$

Hallando el tonelaje de mineral en el tamizado (Undersize)

$$U = \frac{72.89 \times 98 \times 454.32}{10000} = 324.53 \text{ ton/h}$$

Hallando el tonelaje de mineral en el rechazo (Oversize)

$$O = F - U = 454.32 - 324.53 = 129.79 \text{ ton/h}$$

Hallando la eficiencia de la zaranda para 3/8" de abertura en la malla

$$E = \frac{(55 - 15.3) \times 10000}{(100 - 15.3) \times 55} = 85.22\%$$

Hallando el tonelaje de mineral en el tamizado (Undersize)

$$U = \frac{85.22 \times 55 \times 324.53}{10000} = 152.11 \text{ ton/h}$$

Hallando el tonelaje de mineral en el rechazo (Oversize)

$$O = F - U = 324.53 - 152.11 = 172.42 \text{ ton/h}$$

La capacidad de alimentación, producto y rechazo se muestra en la Fig.2.3

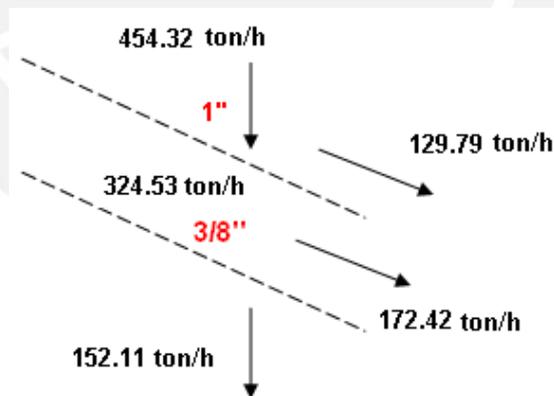


Fig. 2.3 Capacidades en la zaranda N° 3

**2.2.1.4 - ZARANDA N° 4 y N° 4A**

Se tiene como datos la granulometría del material en la zaranda, ver Tabla 2.4

MALLA	Porcentaje pasante Ac (-)		
	ALIMENTACION (f)	UNDERSIZE	OVERSIZE (r)
12"	-	-	-
8"	-	-	-
6"	-	-	-
4"	-	-	-
2"	-	-	-
1"	-	-	-
3/4"	100	100,0	-
1/2"	93	78,0	-
3/8"	52,3	20,0	100,0
1/4"	39,6	15,3	48,6

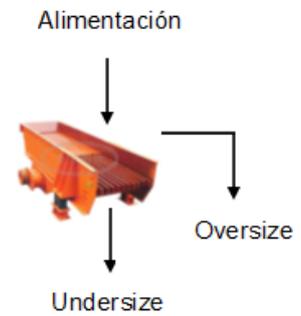


Tabla 2.4 Análisis granulométrico en la zaranda N° 4 y 4A

Hallando la eficiencia de la zaranda para 3/8" de abertura en la malla

$$E = \frac{(52.3 - 20) \times 10000}{(100 - 20) \times 52.3} = 77.2\%$$

Hallando el tonelaje de mineral en el tamizado (Undersize)

$$U = \frac{77.2 \times 52.3 \times F}{10000} = 302.22 \text{ ton/h}$$

Resolviendo obtenemos F=748.52 ton/h

Hallando el tonelaje de mineral en el rechazo (Oversize)

$$O = F - U = 748.52 - 302.22 = 446.3 \text{ ton/h}$$

Las chancadoras terciarias operaran en paralelo por lo que se divide entre dos los tonelajes de operación obtenidos. La capacidad de alimentación, producto y rechazo se muestra en la Fig.2.4

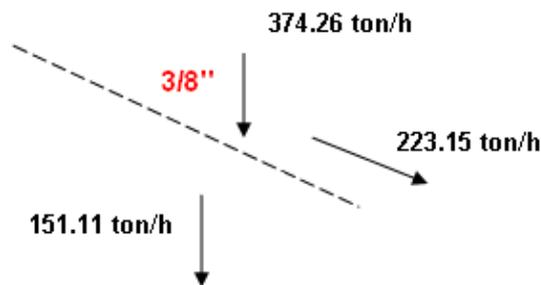
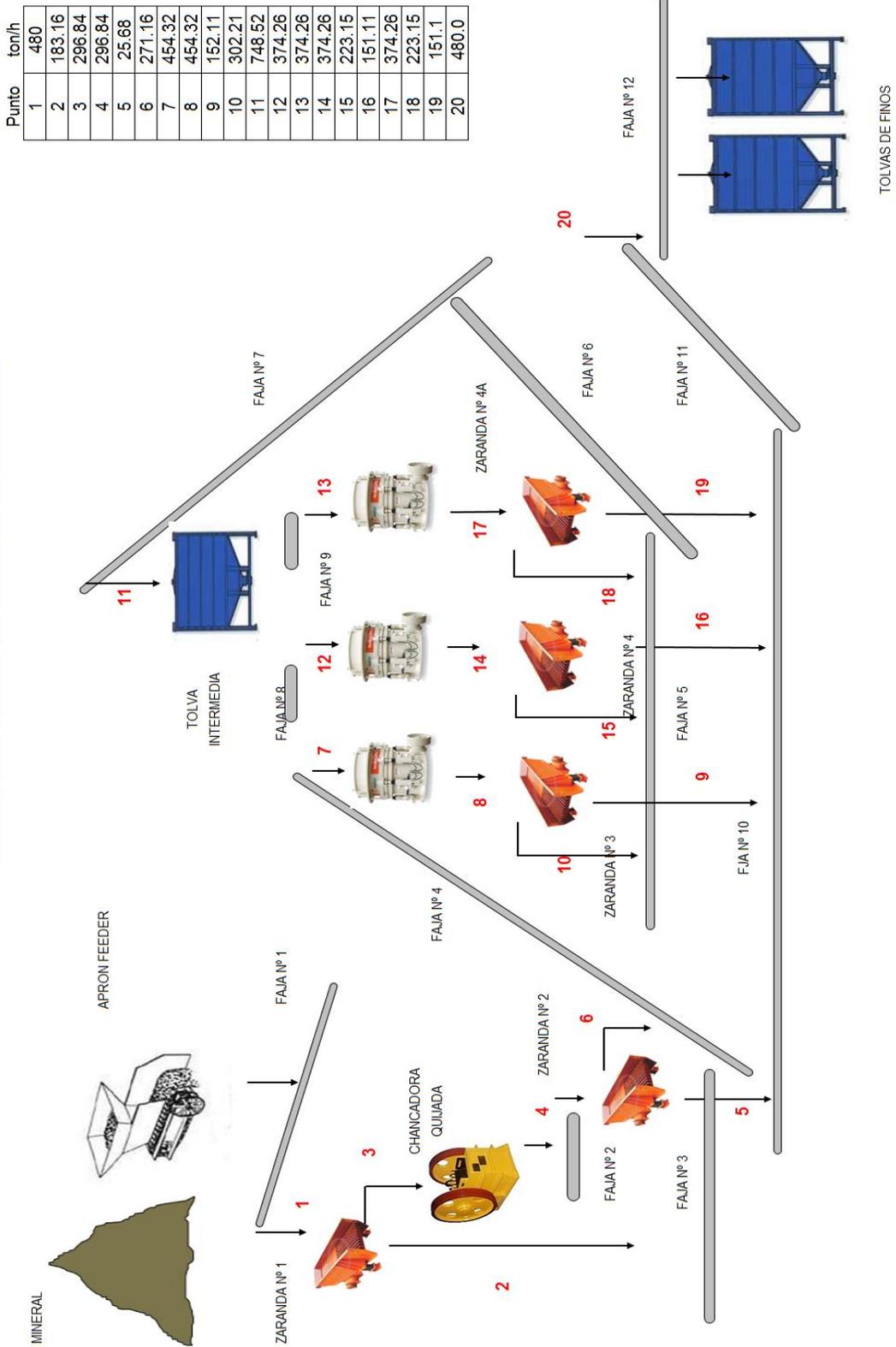
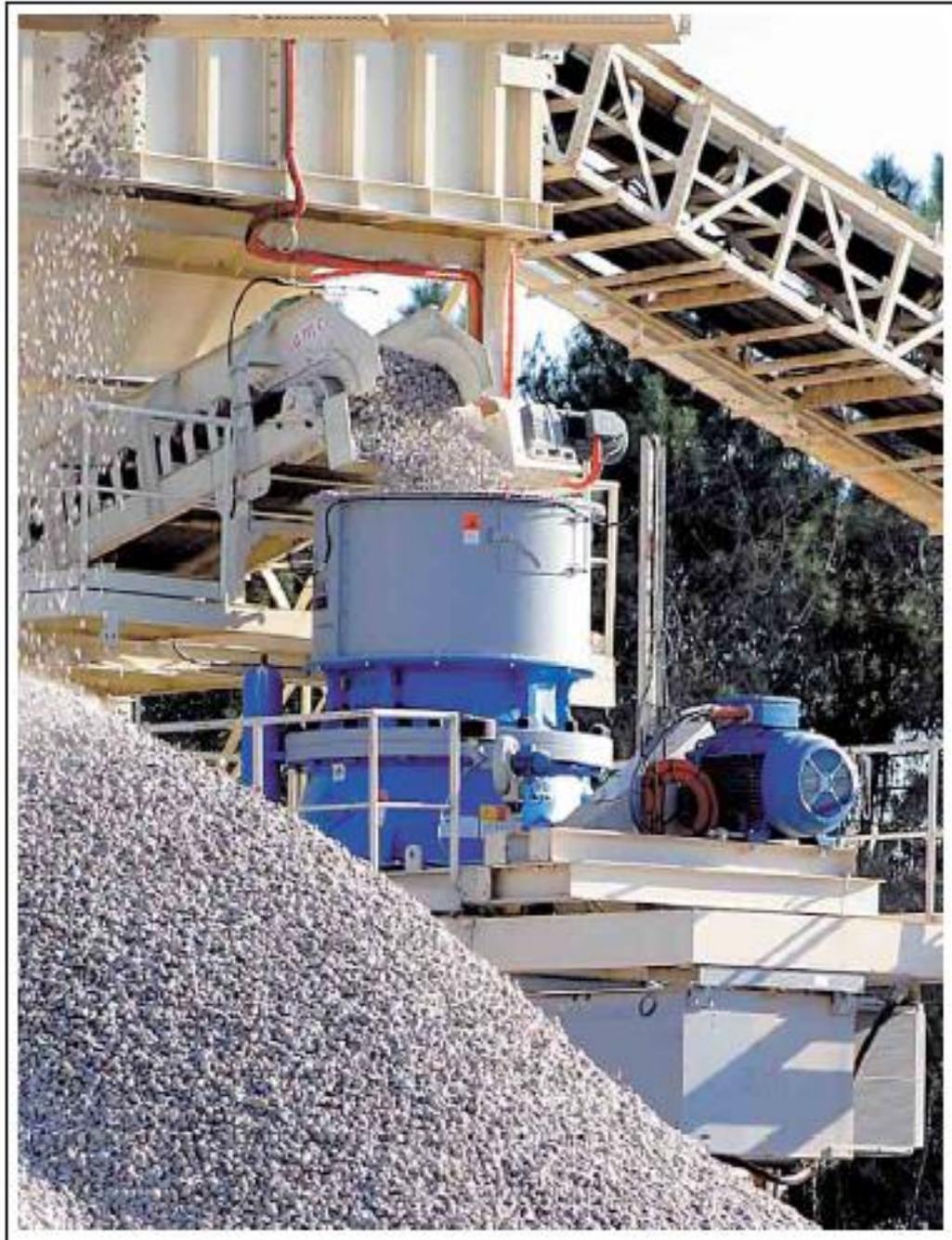


Fig. 2.4 Capacidades en la zaranda N° 4 y 4A

2.2.1.5 FLOW SHEET DEL CIRCUITO DE CHANCADO



2.2.1.5 - FLOW SHEET DEL CIRCUITO DE CHANCADO



**CHANCADO<sup>23</sup>**

<sup>23</sup> Sandvik, Cone Crushers, B223.100EN, 2007, pág.8

## 2.2.2 - BALANCE CIRCUITO DE MOLIENDA

El circuito de molienda tendrá 2 líneas de idéntica configuración operando en paralelo, cada línea tendrá un molino, una bomba y un nido de hidrociclones trabajando en circuito cerrado.

### 2.2.2.1 - Calculo de la carga circulante

Con los datos obtenidos en la planta piloto y luego de aplicar los factores de escalamiento se puede realizar el balance de masa en el circuito.

Analizando la granulometría (ver Tabla 2.5) en el hidrociclón y aplicando el procedimiento descrito por Angel Egas<sup>24</sup> se obtiene la razón de la carga circulante ( $R_{cc}$ ) para cada malla. Se obtiene según el **ANEXO D**:

Malla	Mineral fresco	Descarga molino	Rebalse hidroc.	Arenas hidroc.	Rcc Hidroc.
3/8"	100				
1/4"	92.26				
m4	79.4				
6	54.99	100			
8	48.91	98.34			
12	37.63	96.52			
16	34	95.26			
20	29.42	93.06			
24	26.32	91.26		100	
28	24.09	89.24		96.38	
35	22.02	86.43		89.65	
48	20.32	82.59		81.07	
60	18.23	77.29	100	74.25	
65	16.74	65.3	97.99	62.74	12.77
100	15.9	62.1	96.14	53.29	3.86
115	14.45	55.7	90.62	37.23	1.89
150	12.61	43.64	78	25.16	1.86
170	11.38	37.14	68.21	17.64	1.59
200	10.1	30.1	59.19	10.35	1.47
270	8.85	26.42	50.39	7.14	1.24
325	8.49	25.08	47.74	6.19	1.20
400	8.2	24.03	45.75	4.24	1.10

$$R_{65} = \frac{97.99 - 65.3}{65.3 - 62.74} = 12.77$$

$$R_{100} = \frac{96.14 - 62.1}{62.1 - 53.29} = 3.86$$

$$R_{115} = \frac{90.62 - 55.7}{55.7 - 37.23} = 1.89$$

$$R_{150} = \frac{78 - 43.64}{43.64 - 25.15} = 1.86$$

$$R_{170} = \frac{68.21 - 37.14}{37.14 - 17.64} = 1.59$$

$$R_{200} = \frac{59.19 - 30.1}{30.1 - 10.35} = 1.47$$

$$R_{270} = \frac{50.39 - 26.42}{26.42 - 7.14} = 1.24$$

$$R_{325} = \frac{47.74 - 25.08}{25.08 - 6.19} = 1.20$$

$$R_{400} = \frac{45.75 - 24.03}{24.03 - 4.24} = 1.1$$

Tabla 2.5 – Análisis granulométrico en el hidrociclón

El promedio es  $R_{cc} = 3$ , para una alimentación del hidrociclón de  $O=94$  TMSH se tiene una carga circulante ( C ) de:

$$C = R_{cc} \times O = 3 \times 94 = 282 \text{ TMSH}$$

<sup>24</sup> Egas, J. Angel, Evaluación de Plantas Concentradoras, 1<sup>ra</sup> Edición, Perú, 1985, pág.62

Completando el balance en todos los puntos mostrados en la figura 2.2.2.2.

Se tiene:

*Punto A*: 94 TMSH

*Punto B y C*: 376 TMSH

*Punto D*: 282 TMSH

*Punto E*: 94 TMSH

#### En el punto “A” – Ingreso al Molino

Se estima un porcentaje de agua del 6% en la alimentación por lo que el 94% de las 100 TMPH es mineral seco con lo que estimaremos el flujo en este punto.

$$\frac{94}{2.7} = 34.81 \text{ m}^3 / h$$

#### En el punto “1” – Ingreso agua al Molino

En el punto “1” se agrega 82.62 m<sup>3</sup>/h de agua para facilitar el trabajo de molienda en el molino.

#### En el punto “B” – Descarga del Molino y “C” – Ingreso al Hidrociclón

De las muestras en la planta piloto se tiene un porcentaje de sólidos  $\%S_p = 28$

$$\text{Una dilución de pulpa de } R_p = \frac{100-28}{28} = 2.57$$

$$\text{Una gravedad específica de pulpa de } SpGr_p = \frac{1+2.57}{2.57+1/2.7} = 1.214$$

$$\text{Un tonelaje de agua de } TMH_{\text{Agua}} = 2.57 \times 376 = 966.32$$

$$\text{Un flujo de pulpa de } = \frac{376+966.32}{1.214} = 1105.7 \text{ m}^3 / h$$

#### En el punto “D” – Descarga del Hidrociclón

De las muestras en la planta piloto se tiene un porcentaje de sólidos  $\%S_p = 24.31$

$$\text{Una dilución de pulpa de } R_p = \frac{100-24.31}{24.31} = 3.11$$

$$\text{Una gravedad específica de pulpa de } SpGr_p = \frac{1+3.11}{3.11+1/2.7} = 1.181$$

$$\text{Un tonelaje de agua de } TMH_{\text{Agua}} = 3.11 \times 282 = 877.02$$

$$\text{Un flujo de pulpa de} = \frac{282 + 877.02}{1.181} = 981.39 \text{ m}^3 / h$$

### En el punto “E” – Rebalse del Hidrociclón

De las muestras en la planta piloto se tiene un porcentaje de sólidos  $\%S_p = 51.47$

$$\text{Una dilución de pulpa de } R_p = \frac{100 - 51.47}{51.47} = 0.943$$

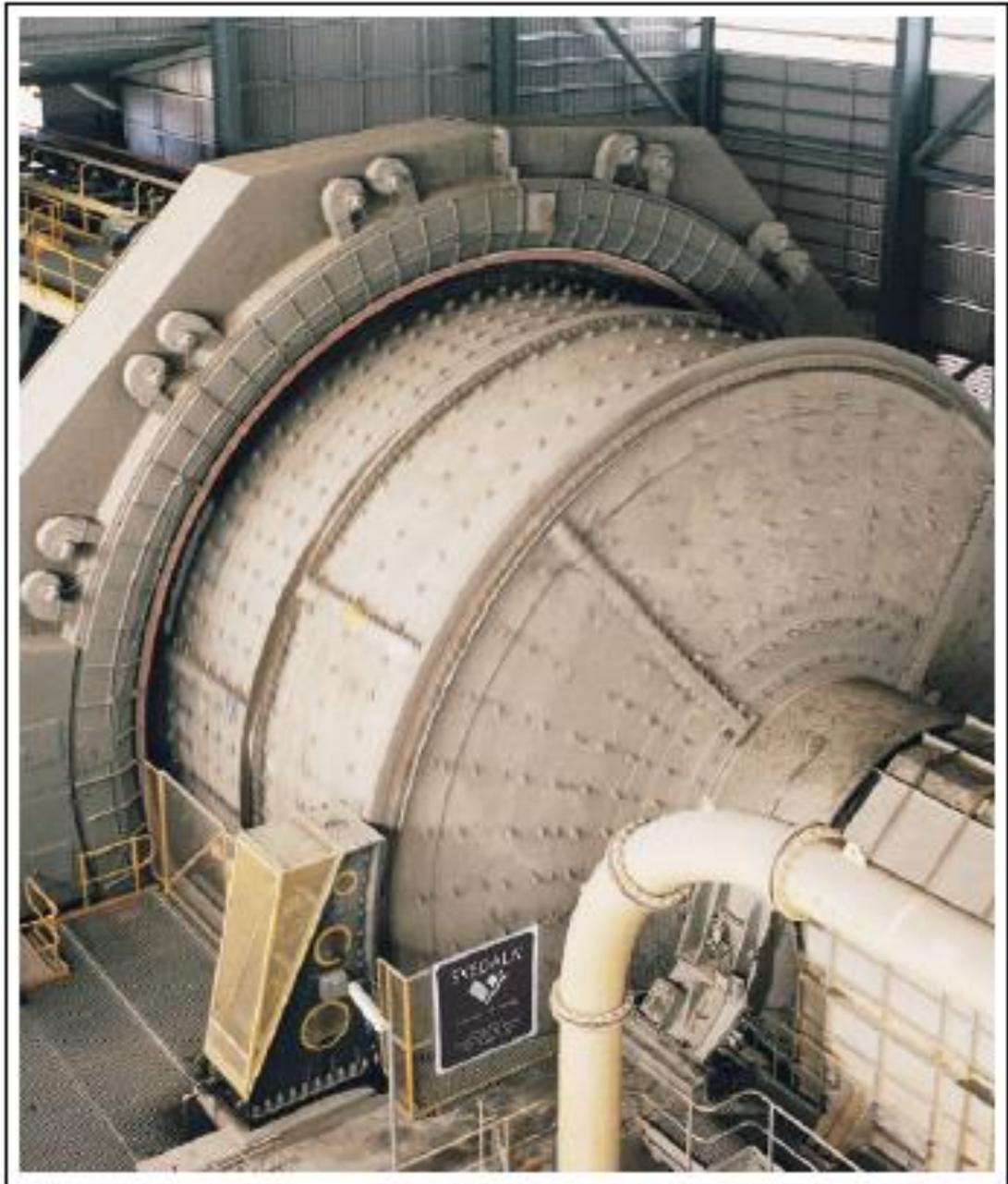
$$\text{Una gravedad específica de pulpa de } SpGr_p = \frac{1 + 0.943}{0.943 + 1/2.7} = 1.479$$

$$\text{Un tonelaje de agua de } TMH_{\text{Agua}} = 0.943 \times 94 = 88.64$$

$$\text{Un flujo de pulpa de} = \frac{94 + 88.64}{1.479} = 123.49 \text{ m}^3 / h$$







MOLIENDA<sup>25</sup>

<sup>25</sup> METSO MINERALS, Gearless Autogenous / Semi-Autogenous Mills, Brochure N°2010 06/02

## 2.2.3 - BALANCE CIRCUITO DE FLOTACION

### 2.2.3.1 - Calculo de tonelaje de concentrado

El análisis de laboratorio en la planta piloto y luego de realizar el escalamiento produjo las siguientes leyes en los siguientes 5 puntos (ver croquis 2.2.3.6) del circuito que se muestran en la Tabla 2.6

	LEYES				
	1	2	3	4	5
Cobre	0.56	28.50	0.42	0.32	0.075
Plomo	0.6	0.82	72.5	0.99	0.215
Zinc	0.87	0.81	1.01	48.49	0.052

Tabla 2.6 – Leyes en cada punto del circuito de flotación

Ver **ANEXO E**:

Punto 1 – En la alimentación de la pulpa

Punto 2 – En el concentrado de Cobre

Punto 3 – En el concentrado de Plomo

Punto 4 – En el concentrado de Zinc

Punto 5 – En los relaves

Con estos datos en un sistema de ecuaciones

$$0.56A = 28.50 \times C_1 + 0.42 \times C_2 + 0.32 \times C_3 + 0.075 \times R$$

$$0.60A = 0.82 \times C_1 + 72.5 \times C_2 + 0.99 \times C_3 + 0.215 \times R$$

$$0.87A = 0.81 \times C_1 + 1.01 \times C_2 + 48.49 \times C_3 + 0.052 \times R$$

Dónde:

A = toneladas métricas secas de alimentación

$C_1$  = toneladas métricas secas del concentrado de cobre

$C_2$  = toneladas métricas secas del concentrado de plomo

$C_3$  = toneladas métricas secas del concentrado de zinc

R = tonelaje general del relave

Calculando el determinante del sistema  $D_s$  se obtiene:  $D_s = -99481.32$

Calculando los determinantes del concentrado  $D_{c1}$  (cobre),  $D_{c2}$  (plomo) y  $D_{c3}$  (zinc), se obtiene:

$$D_{c1} = -1677.18$$

$$D_{c2} = -498.19$$

$$D_{c3} = -1643.89$$

Siendo la alimentación de 188 TMSH proveniente de los dos circuitos de molienda se calcula los tonelajes de cada mineral concentrado como producto final del circuito de flotación:

$$C_1 = 188 \times \frac{-1677.18}{-99481.32} = 3.17 \text{ TMSH de Cobre}$$

$$C_2 = 188 \times \frac{-498.19}{-99481.32} = 0.94 \text{ TMSH de Plomo}$$

$$C_3 = 188 \times \frac{-1643.89}{-99481.32} = 3.11 \text{ TMSH de Zinc}$$

Y en el relave final se tiene 180.78 TMSH de material con poca ley que será enviado a los espesadores para separar el agua industrial y re-utilizarla en el proceso.

