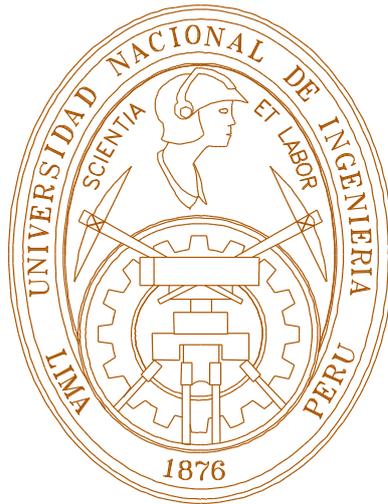


**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA**  
**FACULTAD DE INGENIERÍA GEOLÓGICA,**  
**MINERA Y METALÚRGICA**



**“ESTUDIO DE OPTIMIZACION Y AMPLIACION A 1500 TMSPD DE  
LA PLANTA DE BENEFICIO DE MINERALES AURIFEROS DE LA  
CIA. CONSORCIO MINERO HORIZONTE S.A.C.”**

**INFORME DE INGENIERÍA**

**Para Optar el Título Profesional de**

**INGENIERO METALURGISTA**

**PRESENTADO POR:**

**Fredy Cleto, Ticse Chuquillanqui**

**Promoción – 94 - I**

**Lima – Perú**

**2004**

## **DEDICATORIA**

- A mi Madre y Padre, por su invaluable apoyo en todas las etapas de mi vida.
- A mi alma mater : La Universidad Nacional Ingeniería, en la cual fui formado para la vida.
- A todos los profesores quienes nos transmitieron conocimientos para aplicarlos.

# I N D I C E

	<u>PAGINA</u>
<b>CAPITULO I: INTRODUCCION</b>	7
1.1 Introducción	7
1.2 Objetivos	9
<b>CAPITULO II: ASPECTOS GENERALES DE LA MINA CONSORCIO MINERO HORIZONTE</b>	10
2.1 Ubicación de la Mina	10
2.2 Accesibilidad	10
2.3 Clima	10
2.4 Reseña Histórica	11
2.5 Geología	11
2.5.1 Geología Regional	12
2.5.2 Geología Local	13
2.5.3 Geología Económica	14
2.5.3.1 Estructuras Mineralizadas	14
2.5.4 Mineralogía y Paragénesis	15
2.5.4.1 Mineralogía	15
2.5.4.2 Paragénesis	16
2.5.5 Tectónica	16
2.5.6 Afloramiento de las Estructuras Mineralizadas	17
2.6 Operación actual	18
2.6.1 Descripción del circuito actual de la planta de proceso	18
2.6.1.1 Descripción esquemática	18
2.6.1.2 Descripción detallada de la planta actual	20

<b>CAPITULO III:</b>	<b>ASPECTOS DE INGENIERIA PARA LA OPTIMIZACION Y AMPLIACION DE LA PLANTA</b>	28
<b>3.1</b>	<b>AMPLIACION DE LA SECCION CHANCADO</b>	28
3.1.1	Antecedentes	28
3.1.2	Selección de Equipos para la Ampliación	28
3.1.3	Diagramas de Flujo	29
3.1.3.1	Operación Actual	29
3.1.3.2	Operación Proyectada	29
<b>3.2</b>	<b>AMPLIACION DE LA SECCION MOLIENDA - CLASIFICACION</b>	32
3.2.1	Antecedentes	32
3.2.2	Selección de Equipos para la Ampliación	32
3.2.3	Diagramas de Flujo	33
3.2.3.1	Operación Actual	33
3.2.3.2	Operación Proyectada	33
<b>3.3</b>	<b>AMPLIACION DE LA SECCION CONCENTRACION</b>	36
3.3.1	Antecedentes	36
3.3.2	Selección de Equipos para la Ampliación	36
3.3.3	Diagramas de Flujo	38
3.3.3.1	Operación Actual	38
3.3.3.2	Operación Proyectada	38
<b>3.4</b>	<b>AMPLIACION DE LA SECCION CIANURACION</b>	38
3.4.1	Antecedentes	40
3.4.2	Selección de Equipos para la Ampliación	40
3.4.3	Diagramas de Flujo	41
3.4.3.1	Operación Actual	41
3.4.3.2	Operación Proyectada	41

<b>3.5</b>	<b>AMPLIACION DE LA SECCION RECUPERACIÓN (MERRILL CROWE)</b>	44
3.5.1	Antecedentes	44
3.5.2	Selección de Equipos para la Automatización	45
3.5.3	Diagramas de Flujo	45
3.5.3.1	Operación Actual	45
3.5.3.2	Operación Proyectada	46
<b>3.6</b>	<b>ENERGÍA</b>	46
3.6.1	Energía Operación Actual	46
3.6.2	Energía Proyecto de Ampliación	49
<b>3.7</b>	<b>BALANCE METALURGICO</b>	54
3.7.1	Balance Metalúrgico Operación Actual	54
3.7.2	Balance Metalúrgico Proyecto de Ampliación	55
<b>CAPITULO IV:</b>	<b>EVALUACION ECONOMICA</b>	56
<b>4.1</b>	<b>VALOR DE LA PRODUCCION</b>	56
4.1.1	Valor de la Producción Actual	56
4.1.2	Valor de la Producción del Proyecto	56
<b>4.2</b>	<b>COSTO DE INVERSION</b>	57
<b>4.3</b>	<b>COSTO DE OPERACION</b>	58
4.3.1	Costo de Operación Actual	58
4.3.2	Costo de Operación Proyecto de Ampliación	62
<b>4.4</b>	<b>RENTABILIDAD DEL PROCESO DE TRATAMIENTO</b>	66
4.4.1	Rentabilidad del Proceso Actual	66
4.4.2	Rentabilidad del Proyecto de Ampliación	66

	<u>PAGINA</u>
4.4.3 Incremento en la Rentabilidad	67
4.4.4 Rentabilidad de la Ampliación con respecto a la Inversión	67
<b>4.5 ANALISIS ECONOMICO MENSUAL PARA EL PROYECTO DE AMPLIACIÓN</b>	<b>68</b>
<b>4.6 CRONOGRAMA DE APLICACIÓN DEL PROYECTO DE AMPLIACION</b>	<b>69</b>
<b>CAPITULO V: OBSERVACIONES Y CONCLUSIONES</b>	<b>73</b>
<b>5.1 OBSERVACIONES</b>	<b>73</b>
<b>5.2 CONCLUSIONES</b>	<b>75</b>
<b>ANEXOS</b>	
<b>ANEXO I : ASPECTOS TEÓRICOS</b>	<b>77</b>
<b>ANEXO II : PRUEBAS EXPERIMENTALES</b>	<b>113</b>
<b>ANEXO III : PROCESO DE DETOXIFICACION EN PLANTA DE BENEFICIO</b>	<b>143</b>
<b>ANEXO IV : DIAGRAMAS DE FLUJO DE LA OPERACIÓN ACTUAL Y EL PROYECTO DE AMPLIACIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO</b>	<b>152</b>
<b>BIBLIOGRAFIA</b>	<b>155</b>

# CAPITULO I

## INTRODUCCIÓN

### 1.1 Introducción

El presente estudio tiene la finalidad de realizar la expansión de capacidad de tratamiento de la planta de Consorcio Minero Horizonte desde 1100 a 1500 TMS por día incluyendo el aumento de recuperación de la extracción del oro.

La planta de beneficio de Consorcio Minero horizonte tiene una capacidad de tratamiento de 1100 TMS por día, en la cual se han obtenido recuperaciones del 91.0%, pero por razones de obtener mayor producción de oro se hicieron esfuerzos para procesar mayor tonelaje llegando actualmente a beneficiar 1200 TMS por día implicando la disminución en la recuperación a valores cercanos al 89 %. Pese a bajar la recuperación, la producción de oro se ha incrementando como también las ganancias económicas.

**Propósito del estudio:** La expansión de la planta permitirá hacer mucho más rentable el proceso debido a que se procesará mayor tonelaje, se disminuirá los costos de producción y se mejorará la recuperación con las mejores condiciones metalúrgicas que se dará al proceso de beneficio del mineral en las áreas de molienda-clasificación, flotación, filtración, cianuración, a ello se suman también las adquisiciones de equipos de última generación. Estos puntos serán demostrados en el presente estudio.

**Metodología del trabajo:** Inicialmente se evaluará la planta en su estado actual, luego se plantea el estudio de las ampliaciones de capacidad de planta asociando a la mejora de recuperación, se evaluará los costos de inversión para finalmente realizar los cálculos económicos.

Alcance: Los alcances de este estudio son:

Realizar la evaluación de la planta antes de la ampliación.

Estudios metalúrgicos para incrementar la recuperación.

Elaboración de especificaciones técnicas de los equipos a adquirirse.

Elaboración de diseño de ubicación de equipos.

Cálculos de la inversión y justificación económica.

**Limitaciones:** El estudio está limitado hasta la etapa de diseño y evaluación económica, no involucra las decisiones de adquisición de equipos ni los trabajos de obras civiles para la ampliación.

El estudio económico es realizado solo para las inversiones de planta, la inversión total involucran también inversiones en Geología, Mina y Servicios, los cuales no incluimos en este estudio por ser competencia de las áreas en mención.

**Reconocimiento:** Se agradece a la CIA Consorcio Minero Horizonte por haber dado todo el apoyo para que se realice el presente estudio.

El estudio ha considerado las siguientes etapas:

- **Capítulo II :** Descripción de los aspectos generales de la mina, reservas, operación actual
- **Capítulo III:** Modificación del diagrama de flujo, adicionando al diagrama actual equipos que permitan elevar el tonelaje de tratamiento, y por ende mejorar los resultados de operación.
- **Capítulo IV:** Cálculos de los costos de operación, considerando la operación actual y la operación optimizada y la Estimación de la rentabilidad del estudio.
- **Capítulo V :** Observaciones y conclusiones del estudio.
- **Anexo I :** Revisión de los conceptos teóricos de los procesos de cianuración, precipitación, adsorción y flotación.

- **Anexo II** : Pruebas experimentales para evaluar las etapas de flotación y cianuración.

## 1.2 Objetivos

- Incrementar la capacidad de tratamiento de la planta desde 1100 a 1500 TMS por día.
- Incrementar la recuperación metalúrgica de oro desde 89 % a 92%.
- Reducir los costos de operación por el incremento del tonelaje.
- Obtener mayor rentabilidad del proceso.

## **CAPITULO II**

# **ASPECTOS GENERALES DE LA MINA CONSORCIO MINERO HORIZONTE**

### **2.1 Ubicación de la Mina**

La mina Consorcio Minero Horizonte S.A. esta ubicado en la localidad de Retamas, en el distrito de Parcoy, provincia de Pataz, en el departamento de la Libertad, ubicado en lado occidental del departamento, a una altura promedio de 2700 m.s.n.m. En las siguientes coordenadas geográficas:

- ◆ 77° 29´ Longitud – Oeste
- ◆ 08° 01´ Latitud – Sur

### **2.2 Accesibilidad**

El acceso a la mina se realiza por transporte terrestre ó por vía aérea, estando ubicado el yacimiento minero a 24 horas en ómnibus desde Trujillo pasando por Huamachuco.

Por vía aérea los accesos tienen la siguiente ruta:

- Lima(Aeropuerto Jorge Chávez ) – Aeródromo Pías, con vuelo de 1 hora 20 minutos. La mina está a 40 minutos de viaje en carro por carretera afirmada desde el aeródromo Pías.
- Lima- Trujillo- Pías - Mina, el vuelo Trujillo – Pías es de 50 minutos.
- Lima- Trujillo-Chagual – Mina, el vuelo Trujillo-Chagual es de 50 minutos, luego se viaja a la mina por carretera afirmada por 4 horas en camioneta.

### **2.3 Clima**

Entre los 1000 y 3000 m.s.n.m. el clima es esencialmente poco frígido, lluvioso en los meses de Noviembre hasta Marzo.

El clima presenta dos estaciones bien marcadas de Abril a Octubre, que es la época seca con raras precipitaciones y de Noviembre a Marzo que es la estación húmeda con frecuentes precipitaciones.

## **2.4 Reseña Histórica**

En los albores del siglo XX el Ingeniero Polaco Tarnawiecki se establece en la zona de Parcoy a fin de realizar diversos trabajos topográficos y geológicos, que le permitieron reconocer la mineralización del área comprendida entre Pataz y el cerro El Gigante.

Desde 1934 hasta 1960, Eulogio Fernandini, fundador del Sindicato Minero Parcoy, desarrollo en el área la mina subterránea más grande del país, la cual se convirtió en pionera del proceso de cianuración.

El sindicato dejo de operar el año 60, al agotarse los recursos minerales que podía explotarse económicamente con la tecnología de la época.

En 1978, Rafael Navarro Grau y Jaime Uranga deciden procesar los relaves del área y fundan el Consorcio Minero Horizonte, a pesar de que ellos eran empresarios agrarios o no mineros. Para la realización de sus proyectos adquieren los derechos mineros que correspondían al sindicato y posteriormente tramitan nuevos petitorios. Actualmente el Consorcio Minero Horizonte posee más de veinticinco mil hectáreas de petitorios en la zona.

## **2.5 Geología**

Las principales estructuras son grandes fallas longitudinales, que tiene un rumbo NW – SE (Sistema Andino).

Durante el carbonífero las rocas de la zona hasta ese entonces fueron intruídas por magmas que luego forme el Batolito de Pataz; en el terciario se emplaza otro intrusivo diorítico que aflora en pilancones.

En base al mapeo geológico y a las observaciones de campo, hasta el momento sólo se ha definido un tipo de yacimiento hidrotermal tipo filoneano de cuarzo – pirita.

Una notable alteración hidrotermal de las rocas encajonantes acompaña a este tipo de mineralización, está caracterizada principalmente por propilitización, sericitización y silificación.

### 2.5.1 Geología Regional

El magmatismo y el tectonismo del Carbonífero produjeron una gran sutura tectónica en la secuencia metavolcánica y sedimentos del pretorosoico carbonífero del valle del Marañon que sirvió de emplazamiento al Batolito de Pataz y a la consecuente mineralización aurífera posterior.

Los minerales auríferos en el distrito de Parcoy proviene de vetas y/o estructuras filoneas antiguos, conformando yacimientos filoneas hidrotermales, con relleno de cuarzo y pirita, arsenopirita, esfalerita y galena.

Estas vetas se alojan principalmente en rocas Intrusivas del Batolito de Pataz de edad carbonífera emplazado durante la orogenia hercinica.

Dicho Batolito tiene una dirección de N 30° W y está controlado por cizallas marginales y cabalgamiento de geometría lístrica. La localización de oro a escala local y regional se atribuye a zonas de dilatación de orientación predominantes NW – SE producidos como parte de las grandes cizallas regionales. Este cizallamiento regional NW – SE conjugados con el sistema de fallamiento E – W controla la ubicación de mineralización de oro en vetas y lazos cimoides.

Con relación a la mineralización los esfuerzos intrusivos parecen haber ocurrido en tres etapas:

- ◆ Primera Etapa : Pre – mineral
- ◆ Segunda Etapa : Intra – mineral
- ◆ Tercera Etapa : Post – mineral

Como resultado de la primera etapa Pre – mineral se formarían fallas con rumbo NW – SE (fallas longitudinales), estas fallas son importantes porque en ellas se emplazó la mineralización. La segunda etapa Intra – mineral son fallas subparalelas en rumbo y buzamiento a las estructuras minerales, se a

observado donde la veta ha sido duplicada por un fallamiento longitudinal (Intra – mineral), al reactivarse la estructura Pre – mineral. La tercera etapa Post – mineral se forma fallas rumbo E – W y son transversales a las fallas descritas, han producido desplazamiento y son del tipo sinextral; estas fallas son Fierro, Parcoy, Doncella, Balcón y los Muertos; estas fallas son las que dislocan al Batolito en bloques.

Fallamiento en bloques.- El notable control estructural de las vetas en el distrito minero de Parcoy (C.M.H.S.A.) se debe a un cizallamiento regional tipo lítrico de dirección NW – SE de gran profundidad y persistencia.

Fallas transversales de orientación NE y EW post – mineral (tectónica andina), produjeron una tectónica de fallamiento en bloques dentro del Batolito que expusieron los diferentes niveles de las estructuras mineralizadas; así tenemos que en el distrito minero de Parcoy se ha determinado tres bloques importantes que se elevan y bajan y a la vez desplazan a las estructuras mineralizadas. Estas son:

- ◆ Zona o Bloque Huariracra
- ◆ Zona o Bloque Retamas
- ◆ Zona o Bloque Cachica – Potacas

### **2.5.2 Geología Local**

Las fracturas pre- existentes a la mineralización tiene un rumbo paralelo a las grandes fallas N – S , con buzamiento variable al Noreste, la mineralización ha rellenado estas fracturas con cuarzo, pirita que posteriormente fueron afectadas por fallas transversales; esto dio origen a que las vetas presentan modelo tipo rosario, estas fallas transversales en este depósito es de corto desplazamiento a excepción de la falla H, la cual llega a desplazar 60 m. Horizontales a la veta Candelaria, verificada en el nivel 2815 Candelaria.

El tectonismo a las fracturas preexistentes, presenta la forma de un “huso”, como se puede observar en la proyección de las diferentes vetas,

como por ejemplo, la veta Candelaria, Orquídea, etc. El mapeo geológico subterráneo de las estructuras a medida que profundizan se va verticalizando de manera tal, que en profundidad tratarán a unirse en una sola. Realizando las correlaciones de las estructuras principales, en la componente horizontal tendiendo a unirse todas al Norte por la quebrada Vergaray y en la zona Sur de las estructuras de la unidad Candelaria tienden a cerrarse 1000 m más delante de la falla H, este hecho nos da un “huso” de 3000 m de largo y en profundidad puede ser igual.

### **2.5.3 Geología Económica**

#### **2.5.3.1 Estructuras Mineralizadas**

Se presenta un sistema de estructuras mineralizadas NW – SE, la diferencia esta en el buzamiento de  $40^{\circ}$  -  $80^{\circ}$  NE, todas el resultado del emplazamiento del sistema de fallas de cizalla.

La extensión horizontal e individual de las estructuras es desde algunas decenas de metros las cuales están controladas por fallas transversales sinextrales en la mayoría de los casos, de actividades tanto pre, como post al emplazamiento de la mineralización.

Las potencias son muy variables, desde centímetros hasta 20 m formando las vetas tipo rosario (veta Orquídea), en otros casos se observa ramificaciones que son lazos cimoides (veta Candelaria).

Las alteraciones de las cajas consiste en propilitización, sericitación, silificación, también en algunas zonas se encuentra las cajas cloritizadas. En algunas partes de la veta Candelaria se observa fuerte propilitización con presencia de pirita que contiene altos valores de oro.

Las principales estructuras (vetas) de cuarzo – pirita , son:

- ◆ Veta Candelaria
- ◆ Veta Titos
- ◆ Veta Rosa

- ◆ Veta Sissy
- ◆ Veta Lourdes
- ◆ Veta Esperanza
- ◆ Veta Orquídea
- ◆ Veta Milagros

## 2.5.4 Mineralogía y Paragénesis

### 2.5.4.1 Mineralogía

Los minerales que conforman las estructuras de interés económico son:

**Macroscópicamente.-** Cuarzo lechoso abundante, pirita en algunas zonas se observa pequeñas cantidades de galena, esfalerita, arsenopirita, también se observa oro nativo en el cuarzo, en la pirita, en la zona de espejos de falla.

**Microscópicamente.-** A continuación se nombra el orden decreciente de abundancia de los minerales hipogénicos según informe del estudio mineragráfico del Ing. Luis Angel de Montrevil Díaz (20-02-90).

1. Cuarzo ( $\text{SiO}_2$ ) es el componente predominante
2. Pirita ( $\text{FeS}_2$ )
3. Calcita ( $\text{CaCO}_3$ )
4. Serecita ( $\text{KAl}_2(\text{AlSi}_3\text{O}_{10})(\text{OH})_2$ )
5. Arsenopirita ( $\text{FeAsS}$ )
6. Galena ( $\text{PbS}$ )
7. Esfalerita ( $\text{Zn,FeS}$ )
8. Calcopirita ( $\text{CuFeS}_2$ )
9. Oro Nativo ( $\text{Au}$ )
10. Esfena o Tetanita ( $\text{CaTiSiO}_3$ )
11. Pirrotita ( $\text{FeS}_{1-x}$ )
12. Cerusita ( $\text{PbCO}_3$ )
13. Covelita ( $\text{CuS}$ )
14. Limonita (Goethita)  $\text{Fe}_2\text{O}_3+\text{NH}_2\text{O}$

## 15. Bornita ( $\text{Cu}_3\text{FeS}_4$ )

### 2.5.4.2 Paragénesis

Son 5 las etapas de la deposición del mineral, que corresponde a los episodios de la alteración hidrotermal y de la metalización desde el punto económico las etapas 2 y 3 son las más importantes.

La etapa 2 es la principal por el desplazamiento del cuarzo, pirita y arsenopirita, estos minerales sufrieron fuerte fracturamiento y microfracturamiento.

La etapa 3 corresponde a la cristalización del oro nativo y cantidades relativamente menores de sulfuros de los metales básicos ( Zn, Cu, Pb, Ag), estos rellenaron microfacturas de los constituyentes de la etapa 2 especialmente de la pirita y del cuarzo que ocurre en contacto con la pirita o se encuentra en las inmediaciones de este sulfuro y en menor proporción penetraron en microfacturas de la arsenopirita. Los minerales de la etapa 2 son los receptores de la mineralización aurífera de las vetas.

### 2.5.5 Tectónica

Todas las secuencias estratigráficas pre-terciarias de la región fue plegada y fallada por las fases tectónicas sucesivas las cuales ocurrieron posterior al pre -cámbrico y anterior al tectonismo Eoherciniano; se caracteriza por un estilo de deformación en pliegues recostados de las filitas del complejo Marañon y causantes del Geoanticlinal de la cordillera oriental.

La edad del plegamiento y deformación de las series Eohercinicas sería el Devónico tardío al carbonífero temprano por sus relaciones estratigráficas; en este tectonismo ocurrieron las grandes fallas del Rumbo N – S a NW – SE que permitió posteriormente en el carbonífero el emplazamiento del gran Batolito de Pataz – Buldibuyo de 80 km de longitud y de 0.6 a 8 km de ancho.

Prosigue el magmatismo del carbonífero, ocurre con intrusiones granodioríticas en profundidad y vulcanismo marino en superficie.

El tectonismo Neo herciniano durante el pérmico con fuerzas compresivas E – W el cual produjo la falla inversa del rumbo N – S a NW – SE en el contacto del metavolcánico precámbrico con el Batolito carbonífero, así mismo produjo fallas inversas después de la mineralización en el mismo Batolito de rumbo N – S a NW – SE.

Del Cretáceo Superior al Terciario se produjo el tectonismo y magmatismo denominado el Ciclo Andino (Tectonismo Peruano en el Cretáceo Superior, Tectonismo Incaico en el Terciario Inferior, Tectonismo Quechuno en el Terciario Superior). Este tectonismo fue intenso actuando en varias etapas en rumbos NE – SW, E – W y SE – NW.

#### **2.5.6 Afloramiento de las Estructuras Mineralizadas**

Los afloramientos de las estructuras mineralizadas en el yacimiento de Consorcio Minero Horizonte S.A. no son muy nítidas por la fuerte alteración Hipógena de sus cajas y el fracturamiento posterior de la formación de la Veta, que permitieron una erosión, las cuales hacen imposible la observación de los rasgos geológicos.

