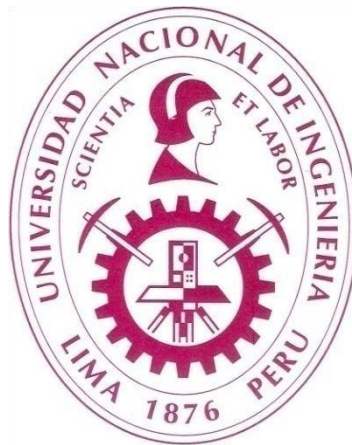


# **UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA**

**FACULTAD DE INGENIERÍA GEOLÓGICA MINERA Y METALÚRGICA**



**AMPLIACIÓN DE 1180 A 1500 TONELADAS POR DÍA DEL CIRCUITO DE  
MOLIENDA DE UNA PLANTA DE BENEFICIO AURÍFERO**

**INFORME DE COMPETENCIA PROFESIONAL  
PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE  
INGENIERO METALURGÍSTA**

**ELABORADO POR:**

**JOSE ANTONIO GAVILAN CHOQUE**

**ASESOR:**

**ING. MARIA FLOR SUAREZ SANCHEZ**

**LIMA – PERÚ**

**2013**

## **DEDICATORIA**

A mi madre Dora Choque por su incansable y constante lucha por darnos lo mejor de su vida a sus hijos. A mi esposa e hijas que ahora asumo con gran responsabilidad el ser padre. A mi alma mater y todos los profesores y compañeros los que están aquí y en el cielo, a todos ellos un gran y profundo agradecimiento por su paciencia y sabiduría.

## ÍNDICE

	<b>Páginas</b>
<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	15
<b>CAPITULO I. GENERALIDADES Y CARACTERIZACIÓN</b> .....	17
1.1.Generalidades .....	17
1.2.Característica Mineralógica .....	17
<b>CAPITULO II. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO ACTUAL</b> .....	20
2.1.Abastecimiento de Mineral.....	20
2.2.Circuito de Chancado .....	21
2.3.Circuito de Molienda Clasificación .....	21
2.4.Concentración Gravimétrico y Flotación .....	22
2.5.Remolienda de Cianuración.....	23
2.6.Cianuración por Agitación y CCD .....	23
2.7.Proceso de Recuperación .....	24
2.8.Almacenamiento de Relaves .....	24
2.8.1.Relave de Flotación.....	24
2.8.2.Relave de Cianuración .....	25
2.9.Planta de Degradación .....	25
<b>CAPITULO III. INGENIERÍA BÁSICA DEL PROCESO ACTUAL</b> .....	28
3.1.Evaluación Circuito de Chancado.....	28
3.1.1.Chancadora Primaria.....	32
3.1.2.Chancadora Secundaria.....	33

3.1.3.Chancadora Terciaria .....	34
3.1.4.Eficiencias de Zarandas Vibratorias .....	35
3.1.5.Tolva de Finos .....	38
3.2.Evaluación Circuito Molienda Clasificación.....	40
3.2.1.Diagrama flujo circuito Molienda .....	41
3.2.2.Parámetros Circuito de molienda .....	43
3.2.3.Capacidad de Molienda.....	45
3.2.4.Capacidad de Bombeo .....	45
3.2.5.Capacidad del Hidrociclón D-20 .....	48
3.3.Evaluación del Circuito Flotación .....	54
3.3.1.Equipos Principales Circuito de Flotación.....	54
3.3.2.Diagrama de flujo del Circuito de Flotación .....	55
3.3.3.Cálculo Tiempo Retención y Capacidad de Equipos .....	56
3.3.3.1.Celda Flotación SK-80 .....	56
3.3.3.2. Acondicionador 10'x12' .....	56
3.3.3.3.Celda Flotación OK-16 .....	57
3.3.3.4.Celda Flotación Wemco 120 .....	57
3.3.3.5.Capacidad Filtro Disco .....	59
3.3.3.6.Capacidad Espesador Flotación 42'x10' .....	59
3.4.Evaluación Circuito Remolienda Cianuración .....	62
3.4.1.Equipos Principales Remolienda de Cianuración.....	62
3.4.2.Diagrama flujo circuito de Cianuración.....	63
3.4.3. Análisis Granulométrico .....	64
3.4.4. Cinética de Cianuración .....	65

3.4.5. Parámetros de Operación .....	67
3.4.6. Capacidad de Bomba Wilfley 5K.....	69
3.4.7. Capacidad del Hidrociclón G-máx. ....	72
3.4.8. Evaluación de Circuito Cianuración.....	73
3.4.8.1. Tanque agitador 20'x20' N°1 y N°2 .....	73
3.4.8.2. Tanque agitador 20'x20' N°3 .....	74
3.4.8.3. Tanque CIP 20'x20' N°1 y N°2 .....	74
3.4.8.4. Capacidad Espesador de Cianuración .....	75
3.5. Evaluación Circuito MerrillCrowe .....	76
3.5.1. Capacidad Tanque Solución Rica .....	79
3.5.2. Capacidad Bomba Hidrostal.....	80
3.5.3. Capacidad Filtro Clarificador .....	81
3.5.4. Capacidad Bomba Goulds .....	82
3.5.5. Capacidad Filtro Precipitado .....	84
3.6. Evaluación – Relaveras de Flotación y Cianuración .....	85
3.6.1. Capacidad de Relavera de Flotación .....	85
3.6.2. Capacidad Relavera de Cianuración.....	86
<b>CAPITULO IV. AMPLIACIÓN CAPACIDAD MOLIENDA A 1500 TMS .....</b>	<b>89</b>
4.1. Instalación Molino Secundario 8'x10' y Celda SK-240 .....	89
4.2. Parámetros de Operación del Molino 8'x10' N°2 .....	90
4.3. Parámetros de Operación Ceda SK-240 .....	91
4.4. Diagrama de flujo Nuevo Circuito Molienda.....	92
4.5. Distribución Granulométrica Molienda Primaria- Secundaria .....	94

4.6.Cálculo Carga Circulante .....	95
4.7.Balance de Agua .....	99
4.8.Requerimiento de energía en Planta .....	100
4.8.1.Distribución de energía en circuitos de Planta .....	100
4.8.1.1.Circuito de Chancado .....	100
4.8.1.2.Circuito de Molienda .....	101
4.8.1.3.Circuito de Concentración .....	101
4.8.1.4.Circuito de Lixiviación .....	102
4.8.1.5.Circuito de Recuperación .....	102
4.9.Consumo de Reactivos .....	103
4.10.Consumo Bolas de Acero en Molienda.....	103
4.11.Balance Metalúrgico Antes y Después Ampliación.....	104
<b>CAPITULO V. EVALUACIÓN ECONÓMICA .....</b>	<b>105</b>
5.1. Costo Inversión .....	105
5.2. Costo Operación a 1,500 TMSD .....	106
5.3.Ingresos del Proyecto.....	107
5.4.Rentabilidad dela Ampliación .....	108
<b>CONCLUSIONES .....</b>	<b>110</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>112</b>

## **ANEXOS**

**ANEXO I: FLOW SHEET ANTES DE LA AMPLIACIÓN**

**ANEXO II: FLOW SHEETDESPUES DE LA AMPLIACIÓN**

**ANEXO III: GALERIA DE FOTOS DEL MONTAJE DEL MOLINO 8'x10' N°2**

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1. Diagrama de Proceso .....	27
Figura 3.1.- Diagrama de Circuito Chancado para 1500 TMSD .....	29
Figura 3.2- Chancadora Telsmith 44FC.....	33
Figura 3.3. – Diagrama másico del circuito chancado .....	38
Figura 3.4. - Diagrama de Flujo Circuito Molienda.....	41
Figura 3.5. - Descripción de bomba – clasificación .....	45
Figura 3.6. - Curvas de performance de la bomba Wilfley 6K .....	47
Figura 3.7. - Distribución Granulométrica Hidrociclón D-20 .....	49
Figura 3.8. - Datos de operación del Hidrociclón D-20 .....	49
Figura 3.9. - Curva Partición Hidrociclón D-20 antes de la ampliación .....	52
Figura 3.10. - Eficiencia del Hidrociclón D-20 antes de la ampliación .....	53
Figura 3.11. - Diagrama de flujo del circuito de Flotación .....	55
Figura 3.12. - Prueba Sedimentación con floculante Floegher 923 .....	61
Figura 3.13. - Diagrama de flujo del Circuito Cianuración.....	63
Figura 3.14. - Curva de Cinética de Recuperación .....	66
Figura 3.15. - Capacidad de la Bomba Wilfley 5K.....	69
Figura 3.16. - Curva de Performance bomba Wilfley 5K.....	71
Figura 3.17. - Diagrama flujo del Circuito Merrill Crowe.....	77
Figura 3.18. - Zona de precipitado con polvo de zinc .....	79
Figura 3.19. - Curva de performance Bomba Hidrosta .....	81
Figura 3.20. - Curva de Performance Bomba Goulds.....	83
Figura 3.21. - Perfil de la Relavera de Flotación .....	85



Figura 3.22. - Nueva Relavera Cianuración .....	87
Figura 4.10. - Molino 8' x10' N°2 secundario instalado .....	90
Figura 4.20. - Celda Flotación SK-240 instalado.....	91
Figura 4.30. - Diagrama de Flujo del Circuito de Molienda Ampliado .....	93
Figura 4.40. - Distribución Granulométrica de Molienda .....	96
Figura 4.50. - Curva Partición Hidrociclón D-20 ampliado a 1500 TMSD .....	97
Figura 4.60. - Eficiencia del Hidrociclón D-20 .....	98
Figura 4.70. - Balance de agua ampliado .....	99

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 3.1 - Análisis granulométrico del Alimento .....	30
Tabla 3.2 - Análisis Granulométrico en la Chancadora.....	31
Tabla 3.3 - Capacidad de producción (m <sup>3</sup> /hr) en circuito abierto .....	32
Tabla 3.4 - Capacidad a diferentes aberturas, estilo FC.....	33
Tabla 3.5 - Capacidad estándar de la chancadora Symon's.....	34
Tabla 3.6 - Análisis Granulométrico de las Zarandas Vibratorias .....	36
Tabla 3.7 - Resultados del F80, P80y Eficiencia .....	37
Tabla 3.8 - Parámetros y Capacidad Tolva de Fino.....	38
Tabla 3.9 - Equipos Circuito de Chancado .....	39
Tabla 3.10 - Equipos Principales CircuitoMolienda.....	40
Tabla 3.11 - Distribución Granulométrica de Molienda .....	42
Tabla 3.12 - Parámetros de Operación en el circuito de molienda .....	43
Tabla 3.13 - Parámetros Operación en Molienda .....	44
Tabla 3.14 - Potencia de motores.....	44
Tabla 3.15 - Parámetros de operación la Bomba Wilfley 6K.....	47
Tabla 3.16 - Análisis Granulométrico en el hidrociclón D-20 .....	48
Tabla 3.17 - Cálculo sólido-líquido del hidrociclón D-20 .....	50
Tabla 3.18 - Resultado de la Capacidad del Hidrociclón D-20.....	51
Tabla 3.19 - Equipos Principales del Circuito de Flotación .....	54
Tabla 3.20 - Parámetros de operación - Celda flotación SK-80.....	56
Tabla 3.21 - Parámetros de Operación del Tanque Acondicionador .....	56
Tabla 3.22 - Resultado Tiempo Retención Celdas de Flotación OK-16.....	57

Tabla 3.23 - Resultado Tiempo de Retención de las Celdas Wemco 120 ....	57
Tabla 3.24 - Tiempo de Flotación en las Celdas Principales .....	58
Tabla 3.25 - Resultado de la capacidad del Filtro de Disco .....	59
Tabla 3.26 - Cálculo capacidad del Espesador de Flotación 42'x10' .....	60
Tabla 3.27 - Equipos de Operación – Circuito de Remolienda .....	62
Tabla 3.28 - Análisis Granulométrico en Remolienda Cianuración .....	64
Tabla 3.29 - Condiciones de Cinética de Cianuración .....	65
Tabla 3.30 - Resultados de la Cinética Cianuración .....	65
Tabla 3.31 - Potencia Trabajo en la Remolienda de Cianuración .....	68
Tabla 3.32 - Resultados de la capacidad del hidrociclón G-máx .....	72
Tabla 3.33 - Parámetros operación de agitadores 20'x20' N°1 y N°2 .....	73
Tabla 3.34 - Resultado de Tiempo Retención del Agitador N°3.....	74
Tabla 3.35 - Resultado del Tiempo Retención del CIP N°1 y N°2 .....	74
Tabla 3.36 - Resultado Área Sedimentación Espesadores de Cianuración..	75
Tabla 3.37 - Equipos de Operación del Circuito de Merrill Crowe .....	77
Tabla 3.38 - Caudal solución antes de Merril Crowe .....	78
Tabla 3.39 - Parámetros de control en la solución rica del Merril Crowe .....	78
Tabla 3.40 - Metales presentes en soluciones y precipitado .....	79
Tabla 3.41 - Parámetros de la Capacidad del Filtro Clarificador .....	82
Tabla 3.42 - Parámetros del Caudal máximo del Filtro Precipitado .....	84
Tabla 3.43 - Capacidad de la Relavera de Cianuración .....	86
Tabla 4.1 - Parámetros de Operación del Molino 8'x10' N°2 .....	90
Tabla 4.2. - Parámetros de Operación – Celda SK-240.....	91
Tabla 4.3. - Distribución Granulométrica Molienda .....	94

Tabla 4.4. - Distribución Granulométrica de Molienda .....	95
Tabla 4.5. - Distribución Granulométrica de Molienda .....	95
Tabla 4.6. - Potencia requerida en la Planta de Beneficio .....	100
Tabla 4.7. - Energía en circuito de chancado .....	100
Tabla 4.8. - Energía en circuito de molienda .....	101
Tabla 4.9. - Energía en circuito de concentración.....	101
Tabla 4.10. - Energía en circuito de lixiviación.....	102
Tabla 4.11. - Energía en circuito de recuperación .....	102
Tabla 4.12. - Consumo de Reactivos.....	103
Tabla 4.13. - Consumo de bolas de Acero.....	103
Tabla 4.14. - Costos por circuito .....	104
Tabla 4.15. - Balance metalúrgico antes del incremento tonelaje.....	104
Tabla 4.16. - Balance metalúrgico después del incremento tonelaje .....	104
Tabla 5.1. - Inversión en equipos.....	105
Tabla 5.2. - Costo de inversión .....	106
Tabla 5.3. - Costo de operación.....	107
Tabla 5.4. - Costo Adicional de Producción .....	107
Tabla 5.5. - Ingresos antes y después del incremento.....	108
Tabla 5.6. - Retorno de la Inversión.....	108

## RESUMEN

El presente trabajo está referido a la realización de una evaluación general de la planta de beneficio aurífero, se evaluaron los equipos que están operando y determinar si se cuenta con la capacidad ante el incremento de tonelaje, de manera que no estén afectosa este cambio.

El presente trabajo se inicia con una ingeniería básica, luego de estudio de factibilidad. Por lo tanto, la precisión alcanzada deberá tomarse como referencia y definirse en operación. Los equipos adquiridos en el circuito de molienda y circuito de concentración. El primero referido a la capacidad y el segundo a la recuperación.

Con la puesta operación del nuevo molino y la celda de flotación instalada en su descarga, se obtiene equilibrio del circuito y mejora la granulometría como la recuperación. Los equipos evaluados en los diferentes circuitos se verifican su capacidad aceptable por el incremento de tonelaje. Solo en el circuito de chancado se consideró el stand- by de la chancadora secundaria como terciaria. Y de acuerdo a lo calculado está en su máxima capacidad. También es calculada la disposición y capacidad de relaveras existentes, dado que se tiene 2 tipos de relaves el de flotación y cianuración, está dentro del control almacenamiento. Finalmente se realiza el balance metalúrgico del proceso y el cálculo costo-beneficio antes y después del incremento, resultando rentable dicha inversión realizada.

## **ABSTRACT**

This work refers to the completion of a comprehensive assessment of the gold processing plan, were evaluated are operating equipment and determine if it has the ability to increased tonnage, so that they are not entitled to this change.

This paper begins with a basic engineering after feasibility study. Therefore, the accuracy achieved should be taken as reference and defined in operation. The equipment purchased in the grinding circuit and concentration circuit. The first refers to the ability and the second recovery.

With the start operation of the new mill and the flotation cell installed on the discharge circuit balance is obtained and the particle size improves the recovery. Evaluated teams in different circuits are verified acceptable capacity by increasing tonnage. Only in the crushing circuit was considered the stand-by of the secondary and tertiary crusher. And according to the calculated capacity is at its maximum. Also calculated the willingness and ability of existing relaveras, since it has 2 types of the flotation tailings and cyanide, is within storage control. We carried out the metallurgical balance of process and cost-benefit analysis before and after the increase, resulting profitable this investment.

## INTRODUCCIÓN

El incremento de tonelaje en la planta de Beneficio es uno de los objetivos trazados para el presente año. Es un tema que se mantuvo pendiente por varios años, siendo postergado debido a que mina no estaba en capacidad de abastecer mineral en forma sostenida y debido al alto valor de inversión que representa la adquisición de nuevos equipos.

Para un tratamiento diario actual de 1,180 tmsd el cual se incrementará a 1,500 tmsd, o sea 320 toneladas adicionales. Para iniciar con esta evaluación se realizo muestreos en diferentes puntos de la planta y se evaluó la capacidad operativa de los equipos. Tomando criterios operacionales prácticos y teóricos se evalúa apoyándose en conceptos, tablas, gráficos, cálculos generales, documentos estadísticos, laboratorio metalúrgico y complementando con la experiencia operacional en diferentes plantas.

Para cumplir con estos objetivos estratégicos planteados se adquiere un molino de bolas para la planta cuya dimensión es de 8'x10' para la zona de molienda secundaria, una bomba Wilfley 6K para pulpa, una Celda de Flotación SK-240 y equipos complementarios para extracción mina. Por lo tanto, se realiza el recalcu y evaluación de todo el circuito en las diferentes etapas de la planta como son: circuito de chancado, molienda, concentración, cianuración, recuperación y las dos canchas de relave existentes. Respecto al circuito de chancado se ha identificado que la

chancadora terciaria tienen una limitación está operando a su máxima capacidad, por lo que su operación.

La disposición de las relaveras también es evaluado y el tiempo de vida existente en ambas relaveras, tanto de flotación y cianuración es descargado en forma de pulpa, se tiene proyectos para que esta descarga sea filtrado y disponer en forma sólida.

La inversión realizada para disponer de equipos para el incremento de este proyecto se realizó la evaluación económica de este proyecto resultando rentable, dado que de acuerdo a esta época donde la cotización del oro esta en 400 \$/oz troy, la inversión de acuerdo a cálculos retornara en 5 meses.



## **CAPÍTULO I**

### **GENERALIDADES Y CARACTERIZACIÓN**

#### **1.1.GENERALIDADES**

Las operaciones se encuentran en el Batolito de Patáz, en el bloque estructural conformado por las rocas calco alcalinas paleozoico superior en el que se emplazan importantes estructuras mineralizadas de dirección N-E se encuentran los clavos principales conformado por las vetas Candelaria, Rosa Orquídea, Lourdes, Milagros, Sissy, Vannya y otros.

Las vetas son típicamente mesotermales constituidas por relleno de fracturas donde prima la asociación “cuarzo-pirita-oro”. Así como otros minerales asociados en menor magnitud como la clorita, calcita, galena, esfalerita y oro libre. Los anchos de las vetas varían en un rango de 1.5 a 2.5 metros.

#### **1.2. CARACTERÍSTICA MINERALÓGICA**

A continuación se nombra en orden decreciente la abundancia de minerales hipógenos y supérgenos.

Cuarzo ( $\text{SiO}_2$ ), componente predominante:

Minerales hipógenos o minerales primarios.

- Pirita(  $\text{FeS}_2$ )
- Arsenopirita ( $\text{FeAsS}$ )
- Galena ( $\text{PbS}$ )
- Esfalerita ( $(\text{Zn,Fe})\text{S}$ )
- Calcopirita ( $(\text{CuFeS}_2)$ )
- Pirrotita( $\text{FeS}_{1-x}$ )
- Bornita ( $\text{Cu}_5\text{FeS}_4$ )

Minerales supérgenos o minerales secundarios.

- Calcita (  $\text{CaCO}_3$ )
- Sericita (  $\text{KAl}_2(\text{AlSi}_3\text{O}_{10})(\text{OH})_2$ )
- Oro Nativo ( $\text{Au}$ )
- Esfena o Tetanita ( $\text{CaTiSiO}_3$ )
- Cerusita ( $\text{PbCO}_3$ )
- Covellita( $\text{CuS}$ )
- Limonita (goethita) ( $\text{Fe}_2\text{O}_2\text{nH}_2\text{O}$ )

Alteraciones en estos tipos de depósitos, la alteración hidrotermal está íntimamente relacionada a los mecanismos de deformación y geometría de las zonas de fractura y cizalla. Por otro lado varían ampliamente de acuerdo a la litología y temperatura de los fluidos hidrotermales. Depósitos formados a diferente temperatura dentro de similares protolitos pueden tener diferentes ensambles de alteración hidrotermal.

El método de minado empleado y debido a las características del yacimiento por la baja competencia de la roca encajonante, la explotación se realiza utilizando el método de corte y relleno ascendente convencional

mecanizado, para lo cual se utiliza relleno dendrítico proveniente del circado de la explotación. El acceso se realiza mediante socavones de 7'x8' que cuenta con una cuneta lateral, extrayendo el mineral usando rampas.

## **CAPÍTULO II**

### **DESCRIPCIÓN DEL PROCESO ACTUAL**

#### **2.1. ABASTECIMIENTO DE MINERAL**

El mineral proveniente de las diferentes labores de mina (norte, centro y sur) es transportado a la cancha de gruesos en volquetes de 20 TM y carros mineros que son tirados por locomotoras.

El mineral es clasificado como:

- ✓ Mineral económico es mayor igual a 8 gr Au /TMS y procesado desde la tolva de gruesos.
- ✓ Mineral evaluación es mayor igual a 5 gr Au /TMSy menor a 8 gr Au /TMS, el fino zarandeado pasa a proceso y los bancos a espera de evaluación.
- ✓ Mineral de baja ley es mayor igual a 2 gr Au /TMS y menor a 5 gr Au /TMS, Utilizado para completar la producción de mina.
- ✓ Desmante es menor a 2 gr Au /TM, y es evacuado a la zona de desmante.

El área de geología dispone por medio de un cargador frontal que alimenta a las tolvas de gruesos de planta. Por lo tanto, antes realiza la mezcla respectiva para obtener un promedio de ley de cabeza.

## **2.2. CIRCUITO DE CHANCADO**

El mineral depositado en las tolvas, ingresan al circuito del proceso de chancado mediante fajas transportadoras pasando en primer lugar por una zaranda vibratoria horizontal de 5'x16' doble piso, con abertura de malla autolimpiante 3/8 " en el piso inferior y malla 1" piso superior, el Over Size pasa a la chancadora primaria Allis Faco 80x50E, seguidamente el producto de chancado primario pasa a la zaranda vibratoria de 5'x10', y el Over Size ingresa a la chancadora secundaria cónica Telsmith 44 FC; en ambas zarandas el Under Size de los pisos inferiores van directo a la tolva de finos. Luego de la chancadora secundaria ingresa a la zaranda vibratoria horizontal TYLER de 8'x16', el rechazo que es el producto grueso de la zaranda retorna parcialmente a la chancadora secundaria y terciaria Symon's de 3', formando el circuito cerrado. El material fino de la zaranda terciaria va directo a la tolva de finos, el producto final del circuito chancado es 100% menos 3/8".

## **2.3. CIRCUITO MOLIENDA Y CLASIFICACIÓN**

Se tiene 03 molinos y un hidrociclón en el área de molienda. Por medio de las fajas transportadoras se alimenta al molino primario de bolas 8'x10', la descarga pasa por 02 Jig IRD y la descarga es bombeada al hidrociclón D-

20, cuyo O/F como producto final ingresa a la sección de flotación. El Under Flow alimenta parcialmente a los 02 molinos secundarios de bolas 6'x6', 6'x8' y una fracción retorna al molino primario. El producto final de molienda tiene una granulometría de 52% menos 200 mallas (52% del peso total que tienen tamaños menores a 75 micrones).

#### **2.4. CONCENTRACIÓN GRAVIMÉTRICA Y FLOTACIÓN**

Se cuenta con 02 Jigs IRD de 42"x 56" dúplex, donde es alimentado con pulpa proveniente de la descarga de la molienda primaria obteniendo un concentrado rico en oro al que se le denomina concentrado de Jigs. También se tiene la celda circular SK-80 que es alimentada de la descarga de los dos molinos secundarios obteniendo un concentrado de pirita aurífera. Las colas de los equipos anteriores es bombeado al hidrociclón D-20, formando así la carga circulante.

Adicionalmente se tiene 01 acondicionador 10'x12' que recibe el producto del área de molienda, seguido se alimenta a 02 celdas flotación OK-16 y luego continúa a 06 celdas Wemco 120, donde finalmente la cola es el relave y es bombeada hacia la cancha de relave de flotación. Todos los concentrados obtenidos (gravimétrico y espumas) cuyo contenido general es pirita, galena, esfalerita en la cual se encuentra asociado al oropasa a la siguiente etapa de cianuración. Previo ingresa al filtro de disco. Los reactivos usados en este proceso son xantatos (Z-6), ditiofosfatos (AR 1208, 1404), aceite de pino y ácido sulfúrico para mantener el pH en un valor de 8.

## **2.5.REMOLIENDA DE CIANURACIÓN**

El concentrado gravimétrico y de flotación es bombeado al hidrociclón D-10 y Under Flow ingresa al filtros de discos y luego alimentado a 02 molinos en serie: molino 5'x8', molino 6'x6' N°2 de remoliendade cianuración y cerrando el circuito con el nido de hidrociclones G-máx. D-10, el Under Flow regresa al molino 5'x8' y el Over Flow pasa a siguiente etapa de CCD y agitación. Al ingreso del molino se adiciona cianuro de sodio y cal (pH = 11) logrando así disolver aproximadamente 87% del oro contenido en el concentrado, y el 9 % restante se logra disolver en los tanques de agitación. Para acelerar el proceso cinético de la disolución de cianuro se cuenta con una planta de oxígeno. La recuperación es aproximadamente de 94%.

## **2.6. CIANURACIÓN POR AGITACIÓN y CCD**

El overflow del hidrociclón G-máx ingresa al espesador de cianuración N°1, cuyo rebose va al proceso de Merrill Crowe y el Under Flow ingresa a los tanques agitadores N°1, N°2 y N°3. Luego al espesador de cianuración N°2 y N°3 respectivamente. Los reboses de estos dos últimos espesadores recirculan al circuito de remolienda de cianuración. El Under Flow del espesador N°3 ingresa a 02 tanques agitadores con carbón activado CIP N°1 y CIP N°2, finalmente esta descarga viene a ser el relave de cianuración conducido por tuberías hasta la cancha de relave.

## **2.7.PROCESO DE RECUPERACIÓN**

La solución de rebose del espesador de cianuración N°1 es la solución rica que contiene valores de oro, ingresa al proceso de MerrillCrowe. En la primera etapa la solución es bombeado a 03 filtros prensas clarificadoras a presión y luego ingresa al proceso de desaereación en la que se elimina el oxígeno disuelto en la solución. A continuación es precipitado con solución de acetato de plomo y polvo de zinc, que finalmente es bombeado al filtro prensa de precipitación, donde es retenido dicho precipitado y la solución resultante llamado solución barren es bombeado al circuito de tanques espesadores de lixiviación de manera que recircula al proceso.