### 2.2.3.2 - Calculo del contenido metálico

Calculando el contenido metálico de cobre, plomo y zinc en los concentrados obtenidos:

Contenido en TMSH de cobre en:

$$\text{En la cabeza } \frac{188 \times 0.56}{100} = 1.053 \text{ TMSH}$$

$$\text{En el concentrado de cobre } \frac{3.17 \times 28.5}{100} = 0.903 \text{ TMSH}$$

$$\text{En el concentrado de plomo } \frac{0.94 \times 0.42}{100} = 0.004 \text{ TMSH}$$

$$\text{En el concentrado de zinc } \frac{3.11 \times 0.32}{100} = 0.009 \text{ TMSH}$$

$$\text{En el relave general } \frac{180.78 \times 0.075}{100} = 0.136 \text{ TMSH}$$

Contenido en TMSH de plomo en:

$$\text{En la cabeza } \frac{188 \times 0.6}{100} = 1.128 \text{ TMSH}$$

$$\text{En el concentrado de cobre } \frac{3.17 \times 0.82}{100} = 0.026 \text{ TMSH}$$

$$\text{En el concentrado de plomo } \frac{0.94 \times 72.5}{100} = 0.683 \text{ TMSH}$$

$$\text{En el concentrado de zinc } \frac{3.11 \times 0.99}{100} = 0.031 \text{ TMSH}$$

$$\text{En el relave general } \frac{180.78 \times 0.215}{100} = 0.389 \text{ TMSH}$$

Contenido en TMSH de zinc en:

$$\text{En la cabeza } \frac{188 \times 0.87}{100} = 1.636 \text{ TMSH}$$

$$\text{En el concentrado de cobre } \frac{3.17 \times 0.81}{100} = 0.026 \text{ TMSH}$$

$$\text{En el concentrado de plomo } \frac{0.94 \times 1.01}{100} = 0.009 \text{ TMSH}$$

$$\text{En el concentrado de zinc } \frac{3.11 \times 48.49}{100} = 1.506 \text{ TMSH}$$

$$\text{En el relave general } \frac{180.78 \times 0.052}{100} = 0.094 \text{ TMSH}$$

### 2.2.3.3 - Cálculo de la distribución porcentual

De cobre en:

$$\frac{0.903 \times 100}{1.053} = 85.80\% \text{ en el concentrado de cobre}$$

$$\frac{0.004 \times 100}{1.053} = 0.38\% \text{ en el concentrado de plomo}$$

$$\frac{0.009 \times 100}{1.053} = 0.94\% \text{ en el concentrado de zinc}$$

$$\frac{0.136 \times 100}{1.053} = 12.88\% \text{ en el relave}$$

De plomo en:

$$\frac{0.026 \times 100}{1.128} = 2.30\% \text{ en el concentrado de cobre}$$

$$\frac{0.683 \times 100}{1.128} = 60.51\% \text{ en el concentrado de plomo}$$

$$\frac{0.031 \times 100}{1.128} = 2.73\% \text{ en el concentrado de zinc}$$

$$\frac{0.389 \times 100}{1.128} = 34.46\% \text{ en el relave}$$

De zinc en:

$$\frac{0.026 \times 100}{1.636} = 1.57\% \text{ de cobre}$$

$$\frac{0.009 \times 100}{1.636} = 0.58\% \text{ de plomo}$$

$$\frac{1.506 \times 100}{1.636} = 92.1\% \text{ de zinc}$$

$$\frac{0.094 \times 100}{1.636} = 5.75\% \text{ en el relave}$$

#### 2.2.3.4 - Calculo de los radios de concentración

Del cobre  $\frac{188}{3.17} = 59.31$ , se procesa 59.31 ton de mineral para obtener 1 ton de concentrado de Cu

Del plomo  $\frac{188}{0.94} = 199.7$ , se procesa 199.7 ton de mineral para obtener 1 ton de concentrado de Pb

Del zinc  $\frac{188}{3.11} = 60.52$ , se procesa 60.52 ton de mineral para obtener 1 ton de concentrado de Zn

#### 2.2.3.5 - Calculo de caudales de pulpa

##### 2.2.3.5.1 - Banco de flotación N° 1

En molienda se tienen 2 circuitos idénticos paralelos, la descarga de los hidrociclones se juntan y se envían al acondicionador del cual se bombea al primer banco de flotación.

Para calcular el volumen de la celda utilizaremos el procedimiento enunciado por el Manual de METSO MINERALS<sup>26</sup>, se tiene la siguiente formula:

$$V_f = \frac{Q \times Tr \times S}{60 \times Ca}$$

Dónde:

$V_f$  = Volumen total por celda, en m<sup>3</sup>

Q = Tasa de flujo de alimentación, en m<sup>3</sup>/h

<sup>26</sup> METSO MINERALS, Basics in Minerals Processing, 10<sup>ma</sup> Edición, 2015, pág.5:10

$Tr^{27}$  = Tiempo de retención, en minutos

$S^{28}$  = Factor de aumento progresivo que depende  $Tr$

$Ca^{29}$  = Factor de aireación. 0.85

### Rougher I-1

Para un flujo de alimentación de 246.9 m<sup>3</sup>/h, con un tiempo de retención de 10 minutos, un factor de aumento progresivo de 1 y un factor de aireación de 0.85 tenemos:

$$V_f = \frac{246.9 \times 10 \times 1}{60 \times 0.85} = 48.41 \text{ m}^3$$

Para efecto de la presente tesis se asume un 35% de la alimentación flota en las espumas, entonces:

$$\text{Espumas: } 0.35 \times 246.9 = 86.42 \text{ m}^3 / h$$

$$\text{Relaves: } 246.9 - 86.42 = 160.48 \text{ m}^3 / h$$

### Cleaner I-1

Las espumas 86.42 m<sup>3</sup>/h de la celda rougher I-1 se envía a la celda cleaner I-1, se calcula su volumen para un tiempo de retención de 7 minutos, un factor de aumento progresivo de 1 y un factor de aireación de 0.85 tenemos:

$$V_f = \frac{86.42 \times 7 \times 1}{60 \times 0.85} = 11.86 \text{ m}^3$$

Para efecto de la presente tesis se asume un 80% son espumas, entonces:

$$\text{Espumas: } 0.8 \times 86.42 = 69.14 \text{ m}^3 / h$$

$$\text{Relaves: } 86.42 - 69.14 = 17.28 \text{ m}^3 / h$$

### Scavenger I-1

Las colas 160.48 m<sup>3</sup>/h de la celda rougher I-1 se envían a la celda scavenger I-1, se calcula su volumen para un tiempo de retención de 11 minutos, un factor de aumento progresivo de 1 y un factor de aireación de 0.85 tenemos:

$$V_f = \frac{160.48 \times 11 \times 1}{60 \times 0.85} = 34.61 \text{ m}^3$$

Para efecto de la presente tesis se asume un 15% son espumas, entonces:

$$\text{Espumas: } 0.15 \times 160.48 = 24.07 \text{ m}^3 / h$$

<sup>27</sup> METSO MINERALS, Basics in Minerals Processing, 10<sup>ma</sup> Edición, 2015, pág.5:11

<sup>28</sup> Ibid, pág.5:10

<sup>29</sup> Ibid, pág.5:10

Relaves:  $160.48 - 24.07 = 136.41 \text{ m}^3 / h$

Como se tiene un flujo que regresa al Rougher desde el concentrado del Scavenger y el relave del Cleaner se debe sumarlos para re-calcular y balancear el circuito.

Re-balanceando, se tiene:

**Rougher I-1**

El nuevo caudal es:  $246.9 + 17.28 + 24.07 = 288.25 \text{ m}^3/h$ .

Con una razón de concentración  $R_c = 11 \%$ , se tiene:

Espumas:  $0.11 \times 288.25 = 31.71 \text{ m}^3 / h$

Relaves:  $288.25 - 31.71 = 256.54 \text{ m}^3 / h$

**Cleaner I-1**

El nuevo caudal son las espumas del Rougher I-1 es  $31.71 \text{ m}^3/h$

Con una razón de concentración  $R_c = 33 \%$ , se tiene:

Espumas:  $0.33 \times 31.71 = 10.46 \text{ m}^3 / h$

Relaves:  $31.71 - 10.46 = 21.25 \text{ m}^3 / h$

**Scavenger I-1**

El nuevo caudal de alimentación de esta celda son las relaves del Rougher I-1  $256.54 \text{ m}^3/h$

Con una razón de concentración  $R_c = 7.84 \%$ , se tiene:

Espumas:  $0.0784 \times 256.54 = 20.11 \text{ m}^3 / h$

Relaves:  $256.54 - 20.11 = 236.43 \text{ m}^3 / h$

El balance en el banco de flotación N°1 se muestra en la Fig. 2.6

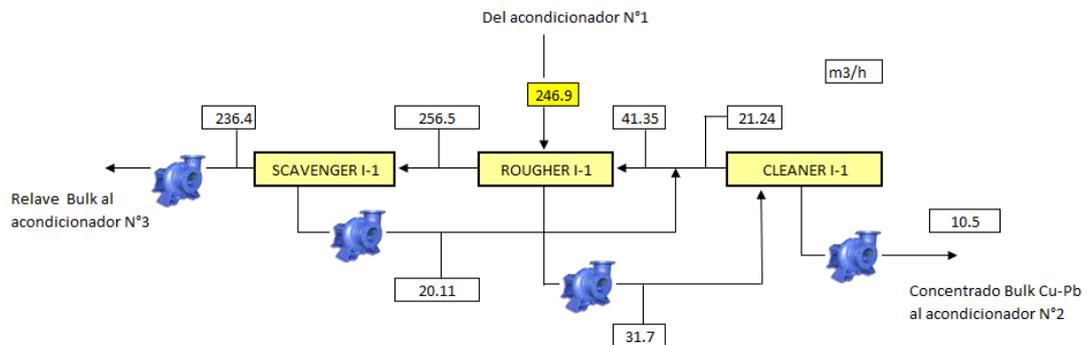


Fig. 2.6 – Balance en el Banco de flotación N° 1

### 2.2.3.5.2 - Banco de flotación II

El concentrado bulk producto del concentrado del banco de flotación I es enviado al acondicionador N°2 en el cual se le agregan reactivos para conseguir la flotación del Plomo en las espumas y la deposición del Cobre en los relaves de este banco para ser enviado luego como alimento al Rougher II-1

#### Rougher II-1

Para un flujo de alimentación de  $10.46 \text{ m}^3/\text{h}$ , con un tiempo de retención de 9 minutos, un factor de aumento progresivo de 1 y un factor de aireación de 0.85 tenemos:

$$V_f = \frac{10.46 \times 9 \times 1}{60 \times 0.85} = 1.846 \text{ m}^3$$

Para efecto de la presente tesis se asume un 42% de la alimentación flota en las espumas, entonces:

$$\text{Espumas: } 0.42 \times 10.46 = 4.39 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$\text{Relaves: } 10.46 - 4.39 = 6.07 \text{ m}^3 / \text{h}$$

#### Cleaner II-1

Las espumas  $4.39 \text{ m}^3/\text{h}$  de la celda rougher II-1 se envía a la celda cleaner II-1, se calcula su volumen para un tiempo de retención de 10 minutos, un factor de aumento progresivo de 1 y un factor de aireación de 0.85 tenemos:

$$V_f = \frac{4.39 \times 10 \times 1}{60 \times 0.85} = 0.86 \text{ m}^3$$

Para efecto de la presente tesis se asume un 70% son espumas, entonces:

$$\text{Espumas: } 0.7 \times 4.39 = 3.08 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$\text{Relaves: } 4.39 - 3.08 = 1.32 \text{ m}^3 / \text{h}$$

#### Scavenger II-1

Las colas  $6.07 \text{ m}^3/\text{h}$  de la celda rougher II-1 se envían a la celda scavenger II-1, se calcula su volumen para un tiempo de retención de 12 minutos, un factor de aumento progresivo de 1 y un factor de aireación de 0.85 tenemos:

$$V_f = \frac{6.07 \times 12 \times 1}{60 \times 0.85} = 1.428 \text{ m}^3$$

Para efecto de la presente tesis se asume un 18% son espumas, entonces:

$$\text{Espumas: } 0.18 \times 6.07 = 1.09 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Relaves:  $6.07 - 1.09 = 4.98 \text{ m}^3 / h$

Como se tiene un flujo que regresa al Rougher desde el concentrado del Scavenger y el relave del Cleaner se debe sumarlos para re-calcular y balancear el circuito.

Re-balanceando, se tiene:

### Rougher II-1

El nuevo caudal es:  $10.46 + 1.32 + 1.09 = 12.87 \text{ m}^3/h$

Con una razón de concentración  $R_c = 19.4 \%$ , se tiene:

Espumas:  $0.194 \times 12.87 = 2.49 \text{ m}^3 / h$

Relaves:  $12.87 - 2.49 = 10.38 \text{ m}^3 / h$

### Cleaner II-1

El nuevo caudal son las espumas del Rougher II-1 es  $2.49 \text{ m}^3/h$

Con una razón de concentración  $R_c = 45 \%$ , se tiene:

Espumas:  $0.45 \times 2.49 = 1.12 \text{ m}^3 / h$

Relaves:  $2.49 - 1.12 = 1.37 \text{ m}^3 / h$

### Scavenger II-1

El nuevo caudal son los relaves del Rougher II-1 es  $10.39 \text{ m}^3/h$

Con una razón de concentración  $R_c = 10\%$ , se tiene:

Espumas:  $0.10 \times 10.39 = 1.04 \text{ m}^3 / h$

Relaves:  $10.39 - 1.04 = 9.35 \text{ m}^3 / h$

El balance en el banco de flotación N°2 se muestra en la Fig. 2.7

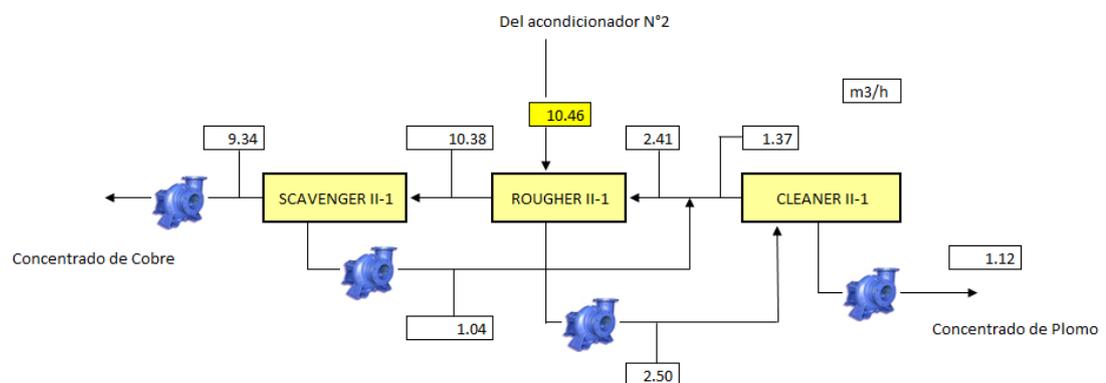


Fig. 2.7 – Balance en el Banco de flotación N° 2

### 2.2.3.5.3 - Banco de flotación N° 3

El relave del banco de flotación N°1 es enviado al acondicionador donde se agregan reactivos para hacer flotar este mineral en las espumas y de deposición del relave general

#### Rougher III-1

Para un flujo de alimentación de 236.4 m<sup>3</sup>/h, con un tiempo de retención de 9 minutos, un factor de aumento progresivo de 1 y un factor de aireación de 0.85 tenemos:

$$V_f = \frac{236.4 \times 9 \times 1}{60 \times 0.85} = 41.72 \text{ m}^3$$

Para efecto de la presente tesis se asume un 37% de la alimentación flota en las espumas, entonces:

$$\text{Espumas: } 0.37 \times 236.4 = 87.47 \text{ m}^3 / h$$

$$\text{Relaves: } 236.4 - 87.47 = 148.93 \text{ m}^3 / h$$

#### Cleaner III-1

Las espumas 87.47 m<sup>3</sup>/h de la celda rougher III-1 se envía a la celda cleaner III-1, se calcula su volumen para un tiempo de retención de 15 minutos, un factor de aumento progresivo de 1 y un factor de aireación de 0.85 tenemos:

$$V_f = \frac{87.47 \times 15 \times 1}{60 \times 0.85} = 25.73 \text{ m}^3$$

Para efecto de la presente tesis se asume un 63% son espumas, entonces:

$$\text{Espumas: } 0.63 \times 87.47 = 55.11 \text{ m}^3 / h$$

$$\text{Relaves: } 87.47 - 55.11 = 32.36 \text{ m}^3 / h$$

#### Scavenger III-1

Las colas 148.93 m<sup>3</sup>/h de la celda rougher III-1 se envían a la celda scavenger III-1, se calcula su volumen para un tiempo de retención de 11 minutos, un factor de aumento progresivo de 1 y un factor de aireación de 0.85 tenemos:

$$V_f = \frac{148.93 \times 11 \times 1}{60 \times 0.85} = 32.12 \text{ m}^3$$

Para efecto de la presente tesis se asume un 19% son espumas, entonces:

$$\text{Espumas: } 0.19 \times 148.93 = 28.29 \text{ m}^3 / h$$

$$\text{Relaves: } 148.93 - 28.29 = 120.64 \text{ m}^3 / h$$

Como se tiene un flujo que regresa al Rougher desde el concentrado del Scavenger y el relave del Cleaner se debe sumarlos para re-calcular y balancear el circuito.

Re-balanceando, se tiene:

### Rougher III-1

El nuevo caudal es:  $236.4 + 32.36 + 28.29 = 297.1 \text{ m}^3/\text{h}$

Con una razón de concentración  $R_c = 14 \%$ , se tiene:

Espumas:  $0.14 \times 297.1 = 41.6 \text{ m}^3/\text{h}$

Relaves:  $297.1 - 41.6 = 255.5 \text{ m}^3/\text{h}$

### Cleaner III-1

El nuevo caudal son las espumas del Rougher II-1 es  $41.8 \text{ m}^3/\text{h}$

Con una razón de concentración  $R_c = 16 \%$ , se tiene:

Espumas:  $0.16 \times 41.8 = 6.69 \text{ m}^3/\text{h}$

Relaves:  $41.8 - 6.69 = 35.11 \text{ m}^3/\text{h}$

### Scavenger II-1

El nuevo caudal son los relaves del Rougher III-1 es  $255.2 \text{ m}^3/\text{h}$

Con una razón de concentración  $R_c = 10 \%$ , se tiene:

Espumas:  $0.10 \times 255.2 = 25.5 \text{ m}^3/\text{h}$

Relaves:  $255.2 - 25.5 = 229.7 \text{ m}^3/\text{h}$

El balance en el banco de flotación N°3 se muestra en la Fig. 2.8

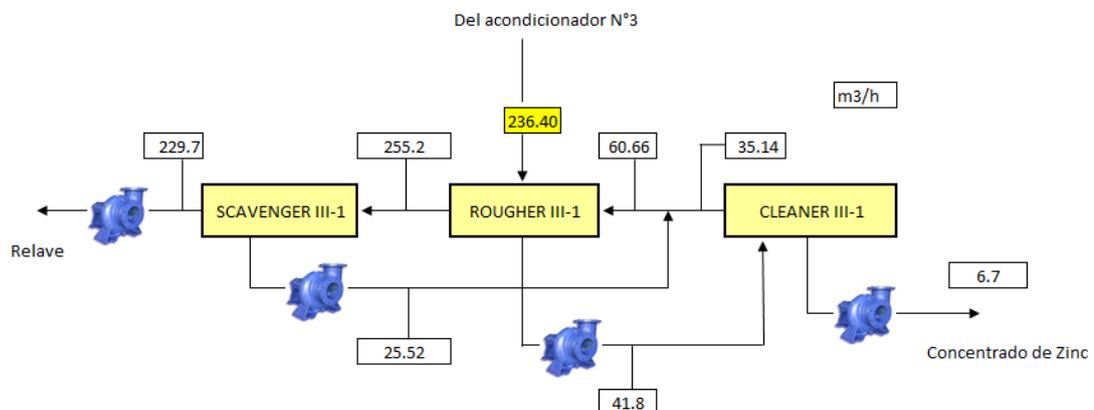
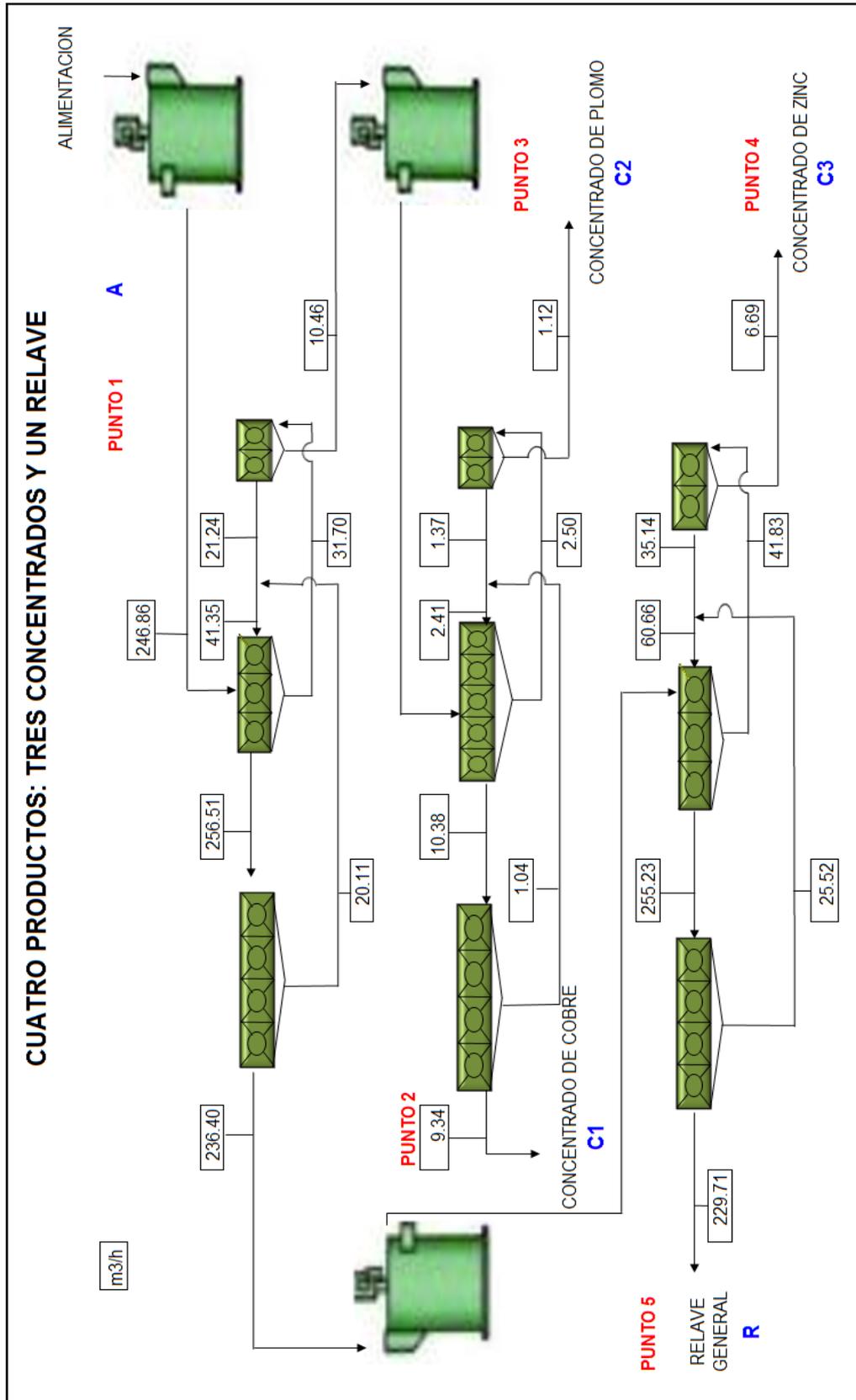
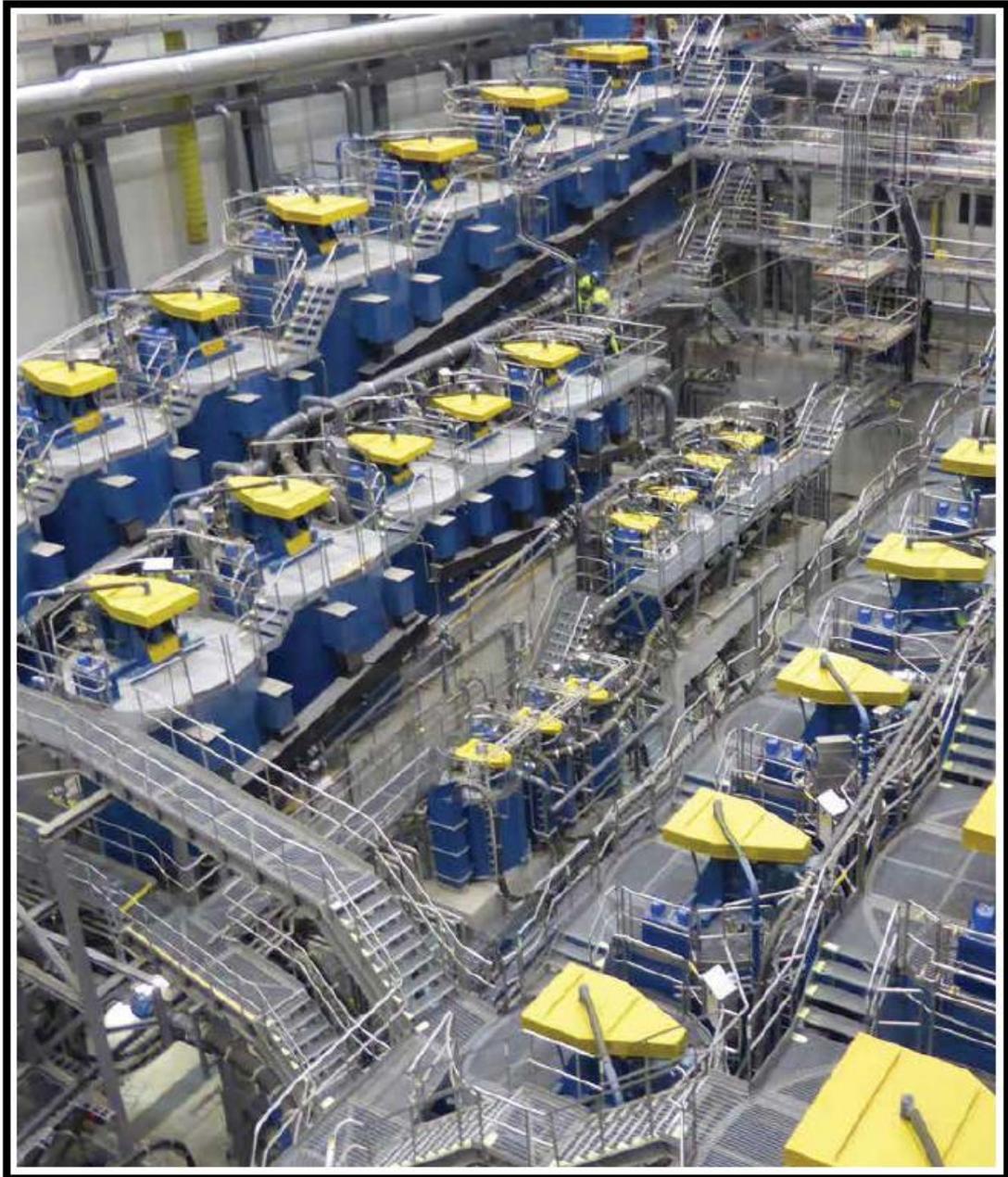


Fig. 2.8 – Balance en el Banco de flotación N° 3



2.2.3.6 - FLOW SHEET DEL CIRCUITO DE FLOTACION



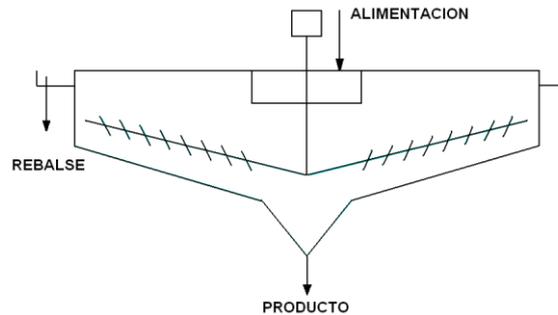
FLOTACION<sup>30</sup>

---

<sup>30</sup> Metso Minerals, Minerals processing equipment

### 2.2.4 - BALANCE CIRCUITO DE ESPESADORES

Luego de ser procesada la pulpa en el circuito de flotación se tiene tres productos concentrados y un relave que deben ser enviados a los espesadores para obtener las características de humedad requeridas para el circuito de filtrado.