##### **Veta: Titos – Orquídea – Rosa – Dolores – Rosarito**

Aparentemente parece que se tratara de varias vetas, sino que es una sola, pues fallas transversales post – mineralizadas desplazaron en algunos casos sinextralmente, así tenemos las fallas reconocidas como Alfa, Beta, etc.

Parte de esta veta aflora en forma discontinua en la zona esperanza, dos lazos cimoides de 4 y 10 m de ancho, con cuarzo y limonita, con rumbo N – S con buzamiento promedio de 50° al SE aflora una distancia de 30 m.

En la quebrada de Parcoy, aflora la veta Titos con rumbo N 22° W, 52° NE de buzamiento con 8 y 3 m de potencia, con cuarzo y limonita. Se calcula en 1500 m de longitud horizontal de esta veta.

**Veta: Sissy**

Aflora a 3275 m.s.n.m. con buzamiento vertical, con dos lazos cimoides de 1.8 m ó 0.7 m con cuarzo, limonita y calcita. En la cota 3175 m.s.n.m. aflora con 81° NE de buzamiento, 100 m de ancho con cuarzo, limonita.

**Veta: Candelaria**

Su afloramiento se localiza en las cotas 2975, 3000, 3150 m.s.n.m. con 10m, 4 m, 0.40 m respectivamente, tiene cuarzo, limonita con rumbo N 20° W, 45° - 50° NE de buzamiento, tiene una longitud horizontal de 1150 m aproximadamente.

**2.6 OPERACIÓN ACTUAL****2.6.1 DESCRIPCIÓN DEL CIRCUITO ACTUAL DE LA PLANTA DE PROCESO****2.6.1.1 DESCRIPCIÓN ESQUEMÁTICA.**

El Circuito actual de la planta de proceso consta de las siguientes secciones de operación.

**Sección de recepción de mineral y chancado:**

- Tolvas de gruesos
- Clasificación y chancado primario
- Chancado secundario y clasificación en circuito cerrado con zarandas vibratorias
- Almacenamiento en tolva de finos del mineral triturado.

**Sección molienda clasificación:**

- Molienda primaria y secundaria en circuito cerrado con clasificación con hidrociclones ( 03 molinos)

**Sección de Concentración:**

- Concentración gravimétrica y flotación flash en las descargas de los molinos secundarios
- Flotación rougher y rougher scavenger

**Sección de Lixiviación**

- Remolienda de los concentrados ( en un molino), espesamiento, cianuración.

**Sección de Recuperación de valores**

- Precipitación del metal precioso bajo el proceso Merrill Crowe
- Circuito de carbón en pulpa (CIP).

**Sección de relaves**

- Líneas de conducción para el relave de cianuración
- Presa de relaves de cianuración de Chilcapampa.
- Planta de destrucción de cianuro (usando  $H_2O_2$ , sulfato de cobre y sulfato férrico).
- Los relaves del circuito de flotación se envían a la zona donde se encuentran Instalados los ciclones de relleno hidráulico, zona que es operada por el departamento de mina. La descarga del ciclón se usa para el relleno y el rebose se envía a través de una tubería a otra presa de relaves de Alpamarca.

## 2.6.1.2 DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA PLANTA ACTUAL

### Sección Chancado

#### Recepción del Mineral

El mineral desde la mina es transportado por medio de volquetes de capacidades de 20 toneladas y carros mineros con capacidades de 1.7 toneladas, las cuales son depositados en cancha de gruesos de la planta o alimentado en forma directa en las 3 tolvas de gruesos:

Tolva 1	:	150 TM
Tolva 2	:	150 TM
Tolva 3	:	250 TM

La tolva tiene parrillas hechos con rieles pesadas con abertura entre parrillas de 8 pulgadas los bloques de mineral que quedan en la parrilla son quebrados con combas manualmente y depositados en las tolvas.

Existen tres zonas bien diferenciadas de donde se extraen el mineral que se abastecen a la planta y son: Norte, Centro y Sur. Estas zonas están separadas en pilas de almacenamiento sobre un área plana de las cancha de mineral cercana a la planta de chancado para su blending y alimentación de la planta, este trabajo se hace con un cargador frontal. Los volquetes y carros mineros se pesan antes de entregarlos a la planta de chancado. El departamento de geología toma muestras de cada volquete o carros mineros.

#### Chancado Primario

El mineral de las tolvas de gruesos son trasladados mediante alimentadores reciprocantes, cada alimentador recíprocamente descarga sobre una faja transportadora (dos alimentadores sobre la faja transportadora No 1) y el tercero en la faja transportadora No 2, las fajas No 1 y 2 alimentan el mineral a la faja No 3 en las cuales están ubicadas un electroimán y un detector de

metales para impedir que ingresen al circuito elementos metálicos que perjudican a las chancadoras, los trozos grandes de madera y otros materiales extraños que vienen juntos con el mineral, son cuidadosamente retirados a mano del transportador que alimenta la zaranda vibratoria primaria. La faja No 3 alimenta a la zaranda vibratoria primaria JCI de 5 x16 de dos pisos, el piso superior está equipado con una malla de poliuterano mallas polideck con aberturas de 1" x 1". El piso inferior está equipado con una malla de poliuterano paneles polideck autolimpiantes con aberturas de 3/8" x 3/8" . El mineral de mayor tamaño del piso superior es enviado a la chancadora primaria. El mineral de mayor tamaño que el piso inferior es combinado con la descarga del chancado primario y transportado a la criba vibratoria secundaria. El mineral fino (undersize) es llevado por un sistema de chutes y la faja transportadora No 10 directamente a la tolva de finos.

La chancadora primaria es una chancadora de mandíbula de 80"x50" con un motor de 75 Hp. El mineral triturado es alimentado por la faja transportadora No 4 a la zaranda vibratoria secundaria 5 x 10 de dos pisos, el piso superior está equipado con una malla de 1"x1" de abertura, el piso inferior está equipado con una malla autolimpiante de alambres de fierro con aberturas de 3/8"x3/8", El mineral de mayor tamaño (oversize) de ambos pisos es recombinado y transportado a la chancadora secundaria . El mineral de menor tamaño (undersize) es enviado a la faja transportadora No 10 y transportado a la tolva de finos.

### **Chancado Secundario y Terciario**

Hay dos chancadoras secundarias. La chancadora secundaria que se usa generalmente en la operación es la chancadora cónica Telsmith 44 FC con ajuste hidráulico., la otra chancadora cónica Symons de 3 pies se mantiene en stand by. La descarga de la chancadora cónica es transportada a la criba o zaranda vibratoria terciaria.

La criba vibratoria terciaria Tyler de 8x16 es de un solo piso y tiene mallas de paneles polideck con aberturas de 3/8" x3/8", El oversize de la zaranda

retorna nuevamente a la chancadora secundaria formando un circuito cerrado, el undersize cae a la tolva de finos.

La tolva de mineral fino es un tanque circular (8 m de diámetro por 6 m de alto) con capacidad de 450 Tm, en la parte inferior tiene dos fajas transportadoras (faja No 15 y 16) para llevar el mineral a la Faja 17.

### **Sección Molienda**

El circuito de la molienda consta de un molino de bolas primario 8 x 10 y dos molinos secundarios molino 6 x 8 y otro 6 x 6, la faja transportadora No 17 alimenta mineral fresco al molino 8 x 10 y adicionándole agua y reactivos de flotación: xantato, MIBC, Aceite de Pino, La descarga del molino 8'x10' sale con una densidad entre 1850-1900 gr./lt, El molino primario y los dos molinos secundarios operan en circuito cerrado con ciclones D-20.

La pulpa que sale del molino primario pasa por un tambor magnético para atrapar los elementos metálicos que perjudican la eficiencia de los Jigs la pulpa es tratada en los dos jigs Juba duplex 26"x54" duplex, el concentrado de los jigs es bombeado a una sedimentador, el concentrado sedimentado es enviado a la remolienda para el proceso de cianuración.

El relave de los jigs se junta con el relave de la celda flash SK80 y son bombeados al hidrociclón D-20 por una bomba Wifley de 8 x 6, a un flujo de 600 gpm con una densidad de 1550 gr/lt, formando el circuito cerrado molienda – clasificación, el over flor del ciclón es el producto de la molienda y va al proceso de flotación, el Under flow del ciclón D-20 se distribuye en los tres molinos, la pulpa producto de los molinos secundarios 6x6 y 6x8 ingresan a la celda flash en la cual se obtienen el concentrado de la celda flash y un relave que se junta con el relave de los jigs para luego ser bombeado al ciclón D-20.

### **Sección Flotación**

La pulpa que sale del acondicionador pasa a dos celdas de flotación Outokumpo OK-16 , los relaves de la flotación rougher fluyen por gravedad a las 6 celdas de flotación Wemco de 300 pies de capacidad cada una, el concentrado de dichas celdas fluyen hacia el cajón colector de todos los concentrados, el tonelaje total de concentrados fluctúa entre 120 a 140 toneladas por día.

Todo los concentrados ( gravimétricos y flotación) son juntados y bombeados a un ciclón D-10 el over flow del ciclón con granulometrías finas con más del 90% -400 mallas fluye por gravedad al espesador de flotación 10 x 42, el concentrado espesado es bombeado al filtro y el concentrado fino filtrado ingresa al proceso de cianuración. El under flow del ciclón con una densidad de más de 2300 gr/lit ingresa directamente al molino de remolienda 5 x 8 en la cual se adiciona cianuro de sodio.

La adición de reactivo se realiza mayormente en el acondicionador a excepción del xantato Z-6 que mayormente se adiciona al molino 8 x 10, otros puntos de adición de reactivos ditiofosfatos son al ingreso de las celdas Wemco y al final del primer banco de las celdas Wemco.

### **Sección Remolienda-cianuración**

Al circuito de remolienda ingresa el concentrado de celdas de flotación y concentrados gravimétricos de Jigs, El molino de remolienda 5 x 8 descarga el producto molido a una densidad de 2400 gr/lit, se diluyen a con solución de cianuro del over flow de espesador No 2 y solución de recirculación del espesador No 1 de cianuración la pulpa es bombeado por una bomba 6 x 6 al ciclón D-15 que trabaja en circuito cerrado con el molino el under flow retorna al molino y el over flow con una densidad de 1030 gr/lit fluye por gravedad al espesador No 1 de cianuración, el over flow del espesador No 1 fluye por gravedad al tanque de solución rica para luego ingresar al proceso de recuperación de valores por el proceso de Merrill

Crowe. El under flow del espesador es sacado por una bomba de diafragma y diluido con solución barren a 1300 gr/lt e ingresa al circuito de cianuración por agitación, la recuperación de los valores de oro en el circuito de remolienda clasificación está en el orden del 80%.

## **Sección Cianuración**

### **Tanques de cianuración**

Del espesador de cianuración, el under flow es succionado por una bomba de diafragma a una densidad de 1800 gr/lt. Y es diluida con solución barren a una densidad de 1300 gr/lt y alimentada al primer tanque de agitación 20 x 20 para continuar con la cianuración de los concentrados en los siguientes dos tanques 20 x 20. El oxígeno proveniente de la planta de oxígeno es inyectado al primer tanque de agitación donde de obtiene una concentración del 10 ppm de oxígeno en la pulpa.

La descarga del tercer tanque de agitación es enviada al segundo espesador de cianuración de 10 x 42 para operar en un circuito de lavado en contracorriente CCD. El over flow del espesador retorna al circuito de remolienda y el under Flow se diluye con la solución barren del proceso de Merrill Crowe e ingresa al tercer espesador de cianuración 10 x 42 para seguir el proceso de lavado en contracorriente, el over flow del espesador pasa al espesador No 2 y el under flow del espesador No 3 es diluido con agua e ingresa la pulpa al circuito de carbón en pulpa.

### **Tanques de Carbón en Pulpa (CIP)**

El under flow del espesador No 3 diluida con agua a 1300 gr/lt ingresa al circuito CIP ella consta de dos tanques agitadores de 20 x 20 equipados con un sistema de air lift y una zaranda vibratoria para realizar el traspaso de carbón de tanque a tanque y para realizar las cosechas de

carbón activado. El circuito CIP es un sistema continuo, la cantidad cosechada de producto en el carbón es una cantidad bastante poca comparada con la producción del proceso de Merrill Crowe llegando a aproximadamente a poco más del 1% de la producción mensual. Finalmente del proceso CIP sale el relave de cianuración a través de la ventana que tiene una malla No 20 y que se va a la relavera de cianuración.

### **Sección de precipitación (Merrill Crowe)**

El circuito de Merrill Crowe consta de tres filtros prensa clarificadores con 18 marcos y 19 placas cada una, donde se clarifica la solución rica o pregnant, la turbidez de solución ingresante a los filtros es de 100 NTU y la solución de salida reporta una turbidez de 1.5 NTU, luego la solución clarificada ingresa a la torre de desaereación a una presión de -20 pulgadas de mercurio, a la solución desaereada se le adiciona acetato de plomo y polvo de zinc los cuales precipitan a los valiosos, el flujo de precipitación es de 80 m<sup>3</sup> de solución rica por hora, se reportan soluciones ricas en el rango de 5 a 11 ppm de Au y soluciones barren promedio de 0.03 ppm.

El consumo de polvo de zinc es de 1.6 gramos por cada gramo de oro precipitado; los precipitados son depositados en el filtro de precipitados perrin , las cuales se cosechan, se secan, homogenizan y se despachan de acuerdo a un programa establecido.

El producto preciado es enviado a la ciudad de Lima para su fundición y refinación.

### **Sección Manejo de Relaves**

Los relaves de cianuración son enviados por una línea de conducción (tubería de 4 ") con una pendiente del 5%, a la presa de relaves impermeabilizado con geomembrana a una distancia de 7.5 Km. de distancia por gravedad, en la presa el relave sólido es sedimentado

mientras que la solución con contenidos de cianuro es enviado a la planta de degradación por el método del peróxido de hidrógeno, sulfato de cobre y sulfato férrico; finalmente el efluente luego de pasar por las pozas de sedimentación y 03 columnas de carbón es vertido al río en un caudal de 3.4 lt/seg.

Los relaves de flotación se evacuan a través de 2 tuberías de polietileno de 4"φ del tipo HDP a la relavera de flotación de Alpamarca a 9.6 Km. de distancia de la planta. Dicho relave se clasifica previamente para usar la fracción gruesa en relleno hidráulico de la mina y la otra parte va a canchas, la cantidad aproximada que se usa en relleno hidráulico en de 25%.

### **Detoxificación de Efluentes de Cianuración**

La industria del procesamiento hidrometalúrgico que involucra transformación por acción de agentes químicos, en alguna medida generan contaminantes durante el proceso los que se desplazan hasta el producto final de descarte.

Las especies cianuradas que contaminan el efluente son los cianuros libres y los complejos cianurados con metales bases, los cuales son destruidos y eliminados durante proceso de Detoxificación antes de ser evacuados.

### **Método Del Peróxido de Hidrogeno con catalizador Sulfato de Cobre (DETOX)**

El tratamiento **DETOX** consiste en la destrucción selectiva de los complejos cianurados por etapas desde los fácilmente destructibles hasta los más estables.

#### **Etapa 1**

Destrucción de los cianuros se realiza con el  $H_2O_2$ , actuando con el  $CuSO_4$  como catalizador. La cantidad de  $H_2O_2$  es 7 veces la relación

estequiométrica por una parte de los cianuros fácilmente dissociables en ácido débil.

## **Etapa 2**

Eliminación de los ferrocianuros y arsénico.

Los ferrocianuros se eliminan por precipitación con  $\text{CuSO}_4$  en la relación de 1 Fe/2.278 Cu, seguido de la precipitación del arsénico con sulfato ferroso en relación 3Fe/1As.

Estos precipitados se separan por sedimentación en las canchas de relaves.

## **CAPITULO III**

### **ASPECTOS DE INGENIERIA PARA LA OPTIMIZACION Y AMPLIACION DE LA PLANTA**

#### **3.1 AMPLIACION DE LA SECCION CHANCADO**

En esta sección se tiene como objetivo incrementar la capacidad de chancado desde 1650 TMSD (caso actual) a 3000 TMSD, disminuir el tiempo de chancado (de 16 horas para chancar 1100TMSD a 12 horas de operación para chancar 1500 TMSD), de esta manera habrá ahorro de consumo de energía y se optimiza el mantenimiento además disminuirá el costo por mantenimiento. El producto del chancado tiene una granulometría de 100% - 3/8".

##### **3.1.1 ANTECEDENTES**

Actualmente el circuito de chancado trabaja 16 horas por día en circuito cerrado y procesa 1100 TMSPD, esta operación se lleva a cabo con las siguientes maquinarias:

- ◆ 1 Chancadora de quijada FACO 80x50E de 32 " x 20"
- ◆ 1 Chancadora giratoria FACO H2000 de 2 ½ ´
- ◆ 1 Chancadora SYMONS de 3´ SH
- ◆ 1 Grizzly vibratorio 4´x 8´ de doble piso
- ◆ 1 Zaranda vibratoria 5´x 10´ de doble piso
- ◆ 1 Zaranda vibratoria 8´x 16´ de simple piso
- ◆ 9 fajas transportadoras de 24" de ancho de diferentes longitudes

##### **3.1.2 SELECCIÓN DE EQUIPOS PARA LA AMPLIACIÓN**

Para el desarrollo de la ampliación se debe adquirir una Chancadora cónica que remplazará a la chancadora FACO H 2000 y una zaranda vibratoria para sustituir al Grizzli vibratorio 4´ x8´.

##### **ZARANDA HORIZONTAL VIBRATORIO DE DOS PISOS**

Dimensiones	:	5´x 16´
Capacidad	:	3000 TMSD
Tipo	:	De dos pisos (doble deck).

	Abertura de la malla piso superior:	1 1/2"
	Abertura de la malla piso inferior:	3/8"
Horas de operación:	12 horas	
Motor	:	25 HP

Los cálculos de selección se muestran en Anexo I.

### **CHANCADORA CONICA TELSMITH 44 FC**

Dimensiones	:	44"
Capacidad	:	2800 TMSPD
Tipo	:	Cónico FC
Horas de operación:	12 horas/día	
Motor	:	200 HP

Los cálculos de selección se muestran en Anexo I.

## **3.1.3 DIAGRAMAS DE FLUJO**

### **3.1.3.1 OPERACIÓN ACTUAL**

El diagrama de flujo de la operación actual se muestra en Gráfico N° V – 1.

### **3.1.3.2 OPERACIÓN PROYECTADA**

El diagrama de flujo de la operación proyectada se muestra en Gráfico N° V – 2.

**Grafico III-1: Diagrama de flujo actual 1100 TMSD**

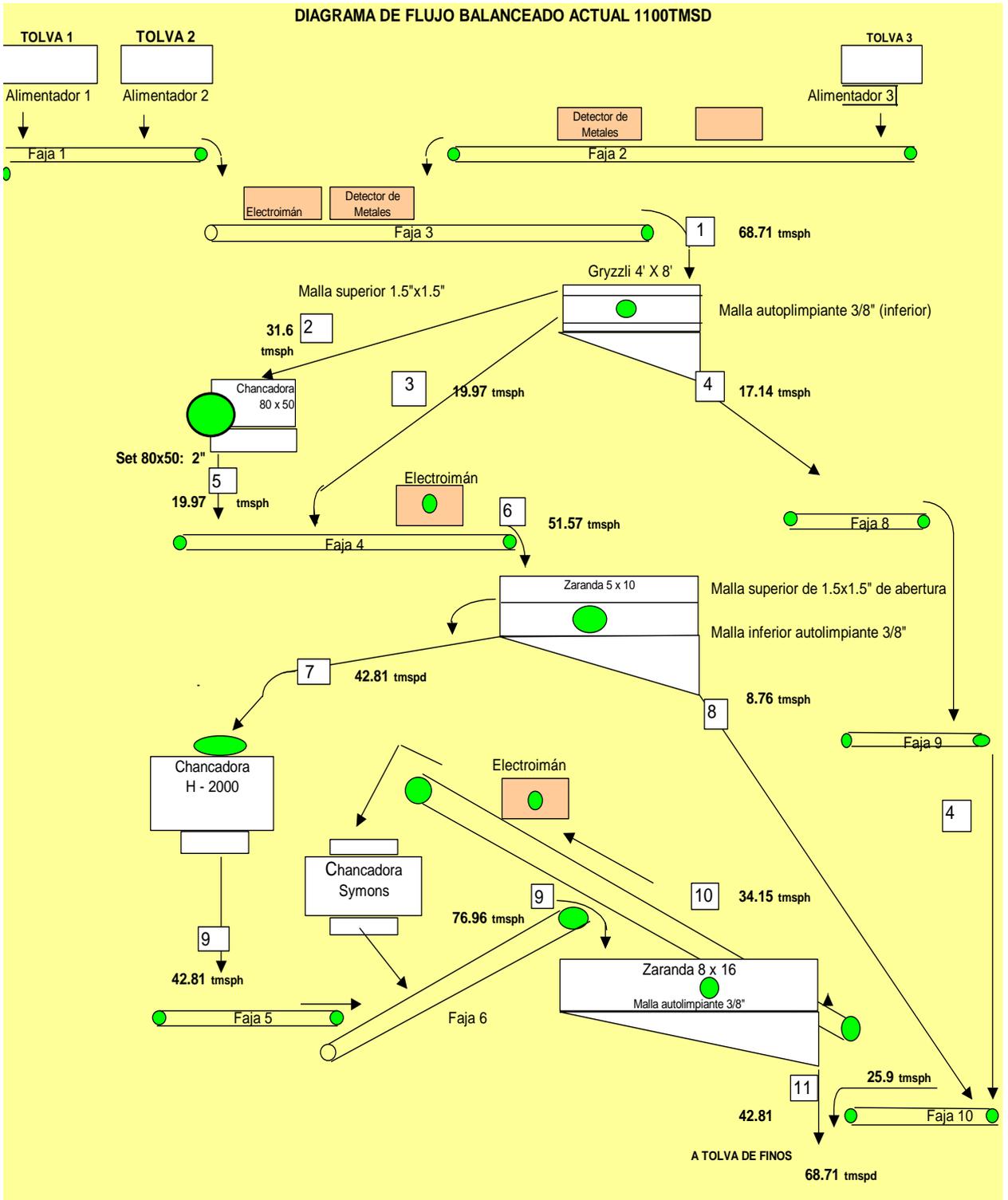
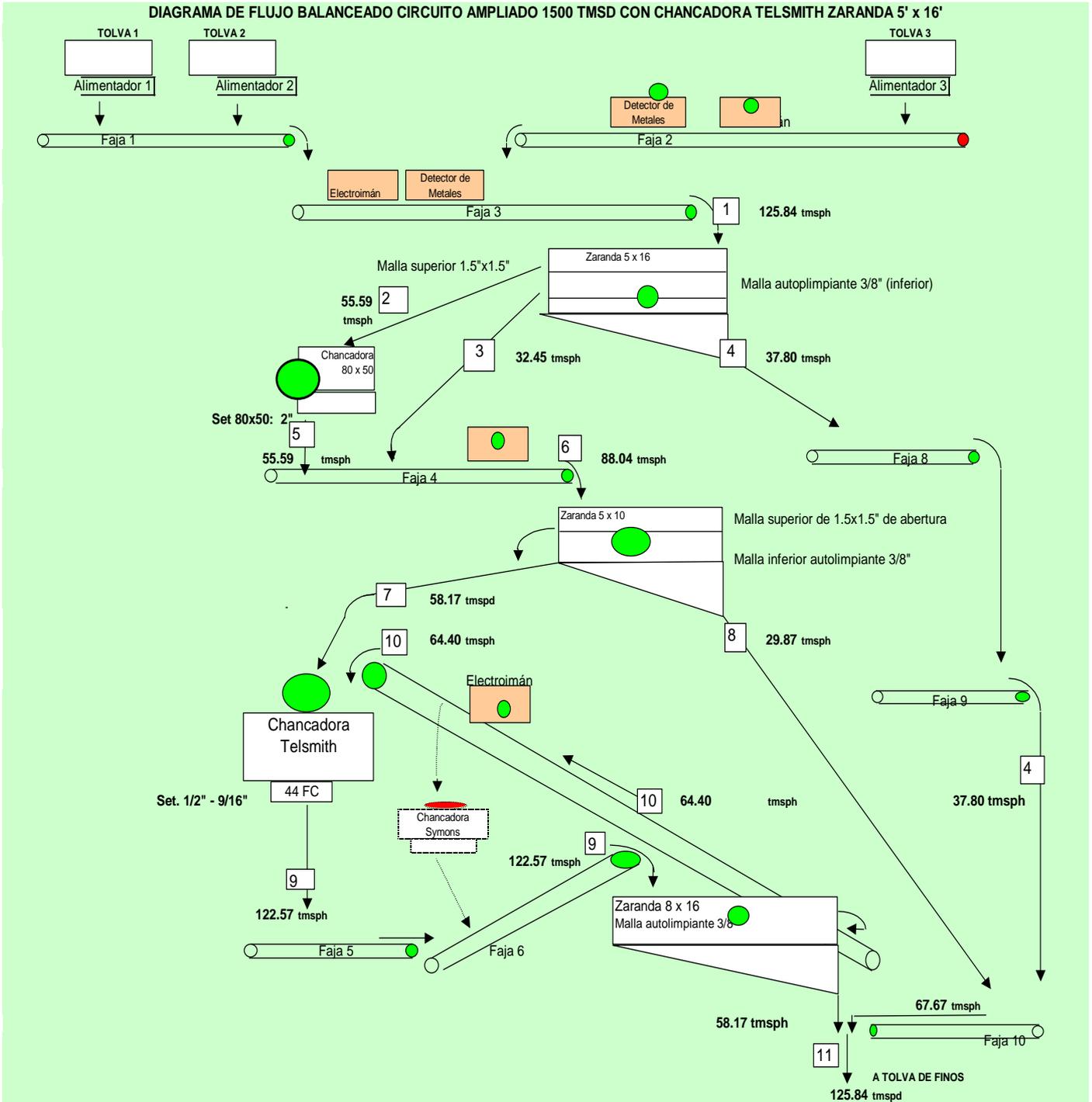


Gráfico III- 2: Diagrama de flujo ampliación a 1500 TMSD



## **3.2 AMPLIACION DE LA SECCION MOLIENDA –CLASIFICACIÓN**

En esta sección se tiene como objetivo incrementar la capacidad de molienda de 1100 TMSD a 1500 TMSD, debe resaltarse que el grado de molienda subirá de 50% -200 mallas en la situación actual a 63% - 200 mallas con el circuito ampliado, esto se logrará reemplazando el molino 6'x6' por un molino nuevo 8'x10' esto permitirá obtener mayor recuperación en el proceso de flotación por mejor liberación lo cual se verificó en pruebas a escala industrial. El molino 6'x6' pasará al circuito de cianuración en remolienda.