El filtro de precipitado se cosecha 02 veces a la semana. Adicionalmente el carbón activado que se encuentra en la parte final del proceso de cianuración(CIP) con contenido de oro es otro producto que se cosecha mensualmente.

## **2.8.ALMACENAMIENTO DE RELAVES**

La planta de beneficio produce 02 tipos de relave:

**2.8.1. Relave de Flotación;** que es bombeado y luego por gravedad es transportado desde la planta mediante 02 tuberías de polietileno de 4" hasta la presa de relave distante 9 km. El relave es depositado cerca al dique y por diferencia de peso la fracción gruesa (arenas) queda cerca al dique fortaleciéndolo y la fracción fina tiende a depositarse al lado opuesto. Debido a la gran área de sedimentación la



separación sólido-líquido es efectuada con eficiencia dentro de la presa, y las aguas clarificadas son bombeadas con una bomba Hidrostral de 4"x3" (una de Stand-by) por encima del dique hasta llegar a una poza de sedimentación con un área de 661 m<sup>2</sup>, finalmente se conduce por caída libre el agua clarificada al río.

**2.8.2. Relave de Cianuración;** que es evacuado en forma de pulpa desde la descarga de los tanques de carbón en pulpa de la planta y conducido por gravedad por una tubería de polietileno de 4" hasta la relave distante 7 Km donde se descarga en la cancha impermeabilizada dispuestos de tres zonas alternados. Ahí es almacenado y decantado.

## **2.9. PLANTA DEGRADACIÓN**

El relave de cianuración en forma pulpa cianurada es almacenado y dispuestos en tres zonas llamado vasos. En cada vaso la pulpa es sedimentado y genera reboses de solución cianurada, donde es canalizado a la planta de degradación o de neutralización. La solución clara es bombeado a los tanques para el proceso de detoxificación con adición de peróxido de hidrogeno y sulfato de cobre. Luego dicha solución pasa a una poza de decantación para retener los posibles sólidos presentes. Estos residuos acumulados son retirados cada cierto tiempo dependiendo de la saturación en la poza. El rebose de la solución limpia pasa por 3 columnas de carbón para retener elementos presentes en la solución y su posterior evacuación al río. El análisis es determinar la cantidad de cianuro wad y

elementos metálicos que se encuentran en la solución. La evacuación de cianuro esta dentro de los límites máximos permisibles, menor a 1 ppm de cianuro total. También el pH está entre 6 a 9.

Mensualmente este punto de evacuación es monitoreado por el área de medio ambiente y determinar si se cumple el control de evacuación de la presencia de cianuro en solución.

En la figura 2.1. Se muestra el diagrama de proceso, en bloques de los diferentes circuitos de operación de la plantade beneficio. La planta genera 2 tipos de relave; el primer producto es debido a la flotación por espumas y el segundo es por el proceso de cianuración de concentrado de pirita, que es el que contiene el oro. Ambas relaveras están a una distancia de la planta de beneficio en promedio de 7 y 9 km respectivamente, conducido por gravedad. La producción es por precipitación con polvo de zinc y recuperación por adsorción con carbón activado.

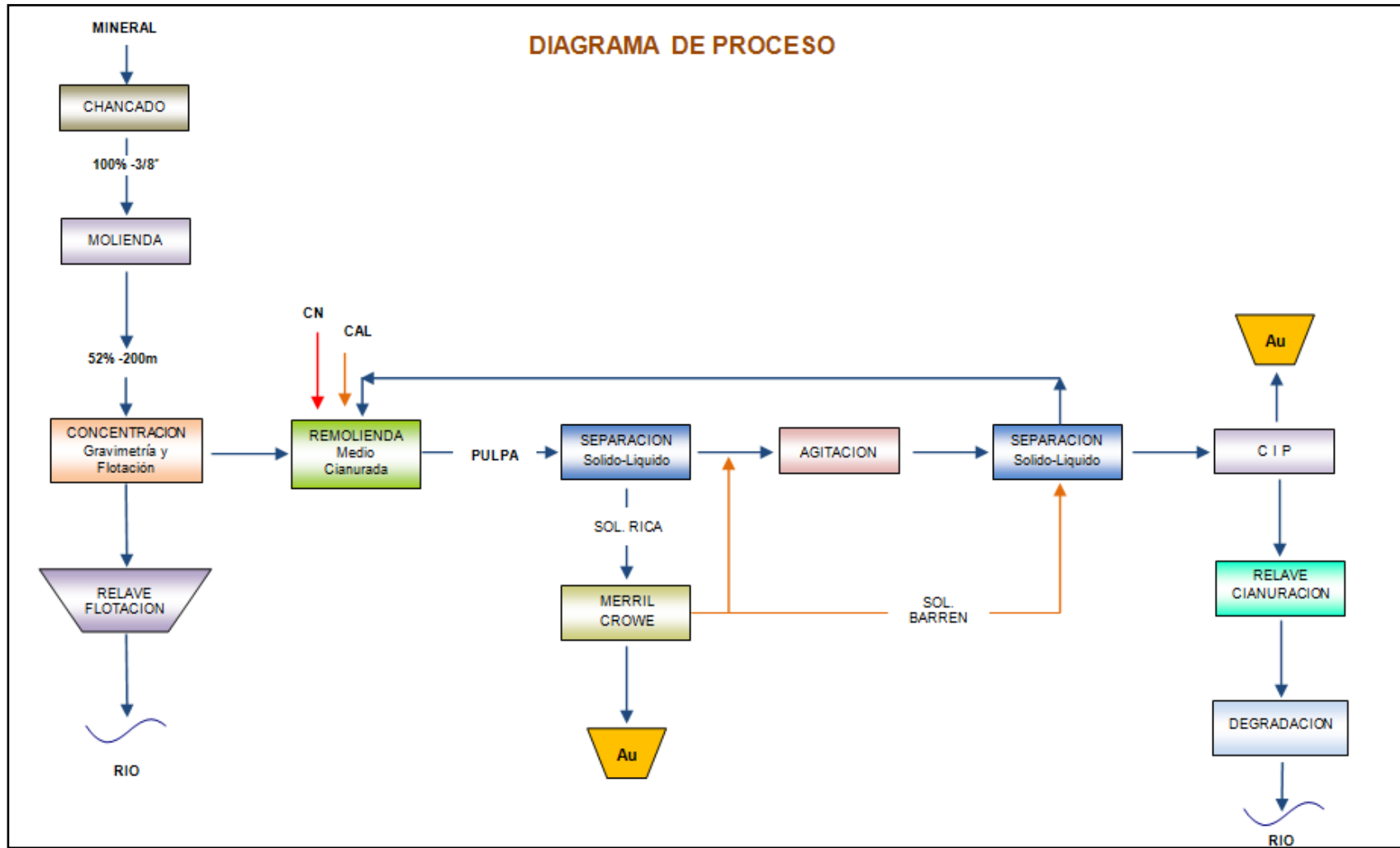


FIGURA2.1.- Diagrama deProceso

### **CAPÍTULO III**

#### **INGENIERÍA BÁSICA DEL PROCESO ACTUAL**

Aquí se realizará la evaluación de cada equipo utilizando tablas de diseño de equipos y el muestreo realizado en el área. Se trabaja con la chancadora terciaria, que fue acondicionado el stand- by de la chancadora secundaria y por lo que se elevó el tonelaje de 1,180 a 1,500 TMSD, Los cálculos realizados será en base a un tonelaje de 1,500 TM. El circuito se encuentra estabilizado y ésta evaluación será para determinar los puntos críticos de operatividad y producción. Se demostró que cálculos obtenidos se debe complementar en la operación, de manera se obtenga una operación continua.

#### **3.1.EVALUACIÓN CIRCUITO CHANCADO**

Se realizó un balance general del circuito de chancado. Para ello fue necesario parar el circuito con carga durante el funcionamiento en estado de equilibrio, lo que permitió tomar muestras. Las muestras se tamizaron durante 17 días, se tuvo alguna dificultad debido a la disposición de equipos dentro de la planta.

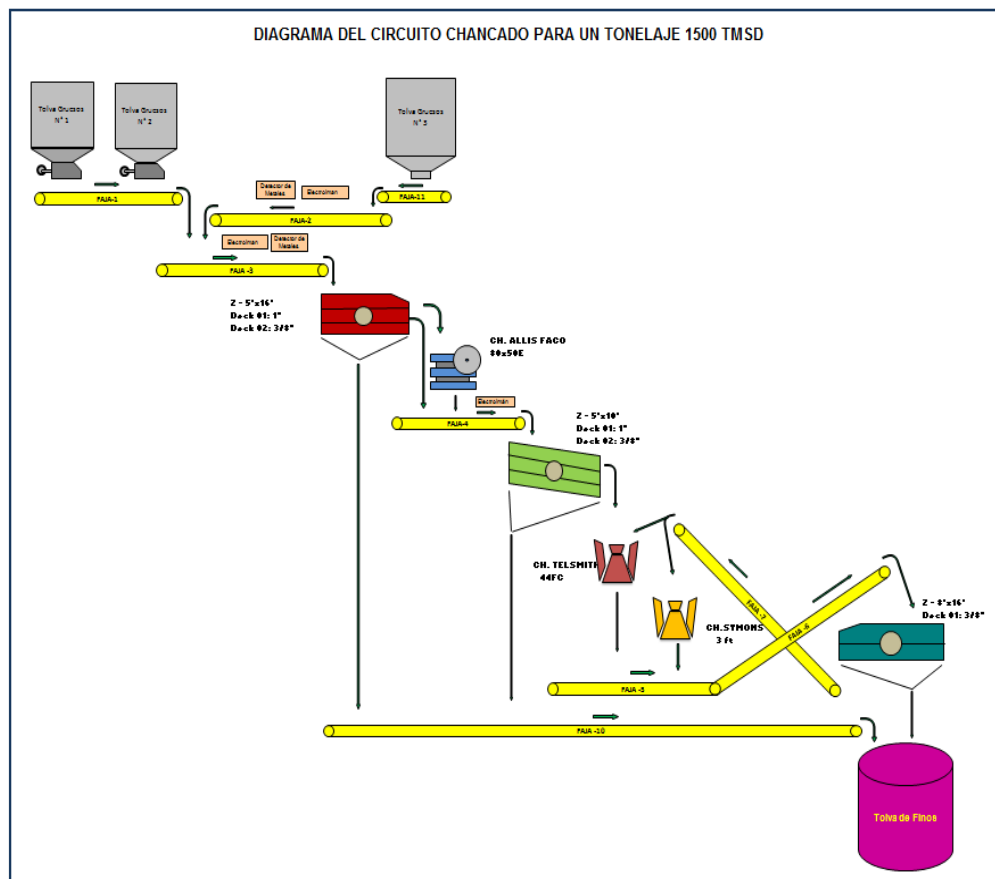


Figura 3.1.- Diagrama de Circuito Chancado para 1500 TMSD

El circuito trata 115.56 tms/hrsy en promedio opera 12.98 hrs/día. El mineral pasa por las tres etapas de chancado a diferentes aberturas con sus respectivas zarandas vibratorias, se tienen un circuito cerrado cuya carga circulante que retorna es compartida entre la chancadora secundaria y terciaria, hasta que finalmente se obtiene un producto acumulado en la tolva de finos con una granulometría de 100% - 3/8".

En la Tabla 3.1, se muestra el análisis granulométrico del alimento del mineral que es cargado a la tolva de gruesos.

Tabla 3.1-Análisis granulométrico del Alimento

<b>ALIMENTO</b>			
<b>Malla</b>	<b>Micrones</b>	<b>% Peso</b>	<b>%AC(-)</b>
10"	254000	2.38	97.62
8"	203200	0.67	96.95
7"	177800	0.56	96.39
6"	152400	1.49	94.90
5"	127000	0.55	94.35
4"	101600	1.53	92.82
3"	76200	5.74	87.08
2"	50800	11.62	75.46
1"	25400	22.72	52.74
3/4"	19050	7.92	44.82
1/2"	12700	9.50	35.32
3/8"	9525	5.61	29.71
1/4"	6350	5.75	23.96
4m	4750	2.87	21.09
6m	3350	3.20	17.89
10m	1680	3.77	14.12
14m	1400	2.02	12.10
16m	1180	0.82	11.28
18m	1000	0.91	10.37
20m	850	1.02	9.35
30m	600	0.66	8.69
35m	425	0.56	8.13
50m	300	0.51	7.62
-50m	212	7.62	0.00
		100.00	

En la Tabla 3.2, se muestra el Análisis Granulométrico de las tres etapas de chancado como son: chancado primario, secundario y terciario. Dicho análisis es referido al alimento y descarga respectivamente. La chancadora primaria está operando con una abertura de 75mm, la chancadora secundaria 16 mm y terciaria 09 mm. Las calibraciones se realizan con testigo de plomo para su control operacional.



### 3.1.1.Chancadora primaria

La chancadora primaria Allis Faco 80x50E presenta según catálogo la Tabla 3.3,muestra las siguientes capacidades de producción según aberturas a emplear, así mismo, estas capacidades han sido recalculadas para una densidad aparente de 1.46 t/m<sup>3</sup> (91.15 lb/ft<sup>3</sup>).

Tabla 3.3.–Capacidad de producción (m<sup>3</sup>/hr) en circuito abierto

CAPACIDAD DE PRODUCCION (M <sup>3</sup> /H) CIRCUITO ABIERTO																					
Maquina	Boca de alimentos (mm)	Movimiento de quijada (pulg)	Apertura de la boca de salida - posicion cerrada																		
			1/4"	1/2"	3/4"	1"	1 1/2"	2"	3"	3 1/2"	4"	4 1/2"	5"	6"	7"	8"	9"	10"	12"		
2015 E	200 x 150	1/2"	1.5-2	2-3	3-4	4-5	5-6.5														
3020 E	300 x 200	3/4"			5-6.5	6-8	8-10	10-13													
4230 E	420 x 300	3/4"			7-8	8-10	10-13	12-15	15-20												
6240 E	620 x 400	3/4"				17-22	22-29	28-35	39-50	42-52	44-55										
8050 E	800 x 500	1"					45-56	55-72	60-80	65-88	72-95	77-100	88-115								
10060 E	100 x 600	1"						72-95	76-105	88-115	95-130	105-140	120-160	140-180	155-200						
10080 E	1000 x 800	1"							78-120	90-140	100-155	110-170	140-200	160-230	177-260	200-290					
12090 E	1200 x 900	1"								130-180	145-205	155-230	185-275	210-310	240-370	265-410	280-450				
150120 E	1500 x 1200	1 1/2"											260-390	300-430	350-520	390-560	405-600	470-690			

Capacidades de produccion indicados pueden variar con la naturaleza de la roca o mena, el contenido de humedad, la presencia de arcilla y con el tamaño de grano del material de alimentacion.

La chancadora primaria tendría una capacidad máxima de 1,364.46 t/d, trabajando en promedio 12.98hrs/día, para una abertura de 75 mm; siendo lorequerido por balance 1,175.99TMSD, se mejorará aún más esta carga haciendo desvío del OverSize piso inferior Zaranda 5'x16', que representa aproximadamente el 28% del alimento. Por lo tanto se estaría pasando 846.56TMSD por la chancadora, por lo que dicha chancadora estará aliviada.



### 3.1.2.Chancadora secundaria

La chancadora secundaria cónica es una TELSMITH 44FC, en la Tabla 3.4 representa capacidades para diferentes aberturas.

Tabla 3.4. - Capacidad a diferentes aberturas, estilo FC

CAPACIDADES - SERIE "H" TRITURADORAS GIRATORIAS - ESTILO FC														
TAMAÑO	44FC			52FC			57FC			68FC				
	GRUESO	MEDIO	FINO	GRUESO	MEDIO	FINO	GRUESO	MEDIO	FINO	GRUESO	MEDIO	FINO		
TIPO DE FORRO	ABERTURA	LADO ABIERTO	4 1/4"	3 3/4"	3 1/2"	5"	4 1/2"	4"	6"	4 1/4"	3 3/8"	6 5/8"	4 7/8"	3 3/8"
	ALIMENTACION	LADO CERRAD	2 5/8"	2 1/4"	1 3/4"	3 1/2"	2 7/8"	2 1/4"	4 3/8"	2 5/8"	1 3/4"	5"	3 1/8"	1 5/8"
APERTURA RECOMENDADO			5/8"	1/2"	3/8"	5/8"	1/2"	3/8"	3/4"	5/8"	1/2"	7/8"	5/8"	3/8"
MINIMA DESCARGA*														
CAPACIDADES EN TONELADAS POR HORA EN APERTURA DE DESCARGA INDICADO. TONELADAS DE 2000 LIBRAS MATERIAL 100 Lbs/ft <sup>3</sup>														
	3/8"	-	175	175	-	-	200	-	-	-	-	-	-	490
	1/2"	180	180	180	-	235	235	-	-	350	-	-	-	530
	5/8"	210	210	210	265	265	265	-	390	390	-	-	570	570
	3/4"	235	235	235	300	300	300	435	435	435	-	-	610	610
	1"	290	290	290	365	365	365	520	520	520	690	690	690	690
	1 1/4"	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	765	765	765

NOTAS:

- 1.- Base de datos de todas las capacidades que se muestran de la trituradora en general.
- 2.- Capacidades del estilo FC de la giratoria basados en el total del THRU-PUT y basados en circuito cerrado de trituracion - Asumir eficiencia normal de la malla.

\* La abertura minima para cada taza no es aplicable para cada instalacion.

A partir de la información laTabla 3.4y de los parámetros establecidos con unaabertura de 16 mm; la chancadora secundaria tiene una capacidad máxima de2,725.80 t/d, siendo requerido según balance 1,842.38TMSD.



Figura 3.2.- Chancadora Telsmith 44FC

### 3.1.3.Chancadora terciaria

La chancadora terciaria es una Symon's SH de 3'. En la Tabla 3.5, se presentan los rangos de capacidad para diferentes aberturas y tamaños de alimentación. Para determinar la capacidad máxima del equipo, el cual opera en circuito cerrado parcial con la chancadora secundaria, se recurre a balances y tablas. Esta chancadora era stand-by de la chancadora secundaria y para poder elevar el tonelaje, entro en operación como chancadora terciaria

Tabla 3.5. - Capacidad estándar de la chancadora Symon's

TABLA DE CAPACIDADES ESTANDAR DE TRITURADORA SYMONS													
TRITURADORA ESTANDAR DE CONO SYMONS - CAVIDADES - APERTURA ALIMENTACION - TAMAÑO DE PRODUCTOS - CAPACIDADES													
CIRCUITO ABIERTO - CAPACIDAD EN TONELADAS (2000 LBS) POR HORA QUE PASA POR LA TRITURADORA EN LA DESCARGA INDICANDO EL AJUSTE DE "A"													
Tamaño	Tipo de Cavidad	Descarga mínima recomendado ajuste A	Abertura de alimentación mínimo flujo recomendado, abertura A		1/4" (6 mm)	3/8" (9 mm)	1/2" (13 mm)	5/8" (16 mm)	3/4" (19 mm)	7/8" (22 mm)	1" (25 mm)	1-1/4" (31 mm)	1-1/2" (38 mm)
			B Lado Cerrado	B Lado Abierto									
2 Ft (610 mm)	Fino	1/4" 6 mm	2-1/4" (56mm)	2-7/8" (72mm)	18	20	25	30	35	40	45	50	60
	Grueso	3/8" 9 mm	3-1/4" (83mm)	4-3/8" (109mm)		20	25	30	35	45	50	60	75
	Extra Grueso	1/2" 13 mm	4" (100mm)	4-3/8" (109mm)			25	30	40	50	55	70	80
3 Ft (914 mm)	Fino	3/8" (9mm)	3-5/16" (83mm)	4-1/16" (102mm)		50	65	80	90	100			
	Grueso	1/2" (13mm)	6-3/8" (159mm)	7" (175mm)			65	80	100	120	130	150	180
	Extra Grueso	1" (25mm)	6-1/2" (163mm)	7-1/8" (178mm)							130	150	180
4 Ft (1219 mm)	Fino	3/8" (9mm)	5" (127mm)	5-1/4" (131mm)		70	100	120	140	155	170	185	
	Medio	1/2" (13mm)	6-1/8" (156mm)	6-1/4" (158mm)			110	130	150	160	180	200	220
	Grueso	3/4" (19mm)	7-1/8" (178mm)	7-5/8" (191mm)					155	170	200	220	270
	Extra Grueso	1" (25mm)	9-1/4" (231mm)	10" (250mm)							210	230	280
4-1/4 Ft (1295 mm)	Fino	1/2" (13mm)	4-3/8" (109mm)	5-3/8" (137mm)			120	140	160	170	180	200	
	Medio	5/8" (16mm)	7-1/2" (188mm)	8-1/4" (210mm)				145	175	190	220	250	280
	Grueso	3/4" (19mm)	8-5/8" (216mm)	9-5/8" (241mm)					190	215	240	275	325
	Extra Grueso	1" (25mm)	9-1/2" (238mm)	10-3/8" (259mm)							260	300	335
5-1/2 Ft (1676 mm)	Fino	5/8" (16mm)	7-1/2" (188mm)	8-3/8" (209mm)				200	225	250	285	325	300
	Medio	7/8" (22mm)	8-1/2" (213mm)	9-5/8" (241mm)						285	320	370	420
	Grueso	1" (25mm)	9-5/8" (241mm)	10-3/4" (269mm)							330	390	460
	Extra Grueso	1-1/2" (38mm)	13-1/4" (331mm)	14-1/2" (268mm)									475
7 Ft HD (2134 mm)	Fino	3/4" (19mm)	10-1/8" (253mm)	11-1/8" (278mm)					420	450	550	680	800
	Medio	1" (25mm)	12-1/8" (303mm)	13-3/8" (334mm)							670	800	890
	Grueso	1-1/4" (31mm)	13-3/8" (334mm)	14-3/4" (369mm)								870	930
	Extra Grueso	1-1/2" (38mm)	16-3/4" (425mm)	18-1/8" (460mm)									970

CONSULTE CON LA FABRICA PARA CONOCER LAS CAPACIDADES

A partir de la información de la Tabla 3.5 y los parámetros establecidos con una abertura 9 mm; la chancadora terciaria tiene una capacidad máxima de 649.00 TMSD, siendo requerido según balance 647.70 TMSD, estaría trabajando a su máxima capacidad dicha chancadora al no existir un margen de tolerancia de

chancado. Se tendrá presente dentro de las inversiones para evaluar uno de mayor capacidad y eficiencia.

Se debe tener presente en esta chancadora que los forros se consumirán prematuramente, haciendo que el programa preventivo se incremente.

#### **3.1.4. Eficiencias de las zarandas vibratorias**

En el circuito de chancado se tiene 3 zarandas vibratorias para la clasificación. La zaranda primaria y secundaria opera en circuito abierto, ambos de doble piso y la malla en la primera es de polydeks o sea de paneles autolimpiante. La segunda zaranda tiene malla metálica auto limpiante para que no se sature dichas mallas. La zaranda terciaria opera en circuito cerrado y es de un piso, también con paneles polydeks. Según muestreo realizado se determino el análisis granulométrico del alimento y productos en las zarandas vibratorias. Se debe tener en cuenta que la zaranda Z- 5'x16', Z- 5'x10' la malla del piso inferior es 3/8" de luz y dicha descarga va directo a la tolva de finos y la zaranda Z- 8'x16' que es de un solo piso, la descarga -3/8" va directo a la tolva de finos. Su evaluación es de forma general, para el cálculo de las eficiencias de las zarandas se utilizó el método de las mallas.

En la Tabla 3.6 se presenta el análisis granulométrico de las tres zarandas vibratorias y en la Tabla 3.7 el resultado de la misma.

Tabla 3.6. – Análisis Granulométrico de las Zarandas Vibratorias

Malla	Micrones	Zaranda 5'x16'					Zaranda 5'x10'					Zaranda 8'x16'				
		Alim. Feed	%AC(-)	Overzise	%AC(-)	Underzise	Alim.	%Ac(-)	Overzise	%Ac(-)	Underzise	Alim.	%A(-)	Overzise	%A(-)	Underzise
10"	254000	2.38	97.62	2.88	97.12											
8"	203200	0.67	96.95	0.80	96.32											
7"	177800	0.56	96.39	0.67	95.65											
6"	152400	1.49	94.90	1.79	93.86											
5"	127000	0.55	94.35	0.66	93.2											
4"	101600	1.53	92.82	1.84	91.36		0.00	100.00	0.00	100.00						
3"	76200	5.74	87.08	6.91	84.45		5.74	94.26	6.29	93.71						
2"	50800	11.62	75.46	14.00	70.45		20.01	74.25	21.94	71.77		0.00	100	0.00	100	
1"	25400	22.72	52.74	27.36	43.09		32.11	42.14	35.20	36.57		0.48	99.52	0.80	99.2	
3/4"	19050	7.92	44.82	14.54	28.55		10.86	31.28	11.91	24.66		2.86	96.66	11.2	88	
1/2"	12700	9.50	35.32	11.44	17.11		13.21	18.07	14.48	10.18		18.92	77.74	28.62	59.38	
3/8"	9525	5.61	29.71	6.76	10.35	0.00	6.46	11.61	7.09	3.09	0.00	17.60	60.14	29.40	29.98	0.00
1/4"	6350	5.75	23.96	3.32	7.03	17.63	2.01	9.60	0.22	2.87	20.64	18.25	41.89	11.09	18.89	11.04
4m	4750	2.87	21.09	0.91	6.12	12.45	0.27	9.33	0.06	2.81	2.50	7.41	34.48	10.48	8.41	11.94
6m	3350	3.20	17.89	0.77	5.35	15.11	0.19	9.14	0.02	2.79	2.00	6.65	27.83	3.87	4.54	13.92
10m	1680	3.77	14.12	1.09	4.26	16.92	0.24	8.90	0.03	2.76	2.50	6.00	21.83	0.84	3.70	13.68
14m	1400	2.02	12.10	0.88	3.38	7.62	0.35	8.55	0.02	2.74	3.70	2.88	18.95	0.71	2.99	6.69
16m	1180	0.82	11.28	0.42	2.96	2.79	0.19	8.36	0.02	2.72	1.90	1.08	17.87	0.11	2.88	2.53
18m	1000	0.91	10.37	0.59	2.37	2.46	0.27	8.09	0.06	2.66	2.46	1.16	16.71	0.12	2.76	2.70
20m	850	1.02	9.35	0.22	2.15	4.96	0.21	7.88	0.04	2.62	2.00	0.61	16.10	0.12	2.64	1.35
30m	600	0.66	8.69	0.20	1.95	2.89	0.68	7.20	0.07	2.55	7.00	2.43	13.67	0.26	2.38	5.67
35m	425	0.56	8.13	0.33	1.62	1.71	0.67	6.53	0.03	2.52	7.30	1.63	12.04	0.27	2.11	3.66
50m	300	0.51	7.62	0.48	1.14	0.65	0.73	5.80	0.02	2.50	8.00	1.54	10.50	0.34	1.77	3.32
-50m	212	7.62	0.00	1.14	0.00	14.81	5.80	0.00	2.50	0.00	40.00	10.50	0.00	1.77	0.00	23.50
		100		100		100	100		100		100	100		100		100

En la Tabla 3.7, se calculó los F80 y P80 en los diferentes puntos de chancado, tanto en la alimentación de las chancadoras y su respectivas descargas, el radio de reducción y las respectivas eficiencias de las zarandas vibratorias. Cabe resaltar que la evaluación en las zarandas vibratorias de dos pisos se realizó con respecto al piso inferior, dada la inaccesibilidad y situación difícil para la toma de muestras.