#### Espesador N° 1 – Concentrado de Cobre

Las características del material proveniente de las colas del Scavenger II-1, del producto para 70% de sólidos y del rebalse en el espesador N° 1 se muestran en la Tabla 2.10

Espesador N°1		Alimentación	Producto	Rebalse
Q pulpa	m3/hr	9.34	2.53	
% Solidos		27.96	70	
Densidad Pulpa	ton/m3	1.214	1.788	
Pulpa	ton/hr	11.33	4.53	
Secos	ton/hr	3.17	3.17	
Agua	ton/hr	8.16	1.36	6.81

Tabla 2.10 – Características de proceso en el Espesador N° 1

#### Espesador N° 2 – Concentrado de Plomo

Las características del material proveniente de las espumas del Cleaner II-1, del producto para 70% de sólidos y del rebalse en el espesador N° 2 se muestran en la Tabla 2.11

Espesador N°2		Alimentación	Producto	Rebalse
Q pulpa	m3/hr	2.12	0.75	
% Solidos		34.66	70	
Densidad Pulpa	ton/m3	1.28	2.50	
Pulpa	ton/hr	2.72	1.34	
Secos	ton/hr	0.94	0.94	
Agua	ton/hr	1.77	0.40	1.37

Tabla 2.11 – Características de proceso en el Espesador N° 2

### Espesador N° 3 – Concentrado de Zinc

Las características del material proveniente de las espumas del Cleaner III-1, del producto para 65% de sólidos y del rebalse en el espesador N° 3 se muestran en la Tabla 2.12

Espesador N°3		Alimentación	Producto	Rebalse
Q pulpa	m3/hr	6.69	2.82	
% Sólidos		35.92	65	
Densidad Pulpa	ton/m3	1.29	2.26	
Pulpa	ton/hr	8.65	4.78	
Secos	ton/hr	3.11	3.11	
Agua	ton/hr	5.54	1.67	3.87

Tabla 2.12 – Características de proceso en el Espesador N° 3

### Espesador N° 4 – Relave del Proceso

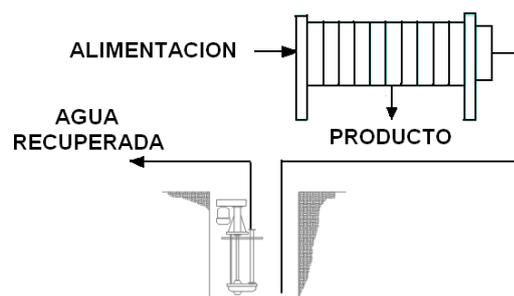
Las características del material proveniente de las colas del Scavenger III-1, del producto para 65% de sólidos y del rebalse en el espesador N° 4 se muestran en la Tabla 2.13

Espesador N°4		Alimentación	Producto	Rebalse
Q pulpa	m3/hr	229.71	164.30	
% Sólidos		52.62	65	
Densidad Pulpa	ton/m3	1.50	1.69	
Pulpa	ton/hr	343.53	278.13	
Secos	ton/hr	180.78	180.78	
Agua	ton/hr	162.75	97.34	65.41

Tabla 2.13 – Características de proceso en el Espesador N° 4

#### 2.2.5 - BALANCE CIRCUITO DE FILTRADO

El producto de cada espesador de concentrado es enviado mediante una bomba diafragma a su respectivo filtro prensa en donde se extrae el agua formando una torta con una humedad entre 5 a 8% facilitando su acopio y posterior transporte.



### Filtro Prensa N° 1 – Concentrado de Cobre

El filtro prensa nos entrega un producto con 8% de agua, las características del material proveniente del Espesador N° 1 y del producto se muestran en la Tabla 2.14

Filtro Prensa N°1		Alimentación	Producto	Agua recuperada
% Solidos		70	92	
Secos	ton/hr	3.17	3.17	
Agua	ton/hr	1.36	0.11	1.25

Tabla 2.14 – Características de proceso en el Filtro Prensa N° 1

### Filtro Prensa N° 2 – Concentrado de Plomo

El filtro prensa nos entrega un producto con 8% de agua, las características del material proveniente del Espesador N° 2 y del producto se muestran en la Tabla 2.15

Filtro Prensa N°2		Alimentación	Producto	Agua recuperada
% Solidos		70	92	
Secos	ton/hr	0.94	0.94	
Agua	ton/hr	0.40	0.03	0.37

Tabla 2.15 – Características de proceso en el Filtro Prensa N° 2

### Filtro Prensa N° 3 – Concentrado de Zinc

El filtro prensa nos entrega un producto con 8% de agua, las características del material proveniente del Espesador N° 3 y del producto se muestran en la Tabla 2.16

Filtro Prensa N°3		Alimentación	Producto	Agua recuperada
% Solidos		65	92	
Secos	ton/hr	3.11	3.11	
Agua	ton/hr	1.67	0.13	1.54

Tabla 2.16 – Características de proceso en el Filtro Prensa N° 3



ESPEADOR<sup>31</sup>



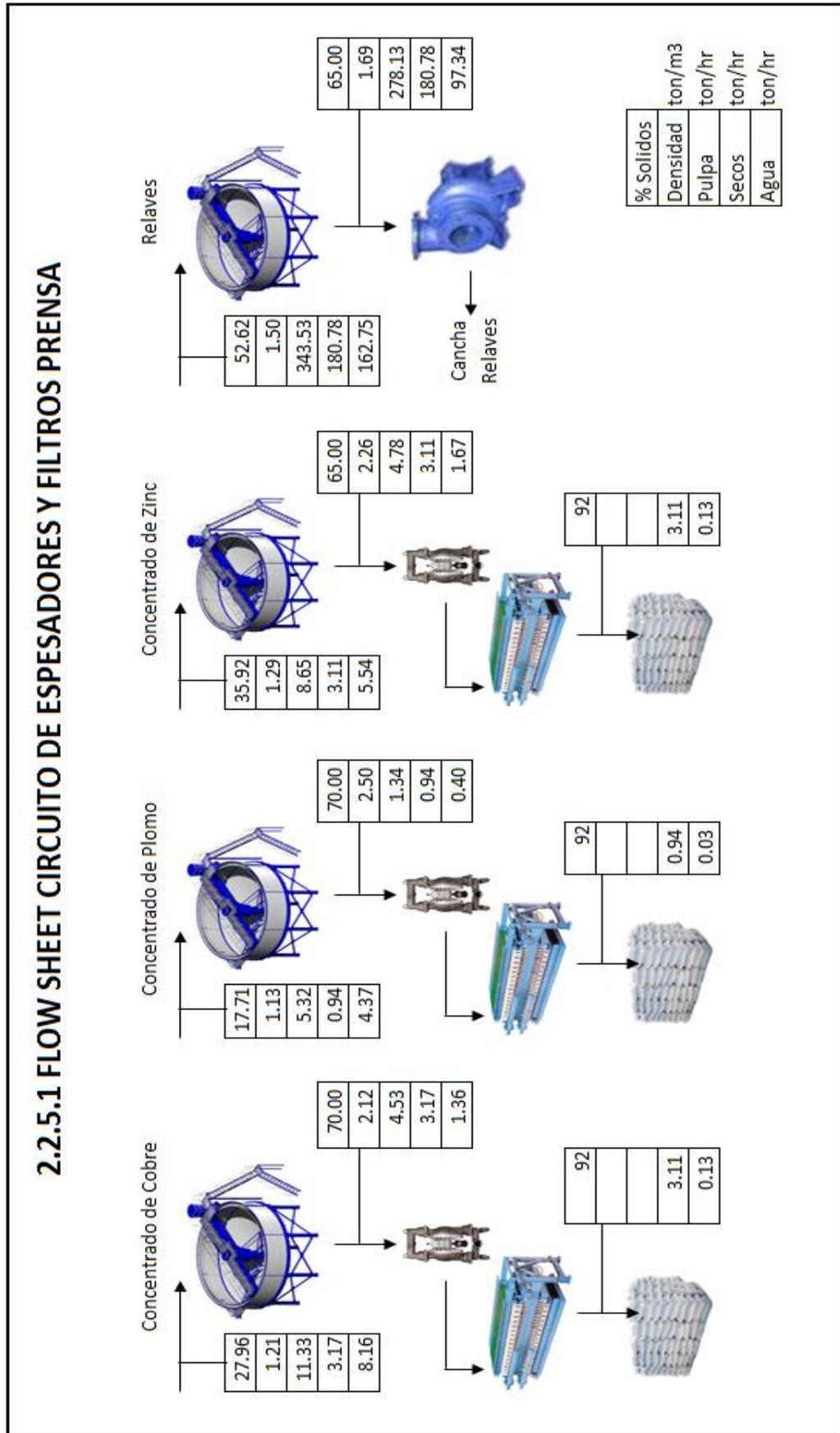
FILTRACION<sup>32</sup>

---

<sup>31</sup> METSO MINERALS, Sedimentation Equipment, Brochure N° 1223-02-06-MPR/Sala – English, 2006

<sup>32</sup> METSO MINERALS, Filtration Equipment, Brochure N°1623-03-06-MPR/Sala – English, 2006

### 2.2.5.1 FLOW SHEET CIRCUITO DE ESPESADORES Y FILTROS PRENSA



2.2.5.1 - FLOW SHEET DEL CIRCUITO DE ESPESADORES Y FILTROS

### 3 - DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS

#### 3.1 - CIRCUITO DE CHANCADO

##### 3.1.1 - APRON FEEDER

Se tienen las siguientes condiciones

Mineral Polimetálico con contenido de cobre, plomo y zinc.

Capacidad = 480 ton/h (529 tc/h)

Peso específico = 2.7 ton/m<sup>3</sup> (168.6 lb/pie<sup>3</sup>)

Máximo tamaño de alimentación = 12"

(17% del volumen total)

Distancia entre ejes: 12'11"

Servicio: 10 horas por día



Para la selección se tomara como referencia el procedimiento indicado en el Catalogo 1000<sup>33</sup> de Link-Belt (ver **ANEXO A**).

Por el tamaño de roca se selecciona un Apron Feeder tipo D.

*Minima altura del skirt plate* = 1.5 × tamaño roca = 1.5 × 12" = 18"

Para un apron feeder tipo D con un tamaño de roca de 12" se selecciona un apron feeder de 36" de ancho y un paso entre placas de 9" que para una altura de skirt plate de 18" operando a 20 fpm procesa 188 tch de material con un peso de 100 lb/pie<sup>3</sup>.

Para el material que pesa 168.6 lb/pie<sup>3</sup>.

La capacidad del apron feeder es:  $\frac{188 \times 168.6}{100} = 316.97 \text{ tc/h}$

La velocidad del feeder para 529 tch será:  $\frac{529 \times 20}{316.97} = 33.38 \text{ fpm}$

La potencia en el eje motriz basado en una velocidad del apron feeder de 20 fpm y 168.6 lb/pie<sup>3</sup>, tomando en cuenta la mínima distancia entre ejes de 7'6" que da un factor 1.69 para una altura de skirt plate de 18", un factor de 0.08 por pie adicional entre centros que multiplica a la diferencia en pies entre la distancia de diseño de 12'11" y la mínima recomendada de 7'6" lo que da un resultado de:

$\frac{(1.69 + (5.42 \times 0.08)) \times 168.6}{100} = 3.58 \text{ HP}$

<sup>33</sup> LINK-BELT, Apron Feeder, CATALOG 1000, 1958, pág. 87

Asumiendo un incremento de 10% por resbalamiento, un 15% por paradas y arranque del motor y un factor de 0.94 por la altura, se tiene una potencia al eje de:

$$\frac{3.58 \times 1.1 \times 1.15}{0.94} = 4.82 \text{ HP} \equiv 3.59 \text{ kW}$$

Haciendo referencia a la Tabla de terminales del apron feeder para 9" de paso entre placas se tiene un terminal N°1 con un diámetro del eje de 4 15/16".

Las RPM en el eje para 33.38 fpm es:  $\frac{4.4 \times 33.38}{20} = 7.34 \text{ RPM}$

### Calculo del sistema de transmisión

Del catálogo de motores Baldor<sup>34</sup> se selecciona el siguiente motor:

Motor	BALDOR
Frame	213-T
Potencia	7.5 hp
RPM	1770
Fase	3
Ciclos	60 Hz
Voltios	460

Usando el método indicado en el catálogo de reductores SUMITOMO<sup>35</sup> para un apron feeder con servicio de más de 10 horas por día tenemos un factor de servicio de FS=1.5

$$RDC = 1.5 \times 7.5 = 11.25 \text{ HP}$$

Con este valor se selecciona de la Tabla<sup>36</sup> el siguiente reductor

Reductor	SUMITOMO
Modelo	SM-8035-P4-RL-140
Reducción	Cuádruple
RPM ingreso	1800
RPM salida	13
Potencia	11.9 HP

Para calcular la cadena, patea motriz y conducida se usa el catálogo de cadenas Renold<sup>37</sup> (ver **ANEXO F**)

<sup>34</sup> [http://www.baldor.com/products/ac\\_motors.asp](http://www.baldor.com/products/ac_motors.asp)

<sup>35</sup> SUMITOMO, Service Factor, Product Application and Selection, CATALOG 07.701.50.007, pág.8

<sup>36</sup> Ibid, pág.45

<sup>37</sup> RENOLD, Selection Method, Roller Chain Catalogue, pág.103

El motor seleccionado entrega 1770 RPM al reductor el cual tiene un ratio de reducción de 140 por lo que la polea motriz girara a 12.64 RPM. El eje motriz del apron Feeder debe girar a 7.34 RPM por lo que la relación de transmisión es:

$$i = \frac{12.64}{7.34} = 1.72$$

Renold recomienda una cantidad mínima de  $Z_1=21$  dientes en la polea motriz por lo que el número de dientes en la polea conducida será de  $Z_2=38$ .

Para calcular la potencia en la cadena debemos usar la formula

$$P_c = P \times f_1 \times f_2$$

De la Tabla (2) para una descarga con fuertes golpes y accionamiento con motor eléctrico el factor  $f_1=1.8$  y  $f_2=19/z_1=0.9$

$$\text{Por lo tanto } P_c = 3.59 \times 1.8 \times 0.9 = 5.82 \text{ kW}$$

Con este valor y las RPM en la polea motriz ingreso a los gráficos de la norma Americana (ANSI) mostradas en el catálogo Renold, obteniendo:

1/2" ANSI – Simple (aprox. 72.8% de la capacidad máxima de la cadena)

3/8" ANSI – Doble (aprox. 67.7% de la capacidad máxima de la cadena)

Con estos datos la cadena seleccionada es la ANSI 3/8" – Doble, ya que trabajaría al 67.7% de la capacidad máxima de la cadena.

Para calcular la longitud de la cadena (en eslabones) se aplica la fórmula:

$$L = \frac{Z_1 + Z_2}{2} + \frac{2 \times C}{P} + \frac{P}{C} \times \left( \frac{Z_2 - Z_1}{2\pi} \right)^2 = \frac{21 + 38}{2} + \frac{2 \times 450}{9.525} + \frac{9.525}{450} \times \left( \frac{38 - 21}{2\pi} \right)^2 = 124.1 \approx 124$$

Ahora se vuelve a calcular para encontrar la distancia entre centros con 124 eslabones, aplicando la fórmula:

$$C = \frac{P}{8} \left[ 2L - Z_2 - Z_1 + \sqrt{(2L - Z_2 - Z_1)^2 - \frac{\pi}{3.88} (Z_2 - Z_1)^2} \right]$$

$$C = \frac{9.525}{8} \left[ 2 \times 124 - 38 - 21 + \sqrt{(2 \times 124 - 38 - 21)^2 - \frac{\pi}{3.88} (38 - 21)^2} \right] = 449.32 \text{ mm}$$

### 3.1.2 - FAJA N°1 - Del Apron Feeder a la Zaranda N°1

Se mostrara en detalle el dimensionamiento de esta faja bajo la norma CEMA<sup>38</sup>, esto se obviara para el cálculo de las otras fajas entendiéndose que el procedimiento es el mismo.

#### Datos de la faja

1.0 Distancia entre centros: 35m (114.83 ft)

1.1 Distancia vertical: 8m (26.25 ft)

1.2 Inclinación: 13.2°

1.3 Alimentación: 480 TPH (529 TCPH)

1.4 Peso específico del material: 2.7 TM/m<sup>3</sup> (168.6 lb/ft<sup>3</sup>)

1.5 Angulo de reposo del material: 34° Ver Tabla 3.1<sup>39</sup> para transporte de minerales

1.6 Angulo de sobrecarga: De la Tabla 3.1 y de acuerdo a las características del material se tiene un ángulo de 20°

#### Selección de ancho y de velocidad de la faja

1.7 Ancho de faja: De la Figura 4.1<sup>40</sup> se tiene para un tamaño máximo de 12" y 100% gruesos un ancho de faja de 54" (1372 mm) para efectos de diseño se usara una banda de 1600 mm

1.8 Velocidad de faja: De la Tabla 4.1<sup>41</sup> para mineral pesado se recomienda una velocidad máxima para fajas de 600 ppm, para cubrir posibles problemas de operación se fija la velocidad en 550 ppm (2.794 m/s)

#### Selección de polines

1.9 Peso de la faja (Wb):

De la Tabla 6.1<sup>42</sup> para efecto un ancho de 54" y 168.6 lb/ft<sup>3</sup> se tiene un peso de 19 lb/ft

2.0 Peso del material (Wm):

En la formula se tiene:

$$W_m = \frac{33.33 \times Q}{v} = \frac{33.33 \times 529}{550} = 32.06 \text{ lb/ft}$$

<sup>38</sup> ENGINEERING CONFERENCE CEMA, Belt Conveyors for Bulk Materials, Fifth Edition, 1997

<sup>39</sup> Ibid, pág.32

<sup>40</sup> Ibid, pág.45

<sup>41</sup> Ibid, pág.46

<sup>42</sup> Ibid, pág.73

### 2.1 Espaciamiento entre polines (Si)

De la Tabla 5.2<sup>43</sup> para un ancho de 54" y un peso específico del material transportado de 168.6 lb/ft<sup>3</sup> se tiene un espaciamiento recomendado de 3 ft

### 2.2 Carga en cada polín (IL)

En la formula se tiene:  $IL = (Wb + Wm) \times Si = (19 + 32.06) \times 3 = 153.17 \text{ lbs}$

### 2.3 Factores de ajuste

- Factor de ajuste por tamaño de mineral ( $k_1$ ): De la Tabla 5.4<sup>44</sup> para un tamaño del trozo de 12" y un peso específico de 168.6 lb/ft<sup>3</sup> se tiene  $k_1=1.2$
- Factor de medio ambiente y mantenimiento ( $k_2$ ): De la Tabla 5.5<sup>45</sup> para un ambiente moderado y de mantenimiento promedio se tiene  $k_2=1.1$
- Factor de servicio ( $k_3$ ): De la Tabla 5.6<sup>46</sup> para un servicio de 10 horas se tiene  $k_3=1.1$
- Factor de corrección de velocidad ( $k_4$ ): De la Tabla 5.7<sup>47</sup> para 550 ppm y un diámetro tentativo de polines de 5" se tiene  $k_4=0.98$

### 2.4 Fuerza debido a la desviación por la altura del rodillo (IML)

El valor de IML en una faja correctamente alineada debe ser cero, pero para efectos de diseño tomaremos un desalineamiento (d) de 1" para cubrir posibles tensiones productos de una mala alineación.

En la formula se tiene:  $IML = \frac{d \times Te}{6 \times Si} = \frac{1 \times 2908.8}{6 \times 3} = 161.6 \text{ lb}$

Más adelante se explicara cómo se obtiene el valor de la tensión efectiva (Te) de la faja.

### 2.5 Carga ajustada de cada polín (AL)

En la formula se obtiene:

$AL = (IL \times k_1 \times k_2 \times k_3 \times k_4) + IML = (153.17 \times 1.2 \times 1.1 \times 1.1 \times 0.98) + 161.6 = 379.55 \text{ lb}$

**2.6 Tipo de polín:** Con AL=379.55 lb en la Tabla 5.10<sup>48</sup> con un ancho de faja de 54" y 34° de abarquillamiento de la faja se obtiene un polín de carga tipo C y en la Tabla 5.11<sup>49</sup> se obtiene un polín de retorno e impacto tipo D y según la Tabla 5.1<sup>50</sup> para un servicio medio seleccionamos un diámetro de 5"

<sup>43</sup> ENGINEERING CONFERENCE CEMA, Belt Conveyors for Bulk Materials, pág. 60

<sup>44</sup> Ibid, pág. 62

<sup>45</sup> Ibid, pág.63

<sup>46</sup> Ibid, pág.63

<sup>47</sup> Ibid, pág.63

<sup>48</sup> Ibid, pág.65

<sup>49</sup> Ibid, pág.65

<sup>50</sup> Ibid, pág.54

Clase Polín	Polín CEMA	Tipo Soporte
Polín de Carga	Tipo Cema C	Soporte Triple 35°
Polín de Retorno	Tipo Cema D	Soporte Plano
Polín de Impacto	Tipo Cema D	Soporte Triple 35°

### Calculo de tensiones

#### 2.7 Factor de temperatura ( $k_t$ )

De la Fig.6.1<sup>51</sup> para una temperatura ambiental promedio de 6°C se tiene un factor de  $k_t=1.2$

#### 2.8 Factor de rozamiento de polines ( $K_x$ )

En la formula se obtiene:  $k_x = 0.00068(W_b + W_m) + \frac{A_i}{S_i}$

Donde  $A_i = 1.8$  para rodillo de 5" de diámetro.

$$k_x = 0.00068(19 + 32.06) + \frac{1.8}{3} = 0.635 \text{ lb/ft}$$

#### 2.9 Factor de fuerza en la faja y carga de flexión sobre los rodillos ( $k_y$ )

Se recomienda un factor de  $k_y=0.016$

#### 3.0 Tensión por accesorios ( $T_{ac}$ )

Los accesorios del transportador como los equipos de limpieza, desviadores o faldones; normalmente agregan las perdidas por fricción a la tensión efectiva,  $T_e$ .

Según la formula<sup>52</sup>  $T_{ac} = T_{sb} + T_{p1} + T_{tr} + T_{bc}$

Dónde:

$T_{sb}$ : Tensión de fricción de los faldones, esta faja no lleva faldones, 0 lbs

$T_{p1}$ : Tensión de fricción por los desviadores, esta faja no lleva desviadores, 0 lbs

$T_{tr}$ : Tensión de los volteadores, este valor está incluido en la tensión por poleas  $T_p$

$T_{bc}$ : Tensión de los dispositivos de limpieza, se indica un valor entre 2 a 14 lbs por pulgada de ancho de contacto. Para efectos del cálculo usaremos 14 lbs. Como la faja es de 54" se tiene  $14 \times 54 = 756$  lbs.