### **3.2.1 ANTECEDENTES**

Actualmente el circuito de molienda – clasificación está compuesto de 03 molinos en circuito cerrado para procesar 1100 TMSPD, y 02 hidrociclones D-15 con sus respectivos stand-by, esta operación se lleva a cabo con las siguientes maquinarias:

- ◆ 1 Molino de bolas COMESA 8'x10'
- ◆ 1 Molino de bolas COMESA 6'x8'
- ◆ 1 Molino de bolas COMESA 6'x6'
- ◆ 2 Hidrociclones D-15 ( y su stand-by, total 04)
- ◆ 1 bomba WILFLEY sello seco 8"x6" (y su stand-by)

Para procesar 1500 TMSD se reemplazará el molino 6'x6' por un nuevo molino 8'x10', de igual forma los hidrociclones D-15 serán reemplazados por los hidrociclones D-20 y las bombas wilfley de 8 x 6 serán reemplazados por bombas Wilfley de 10 x 8

### **3.2.2 SELECCIÓN DE EQUIPOS PARA LA AMPLIACIÓN**

#### **REEMPLAZO DE LOS HIDROCICLONES D-15 POR CICLONES D-20**

Para el proceso de 1100 TMSD se usa 02 hidrociclones D-15 con sus respectivos stand-by (en total 4) estos se reemplazarán por 1 hidrociclón D-20 (más 01 en stand-by) para procesar 1500 TMSD con ello la operación de clasificación será de fácil operatividad.

Las dimensiones del apex será de 4" y del vortex 6" para el hidrociclón D-20.

### **INSTALACIÓN DEL UN NUEVO MOLINO DE BOLAS PARA LA PLANTA CONCENTRADORA**

Dimensiones	:	Molino 8'x10'
Capacidad	:	625 TMSPD
Tipo	:	De bolas
Horas de operación:	:	24 horas/día
Motor	:	400 HP

Para los cálculos se usaron el software de Molycop Tools

### **INSTALACIÓN DE LA BOMBA WILFLEY 10X8**

Dimensiones	:	10 x 8
Tipo	:	Centrífugo de sello seco
RPM	:	800
Potencia del motor	:	100 HP
Altura de bombeo	:	18 metros
Longitud de bombeo	:	27 metros
Caudal	:	800 gpm

## **3.2.3 DIAGRAMAS DE FLUJO**

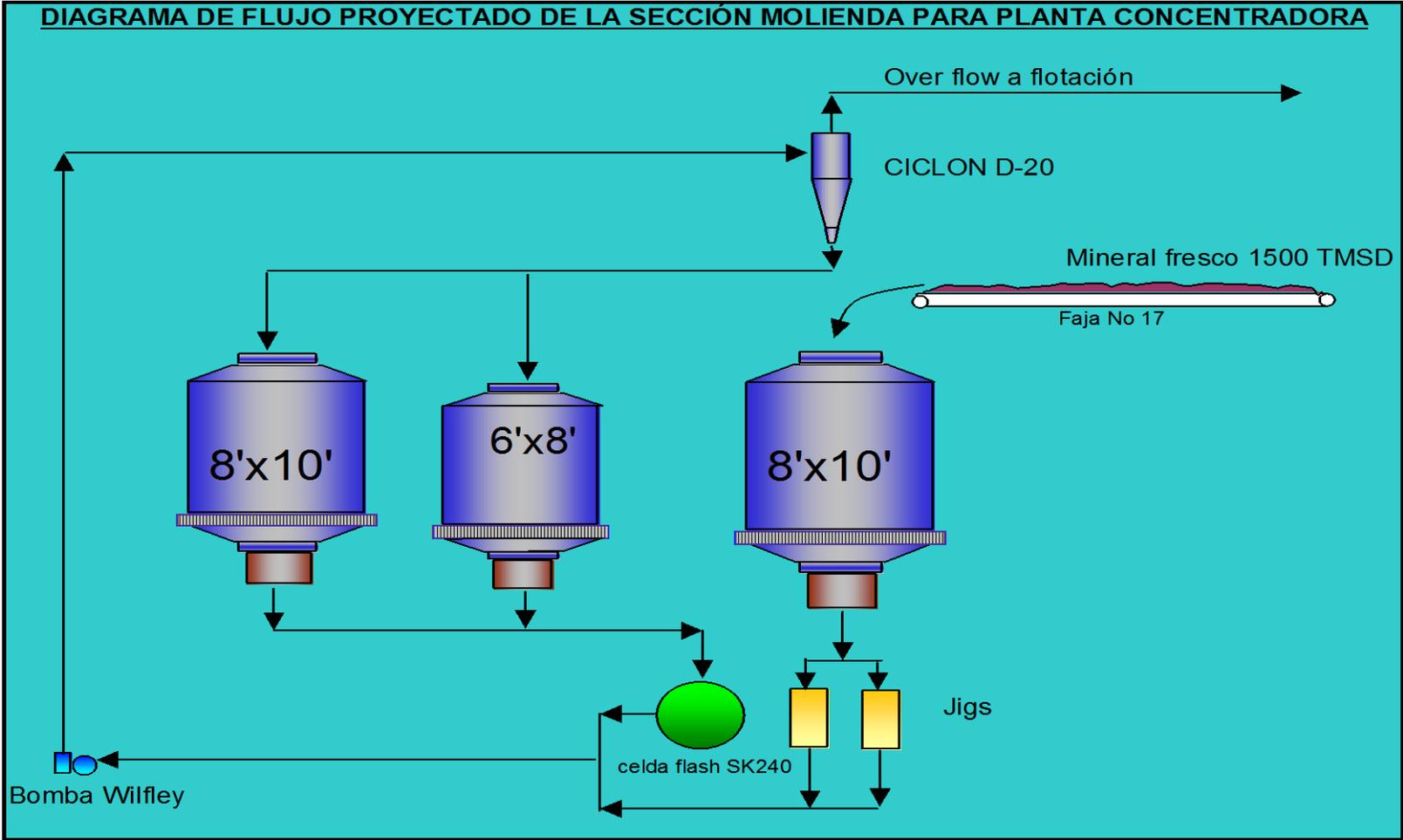
### **3.2.3.1 OPERACIÓN ACTUAL**

El diagrama de flujo de la operación actual se muestra en Gráfico N° V – 3.

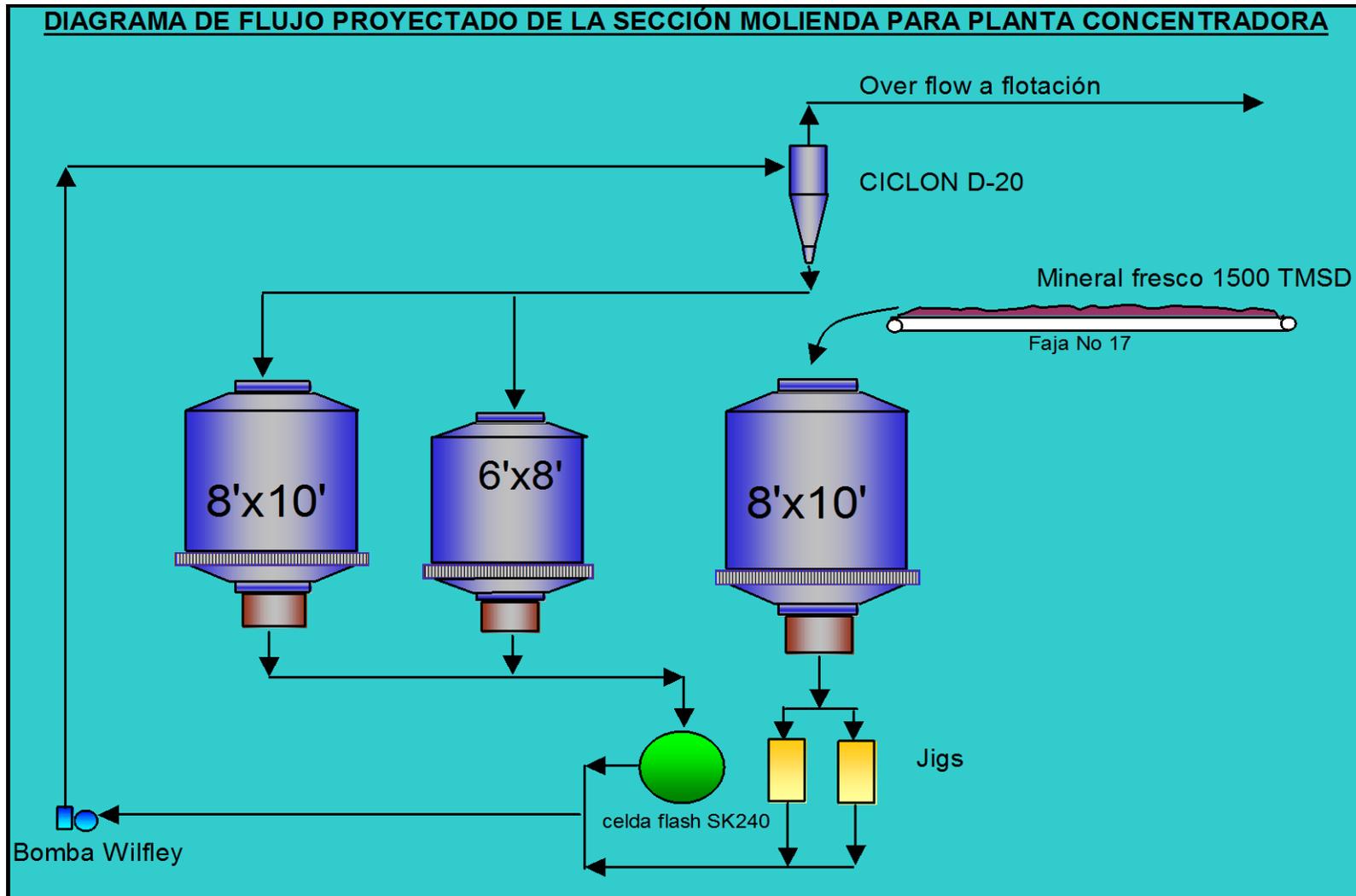
### **3.2.3.2 OPERACIÓN PROYECTADA**

El diagrama de flujo de la operación proyectada se muestra en Gráfico N° V – 4.

**GRAFICO N° III - 3**



**GRAFICO Nº V - 4**



### **3.3 AMPLIACIÓN DE LA SECCIÓN CONCENTRACIÓN**

En esta sección se tiene como objetivo reemplazar las celdas circulares de fabricación propia hechas en mina por celdas de mejor rendimiento como las celdas OUTOKUMPO con ello se logrará optimizar el proceso de flotación, mejorar el rendimiento energético y disminuir los costos de mantenimiento.

Debido a que la pulpa saliente de los molinos contienen valiosos liberados (sulfuros y Au libre) se optó por adquirir una celda flash para obtener un concentrado con alta ley a partir de la pulpa saliente de los molinos y de esa forma evitar remoler partículas valiosas y dar un poco de capacidad adicional a los molinos.

#### **3.3.1 ANTECEDENTES**

Esta sección contaba con 04 circulares de fabricación local y 06 celdas WEMCO de 300 ft<sup>3</sup> cada uno; las celdas circulares fueron fabricados en mina por lo cual eran deficientes con mayores consumos energético, paradas constantes para darles mantenimiento al sistema de agitación y requerían de altos consumos de aire para la flotación por todo ello se optó por reemplazarlas por celdas de mayor eficiencia.

Las celdas circulares a ser remplazadas son:

- ◆ 02 Celdas circulares de 10'x10'
- ◆ 01 Celda circular de 7'x7'
- ◆ 01 Celda circular de 8'x8'

#### **3.3.2 SELECCIÓN DE EQUIPOS PARA LA AMPLIACIÓN**

##### **ADQUISICIÓN DE LA CELDA FLASH**

La pulpa descarga de los molinos tiene gran contenido de sulfuros liberados y no es necesario que ingresen nuevamente al circuito molienda-clasificación por lo que se optó por instalar una celda flash para flotar los valiosos y obtener un primer concentrado con alta ley de oro; la celda tendrá las siguientes las siguientes características:

Modelo	:	Celda flash
Marca	:	Outokumpu
Volumen de celda	:	240 ft <sup>3</sup>
Tipo	:	SK 240
Flujo de aire requerido	:	1 m <sup>3</sup> /min

### **REEMPLAZO DE CELDAS CIRCULARES POR CELDAS OUTOKUMPU**

Las cuatro celdas circulares se reemplazarán por la celda flash mencionada ya mencionada y 02 celdas OK16 Outokumpu de las siguientes características:

Celda de flotación :OK-16U

Capacidad : 16m<sup>3</sup>

Potencia del motor : 50 Hp

Necesidad de flujo de aire: 5m<sup>3</sup>/min (por cada celda)

En estas celdas el aire es insuflado al interior de la celda a través del eje vacío del impulsor a relativa profundidad, el impulsor está diseñado para balancear el incremento de la presión hidrostática con las fuerzas dinámicas que desarrollan el impulsor activamente en la profundidad al dispersar el aire.

### **REEMPLAZO DE LA COMPRESORA GA 110 POR SOPLADORES SPENCER PARA ALIMENTAR AIRE A LAS CELDAS OUTOKUMPU.**

La compresora ATLAS COPCO GA110 con 600 cfm de generación de aire se usa para abastecer de aire comprimido a las secciones de concentración (celdas de flotación) y cianuración (tanques de agitación).

El consumo energético de la compresora es de 110 KW equivalente a 150Hp, esta compresora será reemplazado por un soplador SPENCER de 35 Hp para las celdas de flotación incluyendo la celda flash, y para la sección de cianuración ya no se empleará aire sino una planta de oxígeno que tendrá un consumo energético de 25 Hp. El ahorro de energía es evidente.

Las características del Soplador SPENCER son las siguientes:

Soplador SPENCER

Soplador Power Mizer de Spencer

Modelo : C32

Potencia : 35 Hp

RPM : 3600

### **ADQUISICIÓN DE ACONDICIONADOR DE FLOTACIÓN 10'X12' U**

Debido a la adquisición de las celdas Outokumpo se requiere de un acondicionador, para ello se calculó un acondicionador de las siguientes características.

Dimensiones: 10' (diámetro) x 12' de altura.

Impulsor : 3' doble impulsor

Potencia : 10 Hp con motoreductor

### **3.3.3 DIAGRAMAS DE FLUJO**

#### **3.3.3.1 OPERACIÓN ACTUAL**

El diagrama de flujo de la operación actual se muestra en el Anexo IV.

#### **3.3.3.2 OPERACIÓN PROYECTADA**

El diagrama de flujo de la operación proyectada se muestra en el Anexo IV.

## **3.4 AMPLIACION DE LA SECCIÓN CIANURACIÓN**

En esta sección se tiene como objetivo incrementar la capacidad de remolienda para lograr obtener mejor recuperación; esto se logrará con la reubicación del molino 6 x 6 que saldrá del circuito de planta concentradora y se ubicará en el circuito de remolienda. Para no incrementar el número de tanques de agitación por la ampliación se necesita instalarse una planta de oxígeno que favorece la cinética de cianuración.

La sección de cianuración se inicia con la remolienda de concentrados obtenidos en los procesos gravimétricos y concentración por flotación, en la cual se adiciona cianuro al proceso.

Actualmente se cuenta con un solo molino 5'x 8' de remolienda en la cual se obtiene un producto molido de 84-86 % en la malla -400, esta molienda no es la adecuada para obtener una buena recuperación en cianuración, las pruebas indican que deberán molerse a 96%-400 mallas para obtener recuperaciones del orden del 96%. En tal sentido una acción es la instalación del molino 6'x 6' que saldrá de la planta concentradora para obtener el producto deseado, la capacidad del molino 5'x8' es de 72 TMSD, y se requiere moler un adicional de 102 TMSD por tal se adquirirá un molino 6'x6' para remolienda. Para complementar y mejorar el circuito de remolienda-clasificación se ha visto conveniente reemplazar los dos nidos de hidrociclones de 10 unidades y 6 unidades respectivamente de hidrociclones D-4 por un nido de hidrociclones D-10 del tipo G-max con 03 unidades, estos hidrociclones de Kreeps tienen mejorado la geometría del ingreso de la pulpa y adicionado a su mayor longitud vertical dan mejores eficiencias que los hidrociclones normales en el orden del 5% adicionales.

En la sección de cianuración debido al alto costo de generación de aire con la compresora GA110 (150 Hp) se vio conveniente eliminarlo y en cambio se decidió por instalar una planta de oxígeno que consume menos energía (25Hp) que favorece la cinética de cianuración y disminuye el consumo de cianuro, esto lo demuestran las pruebas metalúrgicas.

### 3.4.1 ANTECEDENTES

La planta en esta sección cuenta con los siguientes equipos principales:

Molino de bolas Allis Chalmer de 5'x8'

Potencia : 100 Hp

Nido de hidrociclones D-4 x10 presión de trabajo 16 PSI

Nido de hidrociclones D-4x6 presión de trabajo 16 PSI

Filtro de discos 4x6'.

Bombas SRL 6x6 para doble clasificación.

03 Espesadores de 10'x42' para lavado en contracorriente.

03 Tanques de agitación de 20' de diámetro x 20' de altura.

### 3.4.2 SELECCIÓN DE EQUIPOS PARA LA AMPLIACIÓN

#### **MOLINO 6'x6'**

Molino de bolas 6x6

Marca: COMESA

Potencia: 146 Hp

Usa bolas de acero de 1"

#### **HIDROCICLONES G-MAX**

Nido de Hidrociclones g-MAX D-10" x 3 unidades

Modelo : g-MAX

Marca : Kreeps

Apex : 7/8"

Vortex : 3"

Presión : 15 psi

#### **PLANTA DE OXIGENO**

Planta de oxígeno marca Xobox

Generación de Oxígeno: 7.2 lt/min

Columnas de resinas: 02 columnas

Compresor de tornillo Marca SULLAIR Potencia 25 Hp

### **3.4.3 DIAGRAMAS DE FLUJO**

#### **3.4.3.1 OPERACIÓN ACTUAL**

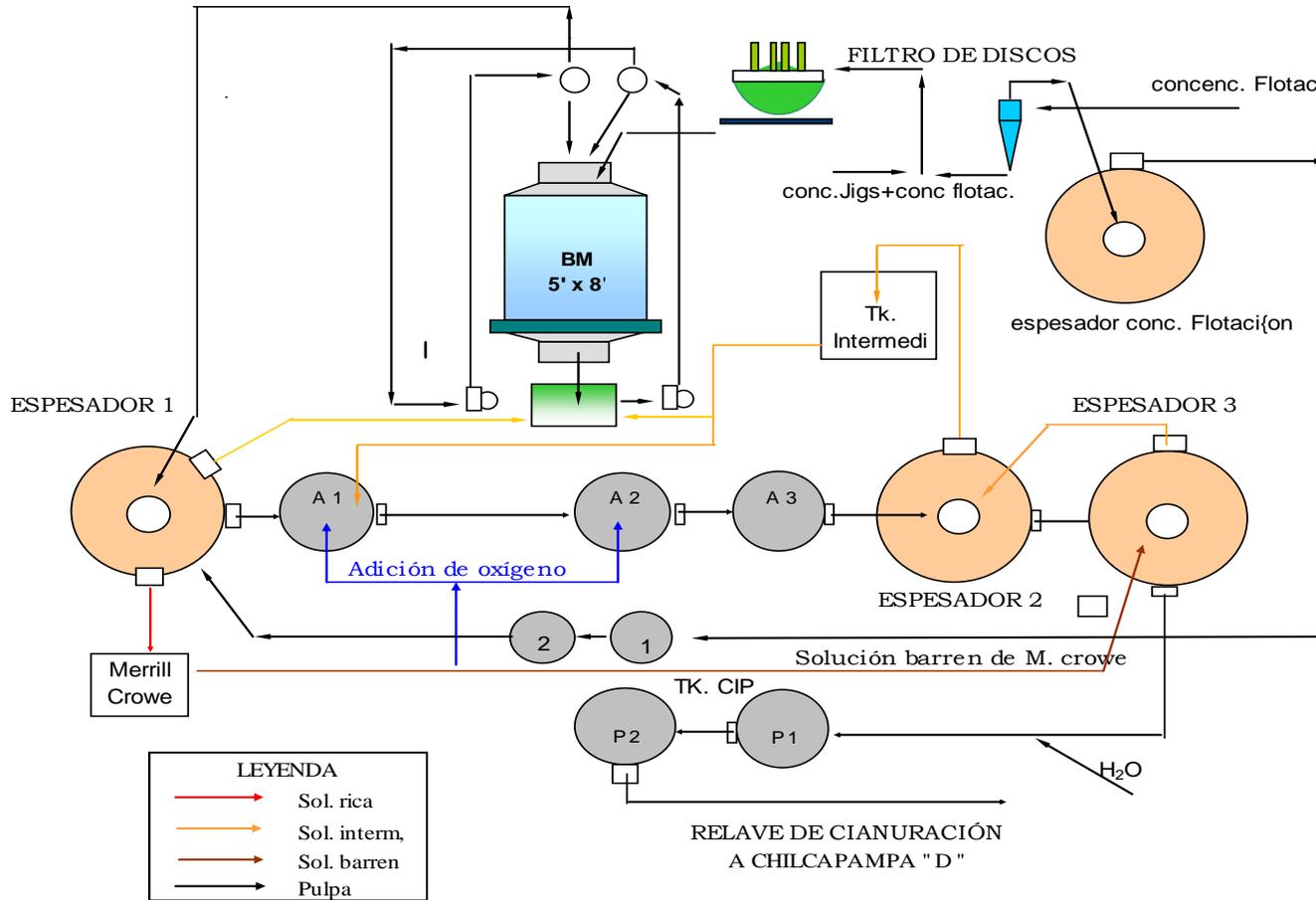
El diagrama de flujo de la operación actual se muestra en Gráfico N° III – 5.