Tabla 3.7. – Resultados del F80, P80 y Eficiencia

EQUIPO	F <sub>80</sub>	P <sub>80</sub>	R <sub>r</sub>	EFICIENCIA
	micrones			%
<b>ZARANDA 5'x16'</b>				
Alimento	59 936,94			
Oversize		67 509,45		
Undersize		6 029,92		72,69
<b>ZARANDA 5'x10'</b>				
Alimento	57 664,33			
Oversize		59 914,41		
Undersize		6 440,09		75,72
<b>ZARANDA 8'x16'</b>				
Alimento	13 395,83			
Oversize		17 267,55		
Undersize		5 127,47		71,62
<b>Ch. Allis Faco 80x50</b>	67 490,51	57 664,33	1,17	
<b>Ch. Telsmith 44FC.</b>	42 469,75	13 385,48	3,17	
<b>Ch. Symons HS 3 ft.</b>	16 155,96	12 411,66	1,30	

En la Figura 3.3, se muestra el diagrama másico del circuito de chancado en los diferentes puntos del circuito de chancado presentando el equilibrio de masa. Se tiene el circuito cerrado entre la chancadora secundaria y terciaria, donde el retorno es compartido entre las 2 chancadoras. Aquí se tiene una carga circulante de 132.17% de carga circulante. El tiempo de operación promedio de 12.98 horas por día.

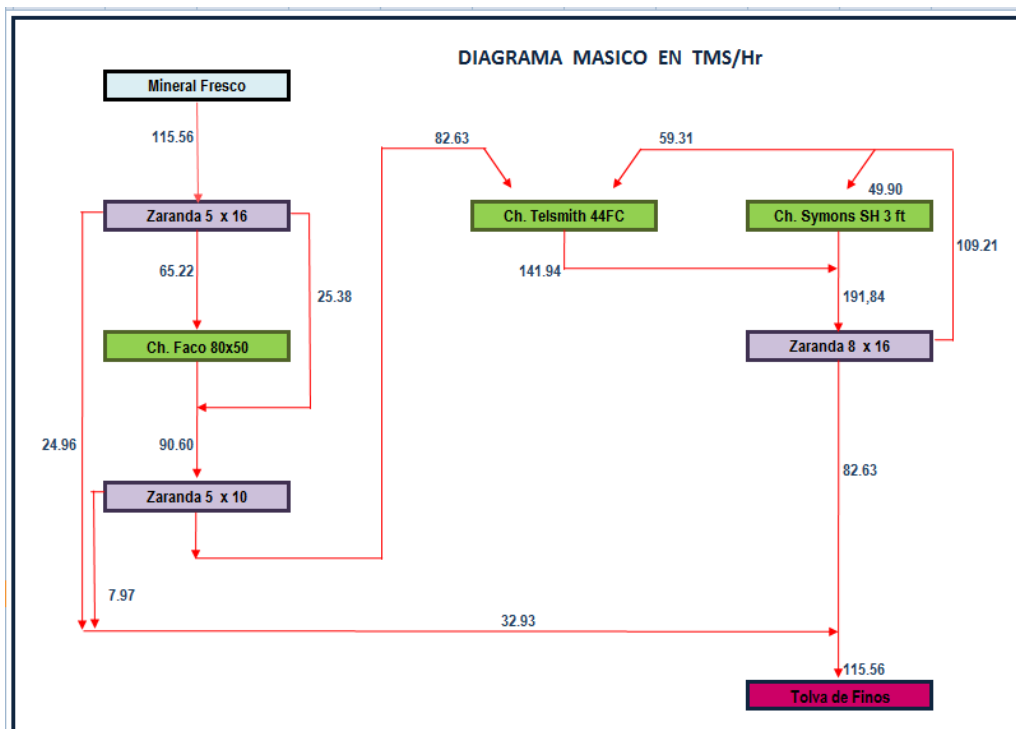


Figura 3.3. – Diagrama másico del circuito chancado

### 3.1.5. Tolva de Finos

La tolva de finos es de 8Øx6m. La evaluación de la capacidad se realizará empleando los parámetros mostrados en la Tabla 3.8.

Tabla 3.8.–Parámetros y Capacidad-Tolva de Finos

Descripción	Unid.	Nominal
Tonelaje del Circuito	t/d	1,500
Horas de alimento a Molienda	hrs	4.77
Densidad Aparente	t/m <sup>3</sup>	1.46
Gravedad específica	t/m <sup>3</sup>	2.79
Porcentaje espacios libres	%	20.00
Porcentaje carga muerta	%	10.00
Humedad	%	5.92
Capacidad	tms	298.26
Volumen Carga Seca	m <sup>3</sup>	106.90
Volumen Carga Húmeda	m <sup>3</sup>	113.63
Diámetro interno de tolva	m	8.00
Altura de tolva	m	6.00

De los cálculos realizados, tenemos que actualmente para 1,180 TMSD, la tolva de finos tiene una capacidad de 6.07 horas de almacenamiento, sin embargo, para un tonelaje de 1,500 TMSD, el tiempo de almacenamiento se reducirá a 4.77 horas, lo que resulta que la tolva de finos será limitante para la etapa de molienda; se están haciendo las mejoras en esta etapa de ampliación para abastecer a molienda, chancado opera 12.98 h/día y para llenar la tolva de finos operará 2.58 hrs.

Tabla 3.9. – Equipos - Circuito de Chancado

ITEM	Unidad	EQUIPO	MARCA	MODELO	HP	DIMENSIONES
1	01	Tolva de Gruesos N°1		Tronco Cónico		150 tm
2	01	Tolva de Gruesos N°2		Tronco Cónico		150 tm
3	01	Tolva de Gruesos N°3		Tronco Cónico		250 tm
4	01	Alimentador Reciprocante N°1	DISFAMSA		3,60	1500x75 mm.
5	01	Alimentador Reciprocante N°2	DISFAMSA		3,60	1500x75 mm.
6	01	Faja Transp. N°1			5,00	24" x 39.37 ft.
7	01	Faja Transp. N°2			3,00	24" x 31.17 ft.
8	01	Faja Transp. N°3			5,00	24" x 31.17 ft.
9	01	Electroimán	IMI	86050		
10	01	Zaranda 5x16	JCI TELSMITH	AR77873/ 02 pisos.	25,00	5 ft x 16 ft. x 2.0° inclinación.
11	01	Chancadora Quijada	ALLIS FACO	Tipo blake	75,00	80 cm x 50 cm.
12	01	Faja Transp. N°4		NV100L6	5,00	24" x 17.06 ft. x 0° inclinación.
13	01	Electroimán	IMI	EMO-361		
14	01	Zaranda 5x10	DELCROSA	NV100L7/ 02 pisos.	12,00	5 ft x 10 ft. x 30° inclinación.
15	01	Chancadora Giratoria	TELSMITH	44FC	200,00	10 ft x 36 ft.
16	01	Chancadora Giratoria	Symons	Short Head Standard 3'	100,00	3 ft.
17	01	Faja Transp. N°5		NV100L4	5,00	24" x 36.09 ft. x 0.2° inclinación.
18	01	Faja Transp. N°6		R107DV132M	5,00	24" x 43.31 ft. x 23.50° inclinación.
19	01	Faja Transp. N°7		CycloDrive	10,00	24" x 42.32 ft. x 23.50° inclinación.
20	01	Electroimán	ERIEZ	N12-30C41		
21	01	Zaranda 8x16	TYLER	DB - 1816/ 01 piso	30,00	8 ft x 16 ft x 0° inclinación.
22	01	Faja Transp. N°10			4,80	24" x 29.46 ft. x 0° inclinación.
23	01	Faja Transp. N°11			5,00	30" x 11.48 ft. x 23.50° inclinación.
24	01	Tolva de Finos		Cilindro Metálico		8ø x 6 m

### 3.2.EVALUACIÓN CIRCUITO MOLIENDA CLASIFICACIÓN

En el circuito de molienda se tiene un molino primario, un hidrociclón y dos molinos secundarios, adicionalmente se tiene instalado una celda de flotación en la descarga de la molienda secundaria que ayuda a la recuperación de valores. Para determinar la capacidad del circuito, se procedió a realizar un muestreo, el balance de masa, datos operación, apoyo de catálogos, programas, etc., de manera que se evaluará cada equipo del circuito, como son: molinos, hidrociclón, bombas centrifugas, etc. del resultado de la evaluación se obtendrá la capacidad del circuito que estaría operando antes de la realizar la ampliación.

En laTabla 3.10, se presentan los equipos principales del circuito molienda que están operando actualmente.

Tabla 3.10. – Equipos Principales CircuitoMolienda

Ítem	Descripción	Cant.
01	Molino Primario 8'x10'	1
02	Molino Secundario 6'x8'	1
03	Molino Secundario 6'x6' N°1	1
04	Bomba Wilfley 6K	1
05	Hidrociclón D-20	1



3.2.1. Diagrama flujo circuito molienda

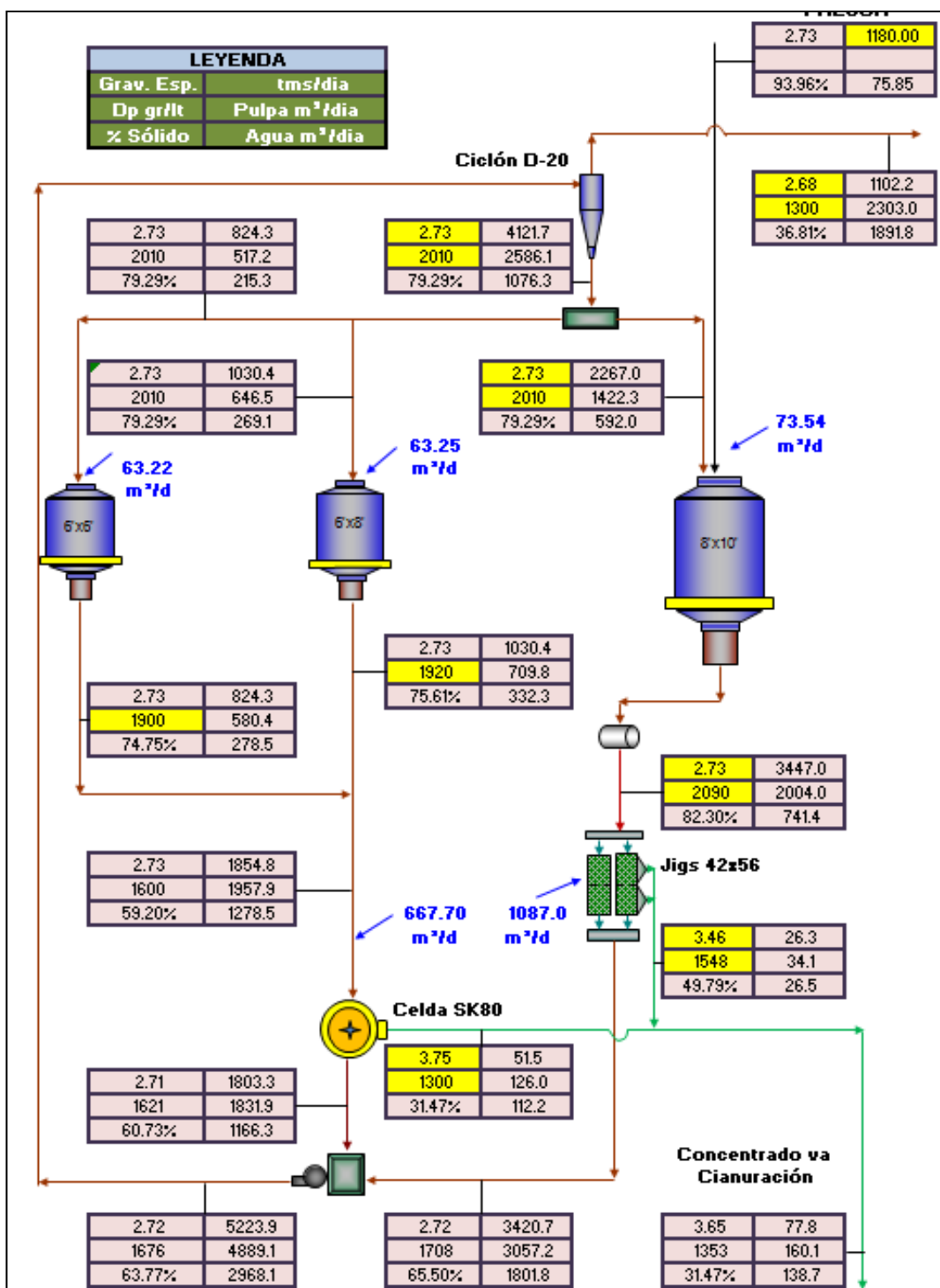


Figura 3.4.- Diagrama de Flujo Circuito Molienda



### 3.2.2. Parámetros circuito de molienda

El circuito de molienda opera en circuito cerrado, el molino primario trabaja con bolas de acero de 3" y los 2 molinos secundarios con bolas de 2". El nivel de bolas aproximado para los molinos está en 45%. La bomba Wilfley 6K bombea un caudal aproximado de 900 GPM hacia el hidrociclón D-20 cuya presión promedio es 10 PSI. En la Tabla 3.12 se muestra parámetros del circuito.

Tabla 3.12. – Parámetros de Operación en el circuito de molienda

Descripción	Unid.	Valor
Tonelaje Fresco.	t/h	49.17
F <sub>80</sub> alimento molienda.	µm	5,977.16
P <sub>80</sub> final circuito molienda	µm	187.56
Relación Carga circulante.	%	350
Velocidad Crítica molino primario 8'x10'.	%	77.7
Velocidad Crítica molino sec. 6'x6'.	%	75.3
Velocidad Crítica molino sec. 6'x8'.	%	76.5
Pot. Instalado molino primario 8'x10'.	HP	500
Pot. Instalado molino sec. 6'x6'.	HP	145
Pot. Instalado molino sec. 6'x8'.	HP	147.50
WorkIndex.	Kw-h/Tc	17.49

En la Tabla 3.13 se obtiene resultados del 80% passing y grado de reducción en los molinos. Se observa que en la molienda secundaria no tiene buen grado de reducción pero se está mejorando controlando la carga circulante, la densidad de pulpa, la granulometría del alimento, carga de bolas, seguir simulando para obtener la eficiencia de clasificación en el hidrociclón con respecto a la medida del ápex y vortex, etc. Es importante el control de estos

parámetros dado que se pueda evitar la sobre molienda, desgaste de forros y el ahorro de energía.

Tabla 3.13. – Parámetros Operación en Molienda

EQUIPO	F80	P80	Rr
	Micrones $\mu\text{m}$		
<b>MOLINO PRIMARIO 8'x10'</b>			
Alimento	5,977.16		8.20
Descarga		728.48	
<b>MOLINO SECUNDARIO 6'x6'</b>			
Alimento	746.56		1.54
Descarga		484.17	
<b>MOLINO SECUNDARIO 6'x8'</b>			
Alimento	746.56		1.42
Descarga		526.02	
<b>TOTAL</b>			<b>31.87</b>
<b>HIDROCICLÓN D-20</b>			
Alimento	636.63		
Over Flow		187.56	
Under Flow		746.56	

Asimismo, en la Tabla 3.14 se presenta la potencia consumida actual de los molinos y potencia nominal de placa para su evaluación.

Tabla 3.14. – Potencia de motores

Ítem	Descripción	Unid.	Pot. Trabajo	Pot. Nominal
01	Molino 8'x10' Primario	Kw	367.43	373.00
02	Molino 6'x6' Secundario	Kw	99.93	108.17
03	Molino 6'x8' Secundario	Kw	100.95	110.04
	<b>Total</b>	<b>Kw</b>	<b>568,31</b>	<b>591.21</b>

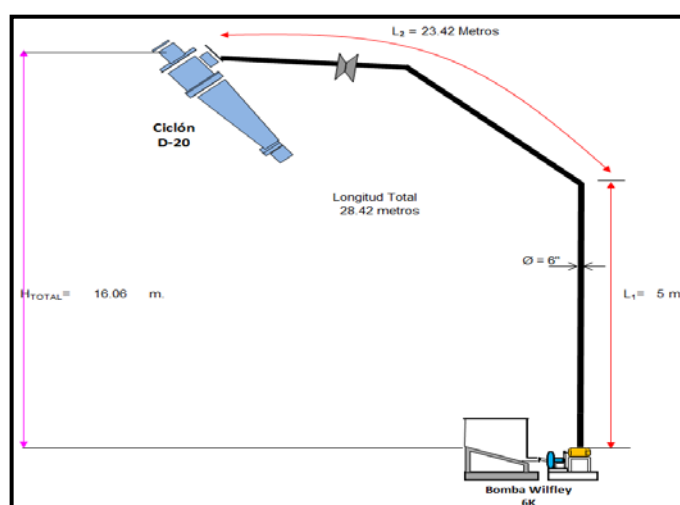
### 3.2.3. Capacidad de molienda

Para la determinación de la capacidad de los molinos se calculó la energía específica actual a partir de la potencia consumida de los molinos para el tonelaje procesado, el cual es de 10.508 Kw-hr/Tc. La potencia total consumida está al 96% respecto a la instalada. A partir de este valor se calculó el tonelaje máximo que podría procesar con la configuración actual. Finalmente, la capacidad máxima del circuito de molienda calculada es de 1,227.55 TMSD. Por lo que el circuito no podría tratar las 1,500 TMSD, habría un déficit de 272.45 TM.

### 3.2.4. Capacidad de bombeo

Para el bombeo se cuenta con una bomba centrífuga que conduce la pulpa hacia el hidrociclón D-20. Dicha bomba es una Wilfley modelo 6k, la cual se evaluará para conocer su capacidad máxima. Según balance actual se tiene 897.03 GPM de pulpa a bombear.

Figura 3.5.- Descripción de bomba -clasificación



## CALCULO POTENCIA DEL MOTOR

## I. CALCULO DE CARGA DINAMICA TOTAL (TDH)

Caudal (GPM)	=	897.03	GPM
Diámetro Interno de Tubería (Øi)	=	6	pulg.
Altura por Fricción (hf)	=	6.17	pies/100 pies lora TABLA (ET-1)
Velocidad (Vs)	=	11.1	pies/seg TABLA (ET-2)

## 1.1. Carga por fricción

ACCESORIOS	LONGITUD EQUIVALENTE (pies)
1 Valvula Ø5" Ab.	0
2 Codo 120.	11.4
1 "v" Ab.	0
1 codo Ab.	0
2 codo Ab.	0
1 brida 6" Ø	0
<b>Longitud Equivalente</b>	<b>11.4</b>

Longitud de Tubería (Lt)	=	28.42	m.	=	93.24	pies
Longitud de Equivalente Total (Lt)				=	104.64	pies

7.42	pies
------	------

## 1.2. Carga Estática

Altura total (Ht)	=	16.06	m.	=	52.69	pies
-------------------	---	-------	----	---	-------	------

## 1.3. Carga Total Parcial

Fricción + Carga Estática	=	60.12	pies
---------------------------	---	-------	------

## 1.4. Carga en contraria al Hidrociclón

Presión Máxima:	Pmax	=	10	psi		
Presión Equivalente:	Pe	=	7.027	m. H2O	23.06	pies

## 1.5. Carga Total (Carga contrario al hidrociclón+Carga Total Parcial): TDH

Ct	=	83.17	pies H2O
----	---	-------	----------

## II. POTENCIA DE BOMBA

Pto. de Operación	(Gráfico Characteristic Curve)
Caudal (Q)	= 897.03 GPM
TDH	= 83.17 pies

Revoluciones por minuto	=	910	RPM
Eficiencia	=	56	%

POTENCIA	=	56.39	HP
Factor por Transmisión	=	1.15	
Factor por altura	=	1.20	

<b>POTENCIA</b>	=	<b>77.81</b>	<b>HP</b>
-----------------	---	--------------	-----------

Parámetros de operación del motor y Bomba Wilfley 6K.

Tabla 3.15. – Parámetros de operación la Bomba Wilfley 6K

EQUIPO	UNID.	VALOR
BOMBA		
Modelo		6K
Marca		WILFLEY
MOTOR		
Marca		BALDOR
Revoluciones	RPM	1780
Amperaje Nominal	Amp.	109
Amperaje Trabajo	Amp.	88
Tensión	Voltios	460
Factor potencia		0.90
Potencia Nominal	HP	100
Potencia Trabajo	HP	84.59
Capacidad	%	84.59

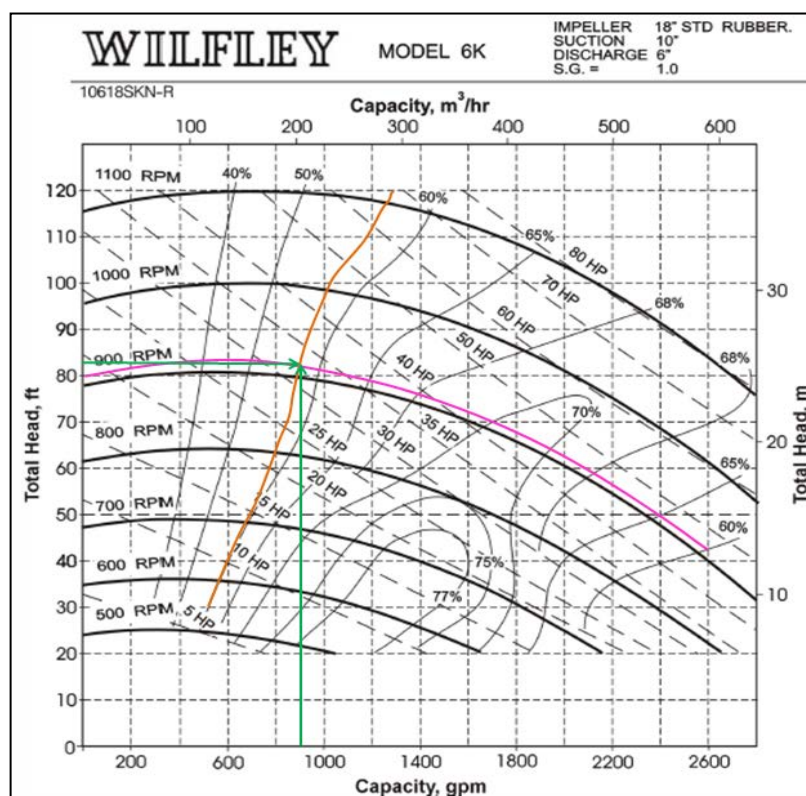


Figura 3.6. – Curvas de performance de la bomba Wilfley 6K

La capacidad de bombeo es suficiente para el caudal según el balance actual, solo llega al 84.59% de su capacidad. La potencia del motor obtenido según cálculo 77.81 HP según la figura 3.6, está por debajo del motor que se tiene en operación de 100.00 HP y operando a 84.59 HP. Por lo que el motor tiene la potencia necesaria ante un incremento de pulpa a bombear. La revolución de la bomba obtenida es 910 RPM y en operación se tiene 1,112.5 RPM. La particularidad es que el motor está enlazado con variadores de velocidad el cual es regulable las revoluciones.

### 3.2.5.Capacidad del hidrociclón D-20

Resultado de la carga circulante:

Tabla 3.16. – Análisis Granulométrico en el hidrociclón D-20

Malla	Micrones (μ)	Alimento		O/F		U/F		RCC
		%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	
3/8"	9525	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	
1/4"	6350	0.58	99.42	0.00	100.00	0.85	99.15	2.148
4m	4750	0.82	98.60	0.00	100.00	0.96	98.19	3.415
6m	3350	1.07	97.53	0.00	100.00	1.37	96.82	3.479
10m	1680	2.40	95.13	0.00	100.00	2.79	94.03	4.427
20m	850	7.64	87.49	0.00	100.00	9.44	84.59	4.314
35m	425	16.89	70.60	0.35	99.65	21.79	62.80	3.724
50m	300	15.70	54.90	3.22	96.43	19.50	43.30	3.580
70m	212	17.26	37.64	12.89	83.54	18.90	24.40	3.467
100m	150	9.97	27.67	14.75	68.79	9.26	15.14	3.282
150m	106	6.54	21.13	9.39	59.40	5.49	9.65	3.334
200m	75	4.67	16.46	9.62	49.78	3.44	6.21	3.251
- 200m		16.46	0.00	49.78	0.00	6.21	0.00	

**PROMEDIO 3.49**

**CC 349.3%**



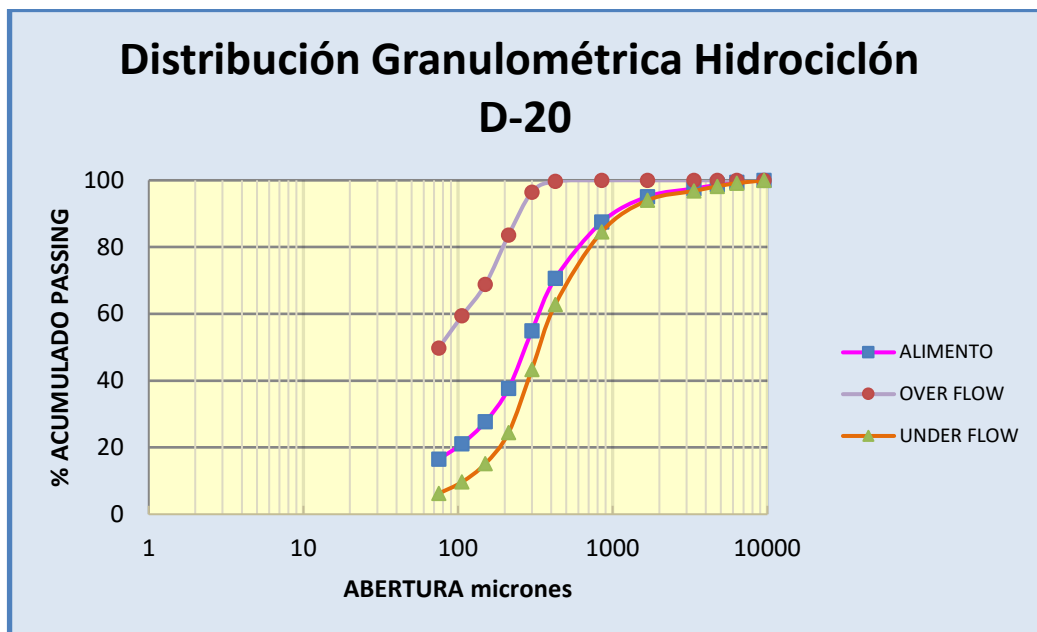


Figura 3.7. – Distribución Granulométrica Hidrociclón D-20

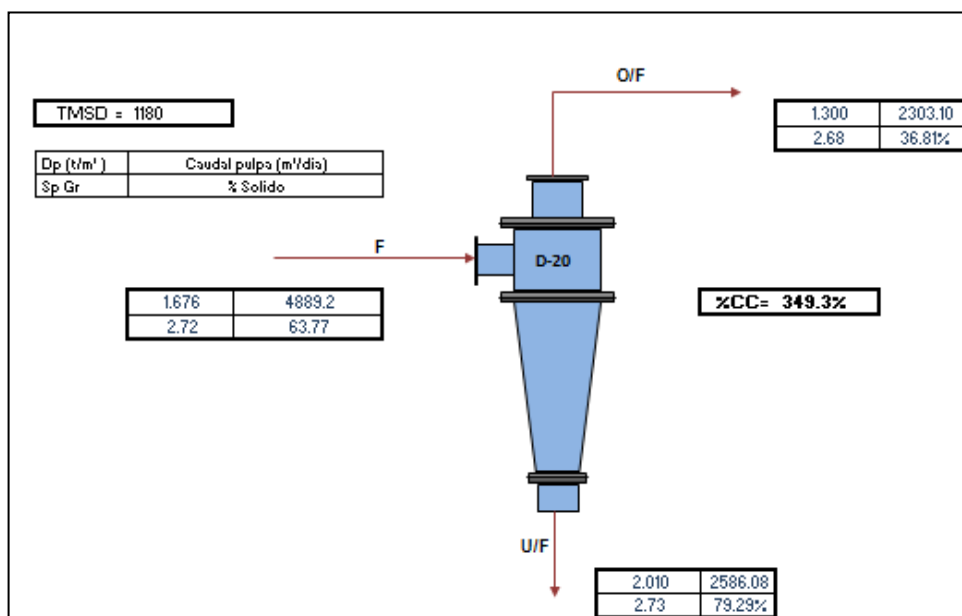


Figura 3.8. – Datos de operación del Hidrociclón D-20

Tabla3.17. – Cálculo sólido-líquido del hidrociclón D-20

I. CÁLCULO DE CAUDAL ALIMENTADO				
<b>1.1. Over Flow (O/F)</b>				
Toneladas de Sólidos U/F	=	1102.20	t.	
% Sólidos	=	36.81%		
Toneladas de Pulpa	=	2994.04	t.	
Toneladas de Líquido	=	1891.84	t.	
Caudal	=	2303.10	m <sup>3</sup> /dia	
Caudal	=	95.96	m <sup>3</sup> /hr.	
Caudal	=	422.56	GPM	pulpa
<b>1.2. Under Flow (U/F)</b>				
Toneladas de Sólidos U/F	=	4121.74	t.	
% Sólidos	=	79.29%		
Toneladas de Pulpa	=	5198.03	t.	
Toneladas de Líquido	=	1076.29	t.	
Caudal	=	2586.08	m <sup>3</sup> /dia	
Caudal	=	107.75	m <sup>3</sup> /hr.	
Caudal	=	474.48	GPM	
<b>1.3. Alimentación al Hidrociclón (F)</b>				
Caudal (GPM)	=	897.03	GPM	
2. SÓLIDOS ALIMENTADOS AL HIDROCIKLON				
$s = Sol(O / F) + Sol(U / F)$				
S =		5223.94	t	
3. LÍQUIDO ALIMENTADO AL HIDROCIKLON				
$L = L(O / F) + L(U / F)$				
L =		2968.13	t	
4. DILUCIÓN				
(L/S) =		0.57		
5. %SÓLIDOS				
%S =		63.77	%	
6. DENSIDAD DE ALIMENTACIÓN AL HRIDROCIKLÓN				
Dp =		1.676	t/m <sup>3</sup>	

En laTabla3.18 se muestra los parámetros de operación de hidrociclón de 20" de diámetro. Considerando según cálculo, una carga circulante de

349.30% en operación se tiene otro hidrociclón con las mismas características en Stand by.