Por lo tanto:  $T_{ac} = 756 \text{ lbs}$

#### 3.1 Tensión por poleas ( $T_p$ )

De Tabla 6-5<sup>53</sup> con un arreglo de 5 poleas (1 motriz 200 lbs, 1 conducida 200 lbs y 3 del sistema de contrapeso 600 lbs.). Entonces:

$$T_p = 200 + 200 + 600 = 1000 \text{ lbs}$$

<sup>51</sup> ENGINEERING CONFERENCE CEMA, Belt Conveyors for Bulk Materials, pag. 72

<sup>52</sup> Ibid, pág.71

<sup>53</sup> Ibid, pág.79

### 3.2 Tensión por acelerar el material ( $T_{am}$ )

En la formula se obtiene:  $T_{am} = 2.8755 \times 10^{-4} \times Q \times (v - v_o)$

Como el material es alimentado por el apron feeder cuyo eje es perpendicular al eje de la faja, la  $v_o = 0$

$$T_{am} = 2.8755 \times 10^{-4} \times 529 \times (550 - 0) = 83.66 \text{ lbs}$$

### 3.3 Tensión efectiva ( $T_e$ )

$$T_e = L \cdot k_t \cdot (k_x + k_y \cdot W_b + 0.015 \cdot W_b) + W_m \cdot (L \cdot k_y + H) + T_p + T_{am} + T_{ac}$$

$$T_e = 114.83 \times 1.2 \times (0.635 + 0.016 \times 19 + 0.015 \times 19) + 32.06(114.83 \times 0.016 + 26.25) + 10^3 + 83.66 + 756$$

Se obtiene como resultado  $T_e = 2908.8 \text{ lbs}$

### 3.4 Tensión máxima ( $T_1$ )

Despejando y reemplazando

$$T_1 = \frac{T_e}{1 - \frac{1}{e^{f\theta} - 1}} = \frac{2908.8}{1 - \frac{1}{e^{0.35 \times 3.654} - 1}} = 4735.15 \text{ lbs}$$

Con  $f = 0.35$  para faja recubierta con caucho accionada por polea forrada de caucho y  $\theta = 3.654$  rad que es el factor por el ángulo de arrollamiento

### 3.5 Tensión lado flojo ( $T_2$ )

$$\text{Como } T_2 = T_1 - T_e = 4735.15 - 2908.8 = 1826.35 \text{ lbs}$$

### 3.6 Selección del tipo de Banda

El parámetro que determina la selección de la banda es la tensión del lado de carga ( $T_1$ ) a la cual está sometida la banda, también es necesario considerar un factor de seguridad que en este caso del Catálogo de Goodyear<sup>54</sup> es de 6.67 a 1, tomaremos un factor de 6.67. Por tanto, las libras por pulgada de ancho de diseño está dado por:

$$PIW = \frac{T_1 \times FS}{Be} = \frac{4735.15 \times 6.67}{54} = 584.89 \text{ lbs/in}$$

Con este resultado se selecciona una faja de 54" Flexsteel ST800 con una tensión de operación de 685 PIW (ver **ANEXO H**)

### 3.7 Calculo del diámetro de la polea motriz y RPM

Con el dato de las libras por pulgada de ancho podemos dimensionar el diámetro de la polea motriz, según la Tabla 7.5<sup>55</sup> la para 584.89 lb/in y una tensión operativa

<sup>54</sup> GOODYEAR, Bandas Transportadoras Flexsteel, pag.11

<sup>55</sup> ENGINEERING CONFERENCE CEMA, Belt Conveyors for Bulk Materials, pag. 188

de 80 a 100% encontramos para la tensión inmediata superior de 700 lb/in un diámetro de 42"

Para el cálculo de las RPM de la polea motriz usamos la velocidad lineal de la faja  $v=2.794$  m/s y el diámetro dimensionado de  $\theta=42$ " (1.0668 m)

$$RPM = \frac{60 \times v}{\pi \times \theta} = \frac{60 \times 2.794}{\pi \times 1.0668} = 50.02 \text{ rpm}$$

### 3.8 Potencia en la polea motriz

Para el cálculo de la potencia usamos:

$$P = \frac{Te \times v}{33000} = \frac{2908.8 \times 550}{33000} = 48.48 \text{ hp}$$

Considerando un factor por altura de 1.15 y una eficiencia de la transmisión del 94% se obtiene:

$$\frac{48.48 \times 1.15}{0.94} = 59.31 \text{ hp}$$

Resumiendo:

Tensión lado de carga	$T_1$	4735.15	lb
Tensión lado de retorno	$T_2$	1826.35	lb
Tensión efectiva	$T_e$	2908.8	lb
Potencia requerida	P	59.31	HP

Del catálogo de motores Baldor<sup>56</sup> se selecciona un motor con las siguientes especificaciones:

Motor	BALDOR
Frame	404-T
Potencia	60 hp
RPM	1180
Fase	3
Ciclos	60 Hz
Voltios	460



Del catálogo de reductores SUMITOMO<sup>57</sup> (**ANEXO J**) se selecciona un reductor para unas  $RPM_{salida} = 50.02$ , se tienen las siguientes especificaciones:

<sup>56</sup> [http://www.baldor.com/products/ac\\_motors.asp](http://www.baldor.com/products/ac_motors.asp)

<sup>57</sup> SUMITOMO, HSM Shaft Mounted Speed Reducer and CEMA Screw Conveyor Drive CATALOG 15.001.50.006, pag.6

Reductor	SUMITOMO
Tipo	415K
Relación	20:1
RPM out	48 - 69



### 3.9 Calculo de las fajas de potencia

La selección de las fajas de potencia está fuertemente ligada a la metodología que propone un fabricante específico. En este caso se empleara la metodología propuesta por la empresa BANDO<sup>58</sup> (ver **ANEXO K**)

**Procedimiento 1:** Se calcula la potencia de diseño, de la Tabla 1, para el tipo de equipo y las horas de funcionamiento de 10 horas tenemos un factor de 1.3, entonces:  $HP_{DISEÑO} = 59.31 \times 1.3 = 77.1 \text{ HP}$

**Procedimiento 2:** De la figura 1 con las 1180 rpm de salida del motor y la potencia de diseño de 77.1 HP tenemos como tipo de faja propuesta 5VX o 5V

**Procedimiento 3:** Se calcula el ratio de velocidad

$$Ratio \text{ velocidad} = \frac{Salida \text{ Motor}}{Ingreso \text{ Reductor}} = \frac{1180}{50 \times 20} = 1.18$$

**Procedimiento 4:** Seleccionamos la combinación de poleas, de la Tabla 2 para el tipo de faja 5VX, tenemos la combinación de diámetros 4.4” y 5.2”

**Procedimiento 5:** Con estos datos y una distancia entre centros recomendada de C=32” calculamos la longitud de faja, se tiene:

$$Longitud = 2 \times C + 1.57(D + d) + \frac{(D - d)^2}{4 \times C} = 2 \times 32 + 1.57(5.2 + 4.4) + \frac{(5.2 - 4.4)^2}{4 \times 32} = 79.1''$$

Con esta longitud ingresamos a la Tabla 5 seleccionando la faja 5VX800 con un factor de corrección de 0.93

**Procedimiento 6:** Calculamos la potencia estándar de transmisión, según:

$$Standard \text{ Transmision} = Base \text{ HP} + Speed \text{ Ratio Adder}$$

Para ubicar Base HP usamos la Tabla 15, encontrando el valor 6.07

Para ubicar el “speed ratio adder” usamos la Tabla 16, encontrando el valor 1.58

$$Standard \text{ Transmision} = 6.07 + 1.58 = 7.65$$

**Procedimiento 7:** Calculando el coeficiente del arco de contacto usando la formula

$$Coeficiente = \frac{D - d}{C} = \frac{5.2 - 4.4}{32} = 0.025$$

En la Tabla 4 con este dato tenemos el factor de corrección igual a 1

<sup>58</sup> BANDO, V-Belt Design Manual

**Procedimiento 8:** Calculamos en número de fajas, según:

$$N^{\circ} \text{ de fajas} = \frac{HP \text{ de diseño}}{s \tan \text{ dard transmissi\~{o}n} \times \text{coeficiente de contacto} \times \text{coeficiente de faja}}$$

$$N^{\circ} \text{ de fajas} = \frac{77.1}{7.65 \times 1 \times 0.93} = 11 \text{ fajas 5VX 800 marca BANDO}$$

### 3.1.3 - ZARANDA N° 1

Tomando como procedimiento lo enunciado por METSO<sup>59</sup> (ver **ANEXO I**)

Calculo de la superficie de tamizado para un tonelaje pasante en la primera malla de  $Q_u = 183.16 \text{ TMSH}$

$$Area = \frac{Q_u \times S}{Q_{spec}}$$

Dónde:  $Q_{spec} = A \times B \times C \times D \times E \times F \times G \times H \times I \times J \times K \times L$

**A** - De la Fig.1 para una separación deseada de 4" (101.6 mm) en la zaranda se tiene un valor de  $A = 115 \text{ t/h/m}^2$

**B** - Ingresando a la Fig.2 con un porcentaje de 51.7% de partículas en la alimentación mayores a 4" tenemos un factor  $B = 1.02$

**C** - El porcentaje en la alimentación menores a 2" es 36.2% con este valor en la Fig.3 obtenemos un factor  $C = 0.9$

**D** - La zaranda N°1 tiene un solo tamiz de 4" de la Tabla 1 obtenemos un factor  $D = 1$

**E** - Para una separación de 4" (101.6 mm) tenemos de la Tabla 2 un factor  $E = 1$

**F** - Para una peso especifica de  $2.7 \text{ ton/m}^3$  obtenemos de la Tabla 3 un factor  $F = 1$

**G**- De la Tabla 9 para un tamaño de producto de 100 mm (4") en un tipo de malla de acero, revestida de plástico con aberturas cuadradas de 125 mm de lado para permitir el paso de una partícula menor de 101.6 mm. La diferencia de áreas nos deja un área abierta actual de 34%, en la fórmula 6

$$G = \frac{Area \text{ realmente abierta (\%)}}{50\%} = \frac{34}{50} = 0.68$$

**H**- Abertura de malla cuadrada, de la Tabla 4 tenemos un valor de 1

**I**- Como la forma de las partículas es redondeada, de la Tabla 5 tenemos un valor de 1.2

<sup>59</sup> Metso Minerals Manual de Trituración y Cribado, 3<sup>ra</sup> Edición, Finlandia, 2008, Capitulo 4, pág. 14.

**J-** Como la eficiencia es del 79%, de la Tabla 6 tenemos un valor de 1.1

**K-** Como la zaranda es inclinada con vibración circular, de la Tabla 7 tenemos un valor de 1

**L-** Por tener una humedad promedio del 6%, de la Tabla 8 tenemos un valor de 0.7

**S-** Como la granulometría y las características del mineral fueron obtenidas por muestreo el valor de este factor es 1

$$\text{Reemplazando: } Area = \frac{183.16 \times 1}{115 \times 1.02 \times 0.9 \times 1 \times 1 \times 1 \times 0.68 \times 1 \times 1.2 \times 1.1 \times 1 \times 0.7} = 2.76 \text{ m}^2$$

Del Catálogo de Metso<sup>60</sup> (ver **ANEXO L**) se elige una zaranda tipo M2512 (2.5m de largo por 1.2m de ancho) con un área de cribado de:

$$2.5 \times 1.2 = 3 \text{ m}^2$$

Ahora debemos calcular si la zaranda seleccionada cubre la recomendación de espesor de capa, usando la fórmula 8 del cálculo de espesor de capa para un ancho de B=1.2 m, con un rechazo de 296.84 ton/hr y una densidad aparente del material de 1.15 ton/m<sup>3</sup> (ver Fig.2.1)

$$d_{4''} = \frac{Q}{3.6 \times v \times (B - 0.15)} = \frac{296.84/1.15}{3.6 \times 0.5(1.2 - 0.15)} = 136.57 \text{ mm}$$

Para un diámetro de roca de 105 mm y una curva de alimentación nominal nos da un espesor de capa de 160 mm que es mayor a los 136.57 mm de nuestro diseño.

Por lo tanto queda seleccionada la zaranda y el motor según manual de motores Baldor<sup>61</sup> seleccionamos un motor con las siguientes características:

Zaranda	METSO	Marca	BALDOR
Modelo	M2512	Frame	ECP2395T-4
Área	3 m <sup>2</sup>	Potencia	15 hp
Motor	10 hp	RPM	880
RPM	800	Fase	3
		Ciclos	60 Hz
		Voltios	460

Para seleccionar el tipo de fajas Bando y su cantidad usaremos como referencia el procedimiento ya desarrollado en el cálculo de la faja N°1, seleccionando:

Fajas	4 fajas 5VX800
Polea motriz	4.4"
Polea conducida	4.9"

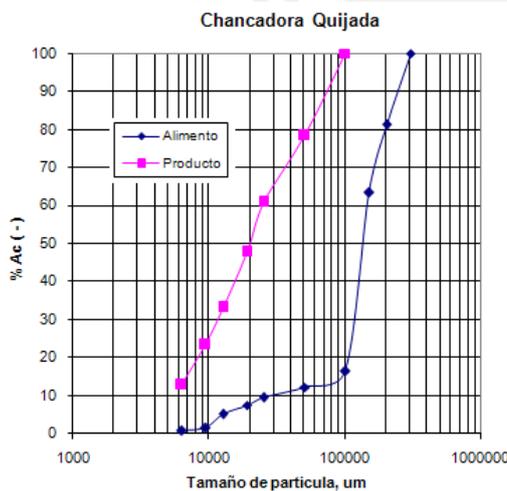
<sup>60</sup> METSO MINERALS, Grelhas Vibratórias Extra-Pesadas M

<sup>61</sup> [http://www.baldor.com/products/ac\\_motors.asp](http://www.baldor.com/products/ac_motors.asp)

### 3.1.4 - CHANCADORA DE QUIJADAS

Los datos de la granulometría del material en la chancadora son graficados en escala logarítmica para poder obtener las ecuaciones de las curvas de alimentación y producto de la chancadora.

MALLA	Porcentaje pasante Ac (-)	
	ALIMENTACION ( F )	PRODUCTO ( P )
12"	100	-
8"	81,4	-
6"	63,4	-
4"	16,4	100
2"	12,3	78,3
1"	9,6	61,0
3/4"	7,5	47,8
1/2"	5,2	33,1
3/8"	1,6	23,5
1/4"	0,8	12,8



Aplicando tendencia lineal a las curvas obtengo:

Ecuación del producto

$$y = 0.0008x + 23.824$$

Ecuación de la alimentación

$$y = 0.0004x - 1.5945$$

Para  $y=80\%$  en estas ecuaciones obtenemos el tamaño de roca con 80% en peso tanto en el producto como en la alimentación respectivamente:

$$P_{80} = 70220 \text{ } \mu\text{m}$$

$$F_{80} = 203986 \text{ } \mu\text{m}$$

Según METSO<sup>62</sup> el Work Index de nuestro material es  $W_i = 12.72 \text{ } kW - h / tc$

$$W = 10 \times 12.72 \times \left( \frac{1}{\sqrt{70220}} - \frac{1}{\sqrt{203986}} \right) = 0.1984 \text{ } kW - h / tc$$

Con una alimentación de 327.21 tc/hr para obtener la potencia requerida

$$P = 0.1984 \times 327.21 = 64.92 \text{ } kW - h \quad \text{Para un factor de servicio FS}=2 \text{ tenemos una}$$

$$\text{potencia de } P = 64.92 \times 2 = 129.84 \text{ } kW - h \equiv 174.12 \text{ } hp$$

<sup>62</sup> METSO MINERALS, Basics in Minerals Processing, 10<sup>ma</sup> Edición, 2015, pág.3:40

Para un tamaño de producto de 4  $\frac{3}{4}$ " y una alimentación de 296.84 TMSH del catálogo de Metso<sup>63</sup> (**ANEXO N**) seleccionamos la chancadora de quijadas C3054.

Marca	Nordberg
Tipo	C3054
Potencia	160 kW
RPM	260
Capacidad	300 TMH
Ancho abertura	1375 mm
Profundidad abertura	760 mm

Del manual de motores Baldor<sup>64</sup> seleccionamos un motor con las siguientes características:

Marca	Baldor
Frame	5010LY
Potencia kW/hp	224 / 300
Voltios	2300/4000
Ciclos	60 Hz
RPM	1192

Para seleccionar el tipo de fajas Bando y su cantidad usaremos como referencia el procedimiento ya desarrollado en el cálculo de la faja N°1, seleccionando:

Fajas	10 fajas 8V2000
Polea motriz	12.2"
Polea conducida	53"

### 3.1.5 - ZARANDA N° 2

Tomando como referencia a METSO<sup>65</sup>

Calculo de la superficie de tamizado para un pasante en la primera malla de 2" de abertura de  $Q_u=141.25$  TMSH y para la segunda malla de  $\frac{3}{8}$ " de abertura de  $Q_u=25.68$  TMSH.

Hallando los factores para las dos aberturas de malla siguiendo la misma metodología que se usó para la zaranda N°1 y resumiéndolas en el siguiente cuadro:

<sup>63</sup> METSO MINERALS, Trituradoras de mandíbulas Nordberg Serie C, Folleto 1320-03-07-CBL, 2007

<sup>64</sup> [http://www.baldor.com/products/ac\\_motors.asp](http://www.baldor.com/products/ac_motors.asp)

<sup>65</sup> METSO MINERALS, Manual de Trituración y Cribado, 3<sup>ra</sup> Edición, Finlandia, 2008, Capítulo 4, pág. 14.

Reemplazando los valores obtenemos:

Factor	Para 2"	Para 3/8"
A	67.5	32.5
B	1.4	0.74
C	1.4	0.5
D	1	0.9
E	1	1
F	1	1
G	70/50=1.4	51/50=1.02
H	1	1
I	1.2	1.2
J	1.4	1.22
K	1	1
L	0.7	0.7
P	1	1

$$Area_{2"} = 0.65 \text{ m}^2$$

$$Area_{3/8"} = 2.27 \text{ m}^2$$

Del catálogo de Metso<sup>66</sup> seleccionamos la criba CBS514TD con área activa de 6.5 m<sup>2</sup> que cumple los requisitos de capacidad.

El paso siguiente será verificar el espesor de capa de material en la malla de 2" y 3/8" con una capacidad en el rechazo de 155.59 ton/hr y 115.57 ton/hr respectivamente (ver Fig.2.2)

$$d_{2"} = \frac{155.59/1.5}{3.6 \times 0.33(1.52 - 0.15)} = 63.7 \text{ mm}$$

$$d_{3/8"} = \frac{115.57/1.5}{3.6 \times 0.33(1.52 - 0.15)} = 47.34 \text{ mm}$$

Este espesor de material está dentro del rango recomendado, el equipo seleccionado y el motor según el manual de motores Baldor<sup>67</sup> seleccionamos un motor con las siguientes características:

Zaranda	METSO	Marca	BALDOR
Modelo	CBS514TD	Frame	326T
Área	6.5 m <sup>2</sup>	Potencia	30 hp
Motor	20 hp	RPM	1180
RPM	880	Fase	3
		Ciclos	60 Hz
		Voltios	460

Para seleccionar el tipo de fajas Bando<sup>68</sup> y su cantidad usaremos como referencia el procedimiento ya desarrollado en el cálculo de la faja N°1, seleccionando:

<sup>66</sup> METSO MINERALS, Peneira Vibratória Nordberg CBS, 2008

<sup>67</sup> [http://www.baldor.com/products/ac\\_motors.asp](http://www.baldor.com/products/ac_motors.asp)

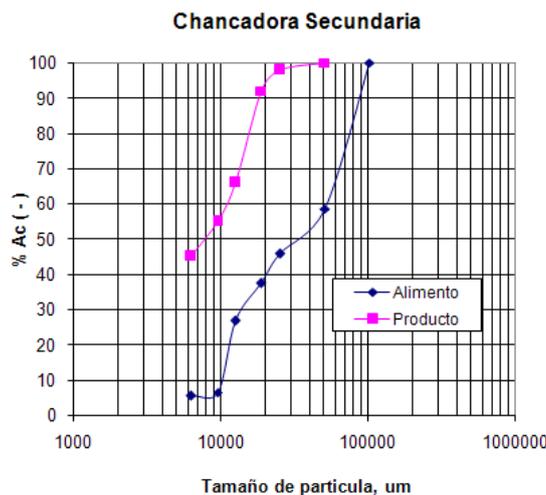
<sup>68</sup> BANDO, V-Belt Design Manual

Fajas	4 fajas 5VX800
Polea motriz	4.4"
Polea conducida	5.9"

### 3.1.6 - CHANCADORA CONICA SECUNDARIA

Se tiene como datos la granulometría del material en la chancadora los cuales graficamos en escala logarítmica para poder obtener las ecuaciones de las curvas de alimento y producto de la chancadora.

MALLA	Porcentaje pasante Ac ( - )	
	ALIMENTACION ( F )	PRODUCTO ( P )
12"	-	-
8"	-	-
6"	-	-
4"	100	-
2"	58.6	100.0
1"	45.9	98.0
3/4"	37.4	92.0
1/2"	27.0	66.0
3/8"	6.5	55.0
1/4"	5.7	45.0



Tendencia lineal de las curvas

Del grafico obtenemos:

Ecuación del producto

$$y = 0.0012x + 51.73$$

Ecuación de la alimentación

$$y = 0.0009x + 10.45$$

Para  $y=80\%$  en estas ecuaciones obtenemos el tamaño de roca con 80% en peso tanto en el producto como en la alimentación:

$$P_{80} = 23558 \text{ um}$$

$$F_{80} = 77278 \text{ um}$$

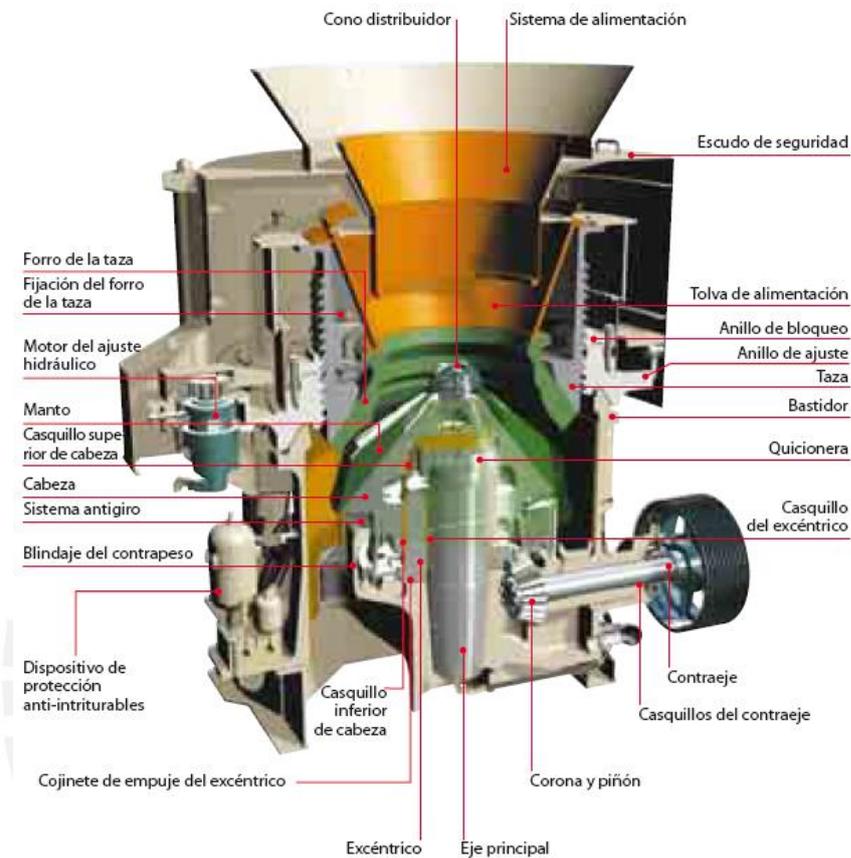
Según METSO el Work Index de nuestro material  $W_i = 12.72 \text{ kW} - h/tc$

$$W = 10 \times 12.72 \times \left( \frac{1}{\sqrt{23558}} - \frac{1}{\sqrt{77278}} \right) = 0.3712 \text{ kW} - h/tc$$

Con una alimentación de 500.8 tc/hr para obtener la potencia requerida

$P = 0.3712 \times 500.8 = 185.9 \text{ kW} - h$  para un factor de servicio  $FS=1.5$  tenemos una potencia de  $P = 185.9 \times 1.5 = 278.85 \text{ kW} - h \equiv 373.94 \text{ hp}$

Para un tamaño de producto de 2" y una alimentación de 455 TMSH seleccionamos la chancadora cónica HP400<sup>69</sup> (ANEXO Ñ).



### COMPONENTES PRINCIPALES CHANCADORA CONICA<sup>70</sup>

Del manual de motores Baldor<sup>71</sup> seleccionamos un motor con las siguientes características:

Chancadora	Nordberg
Tipo	HP-400
Potencia kW/hp	315/422
RPM	700
Capacidad, tmph	465 – 630

Marca	Baldor
Frame	5012LY
Potencia kW/hp	373/500
Voltios	2300/4000
Ciclos	60 Hz
RPM	1191

<sup>69</sup> METSO MINERALS, Molinos de Cono Norberg HP, Brochure N°1252-04-08-CBL,2008

<sup>70</sup> METSO MINERALS, Catálogo de Molinos de Cono Nordberg HP4, 2006, p. 4.

<sup>71</sup> [http://www.baldor.com/products/ac\\_motors.asp](http://www.baldor.com/products/ac_motors.asp)

Para seleccionar el tipo de fajas Bando<sup>72</sup> y su cantidad usaremos como referencia el procedimiento ya desarrollado en el cálculo de la faja N°1, seleccionando:

Fajas	14 fajas 8V1500
Polea motriz	12.5"
Polea conducida	21.2"

### 3.1.7 – ZARANDA N° 3

Según METSO<sup>73</sup>

Calculo de la superficie de tamizado para un pasante en la primera malla de 1" de abertura de  $Q_u=324.53$  TMSH y para la segunda malla de 3/8" de abertura de  $Q_u=152.1$  TMSH.