#### **3.4.3.2 OPERACIÓN PROYECTADA**

El diagrama de flujo de la operación proyectada se muestra en Gráfico N° III – 6.

## GRAFICO N° III - 5

### CIRCUITO DE CIANURACIÓN ACTUAL

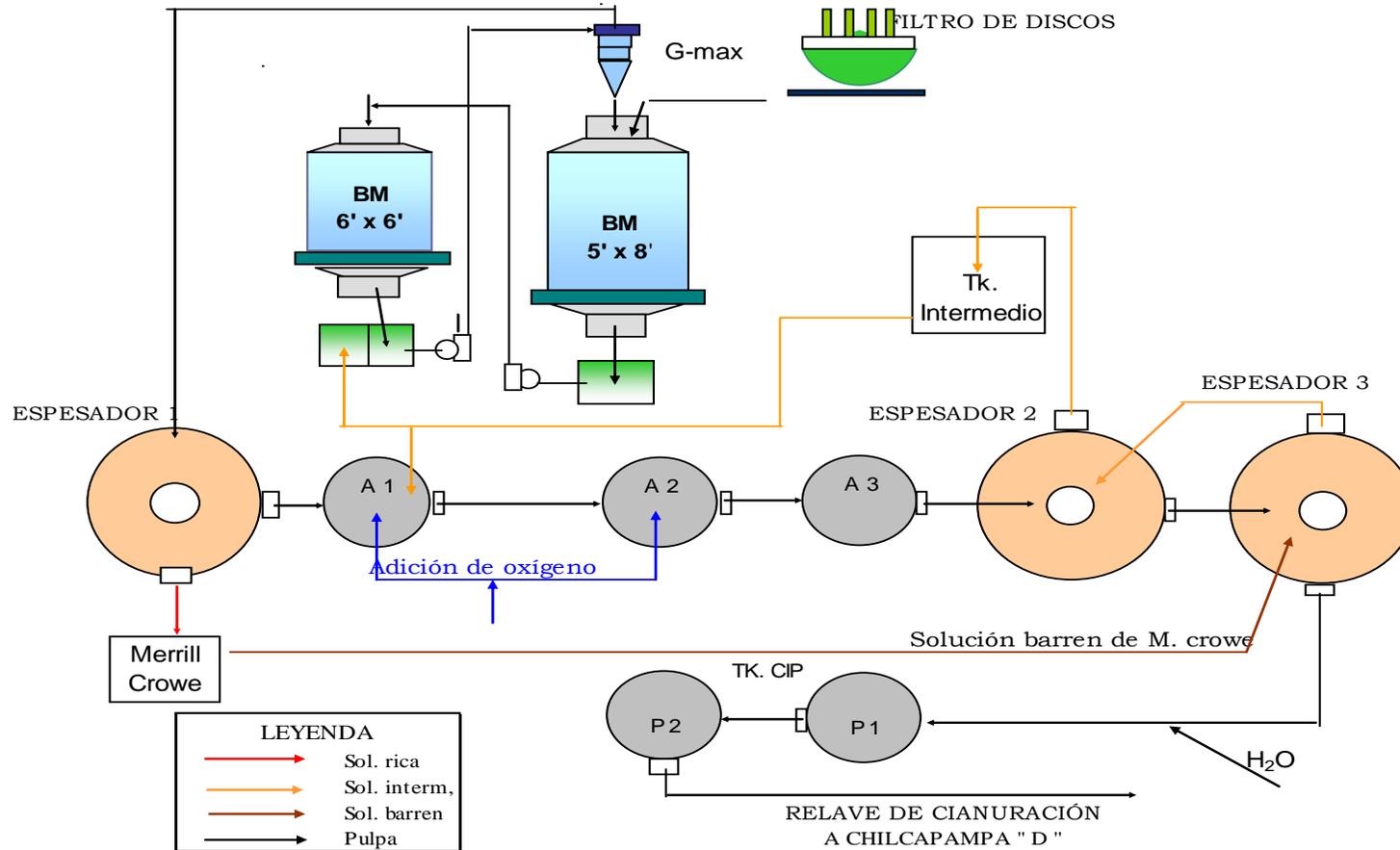


### Secuencia de cianuro

Equipo	% NaCN
BM 5 x 8	0,35
Espesador 1	0,1
Agitador 1 ( A - 1 )	0,1
Agitador 1 ( A - 2 )	0,08
Agitador 1 ( A - 3 )	0,07
Espesador 2	0,04
Espesador 3	0,04
Pachuca 1	0,03
Pachuca 2	0,03

## CUADRO Nº III -6

### CIRCUITO DE CIANURACION PROYECTADO



### **3.5 AMPLIACION LA SECCION RECUPERACION (MERRILL CROWE- CIP)**

El objetivo en esta sección es el de eliminar deficiencias de operación por el personal obrero, continuamente se presentan problemas de intermitencia de alimentación de Zinc al circuito, otro problema es el de succión de aire por el cono de alimentación de Zinc que perjudica enormemente al proceso.

La sección recuperación consta de los procesos de Merrill Crowe y adsorción de oro y plata en el circuito de Carbón en Pulpa.

La pulpa proveniente de la remolienda-cianuración llega al espesador con una densidad de 1030 gr/lit; en el espesador se realiza la separación sólido-líquido, el líquido es la solución rica (pregnant) que va al proceso de Merrill Crowe, los sólidos del espesador se diluyen con solución barren y siguen el circuito de cianuración por agitación, al final de este circuito luego del lavado en contracorriente la pulpa llega a los tanques CIP (carbón en pulpa) ahí el oro y la plata residual que pudieran irse con el relave de cianuración son adsorbidos por el carbón activado.

En el proceso de Merrill Crowe la solución rica ingresa a 03 filtros prensa Schriver, luego a la torre de vacío y finalmente luego de adicionado el polvo de zinc y acetato de plomo el precipitado es obtenido en los filtros prensa Perrin.

#### **3.5.1 ANTECEDENTES**

El proceso de Merrill Crowe tiene una capacidad de procesamiento de 1800 m<sup>3</sup> por día, hay deficiencias en el control de dosificación de polvo de zinc y control del nivel del líquido en el cono de alimentación de zinc por lo cual por descuidos personales ingresa aire al circuito perjudicando el proceso en tal sentido se opta por la decisión de automatizar la nivel del líquido en el cono de alimentación de polvo de zinc. El circuito de Merrill Crowe cuenta con los siguientes equipos principales:

03 filtros prensa Schriver

Tipo: Placa y marco (18 y 19 unidades respectivamente)

Una torre de vacío de 5' de diámetro por 25' de altura

Faja alimentadora de Zinc en polvo.

Alimentador de copas para el acetato de plomo

Bomba de vacío SIHI de 15 Hp de potencia genera 20" de Hg de vacío.

Bomba Goulds de 50 Hp para bombeo de la solución de precipitación a los filtros Perrin

02 filtros prensa Perrin para el precipitado de oro y plata uno en stand by.

Horno secador de concentrados a 400 °C

### **3.5.2 SELECCIÓN DE EQUIPOS PARA LA AUTOMATIZACIÓN**

Para la automatización del circuito de Merrill Crowe se optó por adquirir un alimentador de Zinc y un sistema de control de nivel enlazado con la bomba Goulds nivel del líquido del cono de alimentación de Zinc y nivel del líquido de la torre de vacío.

#### **ALIMENTADOR DE ZINC**

Dimensiones : 1'X1'

Capacidad : 10 Kg DE Zinc

Tipo : Alimentador de Zinc ACCURATE

#### **SISTEMA DE CONTROL DE NIVEL DE LIQUIDO DE LOS TANQUE CÓNICO DE ALIMENTACIÓN DE ZINC Y DE LA TORRE DE VACÍO.**

Sensor de nivel ultrasónico, Para tanque cónico

Sensor de nivel de líquido por presiones diferenciales para la torre de vacío.

Válvulas modulantes enlazadas al nivel del líquido del cono de alimentación de zinc

Variador de velocidad enlazada al sensor de nivel del líquido de la torre de vacío y bomba Goulds.

### **3.5.3 DIAGRAMAS DE FLUJO**

#### **3.5.3.1 OPERACIÓN ACTUAL**

El diagrama de flujo de la operación actual se muestra en el Anexo IV.

### 3.5.3.2 OPERACIÓN PROYECTADA

El diagrama de flujo de la operación proyectada se muestra en el Anexo IV.

## 3.6 ENERGÍA

### 3.6.1 Energía Operación Actual

CHANCADO	POT. NOMINAL		TIEMPO OP. (horas)	KW-H	KW-H/TM
	(HP)	(KW)			
ALIMENTADOR RECIPROCANTE No 1	3,6	2,7	5,3	14,2	0,01
ALIMENTADOR RECIPROCANTE No 1	3,6	2,7	5,3	14,2	0,01
FAJA No 01 DE CHANCADO	5,0	3,7	5,3	19,8	0,02
FAJA No 2 - CHANCADO	4,8	3,6	5,3	19,0	0,02
FAJA No 3 DE CHANCADO	5,0	3,7	16,0	59,7	0,05
FAJA No 4 - CHANCADO	2,4	1,8	16,0	28,6	0,03
FAJA No 5 DE CHANCADO	5,0	3,7	16,0	59,7	0,05
FAJA No 6 DE CHANCADO	9,0	6,7	16,0	107,4	0,10
FAJA No 7 DE CHANCADO	6,6	4,9	16,0	78,8	0,07
FAJA No 1 - CHANCADO	4,8	3,6	10,7	38,2	0,03
FAJA No 11 DE CHANCADO	5,0	3,7	16,0	59,7	0,05
ZARANDA 8 X 16 - MOTOR No 1	15,0	11,2	16,0	179,0	0,16
ZARANDA 8 X 16 - MOTOR No 2	15,0	11,2	16,0	179,0	0,16
ZARANDA 5' x 10'	15,0	11,2	16,0	179,0	0,16
CHANCADORA FACO 80 X 50	75,0	56,0	16,0	895,2	0,81
CHANCADORA SYMONS	100,0	74,6	16,0	1193,6	1,09
CHANCADORA H2000	100,0	74,6	16,0	1193,6	1,09
<b>CONSUMO SECCION CHANCADO</b>	<b>367,6</b>	<b>274,2</b>	<b>213,3</b>	<b>4290,4</b>	<b>3,90</b>

MOLIENDA	POT. NOMINAL		TIEMPO OP. (horas)	KW-H	KW-H/TM
	(HP)	(KW)			
FAJA No 15 - MOLIENDA	9,0	6,7	24,0	161,1	0,15
FAJA No 16 - MOLIENDA	12,0	9,0	24,0	214,8	0,20
FAJA No 17 DE MOLIENDA	5,0	3,7	24,0	89,5	0,08
MUESTREADOR DE CABEZA MOLINO 8 X 10	0,5	0,4	24,0	9,0	0,01
MOLINO 8 X 10	400,0	298,4	24,0	7161,6	6,51
MOLINO 6 X 8	147,5	110,0	24,0	2640,8	2,40
MOLINO 6X6	145,0	108,2	24,0	2596,1	2,36
BOMBA WILFLEY No 1	90,0	67,1	24,0	1611,4	1,46
BOMBA WILFLEY No 2	90,0	67,1	0,0	0,0	0,00
TAMBOR MAGNETICO DE MOLINO 8' X 10'	2,0	1,5	24,0	35,8	0,03
<b>CONSUMO SECCION MOLIENDA</b>	<b>901,0</b>	<b>672,1</b>	<b>216,0</b>	<b>14520,1</b>	<b>13,20</b>

CONCENTRACION	POT. NOMINAL		TIEMPO OP.	KW-H	KW-H/TM
	(HP)	(KW)	(horas)		
ACONDICIONADOR DE XANTATO	5,0	3,7	0,5	1,9	0,00
DOSIF. DUPLEX XANTATO / 1404 - MOL. 8 X 10	0,1	0,1	24,0	1,4	0,00
DOSIF. SIMPLEX DE ESPUMANTE - MOL. 8 X 10	0,1	0,1	24,0	1,4	0,00
DOSIF. SIMPLEX DE ESPUMANTE - C.C. N° 2	0,1	0,1	24,0	1,4	0,00
DOSIF. DUPLEX DE ESPUMANTE / 1404 - C.C. N° 6	0,1	0,1	24,0	1,4	0,00
DOSIF. SIMPLEX DE ESPUMANTE - C.C. N° 7	0,1	0,1	24,0	1,4	0,00
BOMBA BREDEL SP10 DE XANTATO	0,5	0,4	24,0	9,0	0,01
BOMBA BREDEL SP10 DE FLOCULANTE	0,5	0,4	24,0	9,0	0,01
MUESTREADOR N° 3 - CABEZA FLOTACION	1,0	0,7	1,0	0,7	0,00
MUESTREADOR N° 5 - CONCENTRADO DE FLOTACION	0,5	0,4	1,0	0,4	0,00
MUESTREADOR N° 4 - RELAVE FLOTACION	1,0	0,7	1,0	0,7	0,00
TROMELL ASTILLERO	3,6	2,7	24,0	64,5	0,06
CELDAS CIRCULARES DE FLOTACIÓN No 1	40,0	29,8	24,0	716,2	0,65
CELDAS CIRCULARES DE FLOTACIÓN No 2	40,0	29,8	24,0	716,2	0,65
CELDAS CIRCULARES DE FLOTACIÓN No 3	40,0	29,8	24,0	716,2	0,65
CELDAS CIRCULARES DE FLOTACIÓN No 4	40,0	29,8	24,0	716,2	0,65
CELDAS CIRCULARES DE FLOTACIÓN No 5	40,0	29,8	24,0	716,2	0,65
CELDA WENCO N° 1	40,0	29,8	24,0	716,2	0,65
CELDA WEMCO N° 2	40,0	29,8	24,0	716,2	0,65
CELDA WEMCO N° 3	30,0	22,4	24,0	537,1	0,49
CELDA WEMCO N° 4	40,0	29,8	24,0	716,2	0,65
CELDA WEMCO N° 5	40,0	29,8	24,0	716,2	0,65
CELDA WEMCO N° 6	40,0	29,8	24,0	716,2	0,65
PALETA N° 1 - CELDAS WEMCO	4,8	3,6	24,0	85,9	0,08
PALETA N° 2 - CELDAS WEMCO	4,8	3,6	24,0	85,9	0,08
BOMBA DE RELAVE DE FLOTACION N° 1 (ASH)	40,0	29,8	24,0	716,2	0,65
BOMBA DE RELAVE DE FLOTACION N° 2	40,0	29,8	0,0	0,0	0,00
COMPRESORA GA 15 DE INSTRUMENTACION	20,0	14,9	24,0	358,1	0,33
JIG JUBA N° 1	6,6	4,9	24,0	118,2	0,11
JIG JUBA N° 2	6,6	4,9	24,0	118,2	0,11
BOMBA CONCENTRADO JIG N° 1	9,0	6,7	24,0	161,1	0,15
BOMBA CONCENTRADO JIG N°2	12,0	9,0	0,0	0,0	0,00
ZARANDA 2 X 4 - LIMPIEZA ASTILLAS DE CONCENTRADO	1,8	1,3	24,0	32,2	0,03
BOMBA DE CONCENTRADO 5 X 4 N° 1	24,0	17,9	24,0	429,7	0,39
BOMBA DE CONCENTRADO 5 X 4 N° 2	24,0	17,9	0,0	0,0	0,00
B. DE SELLO DE BOMBAS 5X4 DE CONCENTRADO	5,0	3,7	24,0	89,5	0,08
ESPESADOR FLOTACION	6,0	4,5	24,0	107,4	0,10
B. DIAFRAGMA N° 4 - SIMPLEX - ESP. FLOTACION	1,8	1,3	24,0	32,2	0,03
B. DIAFRAGMA N° 3 - ESPESADOR DE FLOTACION	5,0	3,7	0,0	0,0	0,00
BOMBA BREDEL SP40 DE ESPESADOR DE FLOTACION	4,0	3,0	24,0	71,6	0,07
BOMBA HORIZONTAL 2 1/2X2 E. FLOTACION	9,0	6,7	24,0	161,1	0,15

BOMBA DE SOLUCION FLOTACION N° 2(RECIRCULACIÓN DE AGUA)	12,0	9,0	24,0	214,8	0,20
BOMBA BREDEL SP40 DE CONCENTRADOS	4,0	3,0	24,0	71,6	0,07
MUESTREADOR N° 6 - CABEZA DE FILTROS	0,5	0,4	1,0	0,4	0,00
B. VACIO N° 1 - FILTROS CONCENTRADO	50,0	37,3	24,0	895,2	0,81
B. VACIO N° 2 - FILTROS CONCENTR	50,0	37,3	0,0	0,0	0,00
ALIMENTADOR HELICOIDAL DE FILTROS	3,0	2,2	24,0	53,7	0,05
FILTRO DE DISCOS	2,0	1,5	24,0	35,8	0,03
<b>CONSUMO SECCION CONCENTRACION</b>	<b>788,4</b>	<b>588,1</b>	<b>916,5</b>	<b>11631,0</b>	<b>10,57</b>

<b>RECUPERACION</b>	<b>POT. NOMINAL</b>		<b>TIEMPO OP. (horas)</b>	<b>KW-H</b>	<b>KW-H/TM</b>
	<b>(HP)</b>	<b>(KW)</b>			
MUESTREADOR CABEZA CIP	1,0	0,7	1,0	0,7	0,00
AGITADOR CIP N° 1	30,0	22,4	24,0	537,1	0,49
AGITADOR CIP N° 2	30,0	22,4	24,0	537,1	0,49
BLOWER - TANQUES CIP	6,6	4,9	24,0	118,2	0,11
B. DE RECUPERACION DE TANQUES CIP	10,0	7,5	24,0	179,0	0,16
GRIZLY VIBRAT. 3 X 6 - COSECHA CARBÓN	3,6	2,7	1,0	2,7	0,00
BOMBA HIDROSTAL TRASPASO CARBON	12,0	9,0	1,0	9,0	0,01
B. DIAFRAGMA N° 8 SIMPLEX DE TQ. SOL. RICA	1,8	1,3	1,0	1,3	0,00
B. HIDROSTAL SOLUCION RICA N° 1 MERRILL	20,0	14,9	24,0	358,1	0,33
B. HIDROSTAL SOLUCION RICA N° 2 MERRILL	20,0	14,9	0,0	0,0	0,00
BOMBA DE VACIO N° 1 - MERRILL	20,0	14,9	24,0	358,1	0,33
BOMBA VACIO N° 2 - MERRILL	18,0	13,4	0,0	0,0	0,00
BOMBA VERTICAL GOULDS - MERRILL	50,0	37,3	24,0	895,2	0,81
BOMBA GOULDS - MERRILL N.2	50,0	37,3	0,0	0,0	0,00
POZO DE RECUPERACION DE SOLUCIÓN MERRILL CROWE	12,0	9,0	2,0	17,9	0,02
BOMBA DE CELITE N° 2 PRECOATING DE FILTROS CLARIFICADORES	3,0	2,2	6,0	13,4	0,01
BOMBA HIDROSTAL DE AGUA - MERRILL CROWE	5,0	3,7	24,0	89,5	0,08
MOLINO HOMOGENIZADOR DE PRECIPITADO	2,4	1,8	0,2	0,4	0,00
<b>CONSUMO SECCION RECUPERACION</b>	<b>295,4</b>	<b>220,4</b>	<b>204,2</b>	<b>3117,7</b>	<b>2,83</b>

<b>LIXIVIACION</b>	<b>POT. NOMINAL</b>		<b>TIEMPO OP. (horas)</b>	<b>KW-H</b>	<b>KW-H/TM</b>
	<b>(HP)</b>	<b>(KW)</b>			
TANQUE PREPARACION DE CIANURO	12,0	9,0	2,0	17,9	0,02
TECLE PREP. CIANURO	3,5	2,6	0,2	0,5	0,00
BOMBA BREDEL SP15 DE CIANURO	0,5	0,4	24,0	9,0	0,01
BOMBA BREDEL SP32 DE T. PREP. DE CIANURO	4,0	3,0	0,0	0,0	0,00
MILINO 5X8	100,0	74,6	24,0	1790,4	1,63
B. DE DESCARGA N° 1 - MOL. 5 X 8	50,0	37,3	24,0	895,2	0,81
B. DE DESCARGA N° 2 MOLINO 5X8	50,0	37,3	0,0	0,0	0,00
BOMBA DE SELLO N° 1 - BOMBAS REMOLIENDA	15,0	11,2	24,0	268,6	0,24

BOMBA DE SELLO N° 2 - BOMBAS REMOLIENDA	25,0	18,7	0,0	0,0	0,00
ALIMENTADOR DE CAL ESPESADOR N.1	1,2	0,9	24,0	21,5	0,02
MUESTREADOR 7B - CABEZA CIANURACION	0,5	0,4	1,0	0,4	0,00
COMPRESORA ATLAS COPCO - GA 110	148,0	110,4	24,0	2649,8	2,41
AGITADOR N° 1	30,0	22,4	24,0	537,1	0,49
AGITADOR N° 2	30,0	22,4	24,0	537,1	0,49
AGITADOR N° 3	30,0	22,4	24,0	537,1	0,49
AGITADOR DE FINOS TQ. 12' X 12' N° 01	5,3	4,0	24,0	94,9	0,09
AGITADOR DE FINOS TQ. 12' X 12' N° 01	5,3	4,0	24,0	94,9	0,09
AGITADOR DE FINOS TQ. 12' X 12' N° 01	5,3	4,0	24,0	94,9	0,09
ESPESADOR CIANURACION N° 1	6,0	4,5	24,0	107,4	0,10
B. DIAFRAGMA N° 1 - SIMPLEX - ESP. CIAN. N° 1	4,8	3,6	24,0	85,9	0,08
B. DIAFRAGMA N° 2 - DUPLEX - ESP. CIAN. N° 1	4,8	3,6	0,0	0,0	0,00
B. DE SOLUCION RICA N° 01 DEL ESP-01 (RECIRCULACIÓN AL M 5'X8')	10,0	7,5	24,0	179,0	0,16
B. DE SOLUCION RICA N° 02 DEL ESP-01 (RECIRCULACIÓN AL M 5'X8')	30,0	22,4	0,0	0,0	0,00
ESPESADOR DE CIANURACION N° 2	5,0	3,7	24,0	89,5	0,08
B. DIAFRAGMA N° 5 - ESP. CIANURACION N° 2	3,0	2,2	24,0	53,7	0,05
B. DIAFRAGMA N° 6 DUPLEX - ESPEZ. CIAN. N° 2	3,6	2,7	0,0	0,0	0,00
BOMBA DE SOL. INTERMEDIA N° 1	30,0	22,4	24,0	537,1	0,49
BOMBA DE SOL. INTERMEDIA N° 2	30,0	22,4	0,0	0,0	0,00
ESPES. CIANURACION N° 3	6,6	4,9	24,0	118,2	0,11
B. DIAFRAGMA N° 7 - ESP. CIANURACION N° 3	3,0	2,2	24,0	53,7	0,05
B. HORIZONTAL - DESCARGA ESPESADOR 3	7,5	5,6	24,0	134,3	0,12
B. VERTICAL - DESCARGA ESPESADOR N° 3 (PARA EL FLUJÓMETRO)	24,0	17,9	24,0	429,7	0,39
<b>CONSUMO SECCION LIXIVIACION</b>	<b>683,9</b>	<b>510,2</b>	<b>531,2</b>	<b>9337,8</b>	<b>8,49</b>

<b>RESUMEN</b>	<b>POT. NOMINAL</b>		<b>TIEMPO OP. (horas)</b>	<b>KW-H</b>	<b>KW-H/TM</b>
	<b>(HP)</b>	<b>(KW)</b>			
CONSUMO SECCION CHANCADO	367,6	274,2	213,3	4290,4	3,90
CONSUMO SECCION MOLIENDA	901,0	672,1	216,0	14520,1	13,20
CONSUMO SECCION CONCENTRACION	788,4	588,1	916,5	11631,0	10,57
CONSUMO SECCION RECUPERACION	295,4	220,4	204,2	3117,7	2,83
CONSUMO SECCION LIXIVIACION	683,9	510,2	531,2	9337,8	8,49
<b>COMSUMO ENERGIA PLANTA</b>	<b>3036,3</b>	<b>2265,1</b>	<b>2081,2</b>	<b>42897,0</b>	<b>39,00</b>

### 3.6.2 Energía Proyecto de Ampliación

A continuación se detallan los consumos estimados para el proyecto de ampliación de la planta de tratamiento.