Tabla 3.18. – Resultado de la Capacidad del Hidrociclón D-20

ÍTEM	DESCRIPCIÓN	UNID	VALOR
01	Alimentación fresca al Circuito (sólido)	t/h	49.17
02	Horas de operación	h	24
03	Presión Alimentación(P)	PSI	10
04	Carga Circulante	%	350.0
05	Gravedad específica mineral	t/m <sup>3</sup>	2.72
06	Tonelaje total alimentación (sólido)	t/h	217.66
07	Disponibilidad de Planta	%	100
08	Porcentaje sólido en peso	%	63.77
09	Densidad Pulpa	t/m <sup>3</sup>	1.676
10	Porcentaje sólido en volumen (Cv)	%	39.29
	Caudal según balance	m <sup>3</sup> /h	203.71
11	Diámetro Hidrociclón actual (Dc)	pulg	20
12	Método Cálculo: Método de Krebs.		
13	Cálculo caudal máximo alimentación (Qu). $Qu = 0.408 * f_4 * f_5 * D_c^{2.047}$		
14	$f_4 = (P/10)^{0.475}$		1.00
15	$f_5 = 1 + 0.004461 * C_v^{1.28}$		1.49
16	Caudal máximo alimentación calculado (Qu)	m <sup>3</sup> /h	297.93

Como máximo caudal a bombear al hidrociclón, según cálculos realizados es superior en 46.25% respecto al caudal del balance actual. Por lo tanto, ante el incremento de tonelaje el hidrociclón estaría en capacidad de operar sin novedad.

En la Tabla 3.16, se ha determinado por medio de análisis de malla, el porcentaje de carga circulante resultando 349.30% que está dentro de una operación normal. Luego se realiza los cálculos de balance de sólido –

líquido, descrito en la tabla 3.17. Con estos parámetros en tabla 3.18 se calcula por el método de Krebs la capacidad del hidrociclón, donde se concluye que estará en capacidad de operar ante el incremento de tonelaje.

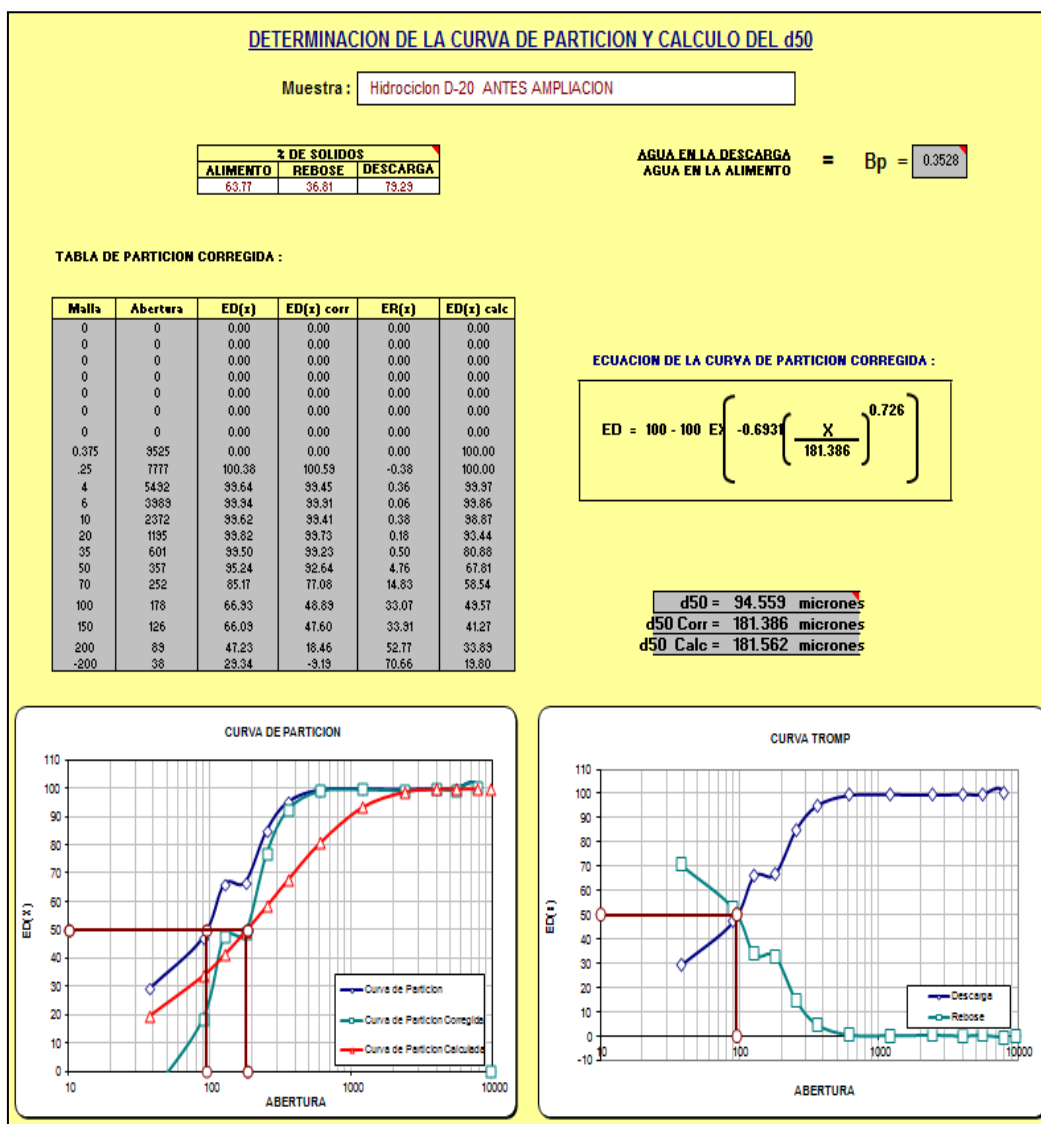


Figura 3.9. – Curva Partición Hidrociclón D-20 antes de la ampliación

La curva de partición obtenida en la Figura 3.9, es referida a datos corregidos según programa aplicativo, donde se tabulan datos y mediante lacurva Tromp se obtiene la eficiencia de finos y gruesos del hidrociclón.

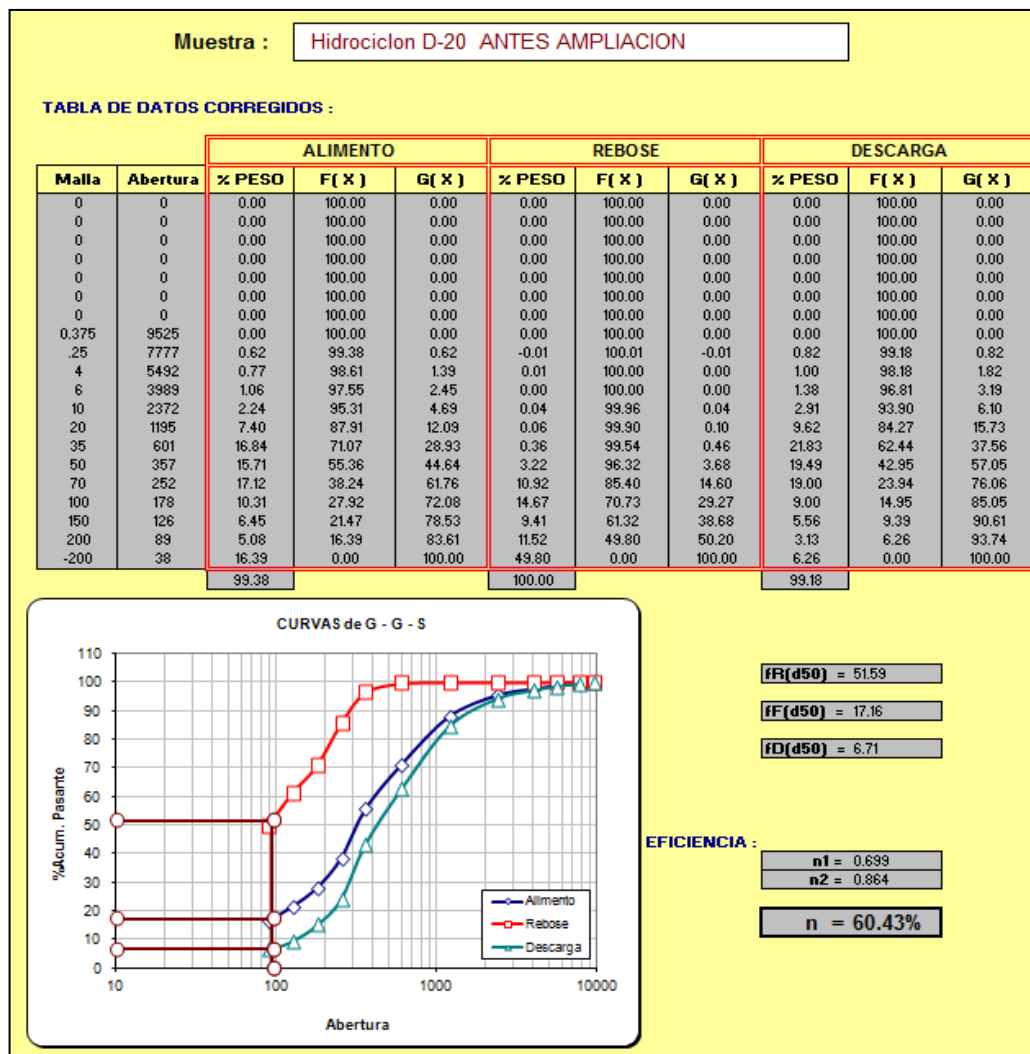


Figura 3.10. – Eficiencia del Hidrociclón D-20 antes de la ampliación

Según el programa aplicativo para el cálculo de la eficiencia del hidrociclón, donde se relaciona la tabulación de datos y haciendo uso de la curva de Gaudin-Schumann del alimento, rebose y descarga. Se calcula la eficiencia

de clasificación de partículas menores a D50 y la eficiencia de partículas mayores a D50. Por lo tanto, se calcula la eficiencia de clasificación ver figura 3.10, Obteniendo una eficiencia aceptable de 60.43%.

### 3.3.EVALUACIÓN CIRCUITO FLOTACIÓN

Se realizará la evaluación por etapas en función a los tiempos determinados en la cinética de flotación. También se procede a calcular tiempos de retención y su respectiva capacidad de tonelaje en función al circuito actual, según balance de masa. El balance actual de tratamiento es de 1180 TMSD de alimento fresco y se presentará los respectivos radios de concentración de producción de concentrado.

#### 3.3.1. Equipos principales circuito de flotación

Tabla 3.19. – Equipos Principales del Circuito de Flotación

Ítem	Descripción	Cant.
01	<b>Celdas unitarias</b> Celda flash SK-80	1
02	<b>Acondicionador</b> Tanque 10'x12'	1
03	<b>Flotación Rougher</b> Celdas Outokumpu OK-16	2
04	<b>Flotación Scavenger</b> Celdas Wemco 120	6
05	<b>Espesamiento</b> Espesador Flotación 42'x10'	1

### 3.3.2. Diagrama de flujo del circuito de flotación

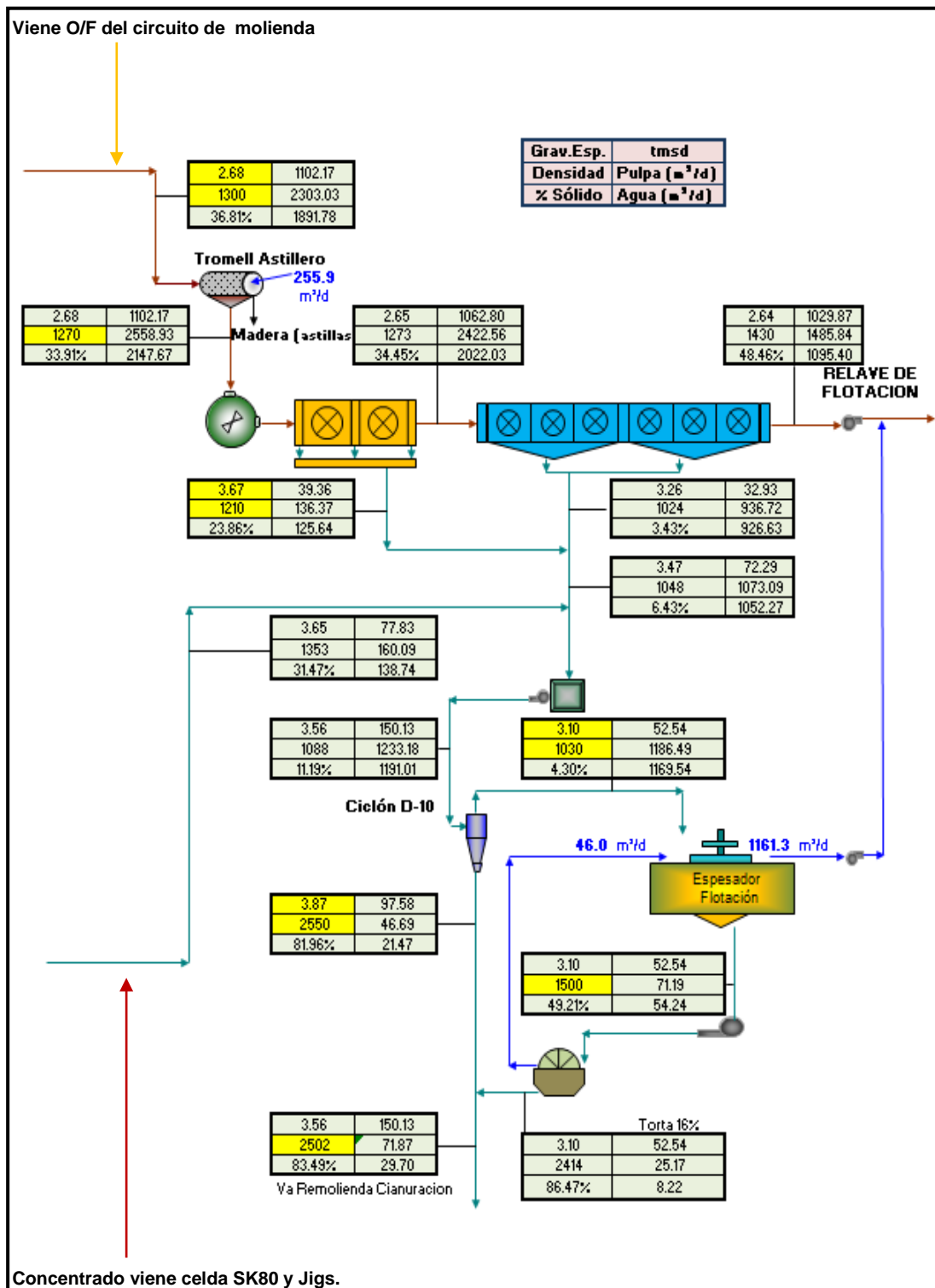


Figura 3.11. - Diagrama de flujo del circuito de Flotación

### 3.3.3. Cálculo tiempo de retención y capacidad equipos

#### 3.3.3.1 Celda flotación SK-80

En la Tabla 3.20 se presenta los parámetros empleados para el cálculo del tiempo de retención de la celda de flotación.

Tabla 3.20. – Parámetros de operación - Celda flotación SK-80

Descripción	Unid.	Valor
Tonelaje Fresco	t/h	77.28
Ratio Concentración	t/h	22.91
Densidad mineral	g/cm <sup>3</sup>	2.73
% Sólido en peso	%	59.18
Densidad de Pulpa	t/m <sup>3</sup>	1.60
Peso Pulpa	t/h	78.36
Caudal de Pulpa	m <sup>3</sup> /h	48.97
Volumen de la Celda	m <sup>3</sup>	2.20
Numero Celda	Cant.	1.00
Volumen efectivo total	m <sup>3</sup>	1.87
Tiempo de retención	min	2.29

#### 3.3.3.2. Acondicionador 10'x12'

En la Tabla 3.21 se presenta los parámetros empleados para el cálculo del tiempo de retención en el acondicionador.

Tabla 3.21. – Parámetros de Operación del Tanque Acondicionador

Descripción	Unid.	Valor
Tonelaje Fresco	t/h	45.93
Densidad mineral	g/cm <sup>3</sup>	2.68
% Sólido en peso	%	33.91
Densidad de Pulpa	t/m <sup>3</sup>	1.27
Peso Pulpa	t/h	135.43
Caudal de Pulpa	m <sup>3</sup> /h	106.64
Diámetro del Acondicionador	m	3.05
Altura del Acondicionador	m	3.66
Volumen del Tanque	m <sup>3</sup>	26.69
Volumen efectivo total	m <sup>3</sup>	24.02
Tiempo de retención	min	13.52



### 3.3.3.3.Celda flotación OK-16

En la Tabla 3.22 se presentan los parámetros empleados para el cálculo del tiempo de retención de las 02 celdas de flotación.

Tabla 3.22. – Resultado Tiempo Retención Celdas de Flotación OK-16

Descripción	Unid.	Valor
Tonelaje Fresco	t/h	45.93
Ratio Concentración	t/h	30.00
Densidad mineral	g/cm <sup>3</sup>	2.68
% Sólido en peso	%	33.91
Densidad de Pulpa	t/m <sup>3</sup>	1.27
Peso Pulpa	t/h	135.43
Caudal de Pulpa	m <sup>3</sup> /h	106.64
Volumen de la Celda	m <sup>3</sup>	16.00
Número Celda	Cant.	2.00
Volumen efectivo total	m <sup>3</sup>	28.80
Tiempo de retención	min	16.20

### 3.3.3.4 Celda flotación Wemco 120

En la Tabla 3.23, se presentan los parámetros empleados para el cálculo del tiempo de retención de los 02 bancos de celda de flotación.

Tabla 3.23. – Resultado Tiempo de Retención de las Celdas Wemco 120

Descripción	Unid.	Valor
Tonelaje Fresco	t/h	44.28
Ratio Concentración	t/h	35.86
Densidad mineral	g/cm <sup>3</sup>	2.65
% Sólido en peso	%	34.48
Densidad de Pulpa	t/m <sup>3</sup>	1.273
Peso Pulpa.	t/h	128.43
Caudal de Pulpa	m <sup>3</sup> /h	100.89
Volumen de la Celda	m <sup>3</sup>	8.49
Número Celda	Cant.	6.00
Volumen efectivo total	m <sup>3</sup>	43.30
Tiempo de retención	min	25.76

El tiempo de flotación en las diferentes etapas y el valor requerido según las pruebas de cinética de flotación realizadas en el área de investigación metalúrgica. Se estableció como factor de escalamiento de la operación, el valor de 2.

Tabla 3.24. – Tiempo de Flotación en las Celdas Principales

Ítem	Equipo	Unid.	Valor Actual	Valor Requerido
1	Celda Unitaria	min.	2.29	5.74
2	Celda Flotación Rougher	min.	16.20	8.64
3	Celda Flotación Scavenger.	min.	25.76	15.62
	<b>Total</b>		<b>44.25</b>	<b>30.00</b>

Como se puede observar en la Tabla 3.24, los tiempos de flotación requeridos para el esquema son mayores en la etapa de flotación unitaria y menores en la etapa rougher y Scavenger, lo que indica que la operación tiene el tiempo de flotación suficiente y permite procesar hasta 1,755 TMSD. en las últimas etapas, por lo que será suficiente para el incremento de tonelaje de 1,500 TMSD. Pero se tiene restricción en la flotación de la celda unitaria y se verá en la ampliación. Se instalará una celda adicional para incrementar el tiempo de flotación.

### 3.3.3.5. Capacidad del filtro disco

El filtro de disco es de 6'Ø x 8', el cual recibe el underflow del espesador de flotación. En esta etapa se busca reducir el volumen de solución presente en la pulpa del concentrado de flotación, puesto que posteriormente se adicionará solución cianurada al proceso.

Se presenta la siguiente Tabla 3.25, presente el cálculo de capacidad máximo de filtrado del filtro.

Tabla 3.25. – Resultado de la capacidad del Filtro de Disco

DATOS	Unid	Valor
Área de Filtrado	ft <sup>2</sup>	400
Área unitaria de filtrado	t/ft <sup>2</sup> /h	0.021
Horas efectivas de filtrado	h.	24
% Sólidos en el alimento al filtro	%	49.21
% Sólidos en la descarga del filtro	%	86.47
Toneladas filtradas	t/d	201.60

Considerando el radio de concentración de 7.86 el filtro permitirá procesar 1,584.58 t/d de mineral fresco al circuito de molienda.

### 3.3.3.6 Capacidad del espesador flotación 42'x10'

Se cuenta con un espesador de flotación que recibe el overflow del hidrociclón D-10 de concentrado y tiene la siguiente área total de 128.71 m<sup>2</sup>, considerando una área efectiva del 95% del área calculada total. Se tendrá una área efectiva de sedimentación disponible de 122.27 m<sup>2</sup>.

Tabla 3.26. – Cálculo capacidad del Espesador de Flotación 42'x10'

Descripción	Unid.	Valor
Tonelaje Fresco	t/d	52.54
Floculante Floegher 923	gr/t	1.82
Densidad Pulpa inicio	g/lt	1030.00
Gravedad Específica sólido	gr/cm <sup>3</sup>	3.10
Porcentaje Sólido inicial	%	4.30
Concentración Sólido inicial Co.	gr/lt	44.29
Densidad Pulpa final	gr/lt	1500.00
Porcentaje Sólido final	%	49.21
Concentración Sólido final Cu	gr/lt	738.10
Altura Probeta	mm	334.50
Área unitaria mínima	Kg/h*m <sup>2</sup>	41.40
Área calculado	m <sup>2</sup>	52.87
Diámetro calculado	m.	8.20

Siendo el área requerida para la sedimentación (empleando 1.82 gr floculante/tn) 52.87 m<sup>2</sup>, el espesador tiene el área necesaria de 12.80 m<sup>2</sup>, para el incremento de tonelaje la producción de concentrado debido a la concentración por espumas y gravimétrico es 150.13 TM. Pero el tonelaje producido por el over flow del hidrociclón D-10 de concentrado que alimentará a dicho espesador de flotación es 52.54 TMS por día. La función del espesador es restarle agua en la alimentación del circuito de remolienda de cianuración y disminuir el consumo alto de cianuro. Por lo tanto, a mayor densidad de pulpa descargado desde el espesador beneficia a la siguiente etapa del proceso. El agua del rebose de este espesador se evacúa hacia el relave de flotación, aquí se está evaluando la posibilidad de retornar al tanque de agua industrial y rehusar.

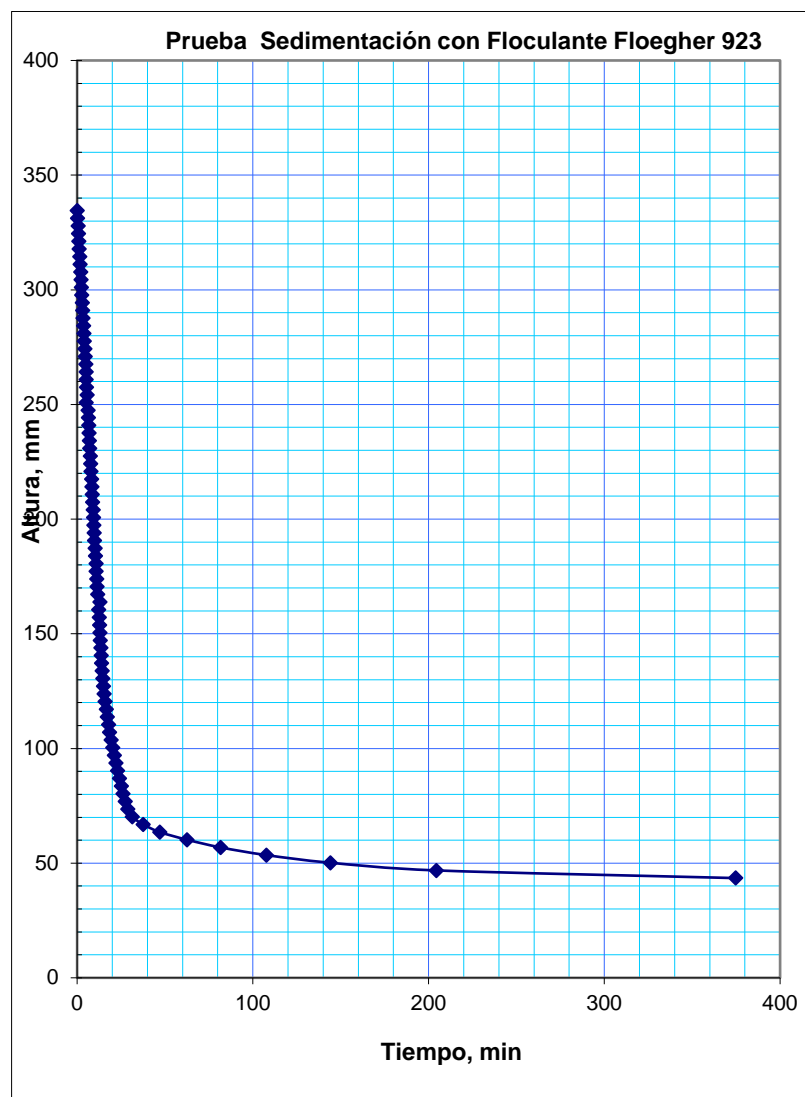


Figura 3.12. – Prueba Sedimentación con floculante Floegher 923

El tonelaje de concentrado calculado dependerá de la ley de cabeza que se procese. Pero si mantenemos el radio de concentración y la ampliación a 1,500 TMSD, el concentrado será aproximadamente 190.83 TMSD. Por lo que estará cerca a su máxima capacidad.