Hallando los factores para las dos aberturas de malla siguiendo la misma metodología que se usó para la zaranda 1 y resumiéndolas en el siguiente cuadro:

Factor	Para 1"	Para 3/8"
A	54	32.5
B	1.58	1.1
C	1.5	1.1
D	1	0.9
E	1	1
F	1	1
G	$64/50=1.28$	$51/50=1.02$
H	1	1
I	1.2	1.2
J	1.3	1.05
K	1	1
L	0.7	0.7
P	1	1

Reemplazando los valores obtenemos:

$$Area_{1"} = 1.81 \text{ m}^2$$

$$Area_{3/8"} = 4.78 \text{ m}^2$$

Del catálogo de Metso<sup>74</sup> seleccionamos la criba CBS 6'x16' con área activa de 8.64 m<sup>2</sup> que cumple los requisitos de capacidad.

El paso siguiente será verificar el espesor de capa de material en la malla de 1" y 3/8", con un rechazo de 129.79 ton/hr y 172.42 ton/hr respectivamente (ver Fig.2.3)

$$d_{1"} = \frac{129.79/1.5}{3.6 \times 0.67 \times (6 \times 0.3048 - 0.15)} = 21.37 \text{ mm}$$

$$d_{3/8"} = \frac{172.42/1.5}{3.6 \times 0.67 \times (6 \times 0.3048 - 0.15)} = 28.39 \text{ mm}$$

Este espesor de material está dentro del rango recomendado.

<sup>72</sup> BANDO, V-Belt Design Manual

<sup>73</sup> METSO MINERALS, Manual de Trituración y Cribado, 3<sup>ra</sup> Edición, Finlandia, 2008, Capítulo 4, pág. 14.

<sup>74</sup> METSO MINERALS, Peneira Vibratória Nordberg CBS, 2008

Usando el manual de motores Baldor<sup>75</sup> seleccionamos un motor con las siguientes características:

Zaranda	METSO
Modelo	CBS 6'x16'
Área	8.64 m <sup>2</sup>
Motor	30 hp
RPM	880

Marca	BALDOR
Frame	364T
Potencia	40 hp
RPM	1190
Fase	3
Ciclos	60 Hz
Voltios	460

Para seleccionar el tipo de fajas Bando y su cantidad usaremos como referencia el procedimiento ya desarrollado en el cálculo de la faja N°1, seleccionando:

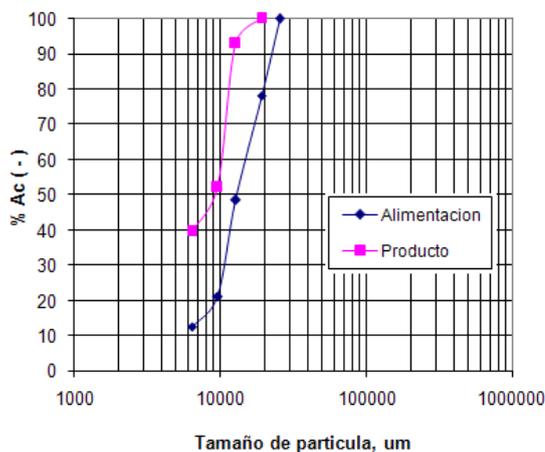
Fajas	8 fajas 5VX800
Polea motriz	4.4"
Polea conducida	5.9"

### 3.1.8 - CHANCADORA CONICA TERCIARIA T1 y T2

Se tiene como datos la granulometría del material en la chancadora los cuales graficamos en escala logarítmica para poder obtener las ecuaciones de las curvas de alimento y producto de la chancadora.

MALLA	Porcentaje pasante Ac (-)	
	ALIMENTACION ( F )	PRODUCTO ( P )
12"	-	-
8"	-	-
6"	-	-
4"	-	-
2"	-	-
1"	100	-
3/4"	78,3	100,0
1/2"	48,6	93,0
3/8"	21,3	52,3
1/4"	12,7	39,6

Chancadora Terciaria N°1



Tendencia lineal de las curvas

Del gráfico obtenemos:

Ecuación del producto

$$y = 0.005x + 11.343$$

Ecuación de la alimentación

$$y = 0.0048x - 17.883$$

<sup>75</sup> [http://www.baldor.com/products/ac\\_motors.asp](http://www.baldor.com/products/ac_motors.asp)

Para  $y=80\%$  en estas ecuaciones obtenemos el tamaño de roca con 80% en peso tanto en el producto como en la alimentación:

$$P_{80} = 13731.4 \text{ } \mu\text{m}$$

$$F_{80} = 203923 \text{ } \mu\text{m}$$

Según METSO el Work Index de nuestro material es  $W_i = 12.72 \text{ kW} - h / \text{tc}$

$$W = 10 \times 12.72 \times \left( \frac{1}{\sqrt{13731.4}} - \frac{1}{\sqrt{203923}} \right) = 0.1948 \text{ kW} - h / \text{tc}$$

Con una alimentación de 412.55 tc/hr para obtener la potencia requerida

$$P = 0.1948 \times 412.55 = 80.36 \text{ kW} - h \text{ para un factor de servicio FS}=1.5 \text{ tenemos}$$

$$\text{una potencia de } P = 80.36 \times 1.5 = 120.54 \text{ kW} - h \equiv 161.6 \text{ hp}$$

Para un tamaño de producto de 3/4" y una alimentación de 374 TMSH seleccionamos la chancadora cónica HP500<sup>76</sup> (**ANEXO Ñ**).

Chancadora	Nordberg
Tipo	HP-500
Potencia	200 hp
RPM	700
Capacidad, tmph	320 - 400

Asumiendo una pérdida de potencia por la altitud de 0.8, el motor debe tener una potencia de  $\frac{200}{0.8} = 250 \text{ hp}$

Del manual de motores Baldor<sup>77</sup> seleccionamos un motor con las siguientes características:

Marca	BALDOR
Frame	449T
Potencia	250 hp
RPM	1188
Fase	3
Ciclos	60 Hz
Voltios	460

<sup>76</sup> METSO MINERALS, Molinos de Cono Norberg HP, Brochure N°1252-04-08-CBL,2008

<sup>77</sup> [http://www.baldor.com/products/ac\\_motors.asp](http://www.baldor.com/products/ac_motors.asp)

Para seleccionar el tipo de fajas Bando<sup>78</sup> y su cantidad usaremos como referencia el procedimiento ya desarrollado en el cálculo de la faja N°1, seleccionando:

Fajas	6 fajas 8V1500
Polea motriz	12.5"
Polea conducida	21.2"

### 3.1.9 - ZARANDA N° 4 y 4A

Según METSO

Calculo de la superficie de tamizado para un pasante en la primera malla de 3/8" de abertura de  $Q_u=151.11$  TMSH.

Hallando los factores para las dos aberturas de malla siguiendo la misma metodología que se usó para la zaranda N°1 y resumiéndolas en el siguiente cuadro:

Factor	Para 3/8"
A	33
B	1.1
C	1.1
D	0.9
E	1
F	1
G	$51/50=1.02$
H	1
I	1.2
J	1.05
K	1
L	0.7
P	1

Reemplazando los valores obtenemos:

$$Area_{3/8"} = 4.67 \text{ m}^2$$

Del catálogo de Metso<sup>79</sup> (**ANEXO M**) seleccionamos la criba CBS 5'x14' con área activa de 7 m<sup>2</sup> que cumple los requisitos de capacidad.

El paso siguiente será verificar el espesor de capa de material, para un rechazo de 223.15 ton/hr (ver Fig. 2.4)

$$d = \frac{223.15/1.5}{3.6 \times 0.67 \times (5 \times 0.3048 - 0.15)} = 44.9 \text{ mm}$$

Este espesor de material está dentro del rango recomendado.

<sup>78</sup> BANDO, V-Belt Design Manual

<sup>79</sup> METSO MINERALS, Peneira Vibratória Nordberg CBS, 2008

El equipo seleccionado y el motor Baldor<sup>80</sup> se muestran a continuación:

Zaranda	METSO
Modelo	CBS 6'x16'DD
Área	8.92 m <sup>2</sup>
Motor	30 hp
RPM	880

Marca	BALDOR
Frame	364T
Potencia	40 hp
RPM	1190
Fase	3
Ciclos	60 Hz
Voltios	460

Para seleccionar el tipo de fajas Bando<sup>81</sup> y su cantidad usaremos como referencia el procedimiento ya desarrollado en el cálculo de la faja N°1, seleccionando:

Fajas	8 fajas 5VX800
Polea motriz	4.4"
Polea conducida	5.9"

### 3.2 - CIRCUITO DE MOLIENDA Y CLASIFICACION

#### 3.2.1 - MOLINO DE BOLAS

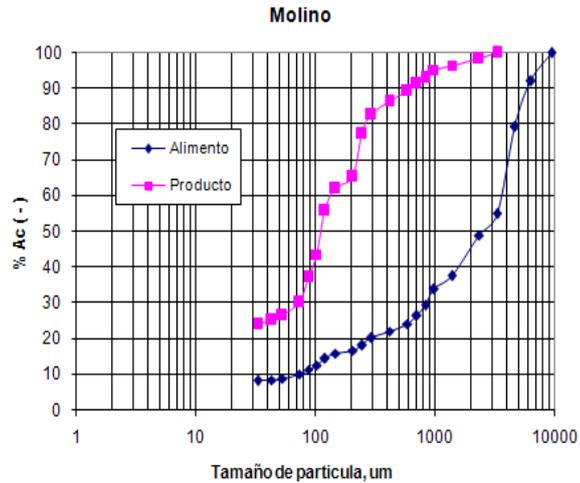
Capacidad 2256 TMSD  
94 TMSH = 95.88 TCSH  
Operación 24 horas

Se tiene como datos la granulometría Ac(-) del material en la alimentación y en la descarga del molino los cuales graficamos en escala logarítmica para poder obtener las ecuaciones de las curvas de alimento y producto del Molino.

<sup>80</sup> [http://www.baldor.com/products/ac\\_motors.asp](http://www.baldor.com/products/ac_motors.asp)

<sup>81</sup> BANDO, V-Belt Design Manual

Malla	Mineral fresco (%)	Descarga molino (%)
3/8"	100	
1/4"	92.26	
m4	79.4	
6	54.99	100
8	48.91	98.34
12	37.63	96.52
16	34	95.26
20	29.42	93.06
24	26.32	91.26
28	24.09	89.24
35	22.02	86.43
48	20.32	82.59
60	18.23	77.29
65	16.74	65.3
100	15.9	62.1
115	14.45	55.7
150	12.61	43.64
170	11.38	37.14
200	10.1	30.1
270	8.85	26.42
325	8.49	25.08
400	8.2	24.03



Con tendencia lineal del gráfico

Obtenemos:

Ecuación de la alimentación

$$y = 0.0107x + 15.655$$

Ecuación del producto

$$y = 0.0216x + 53.678$$

Para  $y=80\%$  en estas ecuaciones obtenemos el tamaño de roca con 80% en peso tanto para la alimentación ( $F_{80}$ ) como en el producto ( $P_{80}$ ):

$$F_{80} = 6013.55 \text{ } \mu\text{m}$$

$$P_{80} = 1218.61 \text{ } \mu\text{m}$$

Siendo el Work Index de nuestro material  $W_i = 12.72 \text{ kW-h/tc}$

$$W = 10 \times W_{ic} \times \left( \frac{1}{\sqrt{1218.61}} - \frac{1}{\sqrt{6013.55}} \right)$$

Según FLSmidth<sup>82</sup> (**ANEXO Z**) para obtener el valor de  $W_{ic}$  debemos calcular los siguientes factores:

- Para hallar  $f_1$  asumo un diámetro de molino de  $D=12$  pies, entonces

$$f_1 = \left( \frac{8}{D} \right)^{0.2} = \left( \frac{8}{12} \right)^{0.2} = 0.9221$$

- Para hallar  $f_2$  debemos hallar:

Tamaño óptimo de alimentación  $F_o$  para un  $W_i = 12.72 \text{ kW-h/tc}$

<sup>82</sup> FLSmidth Minerals, Reference Tables for Mineral Processing, 2008, p.78-83

$$F_o = 4000 \times \sqrt{\frac{13}{W_i}} = 4000 \times \sqrt{\frac{13}{12.72}} = 4043.79 \text{ um}$$

Razón de reducción del 80%, entonces  $R_r = \frac{F_{80}}{P_{80}} = \frac{6013.55}{1218.61} = 4.93$

Reemplazando  $f_2 = \frac{4.93 - (12.72 - 7) \times \left( \frac{6013.55 - 4043.79}{4043.79} \right)}{4.93} = 0.4348$

$f_3 = 1$  si  $P \geq 74 \text{ um}$

Como nuestra razón de reducción  $R_r = 4.93 < 6$  se tiene

$$f_4 = \frac{20 \times (4.93 - 1.35) + 2.6}{20 \times (4.93 - 1.35)} = 1.036$$

Reemplazando estos factores para hallar el índice de trabajo corregido del molino:

$$W_{ic} = 12.72 \times 0.9221 \times 0.4348 \times 1 \times 1.036 = 5.28 \text{ kW-h/tc}$$

Reemplazando

$$W = 10 \times 5.28 \times \left( \frac{1}{\sqrt{1218.61}} - \frac{1}{\sqrt{6013.55}} \right) = 0.83 \text{ kW-h/tc}$$

Reemplazando este valor para encontrar la potencia eléctrica del motor con una eficiencia del 96%

$$P_e = \frac{1.341 \times 0.83 \times 95.88}{0.96} = 111.16 \text{ hp}$$

Calculando el diámetro del molino para una descarga por rebalse en molienda húmeda, con una relación longitud entre diámetro de 1.3, con 55% del volumen interno cargado de bolas y un porcentaje de velocidad crítica de %Vc=72, tenemos un diámetro de:

$$D^{3.5} = \frac{352.2}{4.365 \times 10^{-5} \times 55^{0.461} \times 72^{1.505} \times 1.3} = 8.18 \text{ ft} \quad (2.5 \text{ m})$$

Calculando la longitud  $L = 1.3 \times 8.18 = 10.63 \text{ ft} \quad (3.24 \text{ m})$

Del catálogo de METSO<sup>83</sup> tomando en cuenta los datos obtenidos y la capacidad de procesamiento selecciono un molino de bolas 2.7 x 3.7m con una potencia nominal de 335 kW (450 hp)

Asumiendo un coeficiente de seguridad 1.25 y 0.96 por altura tenemos una potencia

que debe entregar el motor a seleccionar de  $\frac{335 \times 1.25}{0.96} = 436.2 \text{ kW} \equiv 585.3 \text{ hp}$

<sup>83</sup> METSO MINERALS, Basics in Minerals Processing, 10<sup>ma</sup> Edición, 2015, pág.3:45

Del catálogo de motores Menzel<sup>84</sup> seleccionamos

Motor	MENZEL
Modelo	400F-04
Potencia kW/hp	450/612
RPM	1474
Voltaje	6000 v
Frecuencia/Polos	50 Hz / 4



Se recomienda una velocidad de operación del molino de entre el 70 a 85% de la velocidad crítica.

$$V_c = \frac{42.3}{\sqrt{d}} = \frac{42.3}{\sqrt{2.7432}} = 25.54 \text{ RPM}$$

Con 72% de la  $V_c$  tenemos para el molino una velocidad de giro de 18.4 RPM

Se iniciara el cálculo definiendo el número de dientes en 285 de la catalina y 23 en el piñón lo que nos da una relación de transmisión de:

$$i = 285/23 = 12.39$$

Por lo tanto las RPM en el piñón será de:

$$RPM_{\text{PIÑÓN}} = 12.39 \times 18.4 = 228 \text{ RPM}$$

Con esta velocidad de rotación y la del motor podremos obtener el ratio de reducción del reductor a seleccionar.

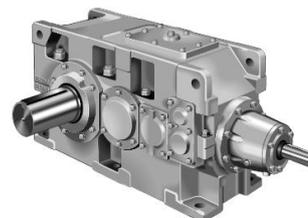
$$\text{Ratio de reducción} = \frac{1474}{228} = 6.46$$

Del catálogo de reductores SUMITOMO<sup>85</sup> selecciono para un servicio de más de 10 horas por día un factor de servicio de  $FS=1.5$ , hallando la capacidad motriz requerida (RDC):

$$RDC = 1.5 \times 612 = 918 \text{ HP}$$

Con este valor selecciono el siguiente reductor

Reductor	SUMITOMO
Modelo	SM-8075-P2-RL-8
Reducción	Doble
RPM ingreso	1800
RPM salida	225
Potencia	1040 HP



<sup>84</sup> MENZEL, Modular Slip-Ring Motors

<sup>85</sup> SUMITOMO, Paramax, Parallel Shaft & Right Angle, Catalog 07.701.50.007

### 3.2.2 - CALCULO DEL HIDROCICLÓN

Según FLSmidth<sup>86</sup> (**ANEXO Y**), tenemos:

La separación en el hidrociclón queda definida por la siguiente ecuación

$$D_{50c}(\text{Aplicación}) = D_{50c}(\text{Base}) \times C_1 \times C_2 \times C_3$$

- Para  $D_{50c}$  (Aplicación)

Se busca tener un rebose en el hidrociclón de 90% -m200 (-74  $\mu\text{m}$ ), según Tablas de FLSMIDHT el factor es de 0.91, entonces:

$$D_{50c}(\text{Aplicación}) = 74 \times 0.91 = 67.34 \mu\text{m}$$

- Para  $C_1$

Para un porcentaje de sólidos de 28% en la alimentación del hidrociclón, con una gravedad específica de pulpa de 1.214 y una gravedad específica de mineral seco de 2.7 según Tablas DENVER<sup>87</sup> tenemos un porcentaje en volumen de alimento al hidrociclón de 12.59% (según Metso<sup>88</sup> entre 10 a 15% es un proceso eficiente), entonces se tiene

$$C_1 = \left( \frac{53 - \%V}{53} \right)^{-1.43} = \left( \frac{53 - 12.59}{53} \right)^{-1.43} = 1.474$$

- Para  $C_2$

Según Quiroz<sup>89</sup> un valor recomendado de caída de presión en el hidrociclón para circuitos cerrados es de 7 psi (48.26 kPa), reemplazando:

$$C_2 = 3.27 \times p^{-0.28} = 3.27 \times 48.26^{-0.28} = 1.1$$

- Para  $C_3$

Para una gravedad específica del mineral seco de 2.7  $\text{ton}/\text{m}^3$  y una gravedad específica de agua de 1  $\text{ton}/\text{m}^3$ , se tiene

$$C_3 = \left( \frac{1.65}{GE_s - GE_L} \right)^{0.5} = \left( \frac{1.65}{2.7 - 1} \right)^{0.5} = 0.985$$

<sup>86</sup> FLSMIDTH MINERALS, Reference Tables for Mineral Processing, 2008, p.69-71

<sup>87</sup> DENVER, Density Data, Slurry Water and Solids Pulp, 1972

<sup>88</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, Edición 1, 2004-05, pag.4:8

<sup>89</sup> QUIROZ, Núñez Iván, Ingeniería Metalúrgica Operaciones Unitarias en Procesamiento de minerales, Perú, 1986

Despejando y reemplazando

$$D_{50c}(Base) = \frac{D_{50c}(Aplicación)}{C_1 \times C_2 \times C_3} = \frac{67.34}{1.474 \times 1.1 \times 0.985} = 42.16 \text{ } \mu\text{m}$$

Reemplazando

$$D_{50c}(Base) = 42.16 = 2.84 \times D_H^{0.66} \quad \text{Despejando } D_H = 59.6 \text{ cm} \equiv 23.46''$$

El diámetro comercial de hidrociclones más cercano es de 24"

Para obtener el número de hidrociclones según R. Arterburn<sup>90</sup> en la fig. 9 para 7 psi y 24" de diámetro se tiene una capacidad de 1200 USGPM por equipo.

El número de hidrociclones viene dado por la relación entre GPM de pulpa en la alimentación entre USGPM de capacidad del hidrociclón

$$\frac{4870}{1200} = 4.06 \approx 4 \text{ unidades}$$

Calculo el APEX con el dato de la descarga total del hidrociclón de 982.69 m<sup>3</sup>/hr (4327 USGPM) para 4 unidades se tiene un flujo de 1082 USGPM, con este dato en la fig. 10 se obtiene un diámetro de APEX de 7"

Por lo que se usara como sistema de clasificación un nido de 4 hidrociclones de Ø24" marca KREBS

### 3.2.3 - CALCULO DE LA BOMBA CENTRIFUGA

Tomando como referencia el procedimiento del fabricante de bombas Warman<sup>91</sup>  
Bomba del Molino al Hidrociclón – Se tienen los siguientes datos:

Caudal:	Q=307.25 l/s
Tamaño de Partícula:	d <sub>50</sub> =104 μm
Concentración de solidos:	C <sub>w</sub> =28%
Concentración de sólidos en volumen:	C <sub>v</sub> =12.59%
Gravedad especifica de solidos:	S=2.7
Gravedad especifica de pulpa:	S <sub>m</sub> =1.214

#### a) Calculo del diámetro de la tubería de descarga

Con los datos de d<sub>50</sub>=104 μm y de C<sub>v</sub>=12.59% se ingresa al grafico de Mac-Elvain para encontrar el valor de F<sub>L</sub>=0.91

<sup>90</sup> Arterburn, R.A., "The Sizing of Hydrocyclones, Krebs Engineers, Menlo Park, CA, 1976

<sup>91</sup> WARMAN, Slurry Pumping Handbook, Australasian Version, Feb 2000

Se asume los siguientes diámetros de tubería y se calcula la velocidad de sedimentación VL :

$$\text{Para } \varnothing 6'' \quad V_L = 0.91 \times \sqrt{2 \times 9.81 \times 6 \times 0.0254 \times (2.7 - 1)} = 2.05 \text{ m/sec}$$

$$\text{Para } \varnothing 8'' \quad V_L = 0.91 \times \sqrt{2 \times 9.81 \times 8 \times 0.0254 \times (2.7 - 1)} = 2.37 \text{ m/sec}$$

$$\text{Para } \varnothing 10'' \quad V_L = 0.91 \times \sqrt{2 \times 9.81 \times 10 \times 0.0254 \times (2.7 - 1)} = 2.65 \text{ m/sec}$$

La velocidad de la mezcla se determina por la siguiente fórmula:  $V = \frac{Q \times 1273}{d^2}$

$$\text{Para } \varnothing 6'' \quad 16.84 \text{ m/seg}$$

$$\text{Para } \varnothing 8'' \quad 9.47 \text{ m/seg}$$

$$\text{Para } \varnothing 10'' \quad 6.06 \text{ m/seg}$$

La velocidad de la mezcla (V) debe ser mayor a la velocidad de sedimentación (VL) para que los sólidos en el fluido no se depositen en las tuberías.

Comparando resultados se observa que todas las tuberías cumplen este requisito por lo que seleccionaremos 10" para la alimentación y 8" para la descarga.

### b) Calculo de la fricción

Primeramente se determina la longitud equivalente, usando para esto las pérdidas que se muestran en la Fig.A4-3

	Cant	Long. Equiv. (m)	Sub-Total
Longitud	1	10	10
Codo 90°	2	4.27	8.54
Válvula	1	7.92	7.92
		<b>Long. Eq.</b>	<b>26.46</b>

Usando la tubería de 8" (0.2032m) de diámetro y una velocidad de la mezcla de 9.46 m/seg , el valor de f=0.014 se obtiene de la Fig. A3-2

Reemplazando en la ecuación de Darcy para el cálculo de la fricción:

$$H_f = \frac{f \times \text{Long.Eq} \times V^2}{d \times 2 \times g} = \frac{0.014 \times 26.46 \times 9.47^2}{0.2032 \times 2 \times 9.81} = 8.33 \text{ m}$$

### c) Pérdida en la entrada de la tubería de succión

De acuerdo a la Fig. A4-4 se tiene una descarga del tipo 1 por lo que la pérdida se calcula con la siguiente fórmula para una velocidad de 6.06 m/s en la tubería de 10"

$$H_e = \frac{0.5 \times V^2}{2 \times g} = \frac{0.5 \times 6.06^2}{2 \times 9.81} = 0.94 \text{ m}$$

### d) Pérdida en la descarga de la tubería

Bajo condiciones normales en la descarga, la pérdida por descarga debe

agregarse a la pérdida total mediante la fórmula  $\left(\frac{V^2}{2g}\right)$

En este caso al ser la descarga hacia un hidrociclón la pérdida en la descarga se

calcula con la fórmula:  $H_p = \frac{G_D}{1.42 \times S_m}$

Para una presión a la entrada del hidrociclón de  $G_D=7$  psi se tiene una pérdida de:

$$H_p = \frac{G_D}{1.42 \times S_p G_r} = \frac{7}{1.42 \times 1.214} = 4.06 \text{ m}$$

### e) Cabeza dinámica total en la bomba

La pérdida dinámica total se evalúa con la siguiente fórmula con una altura de descarga  $Z_d=16$  m y una altura de succión  $Z_s=3.5$  m, se tiene:

$$H_m = Z_d - Z_s + H_f + H_p + H_e$$

Reemplazando valores:  $H_m = 16 - 3.5 + 8.33 + 4.06 + 0.94 = 25.83 \text{ m de pulpa}$

### f) Equivalencia en metros de agua

En la FIG 2.3 con  $d_{50}=104$   $\mu\text{m}$  y de  $C_w=28\%$  se obtiene un factor de corrección HR,  $H_E=0.92$

La total cabeza equivalente de agua ( $H_w$ ) es por lo tanto:

$$H_w = \frac{H_m}{HR} = \frac{25.83}{0.92} = 28.08 \text{ m de agua}$$

### g) Selección de la bomba

La bomba seleccionada para un flujo de 307.25 l/s y una cabeza de 28.08 m de agua equivalente para una pulpa con una gravedad específica de 1.214 es la Warman 10/8 H heavy Duty Rubber Lined que girara a una velocidad de 715 rpm.