<b>CHANCADO</b>	<b>POT. NOMINAL</b>		<b>TIEMPO OP. (horas)</b>	<b>KW-H</b>	<b>KW-H/TM</b>
	<b>(HP)</b>	<b>(KW)</b>			
ALIMENT. RECIPROCANTE N° 1	3,6	2,7	4,0	10,7	0,01
ALIMENT. RECIPROCANTE N° 2	3,6	2,7	4,0	10,7	0,01
FAJA N° 01 DE CHANCADO	5,0	3,7	4,0	14,9	0,01
FAJA N° 2 - CHANCADO	4,8	3,6	12,0	43,0	0,03
FAJA N° 3 DE CHANCADO	5,0	3,7	12,0	44,8	0,03
FAJA N° 4 - CHANCADO	2,4	1,8	12,0	21,5	0,01
FAJA N° 5 DE CHANCADO	5,0	3,7	12,0	44,8	0,03
FAJA N° 6 DE CHANCADO	12,0	9,0	12,0	107,4	0,07
FAJA N° 7 DE CHANCADO	10,0	7,5	12,0	89,5	0,06
FAJA N° 1 - CHANCADO	4,8	3,6	12,0	43,0	0,03
FAJA N° 11 DE CHANCADO	5,0	3,7	12,0	44,8	0,03
ZARANDA 8 X 16 - MOTOR N° 1	15,0	11,2	12,0	134,3	0,09
ZARANDA 8 X 16 - MOTOR N° 2	15,0	11,2	12,0	134,3	0,09
ZARANDA 5´ x 10´	15,0	11,2	12,0	134,3	0,09
CHANCADORA FACO 80 X 50	75,0	56,0	12,0	671,4	0,45
CHANCADORA TELSMITH (2300 VOLTIOS)	200,0	149,2	12,0	1790,4	1,19
BOMBA DE ACEITE - CH. TELSMITH	3,0	2,2	12,0	26,9	0,02
HIDROSET- CH. TELSMITH	5,0	3,7	12,0	44,8	0,03
SIST. ENFRIAMIENTO- CH. TELSMITH	3,0	2,2	12,0	26,9	0,02
ZARANDA 5´ x 10´	15,0	11,2	12,0	134,3	0,09
ZARANDA VIBRATORIA JCI- 5 x 16	25,0	18,7	12,0	223,8	0,15
FAJA PARA NUEVA TOLVA	6,0	4,5	12,0	53,7	0,04
FAJA PARA NUEVA TOLVA	6,0	4,5	12,0	53,7	0,04
EQUIPO EXTRACTOR DE POLVO	10,0	7,5	12,0	89,5	0,06
<b>CONSUMO SECCION CHANCADO</b>	<b>454,2</b>	<b>338,8</b>	<b>264,0</b>	<b>3993,2</b>	<b>2,66</b>

<b>MOLIENDA</b>	<b>POT. NOMINAL</b>		<b>TIEMPO OP. (horas)</b>	<b>KW-H</b>	<b>KW-H/TM</b>
	<b>(HP)</b>	<b>(KW)</b>			
FAJA N° 15 - MOLIENDA	9,0	6,7	24,0	161,1	0,11
FAJA N° 16 - MOLIENDA	12,0	9,0	24,0	214,8	0,14
FAJA N° 17 DE MOLIENDA	5,0	3,7	24,0	89,5	0,06
MUESTREADOR DE CABEZA MOLINO 8 X 10	0,5	0,4	24,0	9,0	0,01
MOLINO 8 X 10	400,0	298,4	24,0	7161,6	4,77
MOLINO 6 X 8	147,5	110,0	24,0	2640,8	1,76
TAMBOR MAGNETICO DE MOLINO 8' X 10'	2,0	1,5	24,0	35,8	0,02
NUEVO MOLINO 8 X 10	400,0	298,4	24,0	7161,6	4,77
ZARANDA TRAST SCREEN	10,0	7,5	24,0	179,0	0,12
BOMBAS WILFLEY	100,0	74,6	24,0	1790,4	1,19
BOMBAS WILFLEY	0,0	0,0	24,0	0,0	0,00
SISTEMA CENTRAL. DE LUBRIC.	2,0	1,5	24,0	35,8	0,02
<b>CONSUMO SECCION MOLIENDA</b>	<b>1088,0</b>	<b>811,6</b>	<b>288,0</b>	<b>19479,6</b>	<b>12,99</b>

CONCENTRACION	POT. NOMINAL		TIEMPO OP. (horas)	KW-H	KW-H/TM
	(HP)	(KW)			
ACONDICIONADOR DE XANTATO	5,0	3,7	0,5	1,9	0,00
DOSIF. DUPLEX XANTATO / 1404 - MOL. 8 X 10	0,1	0,1	24,0	1,4	0,00
DOSIF. SIMPLEX DE ESPUMANTE - MOL. 8 X 10	0,1	0,1	24,0	1,4	0,00
DOSIF. SIMPLEX DE ESPUMANTE - C.C. N° 2	0,1	0,1	24,0	1,4	0,00
DOSIF. DUPLEX DE ESPUMANTE / 1404 - C.C. N° 6	0,1	0,1	24,0	1,4	0,00
DOSIF. SIMPLEX DE ESPUMANTE - C.C. N° 7	0,1	0,1	24,0	1,4	0,00
BOMBA BREDEL SP10 DE XANTATO	0,5	0,4	24,0	9,0	0,01
BOMBA BREDEL SP10 DE FLOCULANTE	0,5	0,4	24,0	9,0	0,01
MUESTREADOR N° 3 - CABEZA FLOTACION	1,0	0,7	24,0	17,9	0,01
MUESTREADOR N° 5 - CONCENTRADO DE FLOTACION	0,5	0,4	24,0	9,0	0,01
MUESTREADOR N° 4 - RELAVE FLOTACION	1,0	0,7	24,0	17,9	0,01
TROMELL ASTILLERO	3,6	2,7	24,0	64,5	0,04
ACONDICIONADOR DE FLOTACION	10,0	7,5	24,0	179,0	0,12
CELDA DE FLOTACION OK-16 N° 1	50,0	37,3	24,0	895,2	0,60
CELDA DE FLOTACION OK-16 N° 2	50,0	37,3	24,0	895,2	0,60
SOPLADOR SPENCER	30,0	22,4	24,0	537,1	0,36
SOPLADOR SPENCER N° 02	30,0	22,4	24,0	537,1	0,36
CELDA WEMCO N° 1	40,0	29,8	24,0	716,2	0,48
CELDA WEMCO N° 2	40,0	29,8	24,0	716,2	0,48
CELDA WEMCO N° 3	30,0	22,4	24,0	537,1	0,36
CELDA WEMCO N° 4	40,0	29,8	24,0	716,2	0,48
CELDA WEMCO N° 5	40,0	29,8	24,0	716,2	0,48
CELDA WEMCO N° 6	40,0	29,8	24,0	716,2	0,48
PALETA N° 1 - CELDAS WEMCO	4,8	3,6	24,0	85,9	0,06
PALETA N° 2 - CELDAS WEMCO	4,8	3,6	24,0	85,9	0,06
BOMBA DE RELAVE DE FLOTACION N° 1 (ASH)	40,0	29,8	24,0	716,2	0,48
BOMBA DE RELAVE DE FLOTACION N° 2	40,0	29,8	0,0	0,0	0,00
CELDA FLASH - SK 240	40,0	29,8	24,0	716,2	0,48
JIG JUBA N° 1	6,6	4,9	24,0	118,2	0,08
JIG JUBA N° 2	6,6	4,9	24,0	118,2	0,08
BOMBA CONCENTRADO JIG N° 1	9,0	6,7	24,0	161,1	0,11
BOMBA CONCENTRADO JIG N°2	9,0	6,7	0,0	0,0	0,00
ZARANDA 2 X 4 - LIMPIEZA DE ASTILLAS DE MADERA CONCENTRADO	1,8	1,3	24,0	32,2	0,02
BOMBA DE CONCENTRADO 5 X 4 N° 1	24,0	17,9	24,0	429,7	0,29
BOMBA DE CONCENTRADO 5 X 4 N° 2	24,0	17,9	0,0	0,0	0,00
B. DE SELLO DE BOMBAS 5X4 DE CONCENTRADO	5,0	3,7	24,0	89,5	0,06
ESPEZADOR FLOTACION	6,0	4,5	24,0	107,4	0,07
BOMBA BREDEL SP40 DE ESPESADOR DE FLOTACION	4,0	3,0	24,0	71,6	0,05
BOMBA HORIZONTAL 2 1/2X2 ESPESADOR DE FLOTACION	9,0	6,7	24,0	161,1	0,11

BOMBA DE SOLUCION FLOTACION N° 2 (RECIRCULACIÓN DE AGUA)	12,0	9,0	24,0	214,8	0,14
BOMBA BREDEL SP40 DE CONCENTRADOS	4,0	3,0	0,0	0,0	0,00
MUESTREADOR N° 6 - CABEZA DE FILTROS	0,5	0,4	24,0	9,0	0,01
B. VACIO N° 1 - FILTROS CONCENTRADO	50,0	37,3	24,0	895,2	0,60
B. VACIO N° 2 - FILTROS CONCENTR	50,0	37,3	0,0	0,0	0,00
ALIMENTADOR HELICOIDAL DE FILTROS	3,0	2,2	24,0	53,7	0,04
FILTRO DE DISCOS	2,0	1,5	24,0	35,8	0,02
CONCENTRADOR FALCON SB 1350	0,0	0,0	0,0	0,0	0,00
FILTRO DE CONCENTRADOS (02)	20,0	14,9	11,1	166,1	0,11
<b>CONSUMO SECCION CONCENTRACION</b>	<b>788,6</b>	<b>588,3</b>	<b>971,6</b>	<b>11565,6</b>	<b>7,71</b>

<b>RECUPERACION</b>	<b>POT. NOMINAL</b>		<b>TIEMPO OP. (horas)</b>	<b>KW-H</b>	<b>KW-H/TM</b>
	<b>(HP)</b>	<b>(KW)</b>			
MUESTREADOR CABEZA CIP	1,0	0,7	1,0	0,7	0,00
AGITADOR CIP N° 1	30,0	22,4	24,0	537,1	0,36
AGITADOR CIP N° 2	30,0	22,4	24,0	537,1	0,36
BLOWER - TANQUES CIP	6,6	4,9	24,0	118,2	0,08
GRIZLY VIBRAT. 3 X 6 - COSECHA CARBON	3,6	2,7	1,0	2,7	0,00
BOMBA HIDROSTAL TRASPASO CARBON B. DIAFRAGMA N° 8 SIMPLEX DE TQ. SOL. RICA	12,0	9,0	1,0	9,0	0,01
B. HIDROSTAL SOLUCION RICA N° 1 MERRILL	1,8	1,3	1,0	1,3	0,00
B. HIDROSTAL SOLUCION RICA N° 2 MERRILL	20,0	14,9	24,0	358,1	0,24
B. HIDROSTAL SOLUCION RICA N° 2 MERRILL	20,0	14,9	0,0	0,0	0,00
BOMBA DE VACIO N° 1 - MERRILL	20,0	14,9	24,0	358,1	0,24
BOMBA VACIO N° 2 - MERRILL	18,0	13,4	0,0	0,0	0,00
BOMBA VERTICAL GOULDS - MERRILL	50,0	37,3	24,0	895,2	0,60
BOMBA GOULDS - MERRILL N.2	50,0	37,3	0,0	0,0	0,00
POZO DE RECUPERACION MERRILL CROWE	12,0	9,0	2,0	17,9	0,01
BOMBA DE CELITE N° 2	3,0	2,2	6,0	13,4	0,01
BOMBA HIDROSTAL DE AGUA - MERRILL CROWE	5,0	3,7	24,0	89,5	0,06
MOLINO HOMOGENIZADOR DE PRECIPITADO	2,4	1,8	0,2	0,4	0,00
<b>CONSUMO SECCION RECUPERACION</b>	<b>285,4</b>	<b>212,9</b>	<b>180,2</b>	<b>2938,7</b>	<b>1,96</b>

<b>LIXIVIACION</b>	<b>POT. NOMINAL</b>		<b>TIEMPO OP. (horas)</b>	<b>KW-H</b>	<b>KW-H/TM</b>
	<b>(HP)</b>	<b>(KW)</b>			
TANQUE PREPARACION DE CIANURO	12,0	9,0	2,0	17,9	0,01
TECLE PREP. CIANURO	3,5	2,6	0,2	0,4	0,00
BOMBA BREDEL SP15 DE CIANURO	0,5	0,4	24,0	9,0	0,01
BOMBA BREDEL SP32 DE T. PREP. DE CIANURO	4,0	3,0	0,0	0,0	0,00
MILINO 5X8	100,0	74,6	24,0	1790,4	1,19
MOLINO 6 X 6	145,0	108,2	24,0	2596,1	1,73

B. DE DESCARGA N° 1 - MOL. 5 X 8	50,0	37,3	24,0	895,2	0,60
B. DE DESCARGA N° 2 MOLINO 5X8	50,0	37,3	0,0	0,0	0,00
BOMBA DE SELLO N° 1 - BOMBAS REMOLIENDA	15,0	11,2	24,0	268,6	0,18
BOMBA DE SELLO N° 2 - BOMBAS REMOLIENDA	25,0	18,7	0,0	0,0	0,00
ALIMENTADOR DE CAL ESPESADOR N.1	1,2	0,9	24,0	21,5	0,01
MUESTREADOR 7B - CABEZA CIANURACION	0,5	0,4	1,0	0,4	0,00
COMPRESORA DE PLANTA DE OXIGENO	25,0	18,7	24,0	447,6	0,30
AGITADOR N° 1 20'X20'	30,0	22,4	24,0	537,1	0,36
AGITADOR N° 2 20'X20'	30,0	22,4	24,0	537,1	0,36
AGITADOR N° 3 20'X20'	30,0	22,4	24,0	537,1	0,36
ESPEZADOR CIANURACION N° 1	6,0	4,5	24,0	107,4	0,07
B. DIAFRAGMA N° 1 - SIMPLEX - ESP. CIAN. N° 1	4,8	3,6	24,0	85,9	0,06
B. DIAFRAGMA N° 2 - DUPLEX - ESP. CIAN. N° 1	4,8	3,6	0,0	0,0	0,00
B. DE SOLUCION RICA N° 01 DEL ESP-01	10,0	7,5	24,0	179,0	0,12
B. DE SOLUCION RICA N° 02 DEL ESP-01	30,0	22,4	0,0	0,0	0,00
ESPESADOR DE CIANURACION N° 2	5,0	3,7	24,0	89,5	0,06
B. DIAFRAGMA N° 5 - ESP. CIANURACION N° 2	3,0	2,2	24,0	53,7	0,04
B. DIAFRAGMA N° 6 DUPLEX - ESPEZ. CIAN. N° 2	3,6	2,7	0,0	0,0	0,00
BOMBA DE SOL. INTERMEDIA N° 1	30,0	22,4	24,0	537,1	0,36
BOMBA DE SOL. INTERMEDIA N° 2	30,0	22,4	0,0	0,0	0,00
ESPEZ. CIANURACION N° 3	6,6	4,9	24,0	118,2	0,08
B. HORIZONTAL - DESCARGA ESPESADOR 3	7,5	5,6	24,0	134,3	0,09
BOMBA DEL FLUJOMETRO	10,0	7,5	24,0	179,0	0,12
FILTRO RELAVE 01	10,0	7,5	24,0	179,0	0,12
BOMBA RELAVE A CURAUBAMBA	40,0	29,8	24,0	716,2	0,48
FILTRO RELAVE 2	10,0	7,5	24,0	179,0	0,12
FAJA DE RELAVE	5,0	3,7	24,0	89,5	0,06
<b>CONSUMO SECCION LIXIVIACION</b>	<b>738,0</b>	<b>550,5</b>	<b>555,2</b>	<b>10306,4</b>	<b>6,87</b>

<b>RESUMEN</b>	<b>POT. NOMINAL</b>		<b>TIEMPO OP. (horas)</b>	<b>KW-H</b>	<b>KW-H/TM</b>
	<b>(HP)</b>	<b>(KW)</b>			
CONSUMO SECCION CHANCADO	454,2	338,8	264,0	3993,2	2,66
CONSUMO SECCION MOLIENDA	1088,0	811,6	288,0	19479,6	12,99
CONSUMO SECCION CONCENTRACION	788,6	588,3	971,6	11565,6	7,71
CONSUMO SECCION RECUPERACION	285,4	212,9	180,2	2938,7	1,96
CONSUMO SECCION LIXIVIACION	738,0	550,5	555,2	10306,4	6,87
<b>COMSUMO ENERGIA PLANTA</b>	<b>3354,2</b>	<b>2502,2</b>	<b>2259,0</b>	<b>48283,4</b>	<b>32,19</b>

### 3.7 BALANCE METALURGICO

#### 3.7.1 Balance Metalúrgico Operación Actual

#### BALANCE METALURGICO DE LA PLANTA DE BENEFICIO ACTUAL

##### BALANCE METALURGICO ACTUAL PLANTA CONCENTRADORA

PRODUCTO	TMSD	LEY gr Au/TM	CONTENIDO Au (gr)	DISTRIBUCION Au (%)
MINERAL CABEZA	1105	14,44	15956,2	100,0%
CONCENTRADO JIGS	14,77	285,43	4215,8011	26,4%
CONCENTRADO DE FLOTACIÓN	109,4	99,06	10837,164	67,9%
RELAVE DE CONCENTRADORA	980,83	0,92	902,3636	5,7%

RECUPERACIÓN TOTAL PLANTA  
CONCENTRADORA

15052,9651

**94,34%**

##### BALANCE METALURGICO ACTUAL PLANTA DE CIANURACIÓN

PRODUCTO	TMSD	LEY gr Au/TM	CONTENIDO Au (gr)	DISTRIBUCION Au%
CABEZA DE CIANURACIÓN	124,17	121,23	15052,97	100,0%
RELAVE DE CIANURACIÓN	124,17	6,17	766,13	5,09%
Au RECUPERADO EN SOLUCIÓN			14286,84	<b>94,91%</b>

RECUPERACIÓN TOTAL PLANTA CONCENTRADORA + PLANTA DE  
CIANURACIÓN:

**89,5%**

##### BALANCE METALURGICO ACTUAL PLANTA DE RECUPERACIÓN

PRODUCTO	CONTENIDO gr Au	DISTRIBUCIÓN %
ORO EN MERRILL CROWE + CIP	14279,64	100%
ORO EN LIQUIDO DE RELAV CIANU.	7,2	0,05%

RECUPERACIÓN TOTAL PLANTA DE RECUPERACIÓN

**99,95%**

gr Au

**RECUPERACIÓN TOTAL DEL PROCESO  
DE BENEFICIO**

**14279,64**

**89,49%**

### 3.7.2 Balance Metalúrgico Proyecto de Ampliación

#### BALANCE METALÚRGICO DE LA PLANTA DE BENEFICIO PROYECTO 1500 TMPD

##### BALANCE METALURGICO PROYECTO PLANTA CONCENTRADORA

PRODUCTO	TMSD	LEY gr Au/TM	CONTENIDO gr Au	DISTRIBUCION %
MINERAL CABEZA	1500	12	18000	100,0%
CONCENTRADO JIGS+ C.FLASH	55	156	8580	47,7%
CONCENTRADO DE FLOTACIÓN	130	67,41	8763,3	48,7%
RELAVE DE CONCENTRADORA	1315	0,5	657,5	3,7%
	1500		18000,8	100,0%
RECUPERACIÓN TOTAL PLANTA CONCENTRADORA			17343,3	<b>96,35%</b>

##### BALANCE METALURGICO PROYECTO PLANTA DE CIANURACIÓN

PRODUCTO	TMSD	LEY gr Au/TM	CONTENIDO gr Au	DISTRIBUCION %
CABEZA DE CIANURACIÓN	185	93,75	17343,30	100,0%
RELAVE DE CIANURACIÓN	185	4,5	832,50	4,80%
Au RECUPERADO EN SOLUCIÓN			16510,80	<b>95,20%</b>

RECUPERACIÓN TOTAL PLANTA CONCENTRADORA + PLANTA DE  
CIANURACIÓN:

**91,7%**

##### BALANCE METALURGICO PROYECTO PLANTA DE RECUPERACIÓN

PRODUCTO	CONTENIDO gr Au	DISTRIBUCIÓN %
ORO EN MERRILL CROWE + CIP	16500,99	100%
ORO EN LIQUIDO DE RELAV CIANU.	9,81	0,06%

RECUPERACIÓN TOTAL PLANTA DE RECUPERACIÓN

**99,94%**

gr Au

<b>RECUPERACIÓN TOTAL DEL PROCESO DE BENEFICIO</b>	<b>16500,99</b>	<b>91,67%</b>
--	-----------------	---------------

## **CAPITULO IV**

### **EVALUACIÓN ECONÓMICA**

#### **4.1 VALOR DE LA PRODUCCIÓN**

A continuación se muestran los contenidos de oro recuperables para la operación actual y el proyecto.