### 3.4.EVALUACIÓN CIRCUITO REMOLIENDA CIANURACIÓN

El objetivo de esta evaluación es determinar la capacidad de los equipos principales del circuito de cianuración.

Del balance del circuito molienda - flotación se tiene que el radio de concentración de la etapa de flotación – gravimetría es de 7.86 el tonelaje tratado actualmente es de 1,180 t/d, se obtendría 150.13 TM de concentrado.

#### 3.4.1.Equipos principales – remolienda cianuración

Adjuntamos los equipos de operación del circuito de remolienda de cianuración que están operando.

Tabla 3.27. – Equipos de Operación – Circuito de Remolienda

Ítem	Descripción	Cant.
01	<b>Remolienda</b>	
	Molino Bolas 5´x8´	1
	Molino Bolas 6´x6´ N°1	1
	Hidrociclón G-máx. D-10	2
	Bomba Wilfley 5K	1
02	<b>Cianuración</b>	
	Espesadores 42´x10´	3
	Tanques agitadores 20´x20´	3
	Tanque solución intermedia 84 m <sup>3</sup> .	1
03	<b>CIP</b>	
	Tanques de Agitación 20´x20´.	2

3.4.2. Diagrama de flujo del circuito cianuración

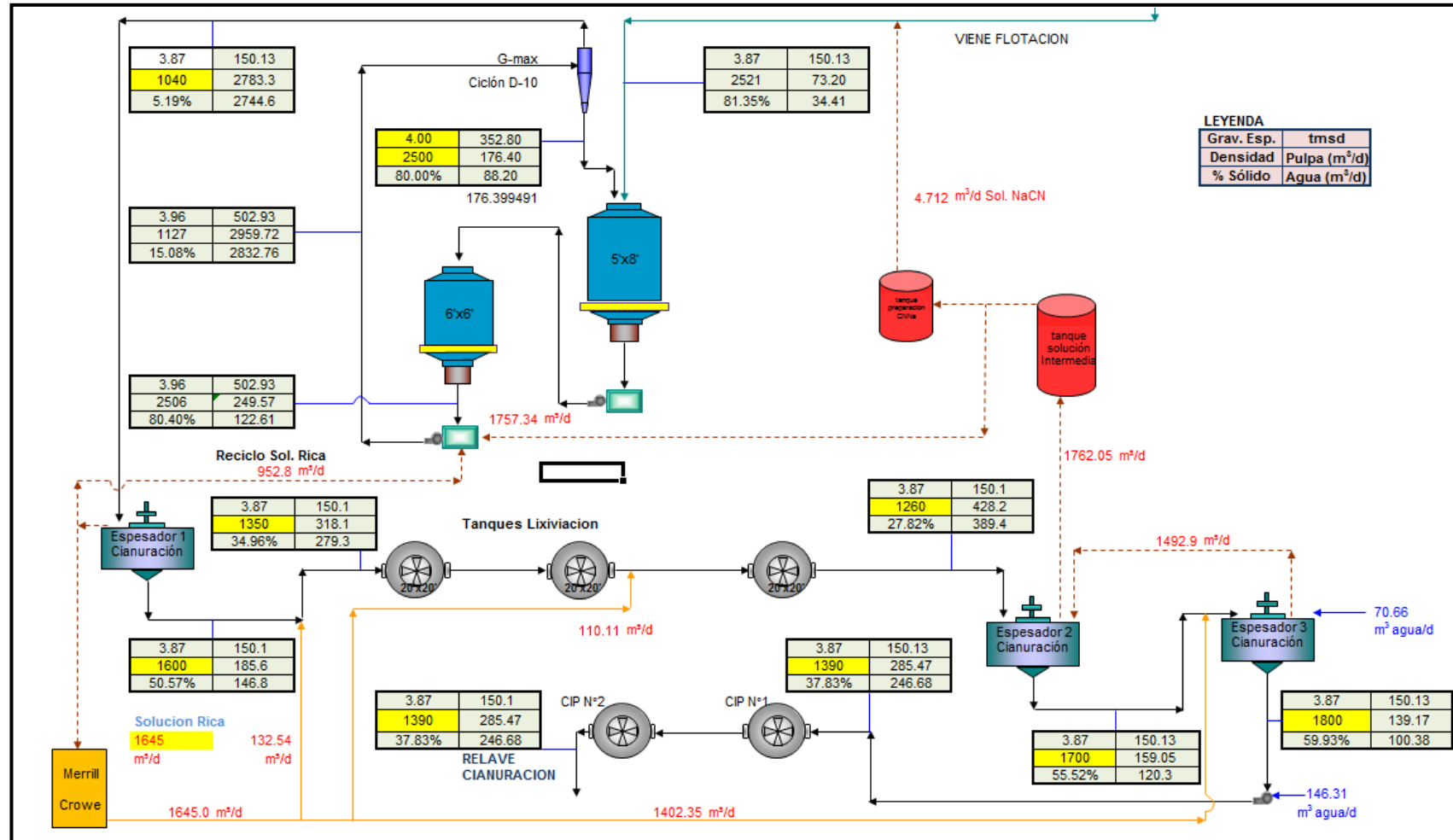


Figura 3.13. – Diagrama de flujo del Circuito Cianuración

### 3.4.3. Análisis granulométrico

De acuerdo al muestreo realizado en circuito de remolienda – clasificación de cianuración, se obtiene la siguiente distribución granulométrica.

Tabla 3.28. – Análisis Granulométrico en Remolienda Cianuración

Malla	Micrones (μ)	MOLINO 5x8				MOLINO 6x6 N° 2				HIDROCICLON G-max.					
		Alimento		Descarga		Alimento		Descarga		Alimento		O/F		U/F	
		%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)
20	850	0.00	100.00	0.00	100.00			0.00	100.00	0.00	100.00			0.00	100.00
30	600	1.32	98.68	0.22	99.78	0.22	99.78	0	100.00	0.00	100.00			0.00	100.00
40	425	1.99	96.69	0.33	99.45	0.33	99.45	0	100.00	0.00	100.00			0.00	100.00
50	300	3.46	93.23	0.58	98.87	0.58	98.87	0	100.00	0.00	100.00			0.00	100.00
70	212	7.41	85.82	1.59	97.28	1.59	97.28	0.27	99.73	0.27	99.73			0.43	99.57
100	150	9.48	76.34	2.20	95.08	2.20	95.08	0.58	99.15	0.58	99.15	0.00	100.00	0.75	98.82
150	106	11.04	65.30	3.71	91.37	3.71	91.37	1.84	97.31	1.84	97.31	0.00	100.00	2.55	96.27
200	75	9.32	55.98	6.10	85.27	6.10	85.27	4.27	93.04	4.27	93.04	0.09	99.91	5.90	90.37
270	53	9.35	46.63	15.22	70.05	15.22	70.05	12.83	80.21	12.83	80.21	0.89	99.02	15.73	74.64
325	45	4.26	42.37	11.75	58.30	11.75	58.30	10.62	69.59	10.62	69.59	1.55	97.47	16.25	58.39
400	38	2.77	39.60	11.58	46.72	11.58	46.72	10.79	58.80	10.79	58.80	8.72	88.75	22.25	36.14
500	25	8.53	31.07	29.86	16.86	29.86	16.86	31.68	27.12	31.68	27.12	15.40	73.35	27.12	9.02
635	20	3.08	27.99	6.54	10.32	6.54	10.32	5.91	21.21	5.91	21.21	16.76	56.59	5.33	3.69
-635		27.99		10.32		10.32		21.21		21.21		56.59		3.69	
Total		100		100				100		100		100		100	

F80 μm	172.27		67.01		52.84		
P80 μm		67.01		52.84		30.25	60.11



### 3.4.4. Cinética de cianuración

Se presenta las condiciones generales de la prueba realizada.

Tabla 3.29. – Condiciones de Cinética de Cianuración

Ítem	Descripción	Unid.	Cant.
<b>1</b>	<b>Molienda</b>		
	Peso de Mineral	g.	1,000
	Volumen de Agua	ml.	500
	Fuerza de Cianuro	%	0.30
	Cal agregada	g.	0.50
	Granulometría obtenida, -400m	%	97.00
	Tiempo de molienda	min.	75.00
<b>2</b>	<b>Cianuración</b>		
	Peso de Mineral	g.	1000
	Volumen de Agua	ml.	2,000
	Fuerza de Cianuro	%	0.30
	Tiempo de Agitación	h.	181
	pH		11
	Oxidante		Aire
<b>3</b>	<b>Resultados</b>		
	Ley inicial Calculada	g/t	76.59
	Ley de solución	g/t	39.50
	Ley de Relave Final	g/t	5.21
	Extracción	%	93.20

En la Tabla 3.30, muestra los resultados de la cinética de cianuración de recuperación acumuladas en función al tiempo de cianuración.

Tabla 3.30. – Resultados de la Cinética Cianuración

TIEMPO (h)	% REC. Au	Ley Au (g/t) Relave
0	00.00	76.59
2	75.16	19.02
5	83.03	13.00
13	83.85	12.37
25	88.10	9.11
37	92.23	5.95
73	93.28	5.15
109	93.18	5.22
121	93.28	5.15
133	93.17	5.23
157	93.28	5.15
181	93.20	5.21

Así mismo es importante considerar el efecto de la remolienda en el proceso de cianuración, tenemos que el Over Flow de los hidrociclones G-máx de remolienda tiene una ley de 13.51 ppm, de acuerdo a los datos de la Tabla 3.30 equivale a un tiempo de cianuración de 4.74 horas, este nivel de cianuración es el obtenido en el circuito de remolienda.

De la Tabla 3.30 se puede calcular el tiempo de cianuración requerido para obtener una ley de Au sólido en el relave de 5.76 g/t; dicho tiempo calculado es de 40.37 horas.

Se presenta en forma gráfica los resultados de la cinética de cianuración.

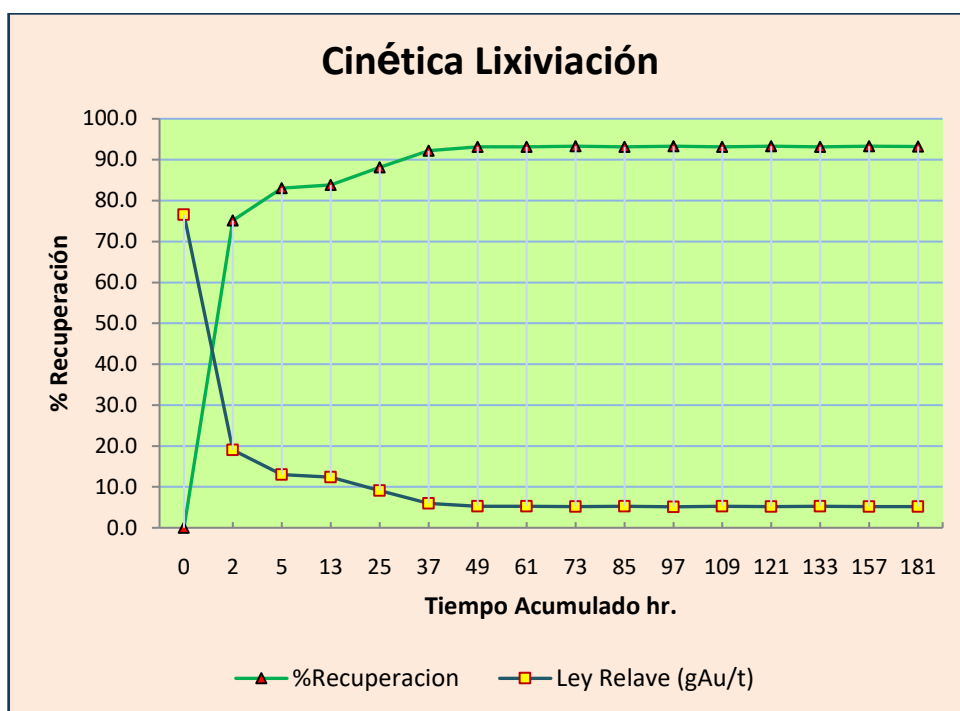


Figura 3.14. – Curva de Cinética de Recuperación

### 3.4.5. Parámetros de Operación

#### Remolienda

✓ Tonelaje de alimento a remolienda	$T = 6.25 \text{ t/h}$
✓ Alimento al circuito de remolienda	$F_{80} = 172.27 \mu$
✓ Descarga del molino 5'x8'	$P_{80} = 67.01 \mu$
✓ Descarga -I molino 6'x6' N°2	$P_{80} = 52.84 \mu$
✓ Producto final -I circuito Remolienda	$P_{80} = 30.25 \mu$
✓ Work index	$Wi = 19.0498 \text{ Kw-h/Tc}$
✓ Porcentaje de carga Circulante	$CC = 235\%$
✓ Potencia Instalada del molino 5'x8'	$W = 110 \text{ HP}$
✓ Potencia Instalada del molino 6'x6' N°2	$W = 145 \text{ HP}$
✓ Nivel llenado de bolas del M-5'x8'	$Nv = 45\%$
✓ Velocidad del M-5'x8'	$Cs = 27.78 \text{ RPM}$
✓ Nivel de llenado bolas del M-6'x6' N°2	$Nv = 46\%$
✓ Velocidad del M-6'x6' N°2	$Cs = 25 \text{ RPM}$

#### Cianuración

✓ Tiempo Cianuración total	$= 40.37 \text{ h}$
✓ Tiempo Cianuración en remolienda	$= 4.74 \text{ h}$
✓ Tiempo Cianuración en tanques	$= 35.63 \text{ h}$
✓ Ley Au en tanques cianuración	$= 13.51 \text{ ppm}$
✓ Ley Au en CIP	$= 5.76 \text{ ppm}$
✓ Ley Au en Relave CIP	$= 5.38 \text{ ppm}$

La remolienda de concentrado se realiza en 02 molinos en serie: molino 5'x8' y molino 6'x6' N°2, cuya descarga es bombeada a los Hidrociclones G-máx, donde el Over Flow es enviado al espesador de cianuración N°1 y Under Flowingresa al primer molino 5'x8',constituyendo la carga circulante. Aquí se debe obtener una malla en el Over Flow de 95% -400m y una fuerza de cianuro de 0.350%.

El proceso tiene un  $F_{80}$  de 172.27 micrones y el producto final  $P_{80}$ es 30.25micrones y una carga circulante de 235%.

La potencia de trabajo en la remolienda de cianuraciónde los molinos se muestra en lasiguiente Tabla 3.31.

Tabla 3.31. – Potencia de Trabajo - Remolienda de Cianuración

Ítem	Descripción	Unid.	Pot. Trabajo	Pot. Nominal
01	Molino 5'x8'	Kw	60.37	82.06
02	Molino 6'x6' N° 2	Kw	78.07	108.17
	<b>Total</b>	<b>Kw</b>	<b>138.44</b>	<b>190.23</b>

Con las lectura de energía y el tonelaje de concentrado tratado, se tiene una energía específica de 20.1221 Kw-h/tc,así mismo la potencia máxima consumida por los 2 molinos es de 138.44 Kw, por lo tanto el tonelaje máximo que pueden procesar es de 8.59 t/h lo que equivale a 206.16 t/d de concentrado y que a su vez representa 1,620.42 t/d de mineral a molienda primaria. Por lo tanto,está en capacidad de moler ante el incremento del tonelaje.

### 3.4.6. Capacidad de la Bomba Wilfley 5K

La disposición de los equipos en el circuito de remolienda clasificación de cianuración.

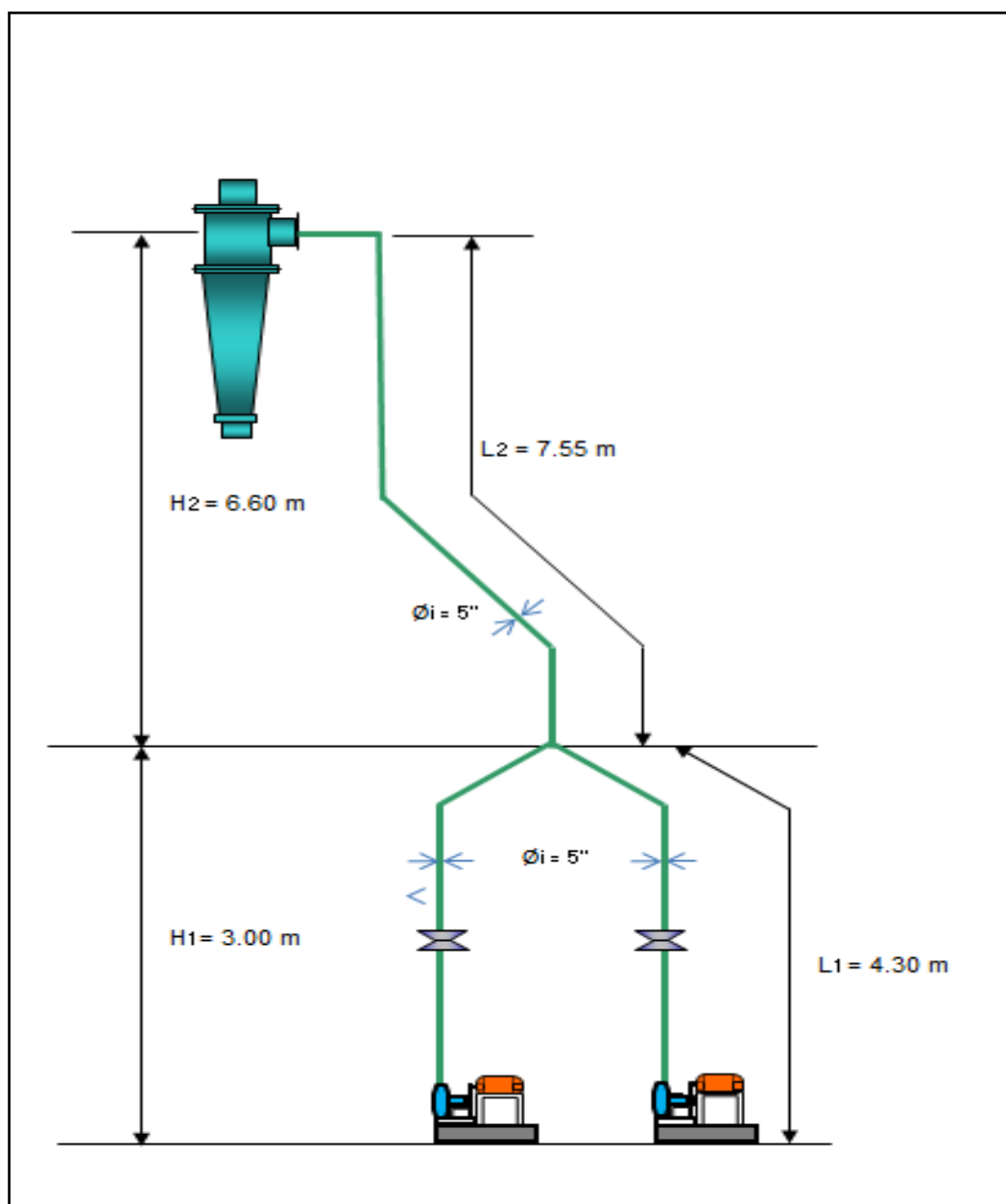


Figura 3.15. – Esquema Bomba Wilfley 5K

### I. CALCULO CARGA DINAMICA TOTAL (TDH)

Caudal (GPM)	=	543.07	GPM
Diametro Interno Tubería (Øi)	=	5	pulg.
Altura por Fricción (hf)	=	<b>4.16</b>	pies/100 pies long.
Velocidad (Vs)	=	<b>8.02</b>	pies/seg

#### 1.1. Carga por Fricción

ACCESORIOS	LONG. EQUIV.(pies)
1 Codo 45°	4.5
1 "Y"	5.0
1 codo 45°	4.5
1 codo 45°	4.5
1 Valvula compuerta 5"Ø	5.0
Longitud Equivalente	<b>23.5</b>

Longitud de Tubería (Lt)	=	11.85	m.	=	<b>38.88</b>	pies
Longitud de Equivalente Total (Lt)	=			=	<b>62.38</b>	pies

**2.98** pies

#### 1.2. Carga Estática

Altura total (Ht)	=	9.60	m.	=	<b>31.50</b>	pies
-------------------	---	------	----	---	--------------	------

#### 1.3. Carga Total Parcial

**34.48** pies

#### 1.4. Carga en contraria al Hidrociclón

Presión Máxima:	P <sub>máx</sub>	=	24	psi	
Presión Equivalente:	P <sub>e</sub>	=	16.865	m. H <sub>2</sub> O	55.33 pies

#### 1.5. Carga Total (Carga contra del hidrociclón+Carga Total Parcial)

**Ct = 89.81** pies H<sub>2</sub>O

### II. POTENCIA DE BOMBA

Pto. de Operación	(gráfico Characteristic Curve)		
Caudal (Q)	=	543.07	GPM
TDH	=	89.81	pies

Revoluciones por minuto	=	950	RPM
Eficiencia	=	42	%

POTENCIA	=	34.28	HP
Factor Transmisión	=	1.15	
Factor altura (msnm)	=	1.10	

<b>POTENCIA</b>	<b>=</b>	<b>43.37</b>	<b>HP</b>
-----------------	----------	--------------	-----------

Con estos datos obtenidos de 543.07 GPM y 89.81 pies se ubica en la figura 3.16, y se obtiene la potencia del motor requerido.

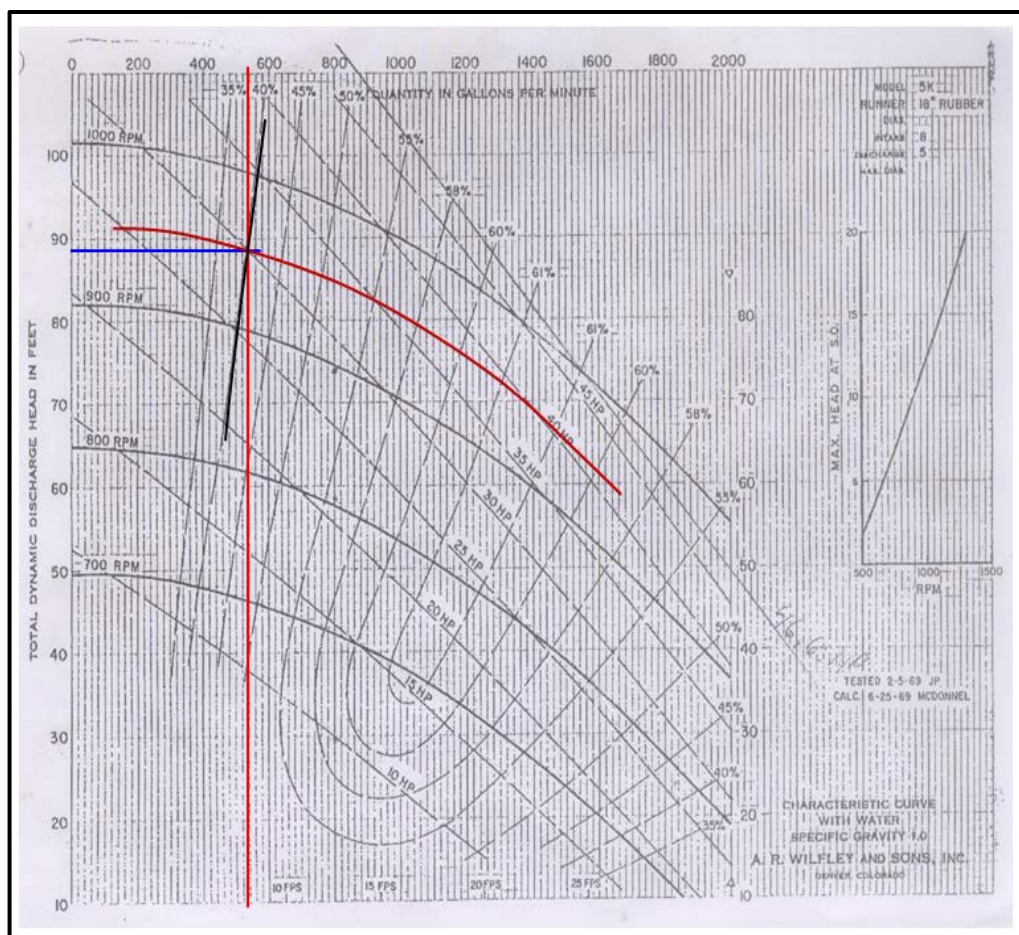


Figura 3.16. – Curva de Performance bomba Wilfley 5K

En operación la bomba está trabajando con un motor de 50 HP, cuya potencia de consumo es de 35.40 HP. Según cálculos se requiere un motor de 43.37 HP. Por lo que dicho motor está trabajando en 70.80% de su potencia instalada. Respecto al incremento de caudal en la ampliación de tonelaje y subsecuentemente incremento de concentrado, esta bomba estaría en capacidad aceptar el incremento de volumen.

### 3.4.7.Capacidad del Hidrociclón G-máx

De la descarga del molino 6'x6'N°2 es bombeado a 2 hidrociclonesG-máx., que están operando simultáneamente en paralelo, el Under Flow es la carga circulante que ingresa al molino 5'x8' y el Over Flow es enviado como alimento al espesador cianuración N°1.

Parámetros operación del Hidrociclón G-máx.

Tabla 3.32. – Resultados dela capacidad del hidrociclón G-máx

ÍTEM	DATOS	Unid.	Valor
1	Alimentación Concentrado al Circuito (sólido)	t/h	6.25
2	Horas de operación	h	24
3	Presión Alimentación	PSI	24
4	Carga Circulante	%	235
5	Gravedad específica mineral	t/m <sup>3</sup>	3.96
6	Tonelaje total alimentación (sólido)	t/h	20.95
7	Disponibilidad de Planta	%	100
8	Porcentaje solido en peso	%	15.08
9	Densidad Pulpa	t/m <sup>3</sup>	1.127
10	Porcentaje solido en volumen (Cv)	%	4.29
11	Caudal según balance	m <sup>3</sup> /h	123.32
12	Diámetro Hidrociclón actual (Dc)	pulg	10

13	Método Calculo: Método de Krebs.		
	Cálculo caudal máximo alimentación (Qu).		
	$Q_u = 0,408 * f_4 * f_5 * D_c^{2.047}$		
	$f_4 = (P/10)^{0.475}$		1.52
	$f_5 = 1 + 0.004461 * C_v^{1.28}$		1.03
14	Caudal máximo alimentación calculado (Qu)	m <sup>3</sup> /h	70.89

En el nido de hidrociclones G-máx se tiene con 4 hidrociclones, de los cuales operan 2 y se tiene 2 como stand-by. Actualmente este circuito está en su máxima capacidad según cálculo realizado para 2 hidrociclones y según



balance de masa. Por lo tanto, con el incremento de tonelaje el flujo llegaría a 150,88 m<sup>3</sup>/h, bajo esta condición entraría a operar un hidrociclón más por lo que tendría capacidad suficiente, quedandoun hidrociclón en stand-by.