El consumo de potencia debe ser calculado usando una eficiencia de 70% según:

$$Potencia = \frac{Q \times H_w \times S_m}{1.02 \times e} = \frac{307.25 \times 28.08 \times 1.214}{1.02 \times 70} = 146.69 \text{ kW}$$

### h) Calculo del NPSH

Se tiene la fórmula:  $NPSH_{Disponible} = \frac{H_a - H_v}{S_m} + Z_s - H_{fs}$

De la FIG A6-2 y A6-3 para 2000 msnm y 20°C, tenemos:

$$\begin{aligned} H_a &= 8 \text{ mCA} \\ H_v &= 0.3 \text{ mCA} \\ S_m &= 1.214 \\ Z_s &= 3.5 \text{ m} \end{aligned}$$

Calculando las pérdidas en el lado de succión  $H_{fs}$  nos apoyamos en la Guía para el Cálculo de Perdidas de Carga<sup>92</sup>, tenemos:

Perdidas por accesorios

	$\xi$
1 entrada acampanada	0.05
1 valvula de compuerta	0.1
	<hr style="width: 50%; margin-left: 0;"/>
	0.15

$$\text{Reemplazando en } h_{fv} = \xi \times \frac{v^2}{2g} = 0.15 \times \frac{6.06^2}{2 \times 9.81} = 0.28 \text{ m}$$

Perdidas por fricción en tuberías para una longitud de 0.46 m

$$h_{fp} = \frac{12 \times 0.46}{100} = 0.0552 \text{ m}$$

$$H_{fs} = 0.28 + 0.0552 = 0.34 \text{ m}$$

$$\text{Remplazando } NPSH_{Disponible} = \frac{8 - 0.3}{1.214} + 3.5 - 0.34 = 9.51 \text{ mcp}$$

Se debe cumplir que  $NPSH_{Disponible} > NPSH_{Requerido}$

<sup>92</sup> ABS, Guía para el Cálculo de Perdidas de Carga, Guía 9.2000 ES 11.00

De la curva de la bomba obtenemos el  $NPSH_{Requerido}=9$  mcp por lo que se cumple esta condición.

**i) Potencia de motor**

En este caso la potencia requerida es de 146.69 kW

Aplicando factores de corrección por:

- Resbalamiento: 1.1
- Altura: 0.94

Por lo que la potencia corregida será de:

$$Potencia = \frac{146.69 \times 1.1}{0.94} = 171.6 \text{ kW}$$

Del manual de motores Baldor<sup>93</sup> seleccionamos un motor con las siguientes características:

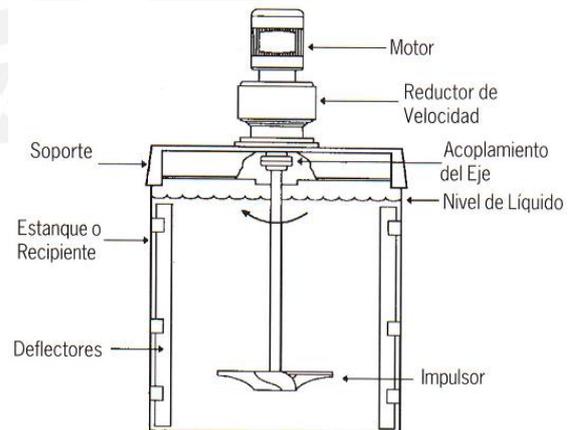
Marca	BALDOR
Frame	447T
Potencia	186kW/250 hp
RPM	1785
Fase	3
Ciclos	60 Hz
Voltios	460

**3.3 - CIRCUITO DE FLOTACION**

**3.3.1 - ACONDICIONADOR N° 1**

Las dimensiones del acondicionador se seleccionan para mantener un cierto volumen de lodos un tiempo de retención particular.

Del resultado de nuestro análisis en laboratorio tenemos un tiempo de retención de 10 minutos en la celda Rougher I1; por lo que debemos calcular un tanque que tenga un volumen igual a 10 minutos continuos de alimentación desde el hidrociclón, de la Fig. 2.2.2.2 tenemos un caudal de 123.43 m<sup>3</sup>/hr por lo que para 10min tendremos



<sup>93</sup> [http://www.baldor.com/products/ac\\_motors.asp](http://www.baldor.com/products/ac_motors.asp)

20.57 m<sup>3</sup> por nido de hidrociclones. Al tener 2 unidades el volumen del acondicionador será de  $20.57 \times 2 = 41.14 \text{ m}^3$

Del catálogo de Metso<sup>94</sup> seleccionamos un acondicionador de 4x4 m (Diámetro x Alto) con una capacidad de 45 m<sup>3</sup>.

Una vez establecida la dimensión del tanque, se puede estimar el mecanismo requerido para el acondicionador. Para nuestro mineral con 2.7 ton/m<sup>3</sup> según las condiciones de trabajo le corresponde una labor mediana, ingresamos con esta clasificación en la Tabla de agitadores estándar<sup>95</sup> y con las medidas de nuestro tanque obtenemos un impulsor tipo MIL Simple con un diámetro de 1.22 m y 4 kW (5.36 hp) de potencia en el eje.

Marca	BALDOR
Frame	256T
Potencia	7.5 hp
RPM	880
Fase	3
Ciclos	60 Hz
Voltios	460

El impulsor gira a 60 RPM por lo que debemos calcular un reductor acoplado directo al eje del motor (motoreductor), por lo que siguiendo el procedimiento de selección del catálogo SUMITOMO<sup>96</sup> seleccionamos un reductor

Reductor	SUMITOMO
Modelo	CVF-6145
Reducción	Simple
RPM ingreso	880
RPM salida	60.3
Potencia	10.1 HP

<sup>94</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, Edición 1, 2004-05, pag.8:22

<sup>95</sup> Ibid, 8:23

<sup>96</sup> SUMITOMO, Cyclo 6000, Reductores de Velocidad, Catalogo 03.601.50.004SP

### 3.3.2 – BANCO DE FLOTACION N° 1

#### 3.3.2.1 – CELDA ROUGHER I-1

Del balance de masas efectuada en el circuito de flotación tenemos el caudal de alimentación de  $246.9+20.1+21.2=288.2 \text{ m}^3$  con un tiempo de flotación de 10 min/m<sup>3</sup>, reemplazo en:

$$V_f = \frac{Q \times Tr \times S}{60 \times Ca}$$

Dónde: Vf: Volumen total de flotación (m<sup>3</sup>); Q: Flujo de alimentación (m<sup>3</sup>/hr); Tr: Tiempo de flotación (min); S: Factor de aumento progresivo, en este caso su valor es 1; Ca: Factor de aereación igual a 0.85

$$V_f = \frac{288.2 \times 10 \times 1}{60 \times 0.85} = 56.51 \text{ m}^3$$

Se usara una celda RCS 15<sup>97</sup> para tratar 288.25 m<sup>3</sup>/h

$$\text{Numero de celdas} = \frac{56.51}{15} = 3.77 \approx 4 \text{ celdas RCS 15}$$

Del catálogo obtenemos la potencia del motor igual a 30 kW (40hp)

#### 3.3.2.2 - CELDA CLEANER I-1

Del balance de masas obtengo una alimentación de 31.71 m<sup>3</sup>/h con un tiempo de flotación de 7 min/m<sup>3</sup>

Reemplazando, se tiene:

$$V_f = \frac{31.71 \times 7 \times 1}{60 \times 0.85} = 4.35 \text{ m}^3$$

Se usara una celda RCS 3 para tratar 31.71 m<sup>3</sup>/h

$$\text{Numero de celdas} = \frac{4.35}{3} = 1.45 \approx 2 \text{ celdas RCS 3}$$

Del catálogo obtenemos la potencia del motor igual a 11 kW (15hp)

#### 3.3.2.3 - CELDA SCAVENGER I-1

Del balance de masas obtengo una alimentación de 256.54 m<sup>3</sup>/h con un tiempo de flotación de 11 min/m<sup>3</sup>

Reemplazando, se tiene:

$$V_f = \frac{256.54 \times 11 \times 1}{60 \times 0.85} = 55.33 \text{ m}^3$$

Se usara una celda RCS 15 para tratar 256.54 m<sup>3</sup>/h

<sup>97</sup> METSO MINERALS, RCS Maquinas de Flotación, Brochure N°1011-08-11-SBL, 2012

$$\text{Numero de celdas} = \frac{55.33}{15} = 3.69 \approx 4 \text{ celdas RCS 15}$$

Del catálogo obtenemos la potencia del motor igual a 30 kW (40hp)

### 3.3.3 - ACONDICIONADOR N° 2

Del resultado de nuestro análisis en laboratorio tenemos un tiempo de retención de 9 minutos en la celda Rougher II1; por lo que debemos calcular un tanque que tenga un volumen igual a 9 minutos continuos de alimentación desde el primer banco de flotación. Del balance tenemos una alimentación al segundo banco de celdas de 10.46 m<sup>3</sup>/h

$$\text{Volumen requerido} = \text{Caudal} \times \text{Tiempo} = \frac{10.46 \times 9}{60} = 1.57 \text{ m}^3$$

Del catálogo de Metso<sup>98</sup> seleccionamos un acondicionador de 1.5x1.5 m (Diámetro x Alto) con una capacidad de 2.4 m<sup>3</sup>.

Una vez establecida la dimensión del tanque, se puede estimar el mecanismo requerido para el acondicionador. Para nuestro mineral con 2.7 ton/m<sup>3</sup> corresponde un trabajo mediano, ingresamos con esta clasificación en la Tabla<sup>99</sup> y con las medidas de nuestro tanque obtenemos un impulsor tipo MIL con un diámetro de 380 mm y 0.55 kW (0.74 hp) de potencia en el eje.

### 3.3.4 - BANCO DE FLOTACION N° 2

#### 3.3.4.1 - CELDA ROUGHER II-1

Del balance de masas obtengo 10.5+1.038+1.4=12.9 m<sup>3</sup>/h como alimentación a esta celda con un tiempo de flotación de 9 min/m<sup>3</sup>

Reemplazando, se tiene:

$$V_f = \frac{12.9 \times 9 \times 1}{60 \times 0.85} = 2.28 \text{ m}^3$$

El tamaño mínimo de celda para tratar 12.9 m<sup>3</sup>/h es la RCS 3 de Metso

$$\text{Numero de celdas} = \frac{2.28}{3} = 0.76 \approx 1 \text{ celda RCS 3}$$

Del catálogo obtenemos la potencia del motor igual a 11 kW (15hp)

<sup>98</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, Edición 1, 2004-05, pag.8:22

<sup>99</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, Edición 1, 2004-05, pag.8:23

### 3.3.4.2 - CELDA CLEANER II-1

Del balance de masas obtengo es 2.49 m<sup>3</sup>/h como alimentación a esta celda con un tiempo de flotación de 10 min/m<sup>3</sup>

Reemplazando, se tiene:

$$V_f = \frac{2.49 \times 10 \times 1}{60 \times 0.85} = 0.49 \text{ m}^3$$

El tamaño mínimo de celda para tratar 0.49 m<sup>3</sup>/h es la RCS 0.8 de Metso

$$\text{Numero de celdas} = \frac{0.49}{0.8} = 0.61 \approx 1 \text{ celdas RCS } 0.8$$

Del catálogo obtenemos la potencia del motor igual a 5.5 kW (7.5hp)

### 3.3.4.3 - CELDA SCAVENGER II-1

Del balance de masas obtengo 10.39 m<sup>3</sup>/h como alimentación a esta celda con un tiempo de flotación de 12 min/m<sup>3</sup>

Reemplazando, se tiene:

$$V_f = \frac{10.39 \times 12 \times 1}{60 \times 0.85} = 2.44 \text{ m}^3$$

El tamaño mínimo de celda para tratar 2.44 m<sup>3</sup>/h es la RCS 3 de Metso

$$\text{Numero de celdas} = \frac{2.44}{3} = 0.81 \approx 1 \text{ celda RCS } 3$$

Del catálogo obtenemos la potencia del motor igual a 11 kW (15hp)

### 3.3.5 - ACONDICIONADOR N° 3

Del resultado de nuestro análisis en laboratorio tenemos un tiempo de retención de 9 minutos en la celda Rougher III1, por lo que debemos calcular un tanque que tenga un volumen igual a 9 minutos continuos de alimentación desde el primer banco de flotación. Del balance tenemos una alimentación al segundo banco de celdas de 236.4 m<sup>3</sup>/h

$$\text{Volumen requerido} = \text{Caudal} \times \text{Tiempo} = \frac{236.4 \times 9}{60} = 35.46 \text{ m}^3$$

Del catálogo de Metso<sup>100</sup> seleccionamos un acondicionador de 4x4 m (Diámetro x Alto) con una capacidad de 45 m<sup>3</sup>.

Una vez establecida la dimensión del tanque, se puede estimar el mecanismo requerido para el acondicionador. Para nuestro mineral con 2.7 ton/m<sup>3</sup> corresponde

<sup>100</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, Edición 1, 2004-05, pag.8:22

un trabajo mediano, ingresamos con esta clasificación en la Tabla<sup>101</sup> y con las medidas de nuestro tanque obtenemos un impulsor tipo MIL un diámetro de 1.22 m y 4 kW (5.36 hp) de potencia en el eje.

### 3.3.6 - BANCO DE FLOTACION N° 3

#### 3.3.6.1 - CELDA ROUGHER III-1

Del balance de masas obtengo  $236.4+25.5+35.1=297.1 \text{ m}^3/\text{h}$  como alimentación a esta celda con un tiempo de flotación de  $9 \text{ min}/\text{m}^3$

Reemplazando, se tiene:

$$V_f = \frac{297.1 \times 9 \times 1}{60 \times 0.85} = 52.43 \text{ m}^3$$

El tamaño mínimo de celda para tratar  $297.1 \text{ m}^3/\text{h}$  es la RCS 15 de Metso

$$\text{Numero de celdas} = \frac{52.43}{15} = 3.5 \approx 4 \text{ celdas RCS 15}$$

Del catálogo obtenemos la potencia del motor igual a 30 kW (40hp)

#### 3.3.6.2 - CELDA CLEANER III-1

Del balance de masas obtengo  $41.8 \text{ m}^3/\text{h}$  como alimentación a esta celda con un tiempo de flotación de  $15 \text{ min}/\text{m}^3$

Reemplazando, se tiene:

$$V_f = \frac{41.8 \times 15 \times 1}{60 \times 0.85} = 12.3 \text{ m}^3$$

El tamaño mínimo de celda para tratar  $12.3 \text{ m}^3/\text{h}$  es la RCS 15 de Metso

$$\text{Numero de celdas} = \frac{12.3}{15} = 0.82 \approx 1 \text{ celda RCS 15}$$

Del catálogo obtenemos la potencia del motor igual a 30 kW (40hp)

#### 3.3.6.3 - CELDA SCAVENGER III-1

Del balance de masas obtengo  $255.2 \text{ m}^3/\text{h}$  como alimentación de esta celda con un tiempo de flotación de  $11 \text{ min}/\text{m}^3$

Reemplazando, se tiene:

$$V_f = \frac{255.2 \times 11 \times 1}{60 \times 0.85} = 55.04 \text{ m}^3$$

El tamaño mínimo de celda para tratar  $55.04 \text{ m}^3/\text{h}$  es la RCS 15 de Metso

$$\text{Numero de celdas} = \frac{55.04}{15} = 3.67 \approx 4 \text{ celdas RCS 15}$$

<sup>101</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, Edición 1, 2004-05, pag.8:23

Del catálogo obtenemos la potencia del motor igual a 30 kW (40hp)  
A continuación se muestra el resumen de motores y reductores y sistemas de transmisión calculados con los procedimientos desarrollados

Motores - Baldor<sup>102</sup>

	Marca	Frame	Potencia	RPM	Fase	Ciclos	Voltios
Acondicionador N°1	Baldor	256T	7.5 hp	880	3	60 Hz	460
Acondicionador N°2	Baldor	182T	1 hp	850	3	60 Hz	460
Acondicionador N°3	Baldor	256T	7.5 hp	880	3	60 Hz	460
Celda Rougher I-1	Baldor	364T	40 kW	880	3	60 Hz	460
Celda Cleaner I-1	Baldor	324T	20 kW	880	3	60 Hz	460
Celda Scavenger I-1	Baldor	364T	40 kW	880	3	60 Hz	460
Celda Rougher II-1	Baldor	324T	20 kW	880	3	60 Hz	460
Celda Cleaner II-1	Baldor	256T	7.5 kW	880	3	60 Hz	460
Celda Scavenger II-1	Baldor	324T	20 kW	880	3	60 Hz	460
Celda Rougher III-1	Baldor	364T	40 kW	880	3	60 Hz	460
Celda Cleaner III-1	Baldor	364T	40 kW	880	3	60 Hz	460
Celda Scavenger III-1	Baldor	364T	40 kW	880	3	60 Hz	460

Reductores - Sumitomo<sup>103</sup>

Marca	Modelo	Reduccion	RPM		Potencia	
			Ingreso	Salida		
Acondicionador N°1	Sumitomo	CVF-6145	Simple	880	60.3	10.1 hp
Acondicionador N°2	Sumitomo	CVF-6100	Simple	850	60.3	1.62 hp
Acondicionador N°3	Sumitomo	CVF-6145	Simple	880	60.3	10.1 hp

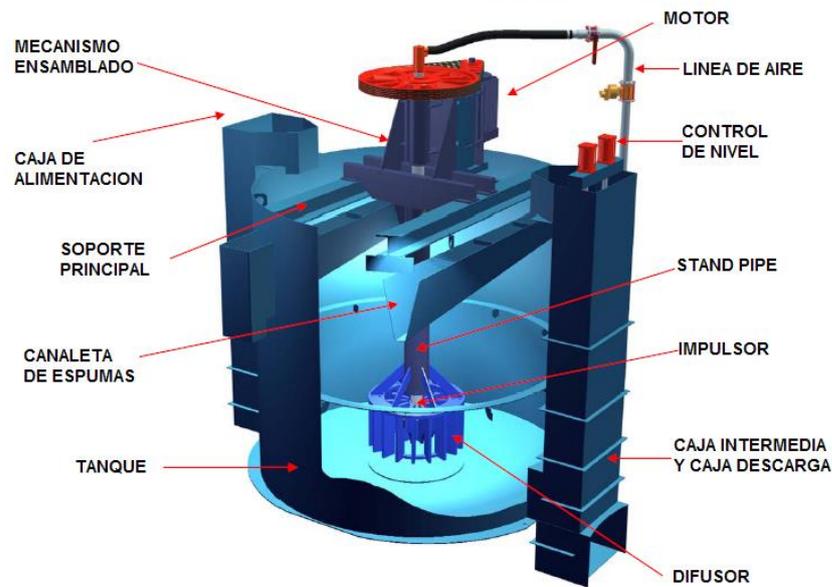
Fajas de Potencia - Bando<sup>104</sup>

	Marca	Tipo	Longitud	Cantidad	Potencia
Celda Rougher I-1	Bando	5VX	1900	11	40 kW
Celda Cleaner I-1	Bando	5VX	1900	5	20 kW
Celda Scavenger I-1	Bando	5VX	1900	11	40 kW
Celda Rougher II-1	Bando	5VX	1900	5	20 kW
Celda Cleaner II-1	Bando	5VX	1900	2	7.5 kW
Celda Scavenger II-1	Bando	5VX	1900	5	20 kW
Celda Rougher III-1	Bando	5VX	1900	11	40 kW
Celda Cleaner III-1	Bando	5VX	1900	11	40 kW
Celda Scavenger III-1	Bando	5VX	1900	11	40 kW

<sup>102</sup> [http://www.baldor.com/products/ac\\_motors.asp](http://www.baldor.com/products/ac_motors.asp)

<sup>103</sup> SUMITOMO, Cyclo 6000, Reductores de Velocidad, Catalogo 03.601.50.004SP

<sup>104</sup> BANDO, V-Belt Design Manual


 CELDA DE FLOTACION – PRINCIPALES PARTES<sup>105</sup>

### 3.4 - CIRCUITO DE ESPESADORES

Este circuito busca refinar el producto de la etapa de enriquecimiento (flotación), esto es válido tanto en lo que concierne a los minerales de valor (el concentrado), como los minerales de desecho (el relave).

En el primer caso, el refinamiento significa mejorar la calidad de valor del producto llevando el concentrado a una forma transportable o a una forma completamente seca.

En lo que respecta al relave, el refinamiento significa que el material de desecho (agua de lavado, efluentes del proceso, etc.), es tratado de forma adecuada para así proteger el medio ambiente, recuperar el agua de proceso y transformar ciertas porciones en valor.

Al contener una gran cantidad de agua los productos concentrados debemos sedimentarlo para obtener lodos con un 45-55% aproximadamente de agua para su ingreso a los equipos de filtración.

Para esto debemos calcular el área y altura requerida utilizando datos tomados en pruebas discontinuas las cuales consisten en un trabajo experimental para determinar las velocidades de sedimentación  $R$ , a diferentes concentraciones comprendidas entre la concentración de alimentación y de la descarga.

<sup>105</sup> Catálogo Maquinas de Flotación RCS, Metso Minerals, 2003, p.2.

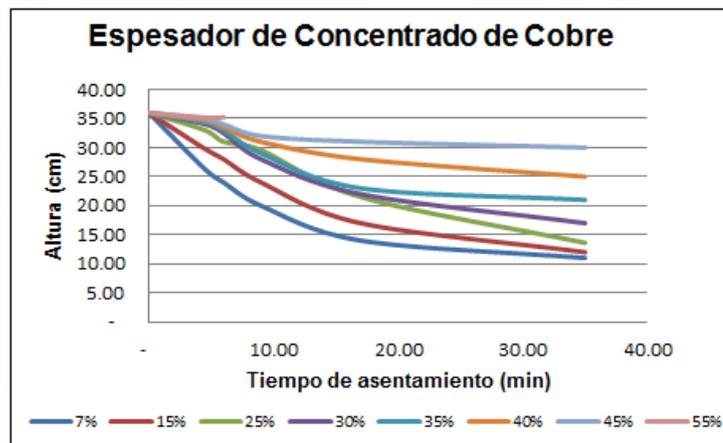
Para el cálculo del área unitaria usaremos el método enunciado por Coe-Clevenger y para el cálculo de la altura el método de Roberts, según Quiroz<sup>106</sup>

### 3.4.1 - Espesador N° 1 – Concentrado de Cobre

Se realizaron varias pruebas de sedimentación en las cuales se utilizó un litro de pulpa en probetas de 36 cm de altura, con una densidad de sólidos secos de 2.7 gr/cc y un área transversal de la probeta de 27.8 cm<sup>2</sup>.

De estas pruebas se obtuvieron para cada concentración (C) una velocidad de sedimentación (R) que permitirán calcular el área unitaria y por lo tanto el diámetro adecuado del espesador. La pulpa ingresa con un porcentaje de sólidos del 27.96% y se dimensionara el espesador para obtener un concentrado con 55% de sólidos en la descarga.

Los resultados de las pruebas de altura de sedimentación vs. Tiempo de asentamiento se muestran en el siguiente gráfico:



Y los datos tabulados se muestran en la siguiente Tabla:

% Sólidos	CONCENTRACIONES EN LA DESCARGA											
	C		R		G		89.1429		83.2		78.0	
	Dilución inicial (D)	Concentración lb/pie <sup>3</sup>	Vel. Sedimentacion cm/min	pie/h	Flujo de sed. lb/pie <sup>2</sup> xh	Flujo de sol. lb/pie <sup>2</sup> xh	Flujo de trans. lb/pie <sup>2</sup> xh	Flujo de sol. lb/pie <sup>2</sup> xh	Flujo de trans. lb/pie <sup>2</sup> xh	Flujo de sol. lb/pie <sup>2</sup> xh	Flujo de trans. lb/pie <sup>2</sup> xh	
15	5.67	11.01	2.16	4.24	46.70	53.282	6.582	53.824	7.124	54.377	7.677	
20	4.00	15.60	1.38	2.71	42.29	51.257	8.970	52.045	9.759	52.859	10.572	
25	3.00	20.80	0.67	1.31	27.28	35.585	8.303	36.376	9.094	37.203	9.921	
30	2.33	26.74	0.43	0.85	22.80	32.571	9.771	33.600	10.800	34.695	11.896	
35	1.86	33.60	0.37	0.73	24.39	39.138	14.752	40.905	16.519	42.840	18.454	
40	1.50	41.60	0.29	0.57	23.64	44.333	20.689	47.289	23.644	50.666	27.022	
45	1.22	51.05	0.22	0.44	22.32	52.242	29.920	57.773	35.452	64.615	42.293	
50	1.00	62.40	0.18	0.35	21.83	72.752	50.926	87.302	65.476	109.127	87.302	

<sup>106</sup> QUIROZ, Núñez Iván, Ingeniería Metalúrgica Operaciones Unitarias en Procesamiento de minerales, Perú, 1986

Para calcular el área unitaria ( $A_u$ ) del espesador se deberá considerar el área máxima lo que equivale a considerar el flujo de sólidos mínimo ( $G$ ), para nuestro análisis con una dilución de 0.8 esto ocurre a una concentración de  $26.74 \text{ lb/pe}^3$

$$A_u = \frac{1}{G} = \frac{1}{34.695} = 0.0288 \frac{\text{pie}^2}{\text{lb/h}} \equiv 2.399 \frac{\text{pie}^2}{\text{tc/día}} \equiv 0.2459 \frac{\text{m}^2}{\text{tm/día}}$$

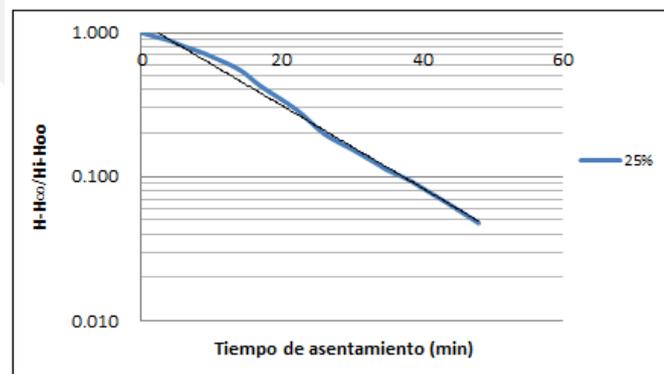
Luego el área del espesador será:

$$A = A_u \times J = 0.2459 \times 76.07 = 18.71 \text{ m}^2$$

Por lo que el diámetro mínimo será  $\varnothing = 4.88 \text{ m}$

Según Quiroz debemos aplicar un factor de seguridad al cálculo del área por el método de Coe-Clevenger, este factor será de 1.2 sobre el diámetro, resultando en  $\varnothing = 6 \text{ m}$

Para calcular la altura del espesador debemos graficar las alturas obtenidas en la probeta en escala logarítmica vs Tiempo de asentamiento, esta curva nos muestra el comportamiento lineal de la sedimentación en la etapa de compresión. Es esta zona donde los sólidos en su proceso de asentamiento, eliminan parte del agua por compresión para luego ser descargados por la parte central inferior del espesador barridos por el rastrillo instalado axialmente en el tanque.