##### **4.1.1 Valor de la producción Actual**

El cuadro N° IV -1, nos muestra el valor de la producción actual.

**CUADRO N° IV-1**

#### **VALOR DE LA PRODUCCIÓN ACTUAL**

Mineral tratado	1100,00	TM/día
Ley de cabeza	14,50	gr Au/TM
Recuperación total	89,00	%
Oro fino Recuperable	12,91	gr Au/TM
Precio del oro	400,00	\$/oz Au
	12,86	\$/gr Au
<b>Valor del mineral</b>	<b>165,98</b>	<b>\$/TM</b>

##### **4.1.2 Valor de la producción del Proyecto**

El cuadro N° IV - 2, nos muestra el valor de la producción del Proyecto.

**CUADRO N° IV-2**

#### **VALOR DE LA PRODUCCIÓN PROYECTADA**

Mineral tratado	1500,00	TM/día
Ley de cabeza	11,50	gr Au/TM
Recuperación total	92,00	%
Oro fino Recuperable	10,58	gr Au/TM
Precio del oro	400,00	\$/oz Au
	12,86	\$/gr Au
<b>Valor del mineral</b>	<b>136,06</b>	<b>\$/TM</b>

## 4.2 COSTO DE INVERSION

A continuación se detalla el costo de inversión necesario para el proyecto de ampliación de la planta a 1500 TMPD

### CUADRO IV - 3

ITEM	COSTO DE INVERSION	US\$
<b>EQUIPOS</b>		
1	Zaranda horizontal vibratoria JCI 5'x 16''	72000
2	Chancadora Telsmith 44FC Girasphere	220000
3	Centro de Control de Motores sistema SCADA y automatización	300000
4	Subestación 2300 Voltios	50000
5	Molino de Bolas 8'x 10'	230000
6	Arrancador para el motor	20000
7	Motor WEG para el molino 8'x 10' (reparado)	7850
8	Cable de línea 4.16 kv de Casa Fuerza a Planta	10000
9	02 Bombas Wilfley	22000
10	Motor para bomba Wilfley	4500
11	Celda Flash SK-240	50900
12	Hidrociclones G-MAX	32000
13	Tolva de finos	160000
14	Espesador 42.5'x 10' (flotación)	173000
15	Nuevo filtro de discos	83000
16	02 celdas OK-16 de flotación y 02 sopladores Spencer	84000
		<b>1519250</b>
<b>OBRAS CIVILES</b>		
17	Instalación Zaranda 5'x 16', faja Nº 4, sistemas de chutes y movimiento de fajas	12000
18	Obras civiles chancado	18000
19	Estudio de suelos y cementación para bases	15000
20	Cambio de circuito del Nuevo molino 6'x 6'	300
21	Desmontaje Molino 6'x 6'	2500
22	Reubicar cables eléctricos	200
23	Retiro de techo, tuberías, cables	300
24	Excavación de bases	3000
25	Zapata (1m) y cimentación de bases (1 m)	12000
26	Fraguado de bases al 80%	3000
27	Base de concreto armado para molino 8'x 10'	12000
28	Instalación de las celdas OK-16 y sopladores	30000
		<b>108300</b>
<b>MONTAJE DE MOLINO 8'x 10'</b>		
29	Fabricación del sistema de izaje	2000
30	Transporte de Molino 8'x 10'	3500
31	Montaje Molino 8'x10'+ motor + reductor	5000
32	Instalación de transformador y tendido de tubería	2000
33	Montaje de arrancador + tendido de línea	17000
34	Fabricación de cajones de carga y descarga	8000
35	Montaje de cajones + tuberías + ciclón	2000
36	Instalación bomba Wifley	2000
		<b>41500</b>
<b>COSTO DE LA INVERSION (US\$)</b>		<b>1669050</b>

### 4.3 COSTO DE OPERACION

A continuación se muestran los costos de operación para la operación actual y el proyecto de ampliación de la planta de tratamiento.

#### 4.3.1 Costo de Operación Actual

Los costos de operación del proceso actual se muestran a continuación. Se esta considerando un tonelaje de 1100 TMSPD.

##### 4.3.1.1 Personal

El costo del personal se detalla en el cuadro N° IV – 4

**CUADRO N° IV - 4**

	<b>s/.</b>	<b>US\$</b>	<b>US\$/TM</b>
16 obreros	18563	5625	0,17
11 Ingenieros		25751	0,78
<b>Costo Unitario Personal</b>			<b>0,95</b>

##### 4.3.1.2 Reactivos e Insumos

El cuadro N° IV-5 nos muestra el costo de operación en Reactivos e Insumos.

**CUADRO Nº IV - 5**

TONELAJE: 1100 TMSPD

<b>ACTIVIDAD</b>	<b>DESCRIPCION</b>	<b>CONSUMO (KG)</b>	<b>P.UNIT. (US\$)</b>	<b>COSTO (US\$)</b>	<b>COSTO UNIT. (US\$/TM)</b>
<b>MOLIENDA</b>	Bolas de acero de 2"	886,70	0,63	558,62	0,51
	Bolas de acero de 3"	559,94	0,63	352,76	0,32
	Bolas de acero de 4"	0,00	0,63	0,00	0,00
					<b>0,83</b>
<b>FLOTACION</b>	Aceite de pino	12,14	1,70	20,64	0,02
	Acido Sulfúrico técnico	0,00	0,40	0,00	0,00
	Amil Xantato de potasio KAX-51	0,00	1,60	0,00	0,00
	Cal viva "PRIME" molida al 80% CaO	1,14	0,11	0,13	0,00
	Ditiofosfato AR-1208	14,13	2,50	35,33	0,03
	Ditiofosfato AR-1404	14,13	2,30	32,50	0,03
	Floculante Magnafloc	0,20	6,03	1,21	0,00
	Metil Isobutil Carbinol	22,00	1,80	39,60	0,04
	Sulfato de cobre pentahidratado	0,00	0,87	0,00	0,00
	Xantato Z-6	50,00	2,50	125,00	0,11
					<b>0,23</b>
<b>LIXIVIACION</b>	Bolas de acero de 1"	274,96	0,64	175,97	0,16
	Cal viva "PRIME" molida al 80% CaO	2,47	0,11	0,27	0,00
	Cianuro de sodio	700,00	0,91	637,00	0,58
				<b>0,74</b>	

ACTIVIDAD	DESCRIPCION	CONSUMO (KG)	P.UNIT. (US\$)	COSTO (US\$)	COSTO UNIT. (US\$/TM)
<b>RECUPERACION</b>	Acetato de plomo técnico	26,40	3,70	97,68	0,09
	Acido clorhídrico técnico	5,00	0,35	1,75	0,00
	Carbón Activado	5,50	2,00	11,00	0,01
	Celite	179,96	0,85	152,97	0,14
	Papel filtro para filtros prensa	10,00	4,69	46,90	0,04
	Polvo de Zinc	22,00	2,05	45,10	0,04
					<b>0,32</b>
<b>RELAVES</b>	Cal quemada	0,00	0,07	0,00	0,00
	Peróxido de hidrógeno	802,50	0,47	377,18	0,34
	Sulfato de cobre pentahidratado	187,73	0,87	163,33	0,15
	Sulfato ferroso	0,00	0,34	0,00	0,00
					<b>0,49</b>
<b>COSTO UNITARIO TOTAL DE REACTIVOS E INSUMOS</b>					<b>2,61</b>

#### 4.3.1.3 Energía

El cuadro N° IV -6 nos muestra el costo de operación en Energía.

#### CUADRO N° IV – 6

<b>RESUMEN</b>	<b>POT. NOMINAL</b>		<b>TIEMPO OP. (horas)</b>	<b>KW-H</b>	<b>KW-H/TM</b>	<b>KW-H (US\$)</b>	<b>US\$/TM</b>
	<b>(HP)</b>	<b>(KW)</b>					
SECCION CHANCADO	367,6	274,2	213,3	4290,4	3,90	0,18	0,70
SECCION MOLIENDA	901,0	672,1	216,0	14520,1	13,20	0,18	2,38
SECCION CONCENTRACION	788,4	588,1	916,5	11631,0	10,57	0,18	1,90
SECCION RECUPERACION	295,4	220,4	204,2	3117,7	2,83	0,18	0,51
SECCION LIXIVIACION	683,9	510,2	531,2	9337,8	8,49	0,18	1,53
<b>COMSUMO ENERGIA PLANTA</b>	<b>3036,3</b>	<b>2265,1</b>	<b>2081,2</b>	<b>42897,0</b>	<b>39,00</b>	<b>0,18</b>	<b>7,02</b>

#### RESUMEN COSTO DE OPERACIÓN ACTUAL PLANTA

	<b>US\$/TM</b>
Personal	0,95
Reactivos e Insumos	2,61
Energía	7,02
<b>COSTO OPERACIÓN ACTUAL PLANTA</b>	<b>10,58</b>

### 4.3.2 Costo de Operación Proyecto de Ampliación

Los costos de operación del Proyecto de Ampliación se muestran a continuación.

Se esta considerando un tonelaje de 1500 TMSPD.

#### 4.3.2.1 Personal

El costo del personal se detalla en el cuadro N° IV – 7

#### **CUADRO N° IV - 7**

	<b>s/.</b>	<b>US\$</b>	<b>US\$/TM</b>
16 obreros	18563	5625	0,13
11 Ingenieros		25751	0,57
<b>Costo Unitario Personal</b>			<b>0,70</b>

#### 4.3.2.2 Reactivos e Insumos

El cuadro N° IV-8 nos muestra el costo de operación en Reactivos e Insumos.

**CUADRO Nº IV - 8**

TONELAJE: 1500 TMSPD

<b>ACTIVIDAD</b>	<b>DESCRIPCION</b>	<b>CONSUMO (KG)</b>	<b>P.UNIT. (US\$)</b>	<b>COSTO (US\$)</b>	<b>COSTO UNIT. (US\$/TM)</b>
<b>MOLIENDA</b>	Bolas de acero de 2"	975,37	0,63	614,48	0,41
	Bolas de acero de 3"	615,93	0,63	388,04	0,26
	Bolas de acero de 4"	0,00	0,63	0,00	0,00
					<b>0,67</b>
<b>FLOTACION</b>	Aceite de pino	12,75	1,70	21,67	0,01
	Acido Sulfúrico técnico	0,00	0,40	0,00	0,00
	Amil Xantato de potasio KAX-51	0,00	1,60	0,00	0,00
	Cal viva "PRIME" molida al 80% CaO	1,20	0,11	0,13	0,00
	Ditiofosfato AR-1208	14,84	2,50	37,09	0,02
	Ditiofosfato AR-1404	14,84	2,30	34,12	0,02
	Floculante Magnafloc	0,30	6,03	1,81	0,00
	Metil Isobutil Carbinol	23,10	1,80	41,58	0,03
	Sulfato de cobre pentahidratado	0,00	0,87	0,00	0,00
	Xantato Z-6	50,00	2,50	125,00	0,08
				<b>0,17</b>	
<b>LIXIVIACION</b>	Bolas de acero de 1"	329,95	0,64	211,17	0,14
	Cal viva "PRIME" molida al 80% CaO	2,59	0,11	0,29	0,00
	Cianuro de sodio	550,00	0,91	500,50	0,33
				<b>0,47</b>	

<b>ACTIVIDAD</b>	<b>DESCRIPCION</b>	<b>CONSUMO (KG)</b>	<b>P.UNIT. (US\$)</b>	<b>COSTO (US\$)</b>	<b>COSTO UNIT. (US\$/TM)</b>
<b>RECUPERACION</b>	Acetato de plomo técnico	27,72	3,70	102,56	0,07
	Acido clorhídrico técnico	5,25	0,35	1,84	0,00
	Carbón Activado	5,50	2,00	11,00	0,01
	Celite	188,96	0,85	160,61	0,11
	Papel filtro para filtros prensa	10,00	4,69	46,90	0,03
	Polvo de Zinc	23,10	2,05	47,36	0,03
<b>RELAVES</b>	Cal quemada	0,00	0,07	0,00	0,00
	Peróxido de hidrógeno	842,63	0,47	396,03	0,26
	Sulfato de cobre pentahidratado	197,12	0,87	171,49	0,11
	Sulfato ferroso	0,00	0,34	0,00	0,00
					<b>0,38</b>
	<b>COSTO UNITARIO TOTAL DE REACTIVOS E INSUMOS</b>				<b>1,94</b>

#### 4.3.2.3 Energía

El cuadro N° IV- 9 nos muestra el costo de operación en Energía.

#### CUADRO N° IV – 9

<b>RESUMEN</b>	<b>POT. NOMINAL</b>		<b>TIEMPO OP. (horas)</b>	<b>KW-H</b>	<b>KW-H/TM</b>	<b>KW-H (US\$)</b>	<b>US\$/TM</b>
	<b>(HP)</b>	<b>(KW)</b>					
SECCION CHANCADO	454,2	338,8	264,0	3993,2	2,66	0,18	0,48
SECCION MOLIENDA	1088,0	811,6	288,0	19479,6	12,99	0,18	2,34
SECCION CONCENTRACION	788,6	588,3	971,6	11565,6	7,71	0,18	1,39
SECCION RECUPERACION	285,4	212,9	180,2	2938,7	1,96	0,18	0,35
SECCION LIXIVIACION	738,0	550,5	555,2	10306,4	6,87	0,18	1,24
<b>COMSUMO ENERGIA PLANTA</b>	<b>3354,2</b>	<b>2502,2</b>	<b>2259,0</b>	<b>48283,4</b>	<b>32,19</b>	<b>0,18</b>	<b>5,79</b>

#### RESUMEN COSTO DE OPERACIÓN PROYECTO DE AMPLIACIÓN PLANTA

	<b>US\$/TM</b>
Personal	0,70
Reactivos e Insumos	1,94
Energía	5,79
<b>COSTO OPERACIÓN PROYECTO AMPLIACION PLANTA</b>	<b>8,43</b>

#### 4.4 RENTABILIDAD DEL PROCESO DE TRATAMIENTO

La Rentabilidad económica de una operación de tratamiento de minerales puede calcularse mediante la siguiente expresión:

$$R = \text{Valor del mineral} - \text{Costo de operación} \dots\dots\dots(1)$$

R = Rentabilidad

$$\text{Costo operación} = \text{Costo operación}_{\text{planta}} + \text{Costo operación}_{\text{mina}} \dots(2)$$

(2) en (1)

$$R = \text{Valor del mineral} - (\text{Costo operación}_{\text{planta}} + \text{Costo operación}_{\text{mina}}) \dots(3)$$

##### 4.4.1 Rentabilidad del Proceso Actual

Mineral tratado	1100,00 TM/día
Ley de cabeza	14,50 gr Au/TM
Recuperación total	89,00 %
Oro fino Recuperable	12,91 gr Au/TM
Precio del oro	400,00 \$/oz Au
	12,86 \$/gr Au
<b>Valor del mineral</b>	<b>165,98 \$/TM</b>

Costo operación<sub>planta</sub> : 10,58 US\$/TM

Costo operación<sub>mina</sub> : 74.42 US\$/TM

En (3)

$$R = 80.98 \text{ US$/TM}$$

Mensual

$$R = 2672340 \text{ US$/ mes}$$

##### 4.4.2 Rentabilidad del Proyecto de Ampliación

Mineral tratado	1500,00 TM/día
Ley de cabeza	11,50 gr Au/TM
Recuperación total	92,00 %
Oro fino Recuperable	10,58 gr Au/TM
Precio del oro	400,00 \$/oz Au
	12,86 \$/gr Au
<b>Valor del mineral</b>	<b>136,06 \$/TM</b>

Costo operación planta : 8,43 US\$/TM

Costo operación mina : 56,57 US\$/TM

En (3)

**R = 71,06 US\$/TM**

Mensual

**R = 3197700 US\$/mes**

#### 4.4.3 Incremento en la Rentabilidad

El cuadro N° IV -10 nos detalla el incremento que se obtiene en la Rentabilidad, al aplicarse el Proyecto de Ampliación de la planta.

#### CUADRO N° IV – 10

RENTABILIDAD	US\$/TM	US\$/Mes
PROYECTO DE AMPLIACIÓN	71,06	3197700
OPERACIÓN ACTUAL	80,98	2672340
<b>INCREMENTO DE LA RENTABILIDAD</b>		<b>525360</b>

#### 4.4.4 Rentabilidad de la Ampliación con respecto a la Inversión

Inversión del Proyecto : US\$ 1669050

Incremento de la Rentabilidad por el Proyecto : US\$ 525360

De acuerdo a lo observado se puede apreciar que solo se requiere de 4 meses de operación para recuperar la Inversión, sin afectar el rendimiento de la Operación Actual.

## 4.5 ANALISIS ECONOMICO MENSUAL PARA EL PROYECTO DE AMPLIACION

### I.- INGRESOS

LEY MINERAL OPERACIÓN ACTUAL: 14,5 gr/TM recuperación:89%  
 LEY MINERAL PROYECTO: 11,5 gr/TM recuperación:92%

DESCRIPCION	Und	OP. ACTUAL	PROYECTO
PRODUCCION ORO MES	oz	13.692	15.307
PRECIO UNITARIO	\$/oz	400	400
<b>INGRESOS</b>	<b>\$</b>	<b>5.476.747</b>	<b>6.122.784</b>

### II.- COSTOS

DESCRIPCION	Und	OP. ACTUAL	PROYECTO
<b>COSTO TOTAL</b>	<b>\$</b>	<b>2.805.000</b>	<b>2.925.000</b>

### III.- INVERSIONES

DESCRIPCION	Und	OP. ACTUAL	PROYECTO
INVERSION INICIAL	\$	0	1.669.050

### IV.- FLUJO DE CAJA

*(Ingresos - costos) para La operación actual*  
*(Ingresos -inversion inicial - costos ) para el Proyecto*

DESCRIPCION	Und	OP. ACTUAL	PROYECTO
MES 0	\$	2.671.746,99	1.528.733,61
MES 1	\$	2.671.746,99	3.197.783,61
MES 2	\$	2.671.746,99	3.197.783,61
MES 3	\$	2.671.746,99	3.197.783,61

**V.- VAN - TIR**

<b>i</b>	<b>Und</b>	<b>OP. ACTUAL</b>	<b>PROYECTO</b>
10%	\$	9.315.986,31	9.481.148,15
20%	\$	8.299.732,55	8.264.805,56
30%	\$	7.523.941,11	7.336.269,61
40%	\$	6.916.942,64	6.609.760,04
80%	\$	5.438.782,62	4.840.567,11
100%	\$	5.009.525,61	4.326.794,27
150%	\$	4.338.917,11	3.524.150,58
200%	\$	3.958.143,69	3.068.407,20

El VAN del proyecto para  $i=10\%$ , sufre un incremento con respecto al proceso actual, lo que lo hace más rentable.

El TIR, tiene un valor bastante grande ( $VAN=0$ ), por lo que no se estima fácilmente, pero esto hace que el proyecto sea mucho más rentable.

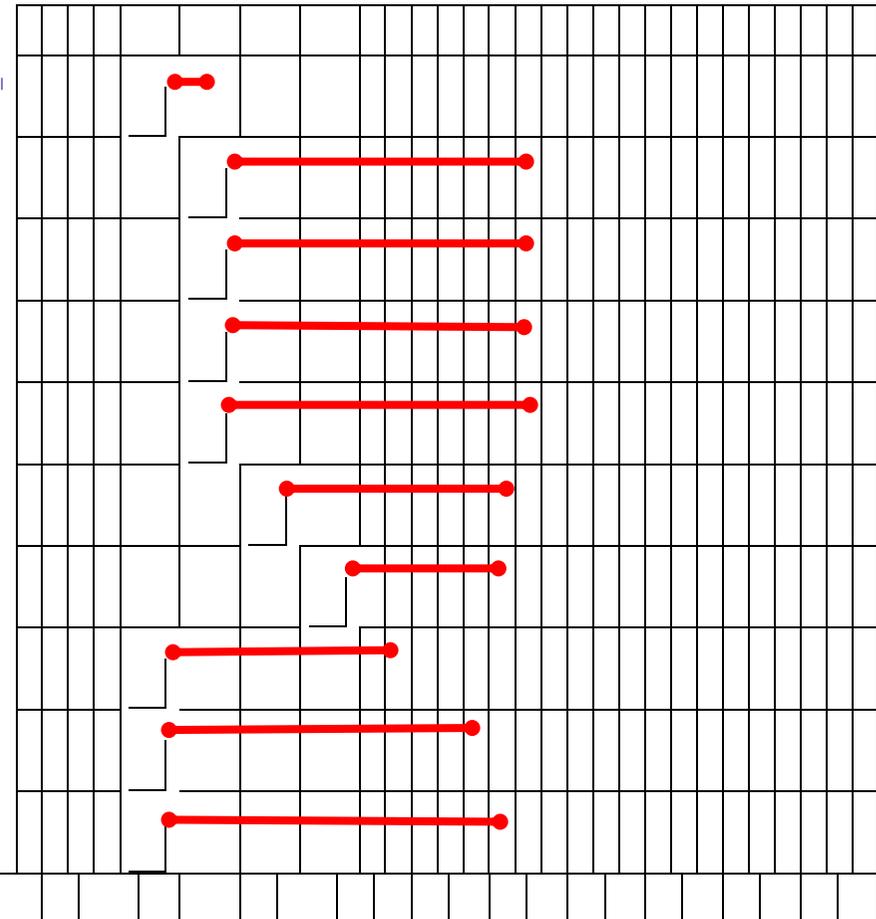
**4.6 CRONOGRAMA DE APLICACIÓN DEL PROYECTO DE AMPLIACION**

A continuación se detalla el cronograma a seguir para el Proyecto de Ampliación de la planta de Tratamiento.