### 3.4.8.Evaluación de Cianuración

La evaluación del circuito de cianuración según balance actual, consiste en tres espesadores, tres agitadores y dos tanques CIPs. En cada etapa de evaluará su capacidad y tiempo de retención de la misma.

#### 3.4.8.1.Tanque agitador 20'x20' N°1 y N°2

La descarga del espesador de cianuración N°1 ingresa al agitador N°1 y luego al agitador N°2, cuyos parámetros de operación son similares como se muestran en laTabla 3.33siguiente:

Tabla 3.33. – Parámetros de operación de los agitadores 20'x20' N°1 y N°2

Descripción	Unid.	Valor
Diámetro Tanque	m	6.10
Altura Tanque	m	6.10
Volumen Tanque	m <sup>3</sup>	177.91
Volumen Efectivo	m <sup>3</sup>	151.23
Tonelaje alimentado	t/h	6.26
G.E. Sólido	g/cc	3.52
Porcentaje Sólido	%	36.21
Densidad Pulpa	t/m	1.35
pH pulpa		11.10
Fuerza cianuro	%	0.16
Caudal Alimentado	m <sup>3</sup> /h	12.80
Tiempo Retención	h	11.82

#### 3.4.8.2Tanque agitador 20'x20' N°3

Aquí ingresa la descarga del agitador N°2, donde se adiciona solución barren para diluir ligeramente la pulpa. Como se muestra en la Tabla 3.34.

Tabla 3.34. – Resultado de Tiempo Retención del Agitador N°3

Descripción	Unid.	Valor
Diámetro Tanque	m	6.10
Altura Tanque	m	6.10
Volumen Tanque	m <sup>3</sup>	177.91
Volumen Efectivo	m <sup>3</sup>	151.23
Tonelaje alimentado	t/h	6.26
G.E. Sólido	g/cc	3.52
Porcentaje Sólido	%	28.82
Densidad Pulpa	t/m	1.26
pHPulpa		10.90
Fuerza Cianuro	%	0.17
Caudal Alimentado	m <sup>3</sup> /h	17.39
Tiempo Retención	h	8.70

### 3.4.8.3. Tanque CIP 20'x20' N°1 y N°2

Los tanques agitadores N°1 y N°2 con contenido de carbón activado para la recuperación de oro en solución, tienen los mismos parámetros de operación. Como se muestra en la tabla 3.35.

Tabla 3.35. – Resultado del Tiempo Retención del CIP N°1 y N°2

Descripción	Unid.	Valor
Diámetro Tanque	m	6.10
Altura Tanque	m	6.10
Volumen Tanque	m <sup>3</sup>	177.91
Volumen Efectivo	m <sup>3</sup>	151.23
Tonelaje alimentado	t/h	6.26
G.E. Sólido	g/cc	3.52
Porcentaje Sólido	%	39.19
Densidad Pulpa	t/m	1.39
Caudal Alimentado	m <sup>3</sup> /h	11.48
Tiempo Retención	h	13.17

En estos 05 tanques de agitación el tiempo total de retención para la cianuración es 58.76 h. muy superior a lo que realmente indica las pruebas efectuadas que es 35.63 h. Por lo tanto, el circuito está en capacidad de procesar en la ampliación como máximo 248.98 TMSD concentrado.

#### 3.4.8.4 Capacidad espesadores de cianuración

El circuito de cianuración cuenta con 3 espesadores de 42'x10', los cuales serán analizados a fin de determinar la capacidad máxima de operación.

En la Tabla 3.36, se presentan las bases empleadas para el cálculo del área y diámetro de los 3 espesadores, dado que es el mismo tonelaje a sedimentar.

Tabla 3.36. – Resultado del Área de Sedimentación de los Espesadores de Cianuración

Descripción	Unid.	Valor
Tonelaje Fresco	t/d	150.13
Factor		1.05
Tonelaje de Diseño	t/d	157.64
Densidad Pulpa inicio	g/lt	1040
Gravedad Específica sólido	gr/cm <sup>3</sup>	3.87
Altura del Espesador	m.	3.048
Diámetro del Espesador	m.	12.80
Área espesador actual	m <sup>2</sup>	128.67
Horas de Operación	hr	24
Área unitaria experimental	t/m <sup>2</sup> *d.	2.10
Área calculada	m <sup>2</sup>	75.07
Diámetro calculado	m.	9.78

Según el cálculo tenemos el área requerida para el proceso actual de 75.05 m<sup>2</sup>, valor menor al que se dispone actualmente. Por lo tanto, dichos espesadores como máximo podrá sedimentar 257.33 toneladas de concentrado. Estimando el mismo radio de concentración para la ampliación permitirá procesar 2,222.65 toneladas de mineral.

### **3.5.EVALUACIÓN CIRCUITO MERRIL CROWE**

El objetivo principal es evaluar la capacidad de los equipos referidos al área de Merrill Crowe.

Del flujo total de solución que ingresa al espesador de cianuración N°1, representa el 114.36 m<sup>3</sup>/h, considerando que 34.73% retorna a remolienda de cianuración y el 5.34% con la pulpa que va a los tanques agitadores. Por lo tanto el área de Merrill Crowe procesa un flujo promedio 68.54 m<sup>3</sup>/h.

La disposición de equipos del área de Merrill Crowe se muestra en la Figura 3.17, pasando 1,645 m<sup>3</sup> de solución rica por día. Se tiene un tanque sedimentador para la solución rica y luego pasa por 3 filtros prensa clarificadores en paralelo, seguido se desaerea la solución y se precipita con polvo de zinc. Finalmente el precipitado es retenido en el filtro de prensa, que según programa se realiza la cosecha. La solución pobre o barren se bombea para el circuito de cianuración en los espesadores y remolienda de cianuración.

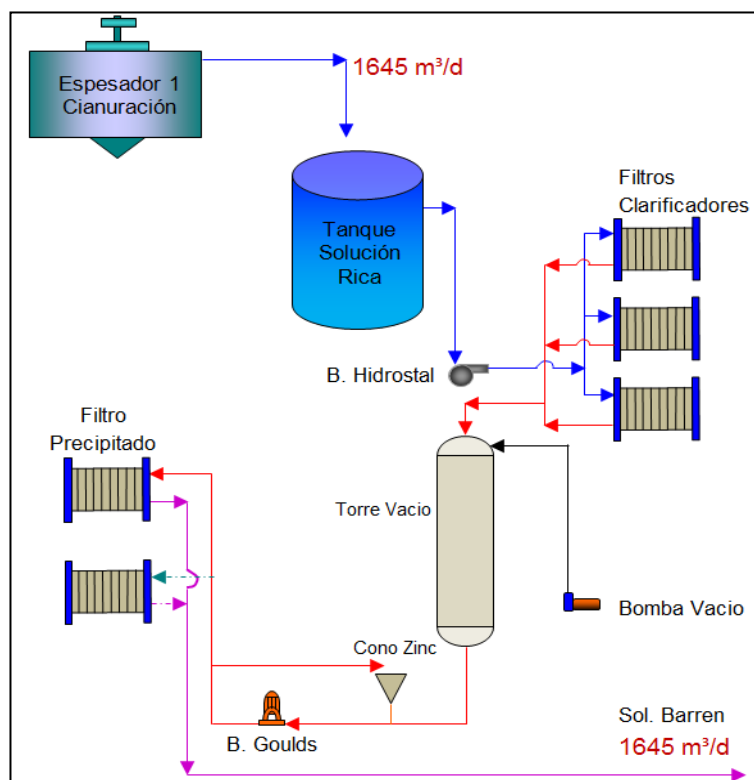


Figura 3.17. – Diagrama flujo del Circuito Merrill Crowe

En la Tabla 3.37 se presentan los equipos principales que operan en el circuito: en el clarificador operan los 3 filtros en paralelo y las bombas Goulds, Hidrosta, filtro precipitado operan uno de cada equipo con su respectivo stand by.

Tabla 3.37. – Equipos de Operación del Circuito de Merrill Crowe

Ítem	Equipo	Cant.
01	Tanque Solución Rica	1
02	Filtro Prensa Clarificador	3
03	Bomba Hidrosta	2
04	Bomba Goulds	2
05	Filtro Prensa de Precipitado	2

El 100% de la solución rica que proviene de remolienda de cianuración se distribuye de la siguiente manera sobre el espesador de cianuración N°1; cabe mencionar que la solución que retorna al circuito de remolienda de cianuración es para controlar los niveles de tanque, tanto el de solución rica y tanque solución intermedia ubicado en el circuito de remolienda. Dichos tanques están provistos con sistema de control de alarma automática de nivel.

Tabla 3.38. – Caudal solución antes de Merrill Crowe

Descripción	Unid.	Valor
Tonelaje Concentrado	t/h	6.25
Caudal solución Pregnant	m <sup>3</sup> /h	114.36
Caudal solución a Merrill Crowe	m <sup>3</sup> /h	68.54
Caudal solución recirculado a remolienda	m <sup>3</sup> /h	39.71
Caudal solución Tanques cianuración	m <sup>3</sup> /h	6.11
Ley de Au en solución rica	ppm	9.86
Ley de Au en solución pobre	ppm	0.03

Parámetros de la solución rica y barren que ingresa al proceso de Merrill Crowe, es la determinación de la fuerza de cianuro, la alcalinidad, el contenido de oxígeno y la turbidez al ingreso del filtro clarificador.

Tabla 3.39. – Parámetros de control en la solución rica del Merrill Crowe

Solución	% NaCN	pH	mv	O2 ppm	Turbidez de Soluciones (NTU)		
					Sin filtrar	Filtrado	Barren
Solucion Rica	0.15	11.12	-265	2.94	90.5	0.65	-
Solucion Barren	0.16	11.13	-265	0.4	-	-	0.3

Análisis químico de la solución rica, barren y precipitado.

Tabla 3.40. – Metales presentes en soluciones y precipitado de MerrillCrowe

	Au	Ag	Fe	Cu	Zn	Pb
Rica (ppm)	9.86	2.07	120.25	37.94	175.58	0.05
Barren (ppm)	0.03	0.05	116.08	37.78	186.42	0.05
Precipitado (%)	40 - 65	13.73	0.82	0.63	1.48	2.08

En la Figura 3.18, muestra la zona de precipitado con polvo de zinc donde precipitara al oro contenido en la solución desoxigenado.



Figura 3.18. – Zona de precipitado con polvo de zinc

### 3.5.1.Capacidad tanque solución rica

El tanque de solución rica tiene una capacidad máxima de 200 m<sup>3</sup>, el tiempo de retención actual es 2.92 h para un flujo actual de 68.54 m<sup>3</sup>/hr. De incrementarse el flujo de solución a 75 m<sup>3</sup>/h debido a la ampliación, el

tiempo de retención bajaría a 2,67 h, tiempo todavía dentro del rango de capacidad.

### 3.5.2.CAPACIDAD BOMBA HIDROSTAL

Dicha bomba realiza el bombeo de la solución rica hacia los 03 filtros clarificadores dispuestos en paralelo, para reducir las partículas en suspensión de la solución.

#### Parámetros

✓ Flujo de solución rica	= 68.54 m <sup>3</sup> /h
✓ Turbidez ingreso	= 120 NTU
✓ Turbidez salida	= 1.50 NTU
✓ Presión de filtros clarificadores	= 30 PSI
✓ Potencia nominal motor	= 20 HP
✓ Cabeza dinámica total (TDH)	= 96.15 ft
✓ Caudal	= 301.78 GPM

De la figura 3.19 se obtiene el siguiente cálculo:

- Eficiencia motor = 72%
- Velocidad = 1,745 RPM
- Potencia calculado = 12.87 HP

La bomba está operando al 64.35% de su capacidad instalada, por lo que estará en capacidad de operar ante un incremento de caudal máximo de 468.83 GPM, o sea 106.8 m<sup>3</sup>/h de solución rica.



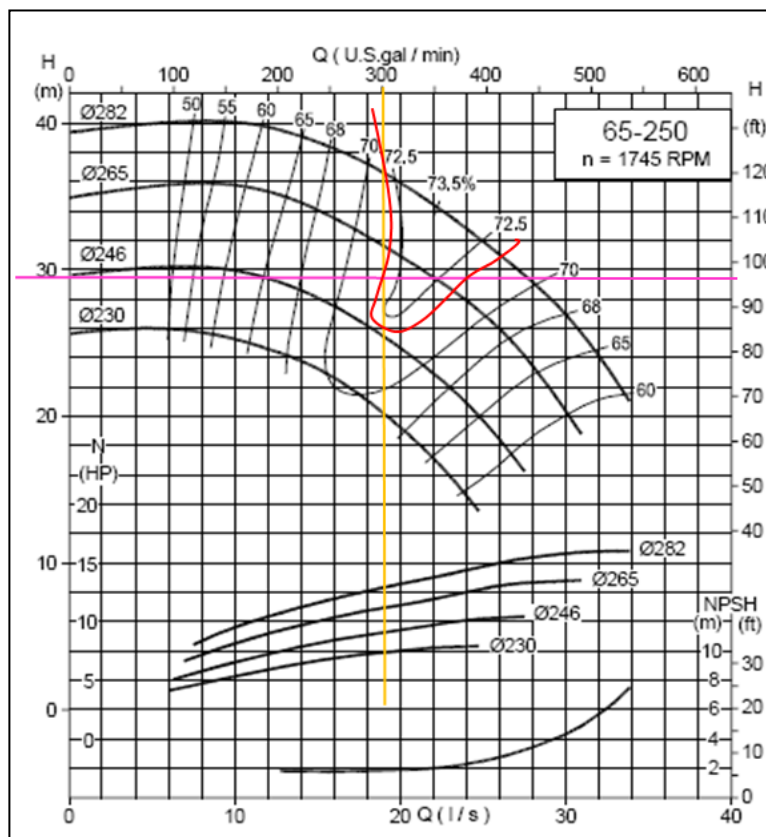


Figura 3.19. – Curva de performance Bomba Hidrosta

### 3.5.3. Capacidad filtro clarificador

Se tiene 3 filtros clarificadores en paralelo cuyas dimensiones son las siguientes:

- Filtro Clarificador N° 1 = 22 placas y 21 marcos.
- Filtro Clarificador N° 2 = 24 placas y 23 marcos.
- Filtro Clarificador N° 3 = 24 placas y 23 marcos.
- Dimensión = 91 cm x 91 cm.

El caudal de solución rica que ingresa es 68.54 m<sup>3</sup>/h, el cual es impulsado por una bomba Hidrosta. La descarga de los filtros clarificadores es conducida a la torre de vacío.

En la siguiente Tabla 3.41, se muestran los parámetros empleados para el cálculo de la capacidad de los filtros.

Tabla 3.41. – Parámetros de la Capacidad del Filtro Clarificador

Ítem	Descripción	Unid.	Valor
1	Filtros Operativos	und	3
2	Numero Marcos	Pzas	67
3	Capacidad del Marco	m <sup>3</sup> /h	1.37
4	Caudal máximo calculado	m <sup>3</sup> /h	91.79

Como se observa estos filtros están en capacidad de pasar el flujo requerido actual y operando al 74.90% de su capacidad instalada. Por lo tanto ante un incremento de caudal debido a la ampliación no tendría inconvenientes, claro está, se tiene que seguir un control riguroso en la turbidez de la solución entrante para no saturar y disminuir la capacidad del filtro clarificador.

#### 3.5.4. CAPACIDAD BOMBA GOULDS

Parámetros

- ✓ Flujo de Solución Rica = 68.54 m<sup>3</sup>/h
- ✓ Presión de filtro precipitado = 60 PSI
- ✓ Potencia nominal motor = 40 HP
- ✓ Cabeza dinámica total (TDH) = 182.20 ft
- ✓ Caudal = 301.83 GPM

En la figura 3.20 se obtiene el cálculo respectivo:

- ✓ Eficiencia motor = 59.00%
- ✓ Velocidad = 3,550 RPM
- ✓ Potencia calculado = 29.77 HP

Dicha bomba está operando al 74.43% de su capacidad instalada, por lo que operaría ante el incremento de caudal máximo de 405.51 GPM, osea 92.10 m<sup>3</sup>/h de solución rica.

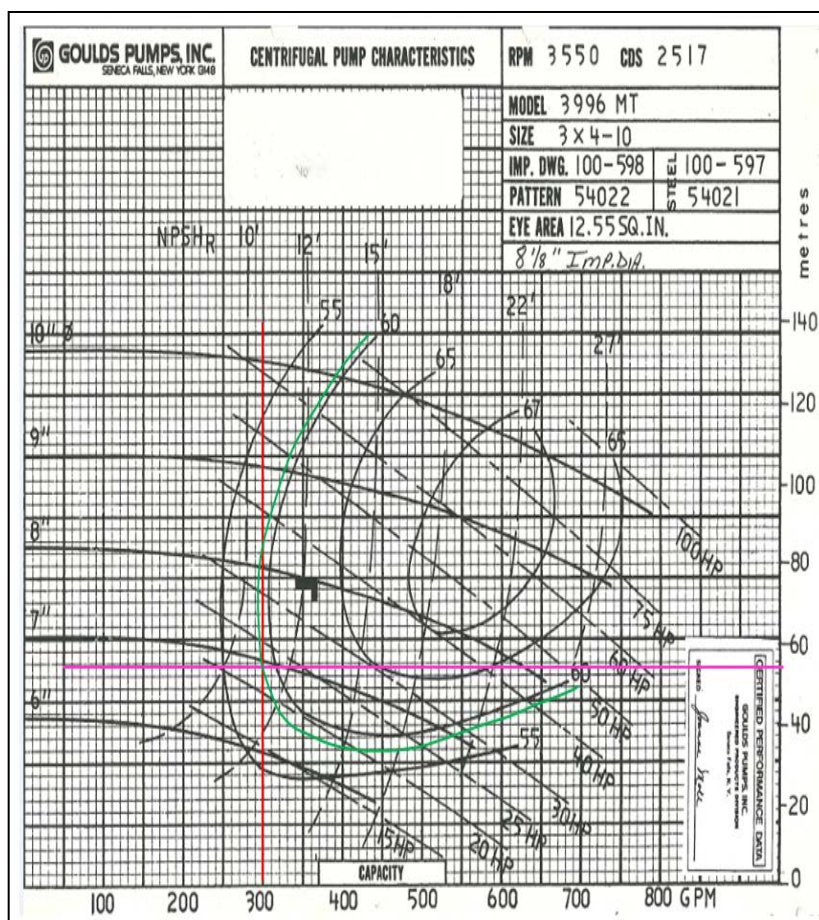


Figura 3.20. – Curva de Performance Bomba Goulds

### 3.5.5.Capacidad del filtro precipitado

Respecto a los filtros de precipitado se tienen 2, uno en operación y otro como stand-by, aquí es retenido el precipitado de oro y polvo de zinc. Dichos filtros están constituidos de la siguiente manera:

- ✓ Filtro Precipitado N° 1 = 42 placas y 41 marcos.
- ✓ Filtro Precipitado N° 2 = 42 placas y 41 marcos.
- ✓ Dimensiones = 91 cm x 91 cm

En la Tabla 3.42, se muestran los parámetros del caudal máximo del filtro precipitado que se emplean para el cálculo de las capacidades de cada filtro.

Tabla 3.42. – Parámetros del Caudal máximo del Filtro Precipitado

Ítem	Descripción	Unid.	Valor
1	Filtros Operativos		1
2	Numero Marcos	Pzas	41
3	Capacidad del Marco	m <sup>3</sup> /h	2.20
4	Caudal máximo calculado	m <sup>3</sup> /h	90.20

Por lo tanto, el caudal máximo de un solo filtro es superior al actual, dicho filtro está trabajando aproximadamente el 76% de su capacidad total. También aquí se debe tener control de una óptima precipitación y evitar el exceso de zinc lo que origina saturación en las lonas del filtro. Ante el eventual incremento de caudal que se tiene proyectado a 75 m<sup>3</sup>/hr, estaría dentro del rango de operación.

En ambos filtros de prensa están provistos de telas filtrantes en los paneles de manera de retener los sólidos en suspensión. Dichas telas tienen un tramaje de 5 micras.

### 3.6. EVALUACIÓN - RELAVERAS DE FLOTACIÓN Y CIANURACIÓN

#### 3.6.1. Capacidad de relavera de flotación

Desde la planta de Beneficio se evacúa el relave de flotación bombeándolo hasta una altura de 20 m, a la zona de relleno hidráulico que a su vez ésta clasifica este relave restándole de un 20% en peso y el resto va hacia la cancha de relave de flotación por gravedad a una distancia de 9 Km. Dicha cancha tiene disponibilidad de diez años de almacenamiento. Actualmente la relavera está en la cota 2,250 msnm.

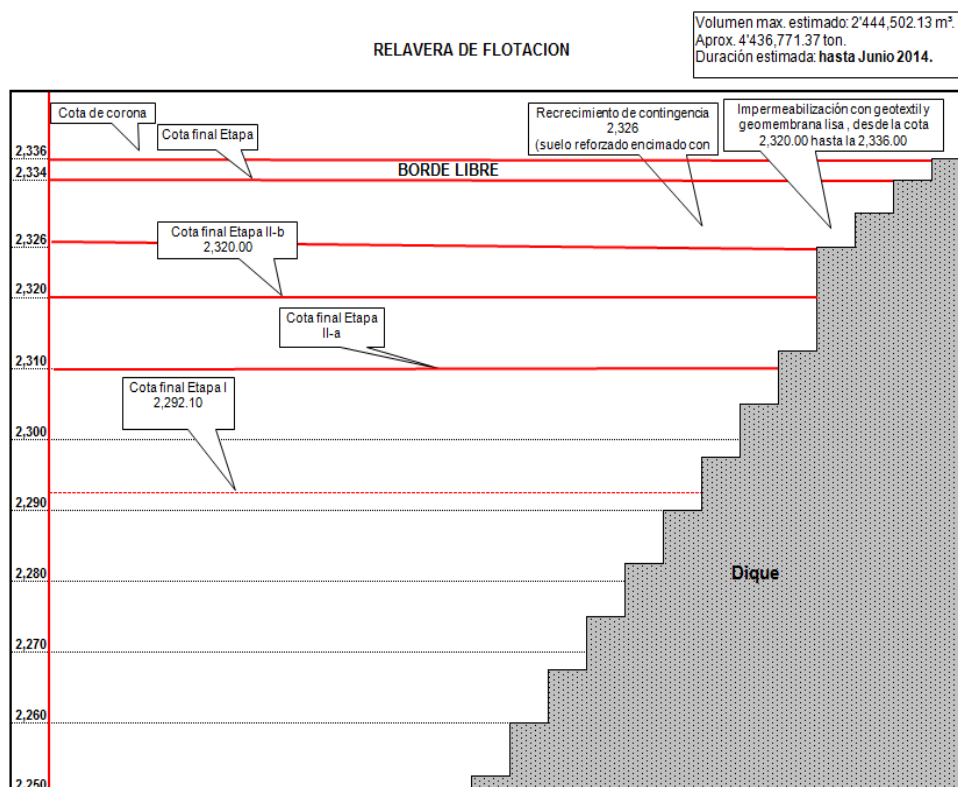


Figura 3.21. – Perfil de la Relavera de Flotación

Se plantea la posibilidad de construir una cancha para almacenar relave de flotación filtrada, además se tendrá una planta de espesamiento y filtrado. Con capacidad proyectada para 12 años más. Por lo tanto, se tendría capacidad ante el eventual incremento de tonelaje. El efluente se elimina con un caudal de 25.08 l/s.

### 3.6.2. Capacidad relavera de cianuración

El relave del circuito de cianuración es conducido por gravedad desde la planta hacia la cancha de relave a una distancia aproximado de 7 km. En dicha cancha se cuenta con 3 depósitos clasificados como vaso A, B y C. En la Tabla 3.43, se tiene las capacidades actuales.

Tabla 3.43. – Capacidad de la Relavera de Cianuración

Cancha	Volumen Total (m <sup>3</sup> )	Volumen Depositado (m <sup>3</sup> )	Volumen a Depositar (m <sup>3</sup> )	% Volumen a Depositar
"A"	70,679.56	55,793.34	14,886.22	13.80
"B"	32,739.69	1,503.06	31,236.63	28.96
"C"	4,439.54	0.00	4,439.54	4.12
<b>TOTAL</b>	<b>107,858.79</b>	<b>57,296.40</b>	<b>50,562.39</b>	<b>46.88</b>

A partir de esta cubicación se tiene el volumen disponible para evacuación de relave, considerando la ampliación de aprox. 2,236.35m<sup>3</sup> sólido mensual, se estima que se tendrá un tiempo de vida de 22 meses.

Aquí se tiene el proyecto avanzado en instalar un filtro de prensa en la planta de beneficio de manera que la solución recircule al circuito y el relave filtrado

se transportada en volquetes a una nueva cancha de relave que está en construcción. Los cálculos topográficos de dicha relavera en construcción tienen un volumen total de 411,065.93 m<sup>3</sup> de capacidad. A este ritmo de producción de relave y considerando un factor de protección del 20% sobre la producción de relave anual, tendría una vida útil de 12.80 años. Por lo tanto se tendría una capacidad de almacenaje considerando el incremento de tonelaje y concentrado.

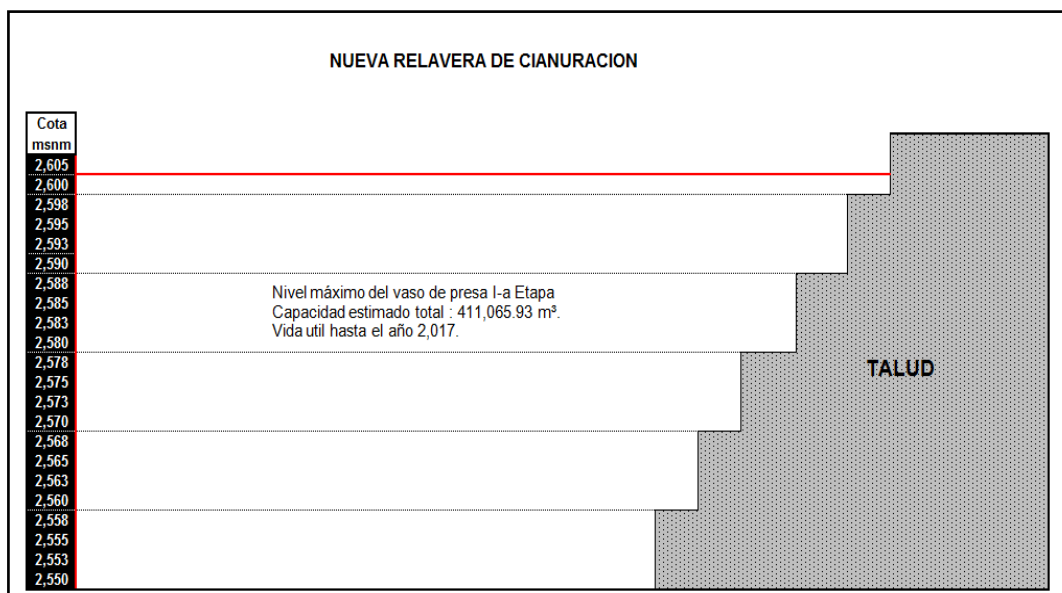


Figura 3.22. – Nueva Relavera Cianuración

Actualmente el relave cianuración se descarga a la cancha de relave de cianuración (Drenaje filtrado y sobrenadante) Las soluciones de rebose son conducidas a una planta batch de ataque químico mediante el uso del método Peróxido de Hidrógeno, Sulfato Ferroso asistido con Sulfato de cobre como catalizador para la destrucción del cianuro. Se cuenta con tres tanques agitadores de 12'Øx12' son utilizados para esta etapa de degradación química el tiempo de contacto que se tiene aquí es de 7 horas

de tiempo de contacto para que se produzca la detoxificación de los compuestos nocivos, como también se tiene 2 pozas de sedimentación de precipitados y cuyo rebose pasa por 3 columnas de carbón activado para adsorción de elementos, el efluente es evacuado a un caudal de 2.86 l/s.