La ecuación correspondiente de la recta en la zona de compresión con 25% de sólidos tiene la forma:

$$\ln\left(\frac{D_u - D_\infty}{D_i - D_\infty}\right) = -k.t$$

Donde:

$$D_u = 0.8$$

$$D_\infty = \frac{A \times H_\infty}{\text{Peso solido}} - \frac{1}{\rho} = \frac{27.8 \times 10.8}{303.42} - \frac{1}{2.7} = 0.61914$$

$$D_i = \frac{A \times H_i}{\text{Peso solido}} - \frac{1}{\rho} = \frac{27.8 \times 36}{303.42} - \frac{1}{2.7} = 2.928$$

$$k = -0.0067 \text{ min}^{-1} \equiv -0.402 \text{ horas}$$

$$\text{Reemplazando } \ln\left(\frac{D_u - D_\infty}{D_i - D_\infty}\right) = -k.t \quad \ln\left(\frac{0.8 - 0.61914}{2.928 - 0.61914}\right) = -0.0067.t \quad \text{despejando}$$

$$t = 380.12 \text{ min} \equiv 6.34 \text{ horas}$$

Considerando que el área unitaria del espesador en toneladas cortas es

$$A_u = 2.399 \frac{\text{pie}^2}{\text{tc/dia}}$$

$$h = \frac{1.335 \times 6.34}{2.399} \left( 0.61914 + \frac{1}{2.7} + \frac{2.928 - 0.8}{-0.402 \times 6.34} \right) = 0.55 \text{ pies}$$

Esta altura es la necesaria para retener la pulpa en el espesador 6.34 horas de modo que alcance la dilución de  $D_u=0.8$  en la descarga y corresponde exclusivamente a la zona de compresión.

Adicionándole las siguientes alturas

$$h' = h + h_1 + h_2 + h_3 + h_4 = 0.55 + 2 + 2 + 2.5 + 2.5 = 9.54 \text{ pies} \approx 3 \text{ m}$$

Por lo que las medidas del espesador de cobre son 6x3m (diámetro x altura) con una capacidad de 70.46 m<sup>3</sup>.

Para el cálculo del número de espesadores tenemos:

$$\text{Alimentación} = 9.35 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Tiempo de sedimentación} = 6.34 \text{ horas}$$

$$\text{Por lo tanto se requiere un volumen de } 9.35 \times 6.34 = 59.3 \text{ m}^3$$

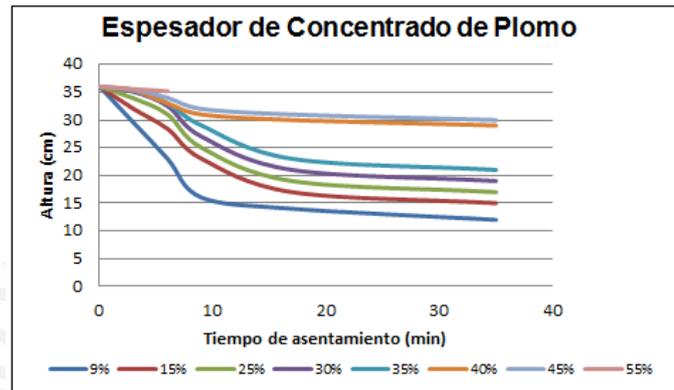
$$\text{Con este dato en } \# \text{ espesadores} = \frac{59.3}{70.46} = 0.84 \approx 1 \text{ espesador } 6 \times 3 \text{ m}$$

### 3.4.2 - Espesador N° 2 – Concentrado de Plomo

Se realizaron varias pruebas de sedimentación en las cuales se utilizó un litro de pulpa en probetas de 36 cm de altura, con una densidad de sólidos secos de 4.2 gr/cc y un área transversal de la probeta de 27.8 cm<sup>2</sup>.

De estas pruebas se obtuvieron para cada concentración (C) una velocidad de sedimentación (R) que permitirán calcular el área unitaria y por lo tanto el diámetro adecuado del espesador. La pulpa ingresa con un porcentaje de sólidos del 34.66% y se dimensionara el espesador para obtener un concentrado con 55% de sólidos en la descarga.

Los resultados de las pruebas de altura de sedimentación vs. Tiempo de asentamiento se muestran en el siguiente gráfico:



Y los datos tabulados se muestran en la siguiente Tabla:

% Sólidos	Dilución inicial (D)	C		R		G		CONCENTRACIONES EN LA DESCARGA								
		Concentración lb/pie <sup>3</sup>	Vel. Sedimentación cm/min	pie/h	Flujo de sed. lb/pie <sup>2</sup> xh	Flujo de sol. lb/pie <sup>2</sup> xh	Flujo de trans. lb/pie <sup>2</sup> xh	Du	0.7 Cu	89.14	Du	0.75 Cu	83.2	Du	0.8 Cu	78.0
15	5.67	11.0	2.17	4.26	46.94	53.557	6.616	54.101	7.160	54.657	7.716					
20	4.00	15.6	1.33	2.62	40.92	49.603	8.681	50.366	9.444	51.153	10.231					
25	3.00	20.8	0.70	1.38	28.65	37.364	8.718	38.195	9.549	39.063	10.417					
30	2.33	26.7	0.30	0.59	15.78	22.549	6.765	23.261	7.477	24.020	8.235					
35	1.86	33.6	0.23	0.46	15.42	24.756	9.331	25.874	10.449	27.097	11.673					
40	1.50	41.6	0.20	0.39	16.37	30.692	14.323	32.738	16.369	35.077	18.708					
45	1.22	51.1	0.17	0.33	16.74	39.181	22.440	43.330	26.589	48.461	31.720					
50	1.00	62.4	0.13	0.26	16.37	54.564	38.195	65.476	49.107	81.846	65.476					

Para calcular el área unitaria del espesador se deberá considerar el área máxima lo que equivale a considerar el flujo de sólidos mínimo, para nuestro análisis con una dilución de 0.8 esto ocurre a una concentración de 26.7 lb/pie<sup>3</sup>

$$A_u = \frac{1}{G} = \frac{1}{24.02} = 0.0416 \frac{pie^2}{lb/h} \equiv 3.465 \frac{pie^2}{tc/dia} \equiv 0.3553 \frac{m^2}{tm/dia}$$

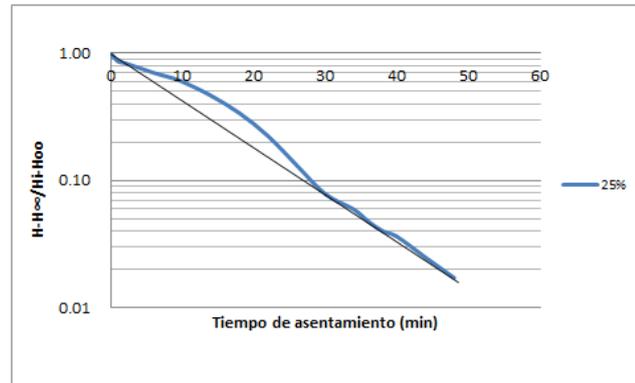
Luego el área del espesador será:

$$A = A_u \times J = 0.3553 \times 22.6 = 8.03 \text{ m}^2$$

Por lo que el diámetro mínimo será  $D = 3.2 \text{ m}$

Según Quiroz debemos aplicar un factor de seguridad al cálculo del área por el método de Coe-Clevenger, este factor será de 1.2 sobre el diámetro, resultando en  $\varnothing = 4 \text{ m}$

Graficando en escala logarítmica  $H-H_{\infty}/H_i-H_{\infty}$  vs. Tiempo de asentamiento (min) para 25% de sólidos



La ecuación correspondiente de la recta en la zona de compresión tiene la forma:

$$\ln\left(\frac{D_u - D_{\infty}}{D_i - D_{\infty}}\right) = -k.t$$

Donde:

$$D_u = 0.8$$

$$D_{\infty} = \frac{A \times H_{\infty}}{\text{Peso solido}} - \frac{1}{\rho} = \frac{27.8 \times 9.8}{319.81} - \frac{1}{4.2} = 0.614$$

$$D_i = \frac{A \times H_i}{\text{Peso solido}} - \frac{1}{\rho} = \frac{27.8 \times 36}{319.81} - \frac{1}{4.2} = 2.89$$

$$k = -0.0033 \text{ min}^{-1} \equiv -0.198 \text{ horas}^{-1}$$

Reemplazando  $\ln\left(\frac{D_u - D_{\infty}}{D_i - D_{\infty}}\right) = k.t \quad \ln\left(\frac{0.8 - 0.614}{2.89 - 0.614}\right) = -0.0033.t$

Despejando  $t = 758.9 \text{ min} \equiv 12.65 \text{ horas}$

Considerando que el área unitaria del espesador en toneladas cortas es

$$A_u = 3.465 \frac{\text{pie}^2}{\text{tc} / \text{dia}}$$

$$h = \frac{1.335 \times 12.65}{3.465} \left( 0.614 + \frac{1}{4.2} + \frac{2.891 - 0.8}{-0.198 \times 12.65} \right) = 0.084 \text{ pies}$$

Esta altura es la necesaria para retener la pulpa en el espesador 12.65 horas, de modo que alcance la dilución de  $D_u=0.8$  en la descarga y corresponde exclusivamente a la zona de compresión.

Adicionándole las siguientes alturas

$$h' = h + h_1 + h_2 + h_3 + h_4 = 0.084 + 2 + 2 + 2.5 + 2.5 = 9.08 \text{ pies} \approx 3 \text{ m}$$

Por lo que las medidas del espesador de plomo son 4x3m (diámetro x altura) con una capacidad de 31.32 m<sup>3</sup>.

Para el cálculo del número de espesadores tenemos:

$$\text{Alimentación} = 2.12 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Tiempo de sedimentación} = 12.65 \text{ horas}$$

$$\text{Por lo tanto se requiere un volumen de } 2.12 \times 12.65 = 26.82 \text{ m}^3$$

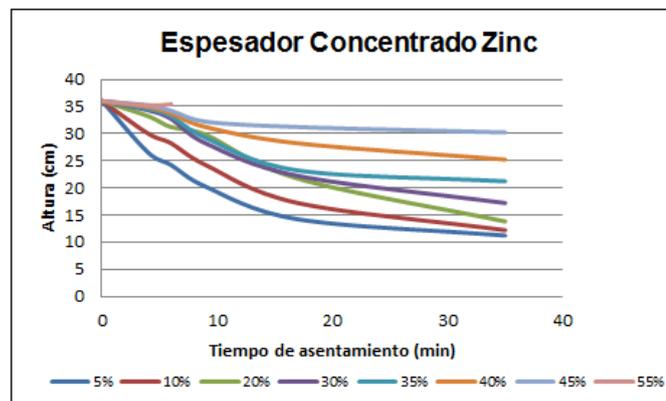
$$\text{Con este dato en } \# \text{ espesadores} = \frac{26.82}{31.32} = 0.86 \approx 1 \text{ espesador } 4 \times 3 \text{ m}$$

### 3.4.3 - Espesador N° 3 – Concentrado de Zinc

Se realizaron varias pruebas de sedimentación en las cuales se utilizó un litro de pulpa en probetas de 36 cm de altura, con una densidad de sólidos secos de 3 gr/cc y un área transversal de la probeta de 27.8 cm<sup>2</sup>.

De estas pruebas se obtuvieron para cada concentración (C) una velocidad de sedimentación (R) que permitirán calcular el área unitaria y por lo tanto el diámetro adecuado del espesador. La pulpa ingresa con un porcentaje de sólidos del 35.92% y se dimensionara el espesador para obtener un concentrado con 55% de sólidos en la descarga.

Los resultados de las pruebas de altura de sedimentación vs. Tiempo de asentamiento se muestran en el siguiente gráfico:



Y los datos tabulados se muestran en la siguiente Tabla:

% Sólidos	Dilución inicial (D)	C		R		G	CONCENTRACIONES EN LA DESCARGA									
		Concentración lb/pie <sup>3</sup>	Vel. Sedimentación cm/min	pie/h	Flujo de sed. lb/pie <sup>2</sup> xh		Du	0.7 Cu	89.1429 Du	0.75 Cu	83.2 Du	0.8 Cu	78.0 Du			
15	5.67	11.0	2.38	4.67	51.45	58.706	7.252	59.303	7.849	59.913	8.458					
20	4.00	15.6	1.50	2.95	46.04	55.804	9.766	56.662	10.624	57.548	11.510					
25	3.00	20.8	0.70	1.38	28.65	37.364	8.718	38.195	9.549	39.063	10.417					
30	2.33	26.7	0.42	0.84	22.36	31.945	9.583	32.954	10.592	34.028	11.667					
35	1.86	33.6	0.36	0.72	24.13	38.725	14.596	40.474	16.345	42.388	18.260					
40	1.50	41.6	0.27	0.54	22.51	42.202	19.694	45.015	22.508	48.230	25.723					
45	1.22	51.1	0.20	0.39	20.09	47.018	26.928	51.996	31.907	58.153	38.064					
50	1.00	62.4	0.20	0.39	24.55	81.846	57.292	98.215	73.661	122.768	98.215					

Para calcular el área unitaria del espesador se deberá considerar el área máxima lo que equivale a considerar el flujo de sólidos mínimo, para nuestro análisis con una dilución de 0.8 esto ocurre a una concentración de  $26.7 \text{ lb/ft}^3$

$$A_u = \frac{1}{G} = \frac{1}{34.028} = 0.0294 \frac{\text{ft}^2}{\text{lb/h}} \equiv 2.446 \frac{\text{ft}^2}{\text{tc/día}} \equiv 0.251 \frac{\text{m}^2}{\text{tm/día}}$$

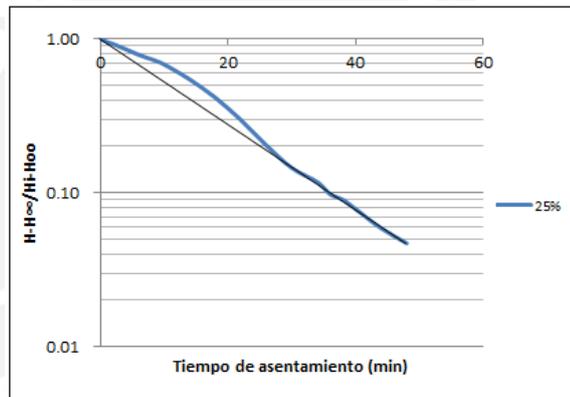
Luego el área del espesador será:

$$A = A_u \times J = 0.251 \times 74.56 = 18.69 \text{ m}^2$$

Por lo que el diámetro será  $D = 4.88 \text{ m}$

Según Quiroz debemos aplicar un factor de seguridad al cálculo del área por el método de Coe-Clevenger, este factor será de 1.2 sobre el diámetro, resultando en  $\varnothing = 6 \text{ m}$

Graficando  $\ln(H-H_\infty)$  vs. Tiempo de asentamiento (min) para 25% de sólidos



La ecuación correspondiente de la recta en la zona de compresión tiene la forma:

$$\ln\left(\frac{D_u - D_\infty}{D_i - D_\infty}\right) = -k.t \quad \text{Donde:}$$

$$D_u = 0.8$$

$$D_\infty = \frac{A \times H_\infty}{\text{Peso solido}} - \frac{1}{\rho} = \frac{27.8 \times 10.5}{323.07} - \frac{1}{3} = 0.57$$

$$D_i = \frac{A \times H_i}{\text{Peso solido}} - \frac{1}{\rho} = \frac{27.8 \times 36}{323.07} - \frac{1}{3} = 2.764$$

$$k = -0.0055 \text{ min}^{-1} \equiv -0.33 \text{ horas}^{-1}$$

$$\text{Reemplazando } \ln\left(\frac{D_u - D_\infty}{D_i - D_\infty}\right) = k.t \quad \ln\left(\frac{0.8 - 0.403}{2.598 - 0.403}\right) = -0.0055.t$$

$$\text{Despejando } t = 410.26 \text{ min} \equiv 6.84 \text{ horas}$$

Considerando que el área unitaria del espesador en toneladas cortas es

$$Au = 2.446 \frac{pie^2}{tc / dia}$$

$$h = \frac{1.335 \times 6.838}{2.446} \left( 0.57 + \frac{1}{3} + \frac{2.764 - 0.8}{-0.33 \times 6.84} \right) = 0.123 \text{ pies}$$

Esta altura es la necesaria para retener la pulpa en el espesador 6.84 horas, de modo que alcance la dilución de  $D_u=0.8$  en la descarga y corresponde exclusivamente a la zona de compresión.

Adicionándole las siguientes alturas

$$h' = h + h_1 + h_2 + h_3 + h_4 = 0.123 + 2 + 2 + 2.5 + 2.5 = 9.123 \text{ pies} \approx 3 \text{ m}$$

Por lo que las medidas del espesador de zinc son 6x3m (diámetro x altura) con una capacidad de 70.46 m<sup>3</sup>.

Para el cálculo del número de espesadores tenemos:

$$\text{Alimentación} = 6.69 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Tiempo de sedimentación} = 6.84 \text{ horas}$$

$$\text{Por lo tanto se requiere un volumen de } 6.69 \times 6.84 = 45.76 \text{ m}^3$$

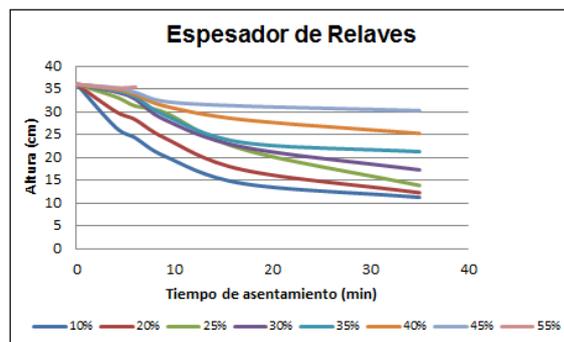
$$\text{Con este dato en } \# \text{ espesadores} = \frac{45.76}{70.46} = 0.65 \approx 1 \text{ espesador } 6 \times 3 \text{ m}$$

#### 3.4.4 - Espesador N° 4 – Relaves

Se realizaron varias pruebas de sedimentación en las cuales se utilizó un litro de relaves en probetas de 36 cm de altura, con una densidad de sólidos secos de 2.7 gr/cc y un área transversal de la probeta de 27.8 cm<sup>2</sup>.

De estas pruebas se obtuvieron para cada concentración (C) una velocidad de sedimentación (R) que permitirán calcular el área unitaria y por lo tanto el diámetro adecuado del espesador. El relave ingresa con un porcentaje de sólidos del 52.62% y se dimensionara el clarificador para obtener un concentrado con 55% de sólidos en la descarga hacia la cancha de relaves.

Los resultados de las pruebas de altura de sedimentación vs. Tiempo de asentamiento se muestran en el siguiente gráfico:



Y los datos tabulados se muestran en la siguiente Tabla:

% Sólidos	Dilución inicial (D)	CONCENTRACIONES EN LA DESCARGA										
		C	R		G		0.7 Cu		83.2 Du		0.8 Cu	
		Concentración	Vel. Sedimentación		Flujo de sed.	Flujo de sol.	Flujo de trans.	Flujo de sol.	Flujo de trans.	Flujo de sol.	Flujo de trans.	
		lb/pie <sup>3</sup>	cm/min	pie/h	lb/pie <sup>2</sup> xh							
15	5.67	11.01	2.37	4.66	51.29	58.521	7.229	59.116	7.824	59.723	8.432	
20	4.00	15.60	1.49	2.94	45.81	55.525	9.717	56.379	10.571	57.260	11.452	
25	3.00	20.80	0.69	1.36	28.34	36.964	8.625	37.785	9.446	38.644	10.305	
30	2.33	26.74	0.42	0.82	21.97	31.381	9.414	32.372	10.405	33.428	11.461	
35	1.86	33.60	0.36	0.70	23.63	37.929	14.296	39.642	16.009	41.517	17.884	
40	1.50	41.60	0.27	0.53	21.89	41.051	19.157	43.787	21.894	46.915	25.021	
45	1.22	51.05	0.19	0.38	19.34	45.254	25.918	50.046	30.710	55.973	36.637	
50	1.00	62.40	0.20	0.39	24.55	81.846	57.292	98.215	73.661	122.768	98.215	

Para calcular el área unitaria del espesador se deberá considerar el área máxima lo que equivale a considerar el flujo de sólidos mínimo, para nuestro análisis con una dilución de 0.8 esto ocurre a una concentración de 26.74 lb/pie<sup>3</sup>

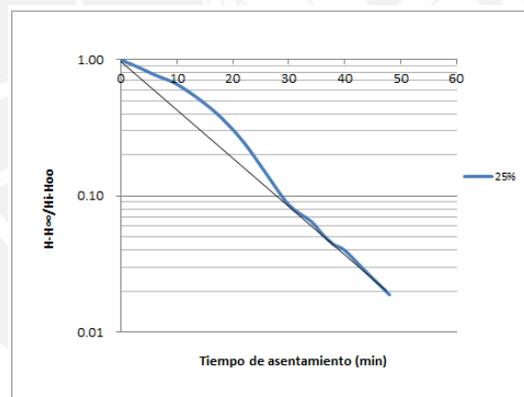
$$A_u = \frac{1}{G} = \frac{1}{33.428} = 0.029 \frac{pie^2}{lb/h} \equiv 2.489 \frac{pie^2}{tc/dia} \equiv 0.2553 \frac{m^2}{tm/dia}$$

Luego el área del espesador será:

$$A = A_u \times J = 0.2553 \times 4338.78 = 1107.66 m^2$$

Por lo que el diámetro será  $D = 26.55 \approx 27 m$  asumiendo un factor de 1.2 para el diámetro se tiene un  $\varnothing = 33m$

Graficando  $\ln(H-H_\infty)$  vs. Tiempo de asentamiento (min) para 25% de sólidos



La ecuación correspondiente de la recta en la zona de compresión tiene la forma:

$$\ln\left(\frac{D_u - D_\infty}{D_i - D_\infty}\right) = -k.t$$

Donde:

$$D_u = 0.8$$

$$D_\infty = \frac{A \times H_\infty}{Peso\ solido} - \frac{1}{\rho} = \frac{27.8 \times 12.25}{373.88} - \frac{1}{2.7} = 0.5405$$

$$D_i = \frac{A \times H_i}{Peso\ solido} - \frac{1}{\rho} = \frac{27.8 \times 36}{373.88} - \frac{1}{2.7} = 2.306$$

$$k = -0.0037 \text{ min}^{-1} \equiv -0.222 \text{ horas}^{-1}$$

$$\text{Reemplazando } \ln\left(\frac{D_u - D_\infty}{D_i - D_\infty}\right) - k.t = \ln\left(\frac{0.8 - 0.5405}{2.306 - 0.5405}\right) = -0.0037.t$$

$$\text{Despejando } t = 518.28 \text{ min} \approx 8.64 \text{ horas}$$

Considerando que el área unitaria del espesador en toneladas cortas es

$$Au = 2.4899 \frac{\text{pie}^2}{\text{tc} / \text{dia}}$$

$$h = \frac{1.335 \times 8.64}{2.489} \left( 0.54 + \frac{1}{2.7} + \frac{2.306 - 0.8}{-0.222 \times 8.64} \right) = 0.58 \text{ pies}$$

Esta altura es la necesaria para retener la pulpa en el espesador 8.64 hora, de modo que alcance la dilución de  $D_u=0.8$  en la descarga y corresponde exclusivamente a la zona de compresión.