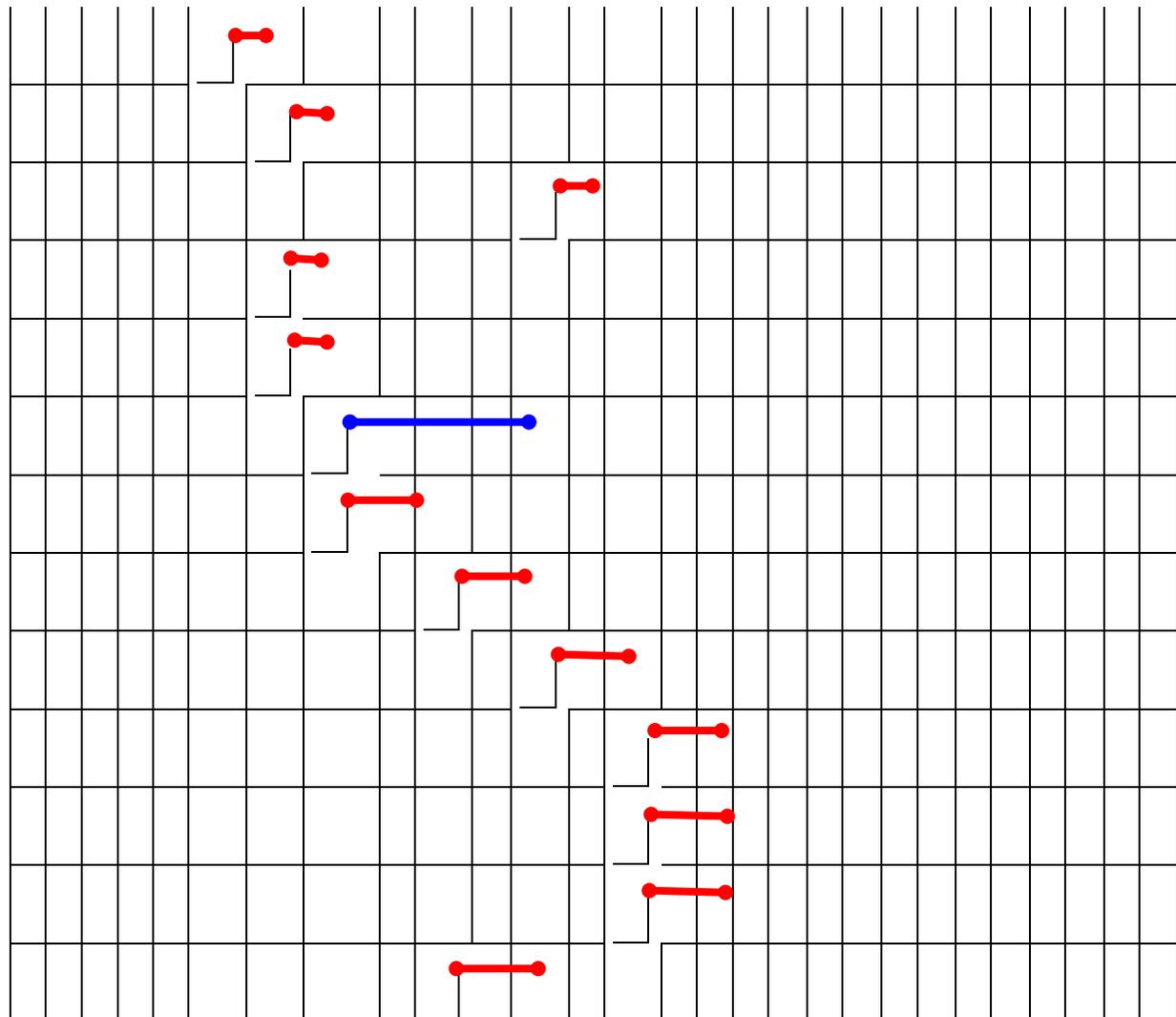
## CRONOGRAMA DE AMPLIACIÓN A 1,500 TMSD

DESCRIPCION DE OBRAS	Duración	RESPONSABLE	OBSERVACIONES
<b>COMPRA DE EQUIPOS</b>			
Molino 8x10	1 sem.	Logística	Compra de equipo
Motor WEG para el Molino 8 x10 (reparado)	8 sem	Ccalle	Analizar alternativas
Arrancador para el motor	8 sem	Ccalle	Cotizar para 470 y 600 HP
Transformador elevador	8 sem	Ccalle	Coordinar con Mantto. Gral.
Transformador 4.16 kv a 460 kw	8 sem	Ccalle	Coordinar con Mantto. Gral.
Sub estación en Planta y ambiente p tableros	6 sem	OCCC	Coordinar con Mantto. Gral.
Cable de línea 4.16 kv de Casa Fuerza a Planta	4 sem	Ccalle	Coordinar con Mantto. Gral.
Bombas Wilfley	6 sem	R. Miranda	Evaluar dimensionamiento
Motor para bomba Wilfley	8 sem	R. Miranda	Evaluar dimensionamiento
Celda flash SK-240	9 sem	Logística	Compra de equipo
<b>Instalación Molino 8x10</b>			

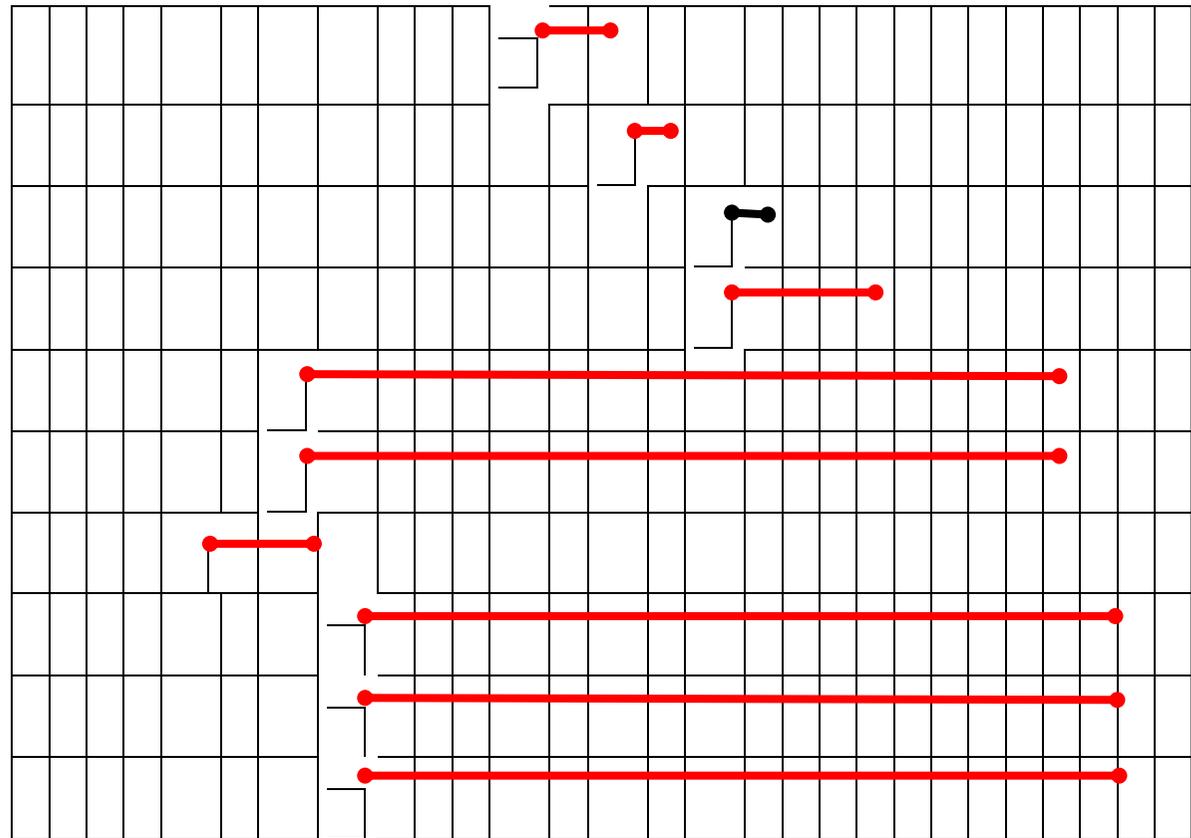
Mayo	Junio	Julio	Ago	Set	Oct	Nov



Planos de la base	1 sem	G. Ponce
Desmontaje Molino 6x6	1 sem	Ower
Preparar pluma		Ower
Reubicar cables eléctricos		Ccalle
Retiro de techo, tuberías, cables		Ower
<b>Montaje Molino 6x6 SIMPAR</b>	5 sem	OCCC
Excavación de bases	2 sem	J. Valderrama
Cimentación de bases	2 sem	J. Valderrama
Fraguado de bases al 80%	2 sem	J. Valderrama
Montaje Molino 8x10 + motor + reductor	2 sem	Ower
Instalación de transformador y tendido tubería	2 sem	Ccalle
Montaje de arrancador + tendido de línea	1 semana	Ccalle
Fabricación de cajones	2 sem	J. Valderrama



Montaje de cajones + tuberías + ciclón	2 semanas	J. Valderrama
Instalación Bomba wilfley	1 semana	Ower
<b>Pruebas y arranque</b>	1 semana	COMESA+PL+Manto
Instalación de celda flash SK 240	4 sem	Ower
Tolva de finos	5 meses	Licitación
Espesador de Flotación	5 meses	Licitación
Asesoría en filtros	3 sem	Geológica
Instalación de filtro de concentrados	5 meses	Licitación
Espesador de relaves Cianuración	5 meses	Licitación
Instalación de filtros de relaves	5 meses	Licitación



# **CAPITULO V**

## **OBSERVACIONES Y CONCLUSIONES**

### **5.1 Observaciones**

#### **Mineral**

- De acuerdo a los estudios de microscopia en los minerales se observa que gran porcentaje del oro libre se encuentra asociado a la pirita, esfarelita y galena; un pequeño porcentaje también esta asociado a cuarzo, existe oro encapsulado en la arsenopirita en un rango del 2%.
  
- Las leyes de oro en el mineral de cabeza se encuentran entre 10-16 gr Au/TM, la plata se encuentra en rangos de 5-10 gr Ag/TM.
  
- La gravedad específica del mineral es de 2.63 gr/cc, esto es debido a que la especie predominante es el cuarzo.

#### **Pruebas Metalúrgicas**

- La prueba de cianuración del concentrado sin adición de oxígeno nos da una recuperación de 94.06%, para un tiempo de agitación de 72 horas.
  
- La prueba de cianuración del concentrado con adición de oxígeno, nos da una recuperación del oro de 96.34% para un tiempo de agitación de 65 horas.
  
- Las pruebas pilotos N° 1 y N° 2 de cianuración con adición de oxígeno al concentrado nos da una recuperación promedio de 96% del oro.
  
- De la evaluación de la cinética de flotación, se deduce que la recuperación total del oro a obtenerse es de 94.56%.
  
- De las 3 pruebas de flotación Flash realizadas, se obtuvo como máxima recuperación del oro el valor de 81.41%.

- De las pruebas de flotación variando la granulometría se observó que la máxima recuperación del oro (95.11%), se obtiene a una granulometría de 65% - 200 mallas, a rangos más finos de molienda la recuperación comienza a disminuir.

### **Ingeniería**

- La adición de la zaranda vibratoria de 2 pisos 5'x 16' y la chancadora cónica Telsmith 44 FC 44", permitirá al proyecto incrementar el chancado a 1500 TMSPD, con un tiempo de chancado de 12 horas.
- En la sección molienda el reemplazo de los Hidrociclones D-15 por D-20, la instalación de un nuevo molino de bolas 8'x 10', permitirá obtenerse un incremento de la molienda. Para la flotación se incrementará la molienda de 50% a 63% -200 mallas.
- En el circuito de flotación, la adición de la celda Flash, celdas Outokumpu y los sopladores Spencer, entre otros, permitirá una reducción en el consumo de energía y una mayor facilidad para el mantenimiento.
- En la sección de Cianuración, la adición de un molino de bolas 6'x 6', un nido de hidrociclones D -10 y la planta de oxígeno, permitirá incrementar la molienda de 85 % a 96% -400 mallas, y a su vez incrementará la recuperación total del oro de 89% a 92%, debido a que se incrementará el grado de liberación del oro.
- En la sección de Recuperación (Merrill Crowe – CIP), se ha realizado la automatización del área de Merrill Crowe, con ello se logrará un mejor control de las etapas de alimentación de los reactivos ( polvo de zinc), lo que influyen en la eficiencia del proceso.

## Evaluación Económica

- La valoración del mineral para el proceso actual es de 165.98 \$/TM, mientras que la valoración del mineral para el proyecto es de 136.06 \$/TM, este valor es menor debido a que la ley de cabeza del mineral se reducirá de 14.5 gr Au/TM a 11.5 gr Au/TM.
- El costo de Inversión para el proyecto de ampliación de la planta a 1500 TMSPD, es de \$USA 1669050.00.
- El costo de operación de la operación actual de la planta es de 10.58 \$USA/TM, mientras que el costo operación para el proyecto de ampliación es de 8.43 \$USA/TM.
- La rentabilidad para el proceso actual es de 80.98 \$USA/TM ó 2672340 \$/mes, para un tonelaje de tratamiento de 1100 TMSPD.
- La Rentabilidad estimada del proyecto de ampliación 71.06 \$USA/TM ó 3197700 \$USA/mes.
- El incremento de la Rentabilidad debido al proyecto de ampliación será de **\$USA 525360/mes.**
- El cálculo del VAN y el TIR para la producción actual y el proyecto de ampliación, nos da valores altamente positivos, por lo que la aplicación del Proyecto resulta favorable desde el punto de vista económico.

## 5.2 Conclusiones

- El incremento del tonelaje de tratamiento de 1100 TMPD a 1500 TMPD, permitirá soportar las bajas en las leyes del mineral de cabeza, evitando caídas en la producción del oro y dándole mayor tiempo de vida a la mina.

- La implementación de nuevos equipos y el reemplazo de otros, permitirá a que la planta opere con mayor eficiencia metalúrgica y facilitará una mejor eficiencia para las etapas de mantenimiento, que es base primordial para una eficiente operación de los equipos.
- La automatización de la sección de Merrill Crowe permitirá un mejor control del proceso y evitará errores que traigan como consecuencia, caídas en la producción del oro.
- El incremento en la molienda para las etapas de flotación y cianuración, incrementará la recuperación y por ende elevará la producción de oro.
- El incremento de la Rentabilidad (\$USA 525360/mes) , nos puede permitir pagar el costo de Inversión en un periodo no menor a 4 meses de operación de la planta de tratamiento.
- De acuerdo a los análisis técnico- Económicos realizados, nos permite concluir que la aplicación del proyecto de ampliación de la planta resulta altamente rentable para la empresa.

**ANEXO I**

**ASPECTOS TEORICOS**

## ASPECTOS TEORICOS

### 1 PRINCIPIOS FISICOS - QUIMICOS DE LA CIANURACION

#### 1.1 Termodinámica de la Cianuración

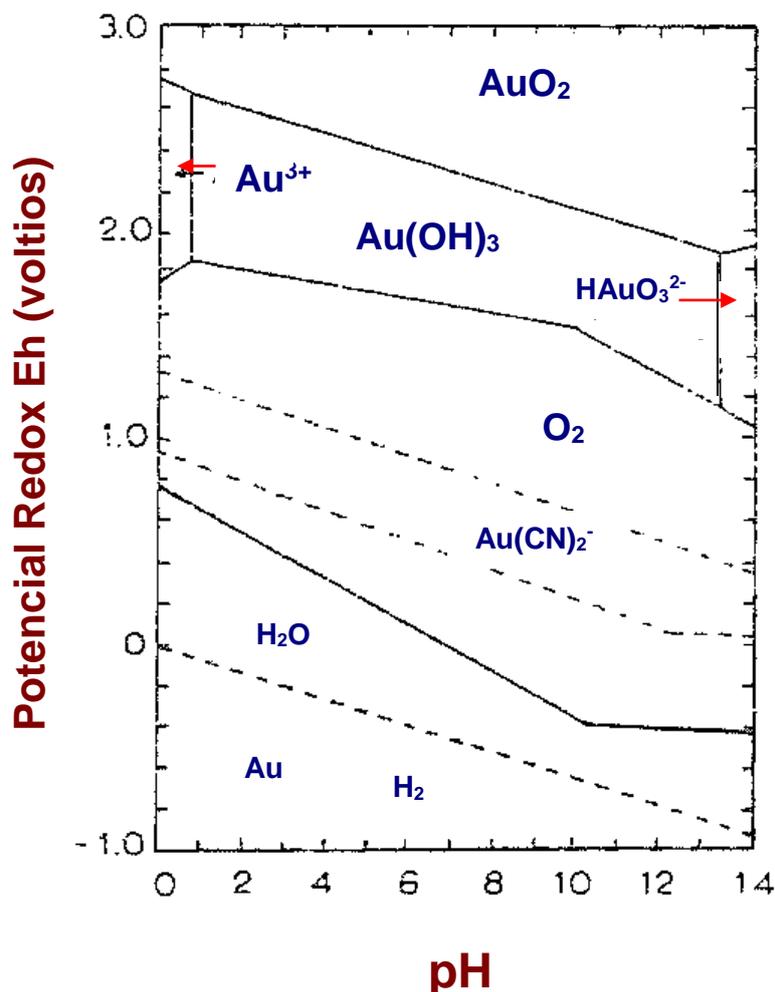
Para comprobar los mecanismos fisico-químicos de la lixiviación del oro, es necesario recurrir a una revisión de sus propiedades termodinámica y en particular de sus estados estables y metaestables, representados clásicamente en los diagramas de Pourbaix que relaciona el potencial de óxido- reducción (Eh) del metal con el pH del medio. Estos diagramas muestran que compuestos potenciales redox (superiores al de la descomposición del oxígeno) para formarse. La lixiviación del oro metálico es, por lo tanto, muy difícil a la causa de la gran estabilidad de este último.

En el diagrama Au-H<sub>2</sub>O-CN (Fig. N° 1), no obstante, la reacción:  **$Au(CN)_2^- + e^- = Au + 2 CN^-$**  se lleva a cabo dentro de los límites de estabilidad del agua. El campo de estabilidad del complejo aurocianuro está limitado por una recta que inicialmente, muestra una pendiente pronunciada (efecto de la hidrólisis del cianuro a pH menor a nueve) tornándose luego casi horizontal debido a la acción oxidante del oxígeno en medio básico, hecho que a su vez permite que se haga efectiva la reacción de lixiviación por formación de aurocianuros. En el mismo gráfico se puede observar que los compuestos Au(OH)<sub>3</sub>, Au<sup>+3</sup> y HAuO<sub>3</sub><sup>2-</sup> son reducidos por la introducción del cianuro.

#### 1.2 MECANISMO ELECTROQUIMICO

Si bien, en forma general, la lixiviación puede llevarse acabo mediante mecanismos diversos, tanto físico como químicos y electroquímicos, en el caso específico de la cianuración se ha podido

establecer que la disolución está regida por los principios electroquímicos de la corrosión. Fue Thompson (1947) quien demostró



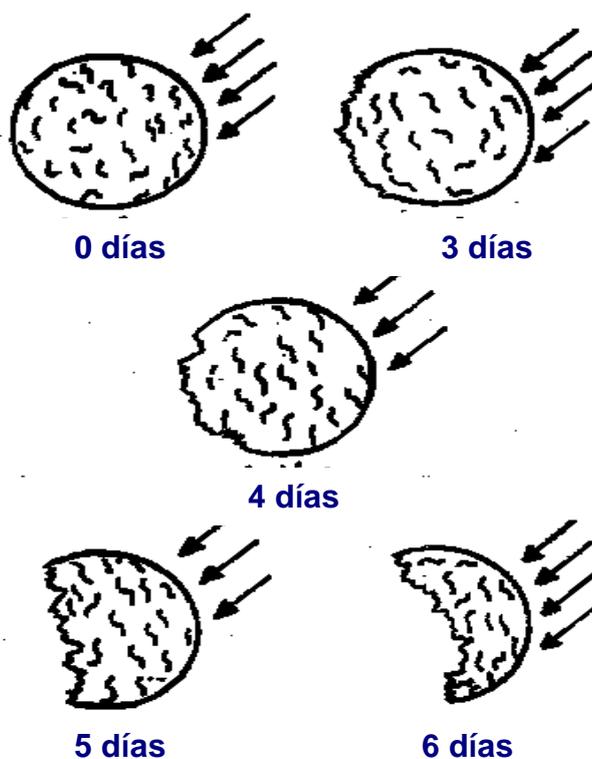
**Figura N° 1.-** Diagrama de estabilidad potencial – pH para el sistema Au-H<sub>2</sub>O-CN<sup>-</sup> a 25°C.

[<sup>-</sup>CN<sup>-</sup>] = 10<sup>-3</sup>M, concentración de todos los espacios solubles de oro = 10<sup>-4</sup>M y p(O<sub>2</sub>)=p(H<sub>2</sub>)=1 atm

Este hecho utilizando para ello pequeñas esferas de oro y una solución solidificada como soportes de éstas, haciendo circular una corriente KCN libre de aire constató, al cabo de tres días, una ligera corrosión en el lado opuestos al de la incidencia del flujo; después de otros tres días, la partícula de oro había sido reducida a la mitad (Ver **Fig. N° 2**).

La explicación esquemática de este fenómeno se facilita mediante el gráfico de la **Fig. N° 3**; la reducción del oxígeno sobre la superficie

metálica en la zona catódica va acompañada por la oxidación del oro en la zona anódica de acuerdo a las siguientes reacciones:

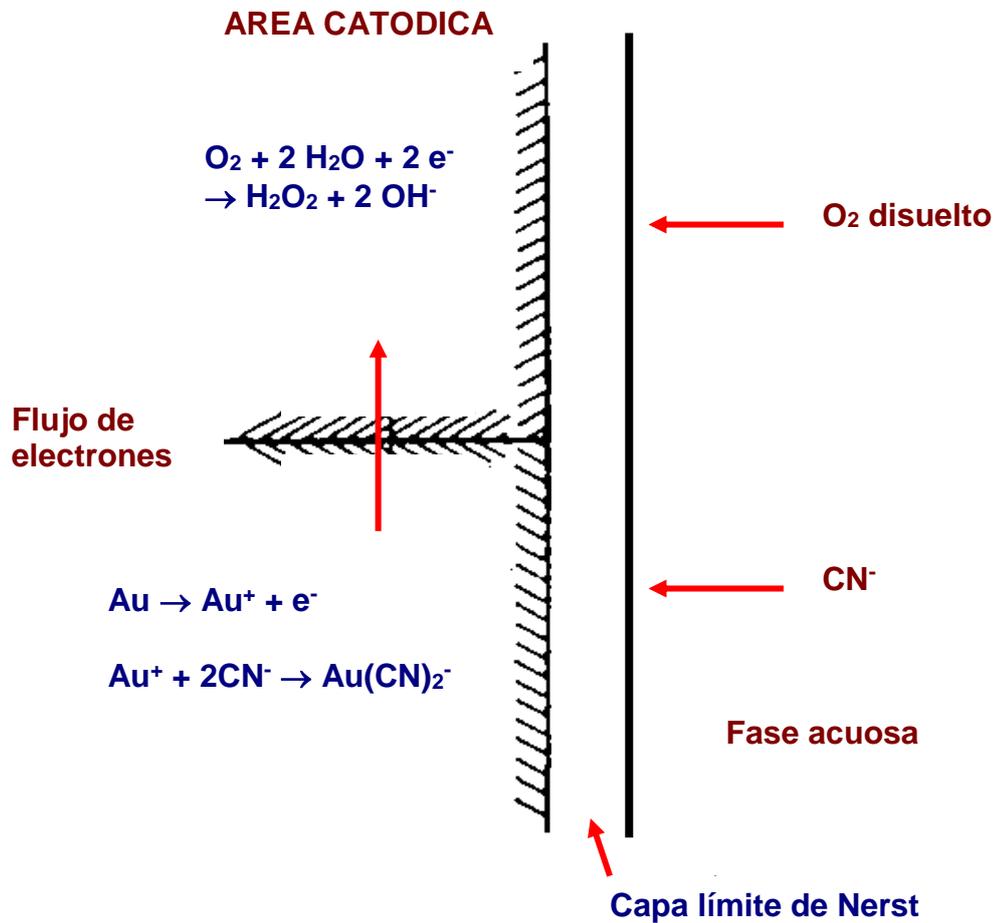


**Figura N° 2.-** Ilustración de la naturaleza electroquímica de la disolución de partículas de oro ( 120 u diam.) en KCN en presencia de oxígeno. Las flechas indican la dirección del flujo de oxígeno (Thompson, 1947)



El experimento demuestra que existe un flujo de electrones entre la fase líquida, en la que se encuentra el oxígeno disuelto y el cianuro, y la fase sólida constituida por el oro. La capa límite de Nernst, situada

entre ambas fases, tiene un espesor variable según el método de lixiviación y la velocidad de agitación.