## **CAPITULO IV**

### **CAPACIDAD MOLIENDA A 1500 TMS**

#### **4.1. INSTALACIÓN MOLINO SECUNDARIO Y CELDA SK-240**

La ampliación de molienda a 1,500 TMSD se inicia con instalar un molino secundario 8'x10', sumándose a los ya existentes. En la parte de descarga de dicho molino se instalará una celda flash SK-240 con control automático de nivel de pulpa y descarga. El molino instalado corresponde a una mayor molienda secundaria para llegar al tonelaje proyectado en la ampliación y el segundo equipo para mantener la recuperación. Las instalaciones se realizaron sin interrumpir las operaciones actuales, haciendo paradas puntuales mínimas. Dado que el área proporcionada donde se instalarán no interfiera y/o afecte la operación actual.

El molino 8'x10' N°02 quedó instalado, ver Figura 4.1, donde operará con bolas de 2" de diámetro.



Figura 4.1. – Molino 8' x10' N°2 secundario instalado

#### 4.2. PARÁMETROS DE OPERACIÓN DEL MOLINO 8'x10' N°2

Tabla 4.1 – Parámetros de Operación del Molino 8'x10' N°2

Descripción	Unid.	Valor
Potencia Nominal	HP	550
Voltaje	Voltios	450
Factor Potencia		0.75
Amperaje trabajo	Amperios	460
Tonelaje	t/h	91.84
F <sub>80</sub>	µm	502.45
P <sub>80</sub>	µm	344.52
Energía específica	Kw-h/Tc	2.6617
WorkIndex	Kw-h/Tc	28.733
RCC	%	245
Carga inicial bolas	tn	28.16
Tamaño bolas	Pulg.	2.00
Nivel bolas	%	42
Porcentaje velocidad	%	73.80

Celda Flash SK-240 de flotación ubicado en la descarga del molino 8'x10' N°2.



Figura 4.2. – Celda Flotación SK-240 instalado

#### 4.3. PARÁMETROS DE OPERACIÓN CELDA SK-240

Tabla 4.2. – Parámetros de Operación – Celda SK-240

Descripción	Unid.	Valor
Tonelaje Fresco	t/h	91.84
Ratio Concentración		30.53
Densidad mineral	g/cm <sup>3</sup>	2.70
% Sólido en peso	%	64.73
Densidad de Pulpa	t/m <sup>3</sup>	1.688
Peso Pulpa	t/h	141.88
Caudal de Pulpa	m <sup>3</sup> /h	84.05
Volumen de la Celda	m <sup>3</sup>	8.0
Volumen efectivo total	m <sup>3</sup>	6.80
Tiempo de Retención	min	4.85
Velocidad Celda	RPM	180
Presión aire	PSI	2.50

#### **4.4. EL DIAGRAMA DE FLUJO DEL NUEVO CIRCUITO MOLIENDA**

Se realizó la evaluación del nuevo circuito correspondiente a la ampliación de tonelaje a 1,500 TMSD, donde se muestra la distribución de los equipos y los nuevos parámetros de operación. La molienda secundaria consta de 3 molinos, la descarga de los molinos secundarios 6'x8' y 6'x6' es alimentado hacia la celda de flotación SK-80, donde se inicia la recuperación de concentrado. El nuevo molino 8'x10' N°2 secundario instalado descarga hacia la nueva celda de flotación SK-240, también instalado. Con esta nueva disposición y con el circuito estabilizado se realiza el muestreo en los diferentes puntos del circuito. Por lo tanto, los cálculos, el análisis granulométrico, carga circulante, tamaño de corte y la eficiencia del clasificador ante el nuevo circuito de molienda clasificaciones realizado para su evaluación respectiva.

La evaluación es solo referida al circuito de molienda primaria y secundaria, dado que ante el incremento de tonelaje, los equipos de otros circuitos fueron evaluados en cuanto a su capacidad de operación, resultando que están dentro del rango. Solo el circuito de molienda será evaluado dado que ahí es donde tiene mayor impacto con el incremento de tonelaje. Por lo tanto dependiendo del grado de molienda y liberación de las partículas valiosas repercutirá en la recuperación de la etapa de concentración de flotación.

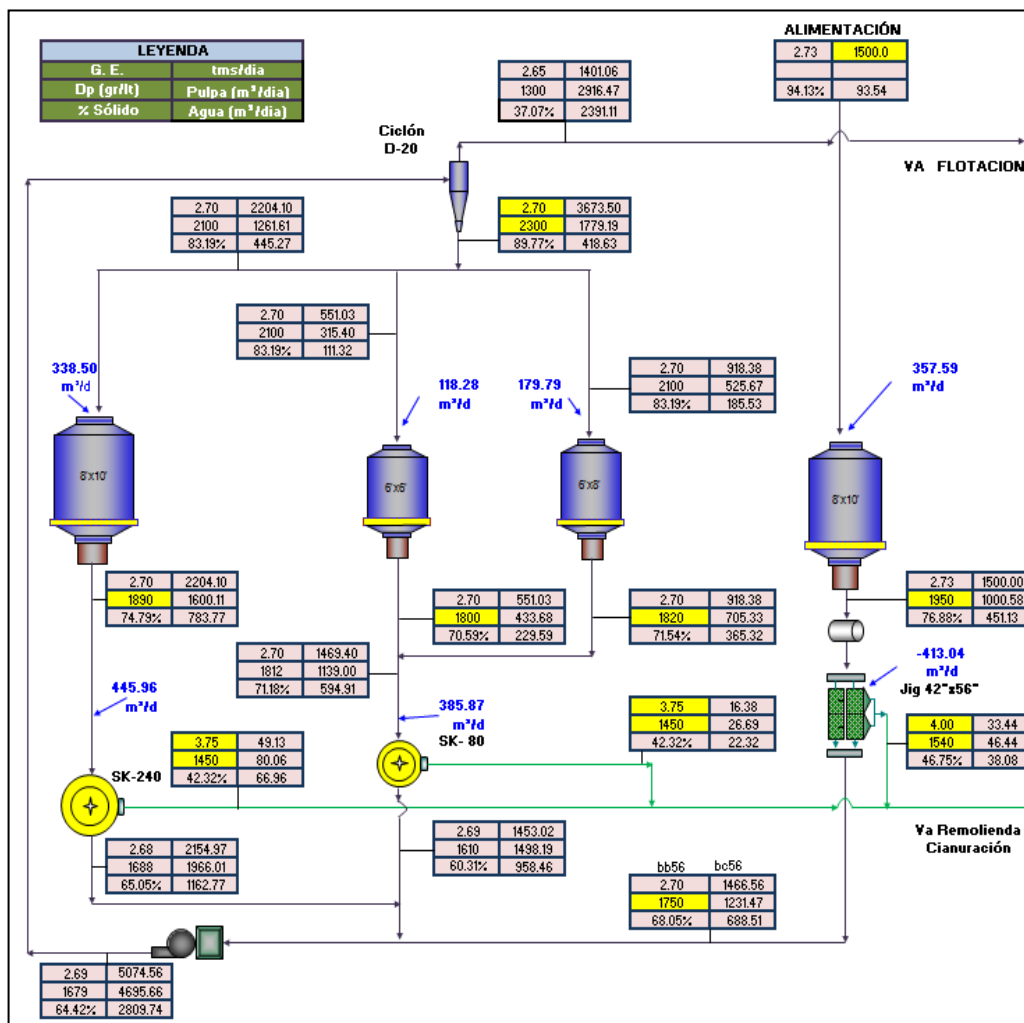


Figura 4.3. - Diagrama de Flujo del Circuito de Molienda Ampliado

Realizado el incremento de tonelaje se realiza el muestreo y determinación la distribución granulométrica de molienda primaria, secundaria y clasificación del hidrociclón D-20, mostrado en la Tabla 4.3.

#### 4.5. DISTRIBUCIÓN GRANULOMÉTRICA MOLIENDA PRIMARIA Y SECUNDARIA

Tabla4.3. – Distribución Granulométrica de Molienda primaria y secundaria

Malla	Micrones (µm)	MOLINO 8x10 N°1				HIDROCICLON D-20						MOLINO 8x10 N°2		MOLINO 6x6		MOLINO 6x8			
		Alimento		Descarga		Alimento		O/F		U/F		Descarga		Descarga		Descarga			
		%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)		
1/2"	12700		100		100,00														
3/8"	9525	0,60	99,40	0,05	99,95														
1/4"	6350	15,11	84,29	0,31	99,64	0,00	100,00			0,00	100,00		100,00				100,00		
4m	4750	13,63	70,66	1,97	97,67	0,25	99,75			0,36	99,64	0,30	99,70			0,17	99,83		
6m	3350	13,87	56,79	2,08	95,59	0,45	99,30			0,68	98,96	0,33	99,37			0,23	99,60		
10m	1680	16,80	39,99	3,50	92,09	1,51	97,79			2,10	96,86	0,54	98,83		100,00	0,36	99,24		
14m	1400	4,04	35,95	4,10	87,99	1,10	96,69			1,60	95,26	0,59	98,24	1,08	98,92	0,43	98,81		
16m	1180	2,44	33,51	2,27	85,72	0,84	95,85			0,90	94,36	0,36	97,88	0,4	98,52	0,27	98,54		
18m	1000	2,66	30,85	3,06	82,66	1,50	94,35			2,10	92,26	0,59	97,29	0,61	97,91	0,42	98,12		
20m	850	2,08	28,77	2,80	79,86	0,68	93,67			1,49	90,77	0,67	96,62	0,70	97,21	0,48	97,64		
30m	600	4,07	24,70	8,09	71,77	4,76	88,91		100,00	6,04	84,73	2,57	94,05	2,77	94,44	1,99	95,65		
40m	420	3,24	21,46	8,56	63,21	5,52	83,39	0,10	99,90	9,24	75,49	5,19	88,86	5,84	88,60	4,45	91,20		
50m	300	2,90	18,56	9,25	53,96	13,26	70,13	0,46	99,44	17,09	58,40	14,52	74,34	14,27	74,33	11,71	79,49		
70m	212	2,41	16,15	9,09	44,87	17,38	52,75	4,07	95,37	21,24	37,16	28,93	45,41	26,55	47,78	27,52	51,97		
100m	150	1,74	14,41	5,77	39,10	16,05	36,70	10,23	85,14	14,38	22,78	9,98	35,43	12,20	35,58	12,44	39,53		
150m	106	2,28	12,13	6,93	32,17	7,18	29,52	14,83	70,31	8,34	14,44	10,53	24,90	11,48	24,10	11,72	27,81		
200m	75	1,22	10,91	3,74	28,43	4,48	25,04	9,89	60,42	3,76	10,68	4,04	20,86	4,47	19,63	4,48	23,33		
-200m		10,91	0,00	28,43	0,00	25,04	0,00	60,42	0,00	10,68	0,00	20,86	0,00	19,63	0,00	23,33	0,00		
<b>Total</b>		100		100		100		100		100		100		100		100			
<b>F80 (µm)</b>		5826,86				387,46				502,45									
<b>P80 (µm)</b>						857,05				133,98				344,52		345,37		304,73	

Relación de Recucción en los molinos del circuito molienda.

Tabla4.4. – Distribución Granulométrica de Molienda

EQUIPO	F80	P80	Rr
	Micrones $\mu\text{m}$		
<b>MOLINO PRIMARIO 8'x10' N°1</b>			
Alimento	5.826,86		6,80
Descarga		857,05	
<b>MOLINO SECUNDARIO 8'x10'N°2</b>			
Alimento	502,45		1,46
Descarga		344,52	
<b>MOLINO SECUNDARIO 6'x8'</b>			
Alimento	502,45		1,65
Descarga		304,73	
<b>MOLINO SECUNDARIO 6'x 6'</b>			
Alimento	502,45		1,45
Descarga		345,37	
<b>TOTAL</b>			<b>43,49</b>

HIDROCICLON D-20	F80 ( $\mu\text{m}$ )	P80 ( $\mu\text{m}$ )
Alimento	387,46	
Over Flow		133,98
Under Flow		502,45

#### 4.6. CÁLCULO CARGA CIRCULANTE

Tabla4.5. – Distribución Granulométrica de Molienda

HIDROCICLON D-20								
Malla	Micrones ( $\mu$ )	Alimento		O/F		U/F		RCC
		%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	%Peso	%Ac(-)	
3/8"	9525		100,00		100,00		100,00	
1/4"	6350		100,00		100,00		100,00	
4m	4750	0,25	99,75		100,00	0,36	99,64	2,273
6m	3350	0,45	99,30		100,00	0,68	98,96	2,059
10m	1680	1,51	97,79		100,00	2,10	96,86	2,376
14m	1400	1,10	96,69		100,00	1,60	95,26	2,315
16m	1180	0,84	95,85		100,00	0,90	94,36	2,785
18m	1000	1,50	94,35		100,00	2,10	92,26	2,703
20m	850	0,68	93,67		100,00	1,49	90,77	2,183
30m	600	4,76	88,91		100,00	6,04	84,73	2,653
40m	420	5,52	83,39	0,10	99,90	9,24	75,49	2,090
50m	300	13,26	70,13	0,46	99,44	17,09	58,40	2,499
70m	212	17,38	52,75	4,07	95,37	21,24	37,16	2,734
100m	150	16,05	36,70	10,23	85,14	14,38	22,78	3,480
150m	106	7,18	29,52	14,83	70,31	8,34	14,44	2,705
200m	75	4,48	25,04	9,89	60,42	3,76	10,68	2,464
-200m		25,04	0,00	60,42	0,00	10,68	0,00	
		100		100		100		
								<b>2,45</b>
								<b>CC = 244,9%</b>

La carga circulante obtenida es menor respecto al circuito anterior, dado que se tiene mayor capacidad en la molienda secundaria, por lo tanto, el circuito está aliviado.

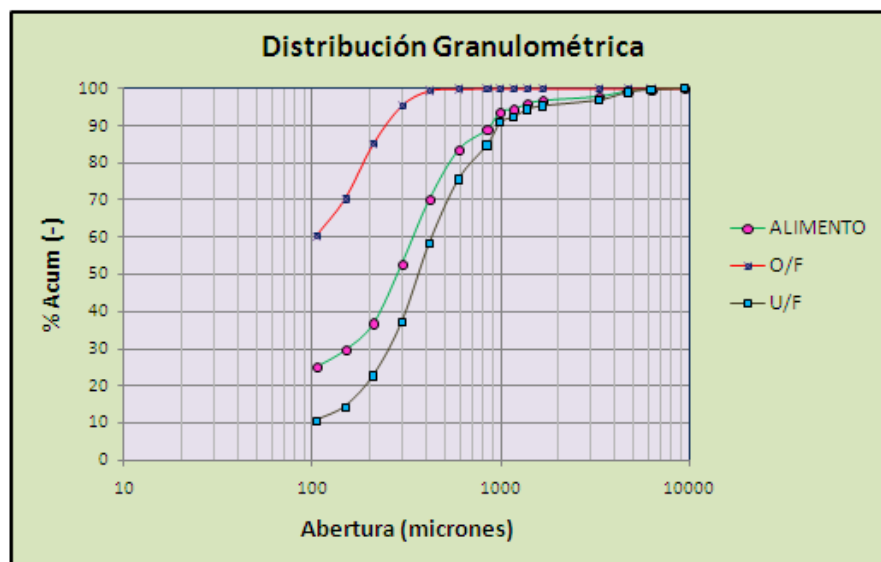


Figura 4.4. – Distribución Granulométrica de Molienda

La distribución granulométrica obtenida según la Tabla 4.3 demuestra que existe una mejor granulometría en molienda. El P80 es 133.86 micrones frente a 181.39 obtenido antes del incremento del tonelaje. Se tiene una mejor liberación y tener una mejor recuperación en el circuito de flotación.

También la carga circulante en este nuevo esquema de operación ha disminuido, dado que se tiene mayor tiempo en la molienda secundaria. Aunque la eficiencia del hidrociclón según cálculos realizados ha disminuido ligeramente desde 60.43% a 56.71%, la malla de corte que operamos en la planta es malla 200. Este corte ha mejorado desde 49.78% a 60.42%, con esta granulometría la tendencia del relave de flotación es a disminuir.



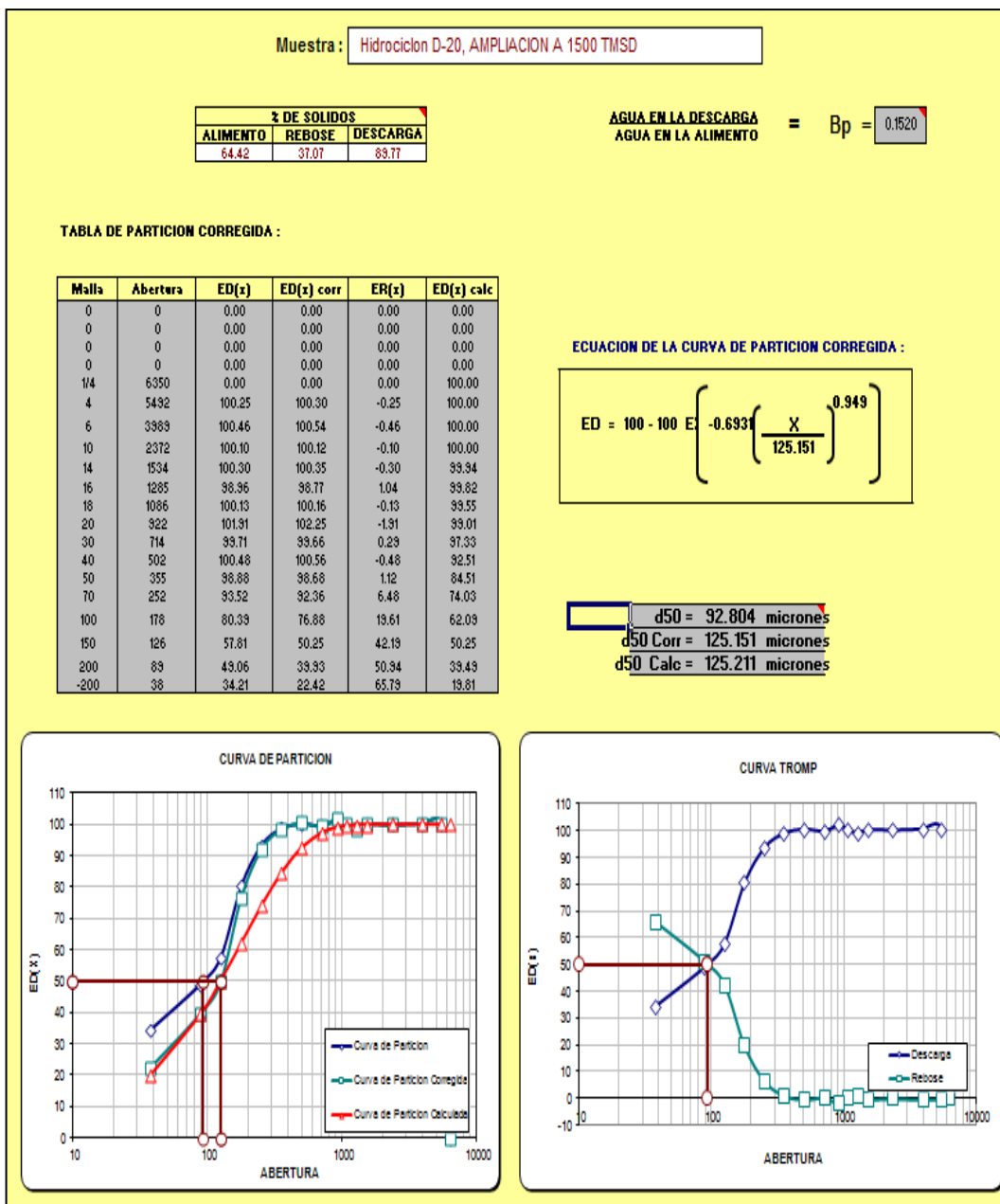


Figura 4.5. – Curva Partición Hidrociclón D-20 ampliado a 1,500 TMSD

Las curvas obtenidas como: la curva Tromp, la curva de Gaudin-Schuhmann verifica que la eficiencia de clasificación de finos ha mejorado y es el objetivo

importante para la operación, el  $d_{50}$  obtenido es cercano al tamaño de liberación para la etapa de flotación y elevar la recuperación.

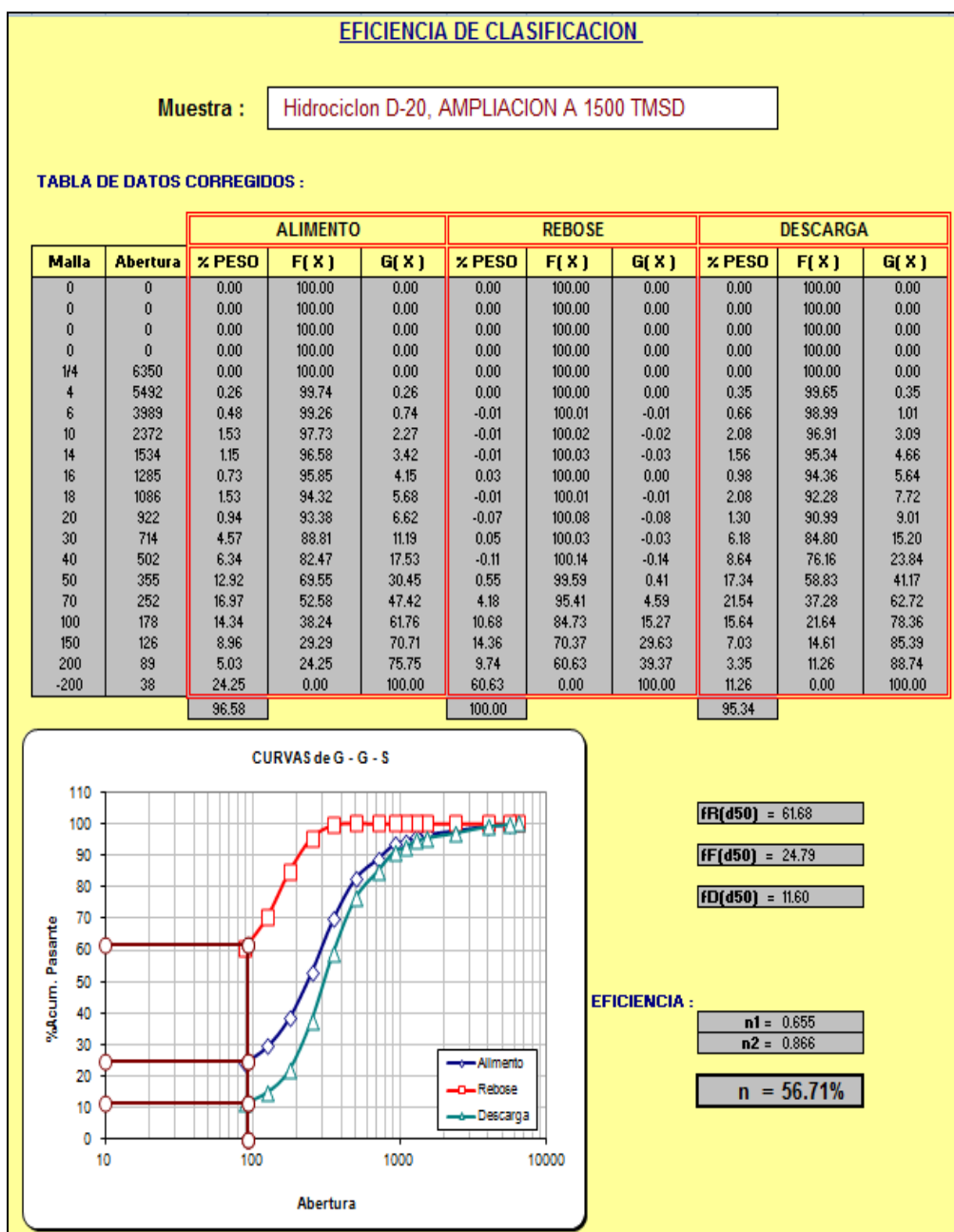


Figura 4.6. – Eficiencia del Hidrociclón D-20

Con los resultados obtenidos, se debe tener presente que existen varios factores que influyen en la eficiencias de clasificación; la granulometría,

densidad pulpa, D50, presión de bombeo, medidas del ápex y vortex, etc. por lo que la mejora de realizará en la evaluación continua del circuito.

#### 4.7. BALANCE DE AGUA

El consumo de agua para la planta con el incremento de tonelaje a 1,500 TMS es de 28.10 l/s como se muestra en la figura 4.7, el abastecimiento de agua es desde las 3 tomas que se tienen, lo que cubren las necesidades en la operación.

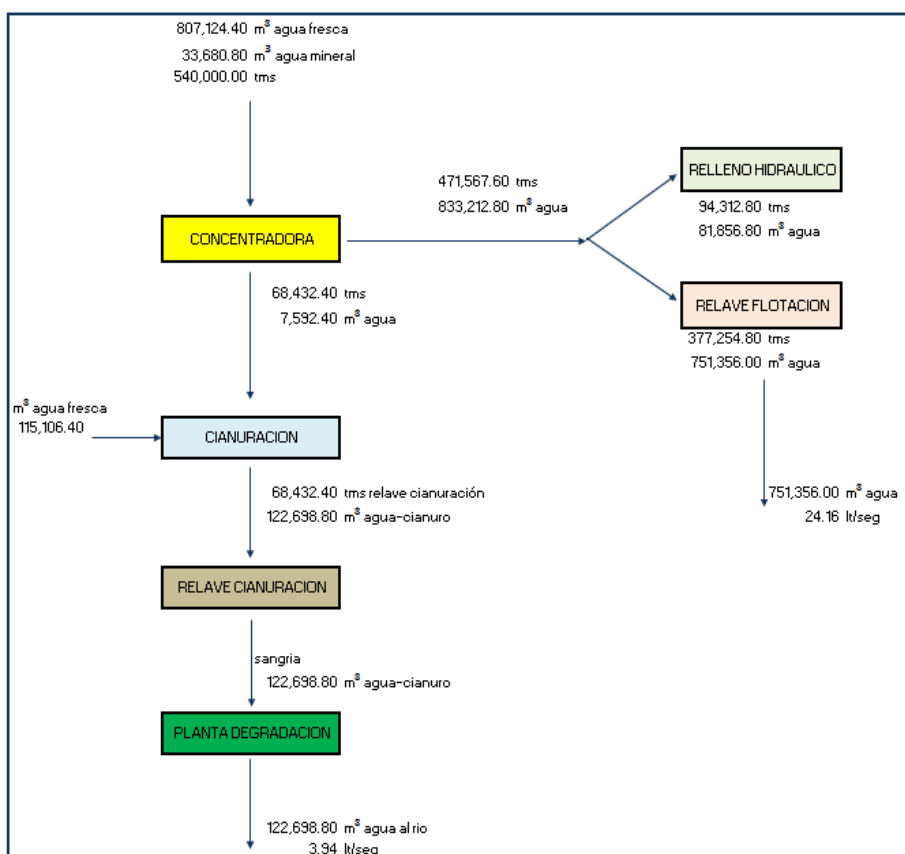


Figura4.7. – Balance de agua ampliado

#### 4.8. REQUERIMIENTO DE ENERGÍA EN PLANTA

Lo referente al suministro de energía la Tabla 4.6, es abastecido por grupos electrógenos Diesel, cuya demanda con las instalaciones de los equipos de la ampliación es 2,860.24 kw.