Adicionándole las siguientes alturas

$$h' = h + h_1 + h_2 + h_3 + h_4 = 0.58 + 2 + 2 + 2.5 + 2.5 = 9.58 \text{ pies} \approx 3 \text{ m}$$

Por lo que las medidas del clarificador de relaves son 33x3m (diámetro x altura) con una capacidad de 2131 m<sup>3</sup>.

Para el cálculo del número de espesadores tenemos:

$$\text{Alimentación} = 229.71 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Tiempo de sedimentación} = 8.64 \text{ horas}$$

$$\text{Por lo tanto se requiere un volumen de } 229.71 \times 8.64 = 1984.7 \text{ m}^3$$

$$\text{Con este dato en } \# \text{ espesadores} = \frac{1984.7}{2131} = 0.93 \approx 1 \text{ clarificador } 33 \times 3 \text{ m}$$



Espesador con mecanismo sobre puente<sup>107</sup>

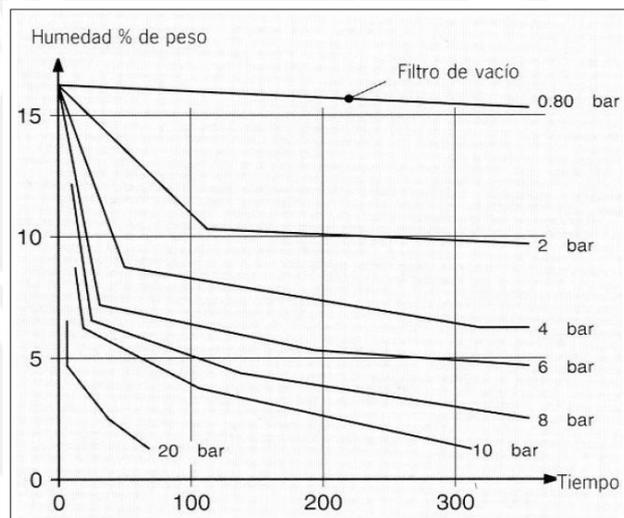
<sup>107</sup> Disponible en: [[http://www.alibaba.com/product-free/104808277/Thickeners\\_Machinery\\_Agent.html](http://www.alibaba.com/product-free/104808277/Thickeners_Machinery_Agent.html)]

### 3.5 - CIRCUITO DE FILTRACION

Para reducir la humedad de 45 – 55 % proveniente de la descarga de los espesadores a un valor entre 5 y 8% usaremos Filtros Prensa de Placa Vertical (VPA) que es un tipo de filtro que ejerce una presión mediana, operando en un rango de 6 a 10 bar. La máquina se basa principalmente en el concepto de deshidratación por “soplado”, en donde el agua es desplazada por medio de aire a medida que pasa por la torta del filtro a la vez que la torta de cada cámara es comprimida mediante la acción de dos cilindros hidráulicos.

La fuerza motriz de este método de filtración es la presión diferencial a través de la torta. Una mayor caída de presión creara una tasa de deshidratación más alta y menor humedad residual.

Aquí presentamos un gráfico<sup>108</sup> de la reducción de la humedad respecto a diferentes presiones de aire:



Calculo de los Filtros tipo Prensa según el manual METSO<sup>109</sup> para los 3 productos

#### 3.5.1 - Filtro concentrado de cobre

Se tiene un concentrado de cobre con  $k_{80}$ <sup>110</sup> 80%-45 um y una humedad requerida de 7% de agua, se tiene un peso específico de la torta de 2.2 kg/dm<sup>3</sup> por lo que tenemos una capacidad de la planta de:

$$V = \frac{S}{\rho_{Torta}} = \frac{3.17}{2.2} = 1.44 \text{ m}^3 / h$$

<sup>108</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, Edición 1, 2004-05, pag.6:28

<sup>109</sup> Ibid, pag.6:32

<sup>110</sup> 80% de todo los sólidos en la pulpa son menores a 45 um

Donde S: capacidad de solidos secos,(ton/h);  $\rho_{Torta}$  : peso de la masa de la torta, (kg/dm<sup>3</sup>)

De la Tabla tenemos para  $K_{80}=45$  um un tiempo de ciclo de 9 minutos, por lo que tendremos  $n = \frac{60}{9} = 6.7$  ciclos por hora.

Con estos resultados en la formula obtenemos el volumen requerido del filtro

$$Volumen\ del\ filtro = \frac{V \times 1000}{n} = \frac{1.44 \times 1000}{6.7} = 215\ litros$$

Del manual selecciono un filtro prensa VPA 1030-12 = Filtro de Presión tipo VPA con dimensiones de cámara de 10x10 dm, profundidad de cámara 30 mm y 12 cámaras con una capacidad de 240 litros.

### Calculo del compresor

Del manual para un concentrado de cobre  $k_{80}=45$  um con 7% de humedad necesitamos 0.7 Nm<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/min

El filtro seleccionado tiene un área por cámara de 0.65 m<sup>2</sup> por cámara, por lo que tendremos un requerimiento de aire de:

$$0.7 \times 0.65 \times 12 = 5.46\ Nm^3 / min \cong 193\ cfm$$

### 3.5.2 - Filtro concentrado de plomo

Se tiene un concentrado de plomo con un  $k_{80}=40$  um con una humedad requerida de 5% de agua, se tiene un peso específico de la torta de 3.1 kg/dm<sup>3</sup> por lo que tenemos una capacidad de la planta de:

$$V = \frac{S}{\rho_{Torta}} = \frac{0.94}{3.1} = 0.30\ m^3 / h$$

De la Tabla tenemos para  $K_{80}=40$  um un tiempo de ciclo de 7 minutos, por lo que tendremos  $n = \frac{60}{7} = 8.57$  ciclos por hora.

Con estos resultados en la formula obtenemos en volumen requerido del filtro

$$Volumen\ del\ filtro = \frac{V \times 1000}{n} = \frac{0.3 \times 1000}{8.57} = 35\ litros$$

Del manual selecciono un filtro prensa VPA 1030-3 = Filtro de Presión tipo VPA con dimensiones de cámara de 10x10 dm, profundidad de cámara 30 mm y 3 cámaras con una capacidad de 60 litros.

### Calculo del compresor

Del manual para un concentrado de plomo  $k_{80}=40$  um con 5% de humedad necesitamos  $0.6 \text{ Nm}^3/\text{m}^2/\text{min}$

El filtro seleccionado tiene un área por cámara de  $0.65 \text{ m}^2$  por cámara, por lo que tendremos un requerimiento de aire de:

$$0.6 \times 0.65 \times 3 = 1.17 \text{ Nm}^3 / \text{min} \equiv 41.32 \text{ cfm}$$

#### 3.5.3 - Filtro concentrado de zinc

Se tiene un concentrado de zinc con un  $k_{80}=30$  um con una humedad requerida de 8% de agua, se tiene un peso específico de la torta de  $2.1 \text{ kg/dm}^3$  por lo que tenemos una capacidad de la planta de:

$$V = \frac{S}{\rho_{Torta}} = \frac{3.11}{2.1} = 1.48 \text{ m}^3 / \text{h}$$

De la Tabla tenemos para  $K_{80}=30$  um un tiempo de ciclo de 8 minutos, por lo que tendremos  $n = \frac{60}{8} = 7.5$  ciclos por hora.

Con estos resultados en la formula obtenemos en volumen requerido del filtro

$$\text{Volumen del filtro} = \frac{V \times 1000}{n} = \frac{1.48 \times 1000}{7.5} = 197.33 \text{ litros}$$

Del manual selecciono un filtro prensa VPA 1030-6 = Filtro de Presión tipo VPA con dimensiones de cámara de  $10 \times 10 \text{ dm}$ , profundidad de cámara  $30 \text{ mm}$  y 11 cámaras con una capacidad de 220 litros.

### Calculo del compresor

Del manual para un concentrado de zinc  $k_{80}=30$  um con 8% de humedad necesitamos  $0.5 \text{ Nm}^3/\text{m}^2/\text{min}$

El filtro seleccionado tiene un área por cámara de  $0.65 \text{ m}^2$  por cámara, por lo que tendremos un requerimiento de aire de:

$$0.5 \times 0.65 \times 11 = 3.58 \text{ Nm}^3 / \text{min} \equiv 126.25 \text{ cfm}$$

Sumando los tres requerimientos tenemos:

Filtro Cobre	=	5.46	Nm <sup>3</sup> /min
Filtro Plomo	=	1.17	Nm <sup>3</sup> /min
Filtro Zinc	=	3.58	Nm <sup>3</sup> /min
TOTAL	=	10.21	Nm <sup>3</sup> /min

Del manual de METSO<sup>111</sup> selecciono un compresor de tornillo Atlas Copco de dos etapas con refrigeración de agua y libre de aceite modelo 51 de 15.8 Nm<sup>3</sup>/min con presión de descarga de 8.6 bar (50Hz)

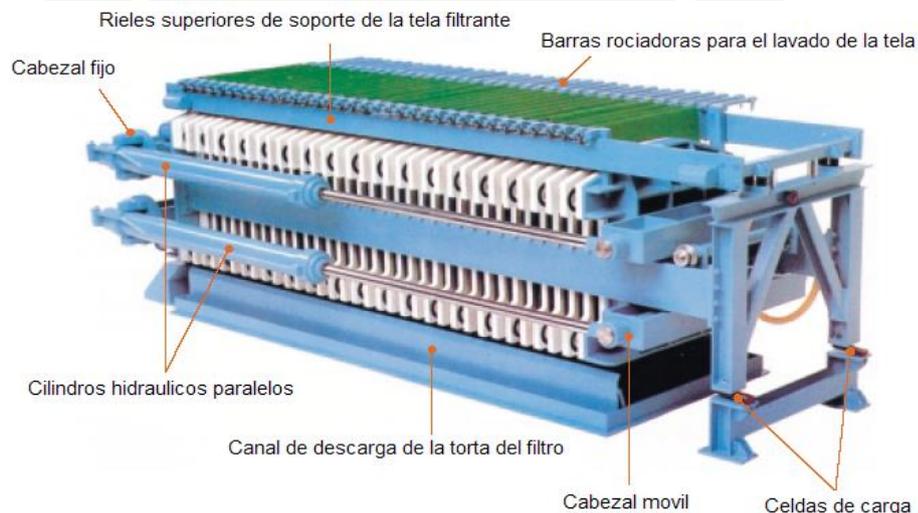
El compresor seleccionado es:

Marca	Atlas Copco
Modelo	51
Capacidad	15.8 Nm <sup>3</sup> /min

Para el bombeo de la pulpa desde cada espesador hacia el filtro prensa utilizaremos bombas de diafragma (que son las más recomendadas para operar a diversas condiciones de presión y caudal) marca Yamada. Metso nos recomienda para filtros VPA 10 una bomba de 3” o 4” de diámetro en la descarga por lo que seleccionamos la bomba marca YAMADA NDP-80BSC, esta bomba entrega 100 psi en la descarga de 3” de diámetro que cubre el requerimiento de 90 psi (6 bar) del filtro prensa.



BOMBA DIAFRAGMA



FILTRO PRENSA<sup>112</sup>

<sup>111</sup> METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, Edición 1, 2004-05, pag.6:34

<sup>112</sup> METSO MINERALS, Filtro Prensa, Brochure N°: 1129-11-01-MP/Sala-Spanish 2002, p.3.

#### 4 - COSTO DEL PROYECTO

En la presente Tesis se abordaran solo los costos directos del montaje de los equipos, no se ha considerado el montaje de estructuras, tuberías o sistemas eléctricos ni de instrumentación, costos indirectos, gastos generales, contingencias o margen.

Para facilitar el cálculo se dividirá el proyecto en 5 frentes

Frente 1 – Área de Chancado

Frente 2 – Área de Molienda

Frente 3 – Área de Flotación

Frente 4 – Área de Espesadores y Filtrado

Frente 5 – Molinos

Y se calculara los siguientes conceptos:

Costo Mano de obra Directa

Costo de Equipos Mayores

Costo de Equipos Menores

Costo de Consumibles

Costo de Herramientas

##### 4.1 - Costo Mano de Obra Directa

Mano de obra	HH	TARIFA US\$	PARCIAL US\$	%
CAPATAZ ELECTROMECAÁNICO	12,617	11.76	148,371.48	12.99%
SOLDADOR CALIFICADO	2,273	13.96	31,730.26	2.34%
SOLDADOR ESTRUCTURAL (3G, 4G)	8,904	11.04	98,299.46	9.17%
MECAÁNICO DE ALINEAMIENTO	12,224	10.79	131,891.80	12.59%
MECANICO ARMADOR	13,753	10.42	143,307.23	14.16%
MECAÁNICO DE ESTRUCTURA	1,530	10.42	15,938.14	1.58%
MANIOBRISTA DE MONTAJE	2,273	11.58	26,320.66	2.34%
CALDERERO	7,374	10.42	76,840.88	7.59%
OFICIAL	16,026	8.22	131,734.00	16.50%
AYUDANTE	16,026	7.71	123,560.73	16.50%
OPERADOR DE EQUIPO PESADO	4,106	7.08	29,068.98	4.23%
<b>TOTAL</b>	<b>97,105</b>	<b>9.86</b>	<b>957,063.62</b>	<b>100%</b>

### 4.2 - Costo Equipos Mayores

DESCRIPCION		Oct	Nov	Dic	Ene	Feb	Mar	Abr	TOTAL	TARIFA US\$	PARCIAL US\$
<b>Equipos Mayores</b>	<b>UND</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>TOTAL</b>	<b>TARIFA US\$</b>	<b>PARCIAL US\$</b>
Tracto + cama baja 50 ton	EQ-MES			1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	5.00	13,568.00	67,840.00
Trailer + plataforma 30 ton	EQ-MES	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	7.00	9,713.00	67,991.00
Camión Hiab 15 ton	EQ-MES	1.0	2.0	2.0	2.0	2.0	1.0	1.0	11.00	15,426.00	169,686.00
Grua Cel 250 ton	EQ-MES	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	7.00	62,313.00	436,191.00
Grua Cel 125 ton	EQ-MES			1.0	1.0				2.00	31,582.50	63,165.00
Grua Hid. 90 ton	EQ-MES	1.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	1.0	12.00	26,705.90	320,470.80
Grua Hid 35 ton	EQ-MES		1.0	1.0	1.0	2.0	2.0	1.0	8.00	16,429.00	131,432.00
Máq de Soldar Tig AF 400 Amp	EQ-MES			1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	5.00	585.00	2,925.00
Maquina de soldar 400 Amp	EQ-MES		4.0	5.0	5.0	11.0	11.0	7.0	43.00	450.00	19,350.00
Grupo electrógeno 100 Kw	EQ-MES			1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	5.00	7,568.75	37,843.75
Grupo electrógeno 50 Kw	EQ-MES	2.0	3.0	4.0	4.0	5.0	3.0	2.0	23.00	5,493.75	126,356.25
<b>Total Equipo Mayor</b>		<b>6.00</b>	<b>14.00</b>	<b>20.00</b>	<b>20.00</b>	<b>27.00</b>	<b>24.00</b>	<b>17.00</b>			<b>1,443,250.80</b>
<b>Curva de Operadores</b>		<b>4</b>	<b>7</b>	<b>9</b>	<b>9</b>	<b>9</b>	<b>8</b>	<b>6</b>			

### 4.3 - Costo Equipos Menores

Equipos Menores	UND	1	2	3	4	5	6	7	TOTAL	TARIFA US\$	PARCIAL US\$
Andamios	EQ-MES		10.00	70.00	90.00	90.00	80.00	50.00	390.00	66.00	25,740.00
Esmeril Electrico Angular	EQ-MES	3.00	5.00	8.00	8.00	9.00	6.00	4.00	43.00	30.00	1,290.00
Gata hidráulica de 10 ton	EQ-MES	3.00	3.00	5.00	5.00	5.00	2.00	2.00	25.00	45.90	1,147.50
Gata hidráulica de 20 ton	EQ-MES	3.00	5.00	8.00	8.00	9.00	6.00	4.00	43.00	58.80	2,528.40
Gata hidráulica de 50 ton	EQ-MES		2.00	5.00	5.00	6.00	6.00	4.00	28.00	61.00	1,708.00
Gata hidráulica de 100 ton	EQ-MES			2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	10.00	93.00	930.00
Horno electrico para soldadura	EQ-MES		2.00	4.00	4.00	7.00	7.00	5.00	29.00	96.00	2,784.00
Maletin de Herramientas	EQ-MES	12.00	24.00	41.00	41.00	51.00	39.00	27.00	235.00	37.50	8,812.50
Tablero distribución eléctrica	EQ-MES	3.00	6.00	9.00	9.00	12.00	9.00	6.00	54.00	100.50	5,427.00
Tablero toma fuerza	EQ-MES	3.00	6.00	9.00	9.00	12.00	9.00	6.00	54.00	172.80	9,331.20
Taladro 1-1/4" con base magnetica	EQ-MES					2.00	2.00	2.00	6.00	200.10	1,200.60
Taladro Electrico 1/2" - 3/4"	EQ-MES	2.00	4.00	6.00	6.00	7.00	5.00	3.00	33.00	219.90	7,256.70
Torquimetro 1500 lb-pie	EQ-MES		2.00	5.00	5.00	4.00	4.00	2.00	22.00	136.80	3,009.60
Teclde de 3 ton	EQ-MES	3.00	5.00	7.00	7.00	9.00	6.00	4.00	41.00	82.20	3,370.20
Teclde de 5 ton	EQ-MES	3.00	5.00	8.00	8.00	9.00	6.00	4.00	43.00	76.20	3,276.60
Teclde ratchet 1.5 ton	EQ-MES			3.00	3.00	2.00	2.00	2.00	12.00	30.00	360.00
Teclde ratchet 3 ton	EQ-MES	2.00	2.00	4.00	4.00	4.00	2.00	2.00	20.00	27.00	540.00
Tirford 1.5 ton	EQ-MES			2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	10.00	27.00	270.00
Tirford 3 ton	EQ-MES			2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	10.00	67.80	678.00
<b>Total Equipo Menor</b>		<b>37.00</b>	<b>81.00</b>	<b>198.00</b>	<b>218.00</b>	<b>244.00</b>	<b>197.00</b>	<b>133.00</b>			<b>79,660.30</b>

### 4.4 - Costo de Consumibles

Se asume un costo equivalente al 10% de la MOD

### 4.5 - Costo de Herramientas

Se asume un costo equivalente al 10% de la MOD

#### 4.6 - Resumen

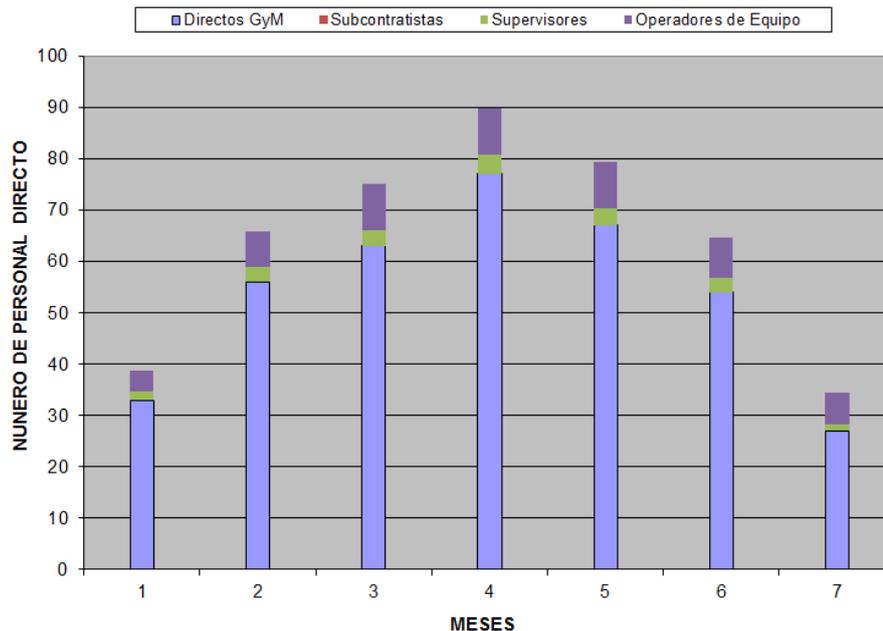
FASES	FRENTE 1	FRENTE 2	FRENTE 3	FRENTE 4	FRENTE 5	PARCIAL HH
HH (Directas)	21,406	3,229	40,914	12,237	19,320	97,105
HH (Supervisión)	1,105	156	1,950	728	962	4,901
HH (Subcontratos)						
	22,511	3,385	42,864	12,965	20,282	102,006

\$

MANO DE OBRA (US\$)	199,714	30,128	411,240	123,941	192,041	957,064
EQUIPOS (US\$)	455,564	125,193	293,124	189,856	459,174	1,522,911
Equipo Mayor (US\$)	442,349	121,141	274,875	177,129	427,757	1,443,251
Equipo Menor (US\$)	13,215	4,052	18,249	12,728	31,417	79,660
HERRAMIENTAS (US\$)	19,971	3,013	41,124	12,394	19,204	95,706
CONSUMIBLES (US\$)	19,971	3,013	41,124	12,394	19,204	95,706
SDO (US\$)	20,520	2,897	36,212	13,519	17,864	91,012
SUB TOTAL (US\$)	715,740	164,244	822,823	352,105	707,487	2,762,399
SUMINISTROS (US\$)						
SUBCONTRATOS (US\$)						
TOTAL (US\$)	715,740	164,244	822,823	352,105	707,487	2,762,399

#### 4.7 - Histograma

##### PERSONAL DIRECTO



4.8 - Cronograma de Ejecución de la Obra

**CRONOGRAMA DE EJECUCION DE OBRA**

Item	Descripcion	Tons	0	1	2	3	4	5	6	7
1	FRENTE 1	333		33	18	3	18	13		
2	FRENTE 2	47				8	4			
3	FRENTE 3	649			38	32	30	25	25	
4	FRENTE 4	176						17	17	22
5	FRENTE 5	240				20	25	12	12	5
<b>TOTAL PERSONAL DIRECTO POR MES</b>				33	56	63	77	67	54	27

4.9 – Costo

El costo directo del montaje de equipos asciende a **US\$ 2'762,399**



5 – PLANOS



## 6- CONSIDERACIONES

- 6.1 No se ha incluido trabajos civiles, estructurales, tuberías, sistemas eléctricos o de instrumentación que necesariamente están involucrados en la construcción de una Planta Concentradora.
- 6.2 Para el montaje de los equipo seleccionados en la presente Tesis se estima una duración de 7 meses con un promedio de 54 personas por mes, generando un costo directo del montaje mecánico de US\$ 2'762,399

## 7 – CONCLUSIONES

- 7.1 El desarrollo de la presente Tesis busca mostrar un primer acercamiento a los criterios y datos necesarios para el dimensionamiento y selección de equipos característicos de los procesos de enriquecimiento de minerales, enunciando conceptos y mostrando los principales cálculos para la selección de equipos
- 7.2 Los métodos para la obtención del material valioso son complejos y dependen de variables tan particulares como la muestra inicial tomada para la planta piloto, la calidad de agua, la granulometría obtenida en la voladura, etc. Es por esto que la simulación en plantas piloto es necesario para definir el proceso más idóneo para cada tipo de operación a desarrollar.
- 7.3 Para la etapa de chancado primario se seleccionó una chancadora de quijada debido a:
  - Tamaño de la roca en la alimentación (12")
  - Rango de alimentación menor a 800 ton/h (480 ton/h)
  - Menor costo del equipo y mantenimiento
- 7.4 Para las etapas de chancado secundario y terciario se seleccionaron chancadoras cónicas debido principalmente a la granulometría final esperada del mineral para su ingreso a la etapa de molienda.
- 7.5 En la etapa de molienda se planteó en circuito cerrado para evitar la sobremolienda del material, teniendo a los hidrociclones como equipos de clasificación cuyo producto grueso regresa al molino. Con esto logramos una disminución sustancial en el consumo energético al evacuar del circuito el material ya molido.
- 7.6 Se seleccionó un molino de bolas debido principalmente:
  - Por la dureza del mineral se requiere tres etapas de chancado por lo que se descartó el uso de un molino SAG
  - Poca inversión y mucho ahorro energético
  - Fácil operación y uso con seguridad
- 7.7 En la etapa de flotación se ha planteado separar el mineral polimetálico en un bulk Pb-Cu y Zn. Luego se usara la alternativa de flotar Pb y deprimir cobre usando una mezcla de cianuro de sodio/óxido de zinc, se tiene otra opción que consiste en flotar cobre luego de deprimir plomo con bicromato de sodio. Este último proceso ha sido fuertemente observado por la nueva legislación ambiental.

## 8 – BIBLIOGRAFIA

METSO MINERALS, Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales, 1<sup>ra</sup> Edición, 2004-05.

METSO MINERALS, Manual de Trituración y Cribado, 3<sup>ra</sup> Edición.

EGAZ, J. Angel, Evaluación de Plantas Concentradoras, 1<sup>ra</sup> Edición, Lima-Perú, 1985

CEMA, ENGINEERING CONFERENCE CEMA, Belt Conveyors for Bulk Materials, 5<sup>ta</sup> Edición, 1997.

QUIROZ, Núñez Iván, Ingeniería Metalúrgica Operaciones Unitarias en Procesamiento de minerales, Perú, 1986.

LOPEZ, Cintas Transportadoras, Dossat 2000

ASTUCURI, Venancio, Introducción a la Flotación de Minerales, 1<sup>ra</sup> Edición, 1994.

FLSmidth Minerals, Reference Tables for Mineral Processing, 2008.