Tabla 4.6. – Potencia requerida en la Planta de Beneficio

CONSUMO ENERGIA	HP	Kw	Horas Op.	Kw-h	Kw-h/TMS
CHANCADO	533,90	398,29	260,70	5 020,13	3,35
MOLIENDA	1 484,60	1 107,51	268,50	26 347,71	17,57
CONCENTRACION	942,00	702,73	896,00	16 593,65	11,06
LIXIVIACION	580,00	432,50	468,50	9 495,27	6,33
RECUPERACION	293,60	219,03	118,00	2 077,91	1,39
<b>TOTAL</b>	<b>3 834,10</b>	<b>2 860,24</b>	<b>2 011,70</b>	<b>59 534,68</b>	<b>39,69</b>

#### 4.8.1. Distribución de energía en los circuitos de planta

##### 4.8.1.1. Circuito de chancado

Tabla 4.7. – Energía en circuito de chancado

CHANCADO	HP	Kw	Horas Op.	Kw-h	Kw-h/TMS
ALIMENT. RECIPROCANTE N° 1	3,60	2,69	6,48	17,40	0,01
ALIMENT. RECIPROCANTE N° 2	3,60	2,69	6,48	17,40	0,01
FAJA N° 11 ALIMENTADOR	5,00	3,73	0,50	1,87	0,00
FAJA TRANSPORTADORA N° 01	4,80	3,58	12,96	46,41	0,03
FAJA TRANSPORTADORA N° 02	3,00	2,24	0,50	1,12	0,00
FAJA TRANSPORTADORA N° 03	3,60	2,69	12,96	34,81	0,02
FAJA TRANSPORTADORA N° 04	4,00	2,98	12,96	38,67	0,03
FAJA TRANSPORTADORA N° 05	5,00	3,73	12,96	48,34	0,03
FAJA TRANSPORTADORA N° 06	9,00	6,71	12,96	87,01	0,06
FAJA TRANSPORTADORA N° 07	10,00	7,46	12,96	96,68	0,06
FAJA TRANSPORTADORA N° 10	4,80	3,58	12,96	46,41	0,03
CHANCADORA ALLIS FACO 80x50	75,00	55,95	12,96	725,11	0,48
CHANCADORA TELSMITH 44FC	200,00	149,20	12,96	1933,63	1,29
BOMBA DE ACEITE - CHA. TELSMITH	3,00	2,24	12,96	29,00	0,02
HIDROSET DE LA CHAN TELSMITH	5,00	3,73	12,96	48,34	0,03
SIST. ENFRIAMIENTO - CH. TELSMITH	3,00	2,24	12,96	29,00	0,02
CHANCADORA SYMONS 3' SH	100,00	74,60	12,96	966,82	0,64
SISTEMA HIDRÁULICO	5,00	3,73	12,96	48,34	0,03
SISTEMA DE ENFRIAMIENTO	3,00	2,24	12,96	29,00	0,02
ZARANDA VIBRATORIA 5'x16' JCI TELSMITH	25,00	18,65	12,96	241,70	0,16
ZARANDA VIBRATORIA 5'x10' COMESA	15,00	11,19	12,96	145,02	0,10
ZARANDA VIBRATORIA 8' x 16' TYLER	30,00	22,58	12,96	290,04	0,19
BOMBA HIDROSTAL 40-200	10,00	7,46	12,96	96,68	0,06
TECLE ELÉCTRICO 3 TON DKST10-2000	3,50	2,61	0,50	1,31	0,00
<b>SUB TOTAL EN CHANCADO</b>	<b>533,90</b>	<b>398,29</b>	<b>260,70</b>	<b>5 020,13</b>	<b>3,35</b>

#### 4.8.1.2. Circuito de molienda

Tabla 4.8. – Energía en circuito de molienda

MOLIENDA	HP	Kw	Horas Op.	Kw-h	Kw-h/TMS
FAJA TRANSPORTADORA N°15	9,00	6,71	24,00	161,14	0,11
FAJA TRANSPORTADORA N° 16	12,00	8,95	24,00	214,85	0,14
FAJA TRANSPORTADORA N° 17	5,00	3,73	24,00	89,52	0,06
MOLINO COMESA 8' x 10' N° 1	500,00	373,00	24,00	8 952,00	5,97
TAMBOR MAGNÉTICO 24" X 40" MOL. 8X10	2,00	1,49	24,00	35,81	0,02
JIG JUBA N° 1 - 42" x 56"	2,00	1,49	24,00	35,81	0,02
JIG JUBA N° 2 - 42" x 56"	6,60	4,92	24,00	118,17	0,08
BOMBA WILFLEY 6K	90,00	67,14	24,00	1 611,36	1,07
MOLINO COMESA 8' x 10' N° 2	550,00	410,30	24,00	9 847,20	6,56
MOLINO COMESA 6' x 8'	147,50	110,04	24,00	2 640,84	1,76
MOLINO COMESA 6' x 6' N°1	145,00	108,17	24,00	2 596,08	1,73
BOMBA VERTICAL FIMA 2½" X 42"	15,00	11,19	4,00	44,76	0,03
MUESTREADOR S.T.S.ING.S.A HORIZONTAL N° 0	0,50	0,37	0,50	0,19	0,00
SUB TOTAL EN MOLIENDA	1 484,60	1 107,51	268,50	26 347,71	17,57

#### 4.8.1.3. Circuito de concentración

Tabla 4.9. – Energía en circuito de concentración

CONCENTRACION	HP	Kw	Horas Op.	Kw-h	Kw-h/TMS
CELDA FLASH SK 80	20,00	14,92	24,00	358,08	0,24
CELDA FLASH SK 240	40,00	29,84	24,00	716,16	0,48
SOPLADOR ROOTS 36 U-RAI, 0403973456	7,50	5,59	24,00	134,28	0,09
ACONDICIONADOR FIMA 10' x 12'	10,00	7,46	24,00	179,04	0,12
CELDAS OUTKUMPU OK - 16 2U	100,00	74,60	24,00	1 790,40	1,19
SOPLADOR SPENCER S24208B, 3510 RPM N°1	30,00	22,38	24,00	537,12	0,36
SOPLADOR SPENCER S24208B, 3510 RPM N°2	30,00	22,38	24,00	537,12	0,36
MUESTREADOR S.T.S.ING.S.A HORIZONTAL N°3	1,00	0,75	0,50	0,373	0,00
TROMMEL ASTILLERO	3,60	2,69	24,00	64,45	0,04
ESPESADOR DE MADERA Ø12.60MT X 3.6 MT	6,00	4,48	24,00	107,42	0,07
BOMBA DE DIAFRAGMA ESPESADOR FLOT.	1,80	1,34	24,00	32,23	0,02
BOMBA DENVER 4" X 3" REC. AGUA.	30,00	2,24	24,00	537,12	0,36
ZARANDA VIBRATORIA ASTILLERA 2' x 4'	3,00	2,24	24,00	53,71	0,04
MUESTREADOR DE CABEZA CONCENTRADO N5	0,50	0,37	0,50	0,19	0,00
BOMBA HORIZONTAL SRL 5 X 4 N° 01	30,00	22,38	24,00	537,12	0,36
BOMBA DE SELLO HIDROSTAL 40-160	20,00	14,92	24,00	358,08	0,24
MUESTREADOR S.T.S.ING.S.A VERTICAL N° 1	0,50	0,37	0,50	0,19	0,00
FILTRO DE DISCO FIMA Ø6" X 8	3,00	2,24	24,00	53,71	0,04
MEZCLADOR DEL FILTRO	7,50	5,60	24,00	134,28	0,09
SOPLADOR ROOTS 33 URAI	10,00	7,46	24,00	179,04	0,12
ALIMENTADOR HELICOIDAL	3,00	2,24	24,00	53,71	0,04
BOMBA DE VACÍO N°1	50,00	37,30	24,00	895,20	0,60
BOMBA DENVER SRL 3" x 3" N°01	9,00	6,71	24,00	161,14	0,11
BOMBA VERTICAL GALIGHIER 2½" x 42"	10,00	7,46	24,00	179,04	0,12
CELDA WEMCO 1	40,00	29,84	24,00	716,16	0,48
CELDA WEMCO 2	40,00	29,84	24,00	716,16	0,48
CELDA WEMCO 3	40,00	29,84	24,00	716,16	0,48
PALETAS DE CELDAS WEMCO N° 1	4,80	3,58	24,00	85,94	0,06
CELDA WEMCO 4	40,00	29,84	24,00	716,16	0,48
CELDA WEMCO 5	40,00	29,84	24,00	716,16	0,48
CELDA WEMCO 6	40,00	29,84	24,00	716,16	0,48
PALETAS DE CELDAS WEMCO N° 2	4,80	3,58	24,00	85,94	0,06
MUESTREADOR HORIZONTAL N°4 RLV	1,00	0,75	0,50	0,37	0,00
BOMBA MILTON ROY FLOCULANTE	0,50	0,37	24,00	8,95	0,01
ACONDICIONADOR XANTATO	5,00	3,73	3,00	11,19	0,01
DOSIFICADOR XANTATO N°1	0,50	0,37	24,00	8,95	0,01
DOSIFICADOR XANTATO N°2	0,50	0,37	24,00	8,95	0,01
DOSIFICADOR ESPUMANTE N°1	0,50	0,37	24,00	8,95	0,01
DOSIFICADOR ESPUMANTE N°2	0,50	0,37	24,00	8,95	0,01
DOSIFICADOR ESPUMANTE N°3	0,50	0,37	24,00	8,95	0,01
BOMBA ASH 150 MCH 8x6	100,00	74,60	24,00	1 790,40	1,19
BOMBA VERTICAL 1 1/2"x 42", RECUP RLV.	9,00	6,71	3,00	20,14	0,01
COMPRESORA ATLAS COPCO - GA110	148,00	110,41	24,00	2 649,79	1,77
SUB TOTAL EN CONCENTRACION	942,00	702,73	896,00	16 593,65	11,06

#### 4.8.1.4. Circuito de Lixiviación

Tabla 4.10. – Energía en circuito de lixiviación

LIXIVIACION	HP	Kw	Horas Op.	Kw-h	Kw-h/TMS
MOLINO COMESA 5' x 8'	110,00	82,06	24,00	1969,44	1,31
MOLINO COMESA 6' x 6' N° 02	145,00	108,17	24,00	2 596,08	1,73
BOMBA DESCARGA VERTICAL M-5x8	40,00	29,84	24,00	716,16	0,48
BOMBA DESCARGA WILFLEY 5K M-6x6 N°2	50,00	29,84	24,00	716,16	0,48
ALIMENTADOR DE CAL REMOLIENDA	1,20	0,90	24,00	21,48	0,01
ESPEADOR 42'x10' N°1	6,00	4,48	24,00	107,42	0,07
ESPEADOR 42'x10' N°2	5,00	3,73	24,00	89,52	0,06
ESPEADOR 42'x10' N°3	6,60	4,92	24,00	118,17	0,08
AGITADOR 20'x20' N°1	30,00	22,38	24,00	537,12	0,36
AGITADOR 20'x20' N°2	30,00	22,38	24,00	537,12	0,36
AGITADOR 20'x20' N°3	30,00	22,38	24,00	537,12	0,36
BOMBA DIAFRAGAMA SIMPLEX N°1, E-1	4,80	3,58	24,00	85,94	0,06
BOMBA DIAFRAGAMA DUPLEX N°2, E-1	4,80	3,58	24,00	85,94	0,06
BOMBA DIAFRAGAMA SIMPLEX N°5, E-2	3,00	2,24	24,00	53,71	0,04
BOMBA DIAFRAGAMA DUPLEX N°6, E-2	3,60	2,69	24,00	64,45	0,04
BOMBA DIAFRAGAMA SIMPLEX N°7, E-3	3,00	2,24	24,00	53,71	0,04
MUESTREADOR 7-B CABEZA CIANURACION	0,50	0,37	0,50	0,19	0,00
BOMBA HIDROSTAL N°1 RETORNO E-1	10,00	7,46	8,00	59,68	0,04
BOMBA HIDROSTAL N°2 RETORNO E-1	15,00	11,19	4,00	44,76	0,03
BOMBA HIDROSTAL SOLUCION INTERM. N°1	30,00	22,38	12,00	268,56	0,18
BOMBA HIDROSTAL SOLUCION INTERM. N°2	30,00	22,38	12,00	268,56	0,18
BOMBA HORIZONTAL DESCARGA E-3	7,50	5,60	24,00	134,28	0,09
BOMBA VERTICAL DESCARGA FLUJOM. E-3	24,00	17,90	24,00	429,70	0,29
SUB TOTAL EN LIXIVIACION	580,00	432,50	468,50	9 495,27	6,33

#### 4.8.1.5. Circuito de Recuperación

Tabla 4.11. – Energía en circuito de recuperación

RECUPERACION	HP	Kw	Horas Op.	Kw-h	Kw-h/TMS
CIP 20'x20' N°1	30,00	22,38	24,00	537,12	0,36
CIP 20'x20' N°2	30,00	22,38	24,00	537,12	0,36
SOPLADOR DE TANQUES CIPs	6,60	4,92	24,00	118,17	0,08
ZARANDA 3x6 COSECHA CARBON CIP	10,00	7,46	1,00	7,46	0,00
BOMBA VERTICAL RECUPERACION CIPs	10,00	7,46	1,00	7,46	0,00
BOMBA HIDROSTAL TRASPAGO CARBON	12,00	8,95	1,00	8,95	0,01
BOMBA HIDROSTAL SOLUCION RICA N°1	20,00	14,92	6,00	89,52	0,06
BOMBA HIDROSTAL SOLUCION RICA N°2	20,00	14,92	6,00	89,52	0,06
BOMBA VACIO SIHI N°1	20,00	14,92	6,00	89,52	0,06
BOMBA VACIO SIHI N°2	20,00	14,92	6,00	89,52	0,06
BOMBA VERTICAL RECUPERACION	12,00	8,95	6,00	53,71	0,04
BOMBA GOULDS N°1	50,00	37,30	6,00	223,80	0,15
BOMBA GOULDS N°2	50,00	37,30	6,00	223,80	0,15
BOMBA PARA PRECOTEAR CELITE	3,00	2,24	1,00	2,24	0,00
SUB TOTAL EN RECUPERACION	293,60	219,03	118,00	2 077,91	1,39

#### 4.9. CONSUMO DE REACTIVOS

Ratio de consumo de reactivos de referido al área de concentración, lixiviación y recuperación por Merrill Crowe.

Tabla4.12. – Consumo de Reactivos

REACTIVO	Unid	Consumo
Aceite de Pino / ER-350	g/t	13.51
Metilsobutil Carbinol	g/t	11.05
Xantato Z-6	g/t	31.41
Ditiofosfatos AR-1404	g/t	10.84
Ditiofosfatos AR-1208	g/t	11.86
Sulfato de Cobre	g/t	1.19
Cal viva	Kg/t	0.21
Cianuro de sodio	Kg/t	0.38
Polvo de zinc	g/t	13.00
Acetato de Plomo	g/t	1.00

#### 4.10. CONSUMO DE BOLAS DE ACERO EN MOLIENDA

Tabla4.13. – Consumo de bolas de Acero

PRODUCTO	Unidades	CONSUMO PARA 1500 TMSD
Bolas acero de 1"	gr/t	401,564.70
Bolas acero de 1½."	gr/t	295,411.31
Bolas acero de 2"	gr/t	756,397.51
Bolas acero de 3"	gr/t	510,243.29

Costos por circuito en promedio después del incremento de tonelaje.

Tabla4.14. – Costos por circuito

COSTOS	
CIRCUITO	US\$/tms
Chancado	0.93
Molienda	2.92
Concentración	1.13
Lixiviación	1.65
Recuperación	0.49
Otras actividades	1.69
Relaves	0.61
<b>TOTAL</b>	<b>9.42</b>

#### 4.11. BALANCE METALÚRGICO ANTES Y DESPUÉS AMPLIACIÓN

Antes de la ampliación.

Tabla4.15. – Balance metalúrgico antes del incremento tonelaje

PRODUCTO	TMSD	Au g/tms	Distribución Au %	Finos gr-Au
Mineral	1,180.00	12.50	100.00	14,750.00
Carbón Activado*	0.250	1,210.00	2.05	302.50
Precipitado	0.026	492,545.00	86.82	12,806.17
Relave de Flotación	1,029.87	0.69	4.82	710.61
Relave de Cianuración	150.13	6.20	6.31	930.81

Después del incremento tonelaje.

Tabla4.16. – Balance metalúrgico después del incremento tonelaje

PRODUCTO	TMSD	Au g/tms	Distribución Au %	Finos gr-Au
Mineral	1,500.00	11.00	100.00	16,500.00
Carbón Activado*	0.352	1,755.00	3.74	617.76
Precipitado	0.032	452,214.00	87.70	14,470.85
Relave de Flotación	1,309.91	0.46	3.16	521.00
Relave de Cianuración	190.09	4.80	5.40	891.00

\*: El carbón es un reactivo que se recircula por lo que no es considerado en el balance de masa.



## CAPITULO V

### EVALUACIÓN ECONÓMICA

#### 5.1. COSTO DE INVERSIÓN

La inversión necesaria realizada en noviembre del año 2004 para la planta en esta primera fase es de US\$ 501,097.00, para mina de US\$ 224,300.00 y el costo adicional de operación es de US\$ 390,740.00, lo que representa un total US\$1116,137.00. Además para el presente año la cotización promedio internacional del dólar están 400 \$/Oz.

Tabla5.1. – Inversión en equipos

EQUIPOS	US\$		
	INVERSION	MONTAJE	
<b>PLANTA BENEFICIO</b>			
Molino 8x10	230 000	58 000	
Repracion motor WEG de 550 HP.	7 850		
Tablero distribucion principal.	4 000		
Arrancador para motor.	25 200	2 200	
Variadores de velocidad Bombas Wilfley.	13 000		
Motor Bomba Wilfley 100 HP.	7 120		
Cables electricos varios.	30 427	2 700	
Equipos instrumentacion y control.	6 400	2 000	
Bomba Wilfley 6K.	21 800	7 900	
Celda flash SK-240.	55 000	27 500	
<b>SUB-TOTAL</b>	<b>400 797</b>	<b>100 300</b>	<b>\$ 501 097,00</b>
<b>EQUIPOS PARA MINA</b>			
Compresora de 1350 CFM.	80 000	20 000	
Winche de 20 HP	48 000	5 000	
Planta Relleno.	50 000	16 300	
Costo indirecto.	5 000		
<b>SUB-TOTAL</b>	<b>183 000</b>	<b>41 300</b>	<b>\$ 224 300,00</b>
<b>Costo Operacion Adicional.</b>			<b>\$ 390 740,00</b>
<b>TOTAL DE INVERSION</b>			<b>\$ 1 116 137,00</b>

Si consideramos como horizonte del proyecto de un año, con un promedio de operación de 29 días al mes y las 320 tms adicionales, se obtiene que el tratamiento anual sea 9,280 tms mensuales.

Expresando el total del valor de la inversión entre las tms tratadas al año se obtiene 10.023 US\$/tms.

Tabla5.2. – Costo de inversión

CONCEPTO	UNI	VALOR
Inversion	US\$	1 116,137.00
Tratamiento mineral anual	tms	111,360.00
Costo Inversion	US\$/tms	10.023

Se ha considerado como costos de operación de la ampliación a los costos incrementales de: bolas de acero, forros de molino, energía y todos los costos variables de producción. Estos costos de operación son de 42.11 US\$/tms, lo que equivale a 390,740.00 US\$ mensuales.

## 5.2. COSTO OPERACIÓN A 1,500 TMSD

En laTabla5.3, presenta un cuadro resumen de los costos de operación, debe recalcar que los costos de insumos ya han sido considerados en el costo de operación y no existirá demanda de personal. Por lo tanto describe el costo total de la ampliación de tonelaje.

Tabla5.3. – Costo de operación

CONCEPTO	US\$/tms	US\$/mes
Costo Bolas	0.83	7,664.44
Costo Energia	1.00	9,260.45
Costo forros	0.09	865.92
Costo Produccion	40.19	372,949.19
Insumos	0.00	
Personal	0.00	
Costo Operacion	42.11	390,740.00

Para la inversión de un año,Tabla 5.4, los costos unitarios adicionales en la planta son 10.02 US\$/tms y sumándose estos el costo operativo de 42.11 US\$/tms; entonces tenemos que el costo de producción es de 52.13 US\$/tms.

Tabla5.4. – Costo Adicional de Producción

COSTO	US\$/tms
Inversión a un año	10.02
Operación	42.11
Adicional producción	52.13

### 5.3. INGRESOS DEL PROYECTO

La diferencia del incremento de tratamiento es 320 TMSD; pero también se debe tener en cuenta que la ley de cabeza esperada es de 11.00 gr por TMS.Se realiza una evaluación económica antes y después de la ampliación de tonelaje. Para lo cual se analiza la incidencia que tendrá en cada sección de la operación, de tal manera que la subida de tonelaje recaerá directamente en los costos de operación, actualmente el costo de energía es 0.19 US\$/Kw-hr. La energía es generada con grupos electrógenos Diesel y

se tiene contemplando un proyecto para interconectar a la línea de alta tensión. Por lo que el costo de energía bajaría a 0.08 US\$/Kw-hr, esto contribuye a que el costo en energía bajaría en un 58.00%.

Tabla5.5. – Ingresos antes y después del incremento

PRODUCTO	UNID.	ANTES	DESPUÉS
Tonelaje	TMSD	1,180	1,500
Ley	g/tms	12.50	11.00
Recuperación	%	0.89	0.91
Ley Recuperación.	g Au/tms	11.11	10.06
Cotización*	\$/Oz	400.00	400.00
Cotización	\$/g Au	12.86	12.86
Valor Mineral	\$/tms	142.86	129.35
Ingreso	\$/día	168,576.85	194,030.90
Ingreso	\$/mes	4888,728.60	5626,896.01

\*: Cotización referido al año 2004

En la tabla 5.5 se muestra los ingresos antes y después del incremento de tonelaje, por lo que se obtiene una rentabilidad de \$ 738,167.41 al mes.

#### 5.4. RENTABILIDAD DE LA AMPLIACIÓN

Tabla5.6. – Retorno de la Inversión

BENEFICIO	738,167.41	\$/MES
Tonelaje adicional	9,280.00	tms/mes
Ingreso	79.54	\$/tms
Costo Total	52.13	\$/tms
Utilidad	27.41	\$/tms
Utilidad	254,401.01	\$/mes
Inversión Total	1116,137.00	USS\$
Retorno	4.39	meses

De la Tabla 5.6 retorno de la inversión, se obtiene la utilidad de neta 27.41 \$/tms y siendo el incremento de tonelaje en 9,280 tms/mes se tendrá una

rentabilidad mensual de \$ 254,401.01. Por lo tanto, teniendo presente la inversión total, el tiempo estimado de recuperar la inversión es 4.39 meses.

## CONCLUSIONES

1. Con la puesta en operación del molino 8'x10' N°2 se aumenta la capacidad de tratamiento de planta, llegando a procesar 1,500 TMSD.
2. Con el incremento de molienda secundaria se obtienen relaves más bajos en comparación con años anteriores, debido a que se logra llegar granulometrías deseadas, 60% -200m.
3. Las horas de chancado han disminuido como consecuencia de instalar chancado terciario.
4. La chancadora terciaria según cálculo está trabajando a su límite, por lo que se tiene que presupuestar por uno nuevo de mayor capacidad.
5. El aumento de energía con respecto al año anterior se debe al montaje y puesta en operación de los equipos de la ampliación a 1,500 TMSD.
6. Con la instalación de la Celda SK-240 de flotación, permitirá tener mayor recuperación.
7. El valor del mineral con la ampliación es menor debido a la disminución de ley de cabeza: 142.86 a 129.35 \$/tms.

8. La producción adicional de oro debido a la ampliación y de mantenerse la ley de cabeza, es 1,910 oz/mes, lo que generaría un ingreso mensual \$ 738,167.41. Se debe tener presente la cotización de oro es 400 \$/oz. referido al mes de noviembre del 2004 – ver cotización usado en la Tabla 5.5.
9. La ley de cabeza bajo desde 12.50 g/t a 11.00 g/t para mantener mayor abastecimiento de mineral y elevar el tonelaje de 1,180 tmsd a 1,500 tmsd. Como también incrementando la recuperación.
10. La carga circulante en la molienda ha disminuido de 350% a 245%, debido a mayor tiempo de molienda secundaria.
11. Para un mayor ahorro de cianuro en lixiviación se tiene próximo a implementar la construcción e instalación de filtro para relave de cianuración, de esta manera la solución filtrada retornara al circuito.
12. De mantenerse la ley de cabeza, el tonelaje de tratamiento y la recuperación, la inversión de la ampliación se pagará en 4.39 meses.

## BIBLIOGRAFÍA

1. ASOCIACIÓN PERUANA DE MANAGEMENT – Diseño y Optimización de Plantas Concentradoras – pdf, 2011.
2. CONSORCIO MINERO HORIZONTE S.A. Informes Laboratorio Metalúrgicos, 2004.
3. CONSORCIO MINERO HORIZONTE S.A. - Informes mensuales de la Planta de Beneficio, 2004.
4. [www.FLSmidth.com](http://www.FLSmidth.com) – Manual Diseño Plantas – pdf sección molienda, octubre 2011.
5. Manzaneda C, José – Procesamiento de Minerales – Chancado, Molienda, Flotación, Diseño Experimental, Microscopia – Lima Perú.
6. Misari Ch, Fidel – Metalurgia de Oro – Volumen I y II, Editorial CEPECT, 1993, Perú.
7. Porras C, David – Procesamiento de Minerales – Fundamentos básicos para operadores y supervisores de plantas concentradoras.
8. Quiroz N, Iván - Ingeniería Metalúrgica – Lima Perú, 1987.



9. Sepúlveda, Jaime – Seminario Internacional Optimización de circuitos de Molienda clasificación – Mineralurgia, Tecsup, 2004.
10. Ramos Q. Benigno – Ingeniería Metalúrgica Procesamiento Minerales – UNI – Lima Perú, 1997.

## **ANEXOS**

**ANEXO I: FLOW SHEET ANTES DE LA AMPLIACION**

**ANEXO II: FLOW SHEETDESPUES DE LA AMPLIACION**

**ANEXO III: GALERIA DE FOTOS DEL MONTAJE DELMOLINO 8'x10' N°2**

## **ANEXO I**

## **ANEXO II**

## **ANEXO III**

### **GALERIA DE FOTOS DEL MONTAJE DEL MOLINO**



Llegada del molino a instalarse.



Molino instalado y colaboradores para este fin.