**Figura N° 3.**-Representación esquemática de la disolución de oro en soluciones cianuradas, por corrosión electroquímica.

### 3.1.3 CINETICA DE LA REACCION

Como el tiempo en el cual se lleva a cabo la reacción es, en gran parte, el de la etapa de menor velocidad (llamada entonces etapa controlante) es importante identificar su rapidez.

Una reacción fisico-química en la cual se hallan involucradas una fase sólida con otra líquida se consume en las cinco etapas siguientes:

1. Difusión de los reactantes desde la solución hasta la interface sólido-líquido
2. Absorción de los reactantes en la superficie del sólido.
3. Reacción en la superficie
4. Desorción de los productos de la reacción de la superficie del sólido
5. Difusión de estos productos de la interface sólido-líquido a la solución.

El tiempo que emplean las etapas 1 y 5 es controlado por las velocidades de difusión, en tanto que la de las etapas 2, 3 y 4 es función de la rapidez de los procesos químicos. Si la difusión es muy lenta, una mayor agitación es necesaria para la aceleración, si en cambio esta última es retardada, por los procesos químicos se debe incrementar la temperatura.

La cianuración está gobernada por las leyes de Fick, expresada matemáticamente de la siguiente manera:

$$\frac{d(O_2)}{dt} = D_{O_2} \frac{A_1}{\delta} \{ [O_2] - [O_2]_s \}$$

$$\frac{d(CN^-)}{dt} = D_{CN^-} \frac{A_2}{\delta} \{ [CN^-] - [CN^-]_s \}$$

Donde:

$$\frac{d(O_2)}{dt}, \frac{d(CN^-)}{dt} = \text{Velocidades de difusión de } O_2 \text{ y } CN^- \text{ (moles / lt)}$$

$$D_{O_2}, D_{CN^-} = \text{Coeficientes de difusión (cm}^2 \text{ / seg)}$$

$$A_1, A_2 = \text{Superficies anódica y catódica (cm}^2 \text{)}$$

$$\delta = \text{Ancho de la capa límite de Nernst (cm)}$$

$$[O_2], [CN^-] = \text{Concentración de oxígeno y cianuro en la solución (moles / lt)}$$

$$[O_2]_s, [CN^-]_s = \text{Concentración de oxígeno y cianuro en la superficie (moles / lt)}$$

Si en las dos anteriores ecuaciones se considera que la reacción química es muy rápida, se tiene  $[O_2]_s = [CN^-]_s = 0$ . Si se acepta asimismo que la velocidad de disolución del metal es dos veces la del oxígeno y solo la mitad de la del cianuro, se obtiene la siguiente igualdad:

$$2 D_{O_2} \frac{A_1}{\delta} [O_2] = \frac{1}{2} D_{CN^-} \frac{A_2}{\delta} [CN^-]$$

Se debe tener en cuenta, además, que el área total es  $A = A_1 + A_2$ . Resolviendo este sistema de ecuaciones se deduce que la velocidad de cianuración es:

$$V = \frac{2AD_{CN^-}D_{O_2}[CN^-][O_2]}{\delta\{D_{CN^-}[CN^-] + 4D_{O_2}[O_2]\}}$$

Obtenida esta ecuación se deben considerar dos posibilidades; cuando las concentraciones de cianuro son bajas, el primer término del denominador es despreciable respecto del segundo, con lo cual de la expresión anterior se tiene:

$$V = \frac{1}{2} D_{CN^-} \frac{A}{\delta} [CN^-]$$

$$V = \kappa_1 [CN^-]$$

Por lo tanto, en estas condiciones, la velocidad de lixiviación es función de la concentración de cianuro, hecho que ha sido comprobado experimentalmente. La segunda posibilidad es que las concentraciones de este compuesto sean altas. En este caso el segundo término del denominador es despreciable respecto del primero, por lo que la ecuación se convierte en:

$$V = 2D_{O_2} \frac{A}{\delta} [O_2]$$

$$V = \kappa_2 [O_2]$$

Esto significa que, a altas concentraciones de cianuro, la velocidad de disolución depende solamente de la concentración de oxígeno. Los experimentos han corroborado también esta previsión teórica.

Para hallar el límite en el cual él predomina de una de las concentraciones cede el paso al de la otra en el control de la velocidad de lixiviación, se debe volver a la ecuación general. Cuando dicha ecuación se cumple:

$$D_{\text{CN}^-} [\text{CN}^-] = 4 D_{\text{O}_2} [\text{O}_2]$$

o, lo que es lo mismo,

$$\frac{[\text{CN}^-]}{[\text{O}_2]} = 4 \frac{D_{\text{O}_2}}{D_{\text{CN}^-}}$$

Si se asume que:  $\frac{D_{\text{O}_2}}{D_{\text{CN}^-}} = 1.5$

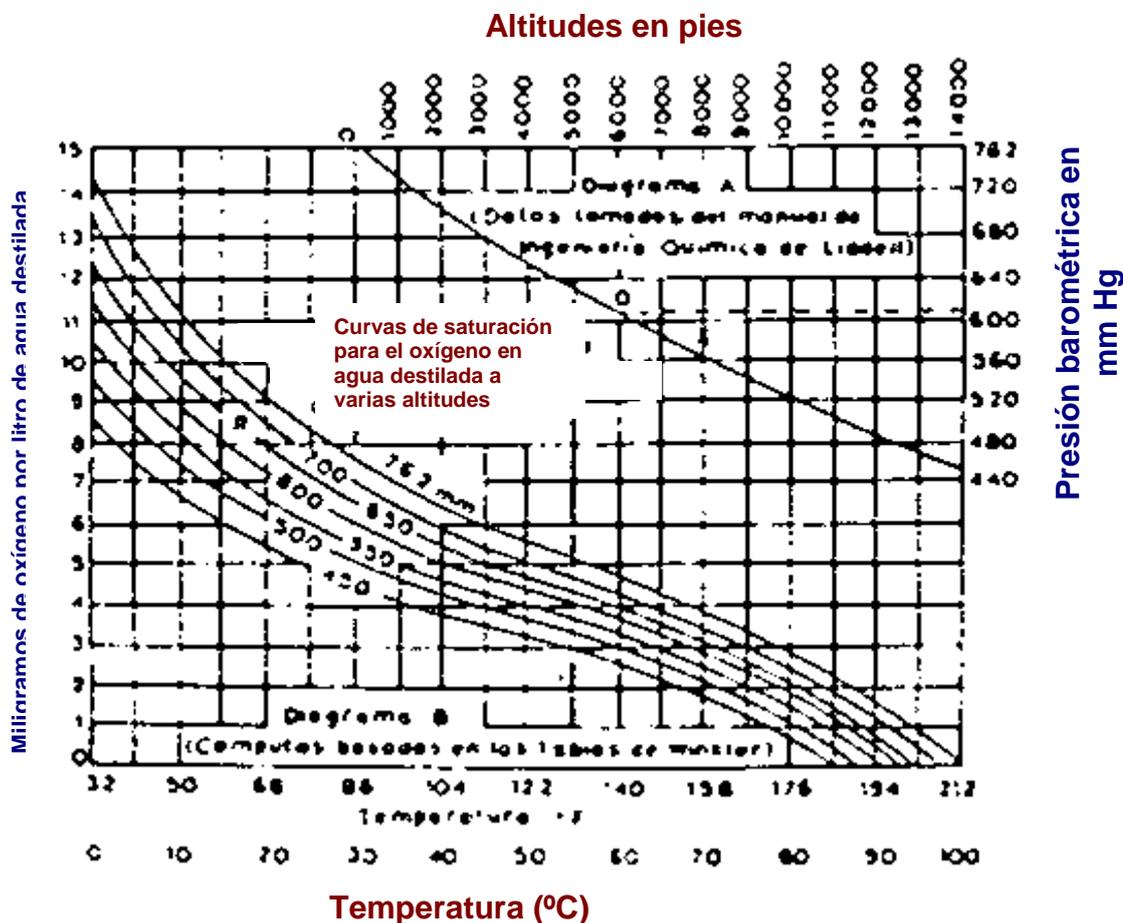
(promedio establecido a partir de diferentes pruebas experimentales) se determina que el límite referido se alcanza cuando:

$$\frac{[\text{CN}^-]}{[\text{O}_2]} = 6$$

Los valores encontrados en las experiencias de laboratorio varían de 4.6 a 7.4, por lo que aquel obtenido en el cálculo teórico se considera representativo.

Se ha hecho evidente, a lo largo de toda la demostración anterior que es importante conocer la cantidad de oxígeno disuelto durante la cianuración. Como esta cantidad varía con la altitud y la temperatura a las que se

realiza el experimento, se ha insertado el gráfico de la **Figura N° 4** en el cual se dan valores máximos de saturación en oxígeno de las soluciones a diferentes altitudes y temperaturas.



**FIGURA N° 4.-** valores máximos de saturación en oxígeno de las soluciones a diferentes altitudes y temperaturas

### 3.1.4 EFECTOS ACELERADORES y RETARDADORES

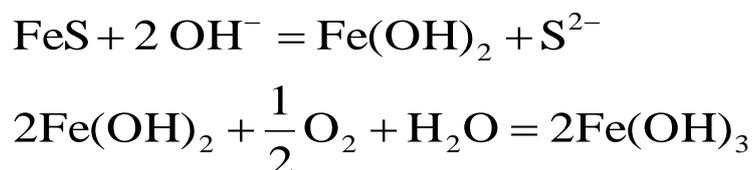
Haden investigó por primera vez, en 1938, el efecto de otros elementos que aceleran la disolución de oro en el cianuro, más tarde, otros investigadores confirmaron tales estudios observando que pequeñas cantidades de sales de plomo y mercurio aceleran el proceso. Otros aún determinaron que sales de bismuto y talio producían el mismo efecto.

Este puede ser atribuido a una alteración de la capa límite de Nernst al disminuir el espesor de la misma, acelerando, por tanto, el proceso ya que, como se dijo, la etapa que controla el mecanismo de la cianuración es la difusión. En cambio se pudo comprobar que aumentando las cantidades de plomo se lograba retardar el proceso. Tal fenómeno de retardación en la cianuración puede deberse también a la acción de otros cationes como  $\text{Fe}^{2+}$ ,  $\text{Cu}^{2+}$ ,  $\text{Zn}^{2+}$ ,  $\text{Ni}^{2+}$ ,  $\text{Mn}^{2+}$ ,  $\text{Ca}^{2+}$  y  $\text{Ba}^{2+}$ , siendo los dos últimos efectivos a valores altos de alcalinidad.

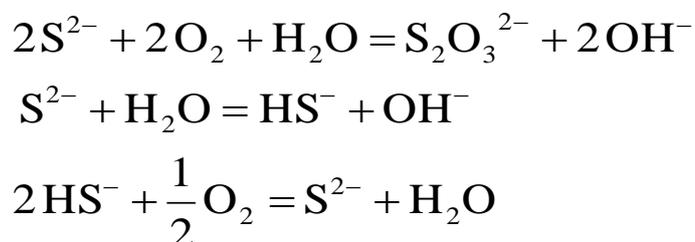
Según lo propuesto por HABASHI el efecto de retardación sería imputable a una o más de las siguientes causas:

**i. Consumo de oxígeno de la disolución**

La presencia de oxígeno influye, como ya se ha visto, sobre la disolución puesto que su consumo la retarda. Así por ejemplo, si la mena contiene pirrotita, esta se descompone fácilmente formando hidróxidos ferrosos que posteriormente se oxidan con el oxígeno:



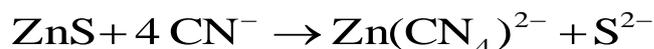
y el ion azufre, al oxidarse también, produce tiosulfatos y polisulfuros:



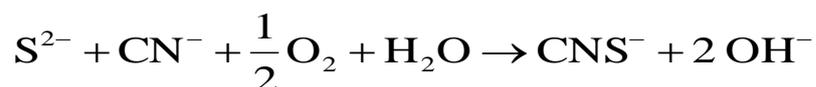
**ii. Consumo de cianuro libre**

Se debe a factores tales como:

- Formación de complejos cianurados a partir de iones solubles.

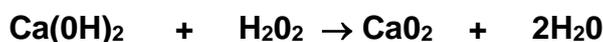


- Generación de tiocianatos a partir de los iones azufre liberados de los sulfuros solubles



- Formación de capas delgadas sobre la superficie del metal, que evitan su disolución a causa de:

- La producción de un sulfuroso insoluble sobre las superficies de las partículas de oro, en presencia de otros sulfuros.
- La deposición de peróxido; así el de calcio, resultante de la descomposición del hidróxido del mismo a pH superiores a 11.3 según la siguiente reacción:



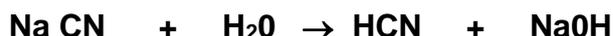
- La generación de óxidos como el de oro, insoluble, en presencia de ozono, el cual también ataca al cianuro de potasio oxidándole:



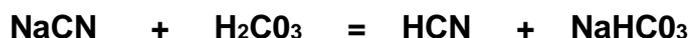
- La aparición de cianuros insolubles, como en el caso de la reacción del plomo con el cianuro libre que forma una capa insoluble de  $\text{Pb}(\text{CN})_2$
- La presencia de xantato en el mineral flotado que da lugar a la aparición de una capa de xantato aurífero insoluble que evita la disolución del oro.

### iii. Descomposición de las soluciones de cianuro

Una solución de cianuro alcalino en agua se hidroliza como sigue:



El grado al cual esta hidrólisis produce en soluciones de cianuros comerciales en agua depende primeramente de la cantidad de álcali libre en el cianuro. Si este álcali es apreciable, entonces la descomposición del cianuro podría ser despreciable. En ausencia de álcali libre, la hidrólisis puede ser retardada por la adición de cal. En la práctica la adición de cal a una pulpa de cianuro es prácticamente universal, no solo para evitar perdidas de cianuro por hidrólisis sino también para neutralizar cualquier constituyente ácido del mineral el cual de otro modo liberaría ácido cianhídrico. Otro factor que afecte a la descomposición de las soluciones de cianuro es la presencia de dióxido de carbono en el aire. El ácido carbónico que es él más fuerte que el ácido cianhídrico descompone las soluciones como sigue:



Esta reacción también puede evitarse por el uso de cal y otros álcalis. Tales álcalis mantienen la alcalinidad de la solución y reaccionan con el óxido de carbono para formar compuestos inofensivos como el carbonato de calcio.

Los resultados de esta prueba mostrados en la **CUADRO N° 1**, demuestran el efecto de la alcalinidad sobre la pérdida de cianuro por hidrólisis y; por la acción del dióxido de carbono del aire.

### CUADRO N° – 1

<b>EFFECTO DE LA CAL SOBRE LA PERDIDA DE CIANURO</b>				
	<b>SIN CAL</b>		<b>CON CAL</b>	
	<b>inicial</b>	<b>Después de 6 horas</b>	<b>Inicial</b>	<b>Después de 6 horas.</b>
NaCN%	0,051	0,034	0,051	0,051
CaO%	0,001	0,0005	0,061	0,015
pH	10,2	9.07	11,6	11,2
Pérdida de NaCN (lb/ton)		0,34		nada

**CUADRO N° -2****SOLUBILIDAD DE MINERALES DE DISTINTOS METALES EN  
SOLUCIONES CIANURADAS****(Extraído de F. Habashi)**

Oro	Calaverita	Rápidamente soluble	JOHNSTON (1933)
Plata	Argentita	Rápidamente soluble	LEAVER WOOLF y KARCHMER (1931)
	Cerargirita Proustita	Moderadamente soluble	
	Pirargirita		
Cobre	Azurita	94,5	LEAVER y WOOLF (1931)
	Malaquita	90,2	
	Calcocita	90,2	
	Cuprita	85,5	
	Bornita	70,0	
	Enargita	65,8	
	Tetraedrita	21,9	
	Crisocola	11,8	
	Calcopirita	5,6	
Zinc	Smithsonita	40,2	LEAVER y WOOLF (1931)
	Zincita	35,2	
	Hidrozinca	35,1	
	Franklinita	20,2	
	Esfalerita	18,4	
	Hemimorfita	13,4	
	Willemita	13,1	
	Willomita		
Hierro	Pirrotita	Rápidamente soluble	HEDLEY y TABACHNICK (1958)
	Pirita	Moderadamente soluble	
	Hematita		
	Magnetita	Prácticamente insoluble	
	Siderita		
Arsénico	Oropimente	73,0	
	Rejalgar	9,4	
	Arsenopirita	0,9	
Antimonio	Estibina	21,1	
Plomo	Galena	Soluble a alta alcalinidad	LEMMON (1940)

**2. METODOS DE CIANURACION**

De los procesos empleados para la extracción del oro y la plata de los minerales, el de mayor uso es la cianuración. Al disolverse el oro con el cianuro sobre la base de los mecanismos Físico químicos mencionados en (1).

De acuerdo al método cianuración a emplearse, se clasifican:

**i. Cianuración Dinámica o Agitación.**

## ii. Cianuración Estática o Percolación.

A continuación se detallan estos procesos.

### 2.1 Cianuración Dinámica o Agitación

Los procesos de cianuración dinámica o agitación son empleados generalmente para minerales de oro de alta ley ( $> 1$  oz Au/TC), donde el costo de operación es elevado, debido a que se emplean etapas de Chancado, Molienda y Agitación, incrementándose el consumo energético a niveles donde puede resultar antieconómico para leyes bajas de oro.

Los tanques agitadores pueden ser mecánicos o neumáticos, un estudio adicional indicaría la selección del tanque agitador. En la actualidad se recomienda el uso de los tanques agitadores mecánicos para producir una agitación más eficiente que los neumáticos.

De acuerdo a como se extrae el oro disuelto de la solución cosecha, los procesos de cianuración por agitación se clasifican:

- i. Cianuración Convencional.
- ii. Cianuración con Carbón en Pulpa (CIP).
- iii. Cianuración con Carbón en Lixiviación (CIL).

A continuación se detallan estos procesos.

#### 2.1.1 Cianuración por Agitación Convencional

Es un método eficiente para el tratamiento de minerales de Oro y Plata por cianuración, y si bien los nuevos procesos puestos en práctica requieren menor control en varias etapas, el método convencional es todavía preferido por gran cantidad de empresas mineras, el proceso consiste en:

**Molienda y clasificación.**- el mineral triturado en seco (2 ó 3 etapas) es alimentado al circuito de molienda en circuito cerrado con el propósito de moler las partículas hasta liberar suficientemente los granos de oro y exponerlos a la acción del cianuro que se agrega desde esta etapa (se logran extracciones de 30 a 85%).

**Espesamiento Primario y Lixiviación.-** La pulpa obtenida de molienda se sedimenta en un espesador llamado primario del cual se obtiene la solución rica (pregnant) que se envía a precipitación y la descarga espesada que se envía a lixiviación. La lixiviación se realiza en 3 agitadores a 30-50% sólidos con adición de aire y con un tiempo de retención de hasta 48 horas; los agitadores pueden ser mecánicos (Dorr) con hélices o rastrillos o verticales con agitación únicamente por aire comprimido (Brown o Pachuca), el número mínimo es 3 para evitar el corto - circuito del material durante la lixiviación.

**Decantación continua en contra corriente.-** La pulpa lixiviada debe someterse a un lavado para recuperar todos los valores disueltos, el método más eficiente consiste en espesar y diluir sucesivamente la pulpa en 3 ó 4 espesadores, agregando la pulpa al primero de ellos y agua fresca al último, de manera que la pulpa y la solución circulen en sentidos contrarios, enriqueciéndose la solución y empobreciéndose la pulpa en contenido valioso, de allí el nombre de Decantación Continua en Contracorriente (CCD). La pulpa sedimentada del último espesador constituye el relave lavado y la solución o rebose del primer espesador se recircula a molienda; la eficiencia de lavado en CCD es superior al 99%, dependiendo del número de etapas.

**Precipitación y refinación.-** La solución pregnant obtenida del espesador primario se envía a precipitación continua con polvo de zinc según el proceso Merrill-Crowe; primeramente la solución es clarificada en filtros de hojas y/o con camas de arena sílice, para eliminar las partículas finas y coloidales que interfieran con la precipitación; la segunda etapa es la deareación (desoxigenación) de la solución por atomizado en un tanque de vacío, reduciendo el contenido de oxígeno de 5-6 ppm a 0.5 ppm con un vacío de 22" Hg (esto es una presión absoluta de 0.25atm); La solución deareada se precipita inmediatamente con polvo de zinc fino (-200 ó -325 mesh), recuperándose el precipitado de oro-plata en filtros prensa.

El precipitado obtenido se seca y se funde con bórax, carbonato de sodio y sílice para reducirlo a bullón que contiene 10-15 % de impurezas (Zn, Cu, Pb) y el resto oro y plata; Si la ley de plata no es alta, el bullón puede enriquecerse lavando previamente el precipitado con

ácido para eliminar la plata, zinc y otras impurezas; posteriormente varios bullones (doré) se funden en lingotes y se envían a refinación electrolítica.

### **2.1.2 Métodos empleando el Carbón Activado en Pulpa**

En los últimos años se ha desarrollado el uso del carbón activado para recuperar principalmente oro a partir de soluciones de cianuro. El carbón activado absorbe el oro de la solución rica.

Durante el proceso de cianuración por agitación se adiciona el carbón activado a la pulpa en agitación con la finalidad de que se produzca la adsorción del oro dentro del tanque de agitación. De acuerdo a la forma de adición del carbón el proceso se clasifica en:

- Carbón en Pulpa (CIP)
- Carbón en Lixiviación (CIL)

#### **2.1.2.1 Carbón en Pulpa (CIP)**

Proceso que consiste en una primera etapa de cianuración y una segunda etapa de adsorción con el carbón en pulpa. El objetivo de este proceso es que en la primera etapa se obtiene la máxima extracción del oro y plata para luego complementarlos con la adsorción en tanques agitadores cuya velocidad (r.p.m.) es menor a los agitadores empleados en la cianuración, evitando que el carbón se deteriore por la fuerte adsorción, producida por la agitación.

#### **2.1.2.2 Carbón en Lixiviación (CIL)**

En este proceso se adiciona el carbón activado junto con el cianuro produciéndose en forma paralela la disolución y adsorción del oro y la plata de las soluciones.

Este método se usa cuando el mineral posee minerales carbonaceos, que pueden producir durante la operación el efecto "Robing" que es adsorción del oro y la plata de las soluciones por los materiales carbonaceos provenientes del mineral.

## **2.2 Cianuración Estática o Percolación**

La cianuración estática o Percolación se puede aplicar para minerales acumulados o en montones que se encuentran previamente chancado a tamaños gruesos (1/2" - 2"), donde la solución cianurante

se alimentará usando aspersores o tuberías perforadas. Es aplicable para minerales con bajos contenidos de oro, por tener un costo de operación inferior al de agitación.

La lixiviación en pilas (heap-leaching), en botadores o desmontes de mina (dump- Leaching) y en la misma mina (in Situ Leaching), han cobrado en la última década un auge inusitado en la metalurgia del oro y es el motivo principal de este trabajo.

Se tratará en mayor detalle la lixiviación en pilas por ser el procedimiento más común, en la actualidad y probablemente el de mayor eficiencia. A diferencia de la lixiviación en montones (dump) e in Situ, donde no se efectúa ninguna preparación especial del mineral ni del piso, la lixiviación en pilas se realiza con mineral triturado hasta 1/2" aproximadamente (el rango de trabajo va desde 1/4" hasta 1-1/2", según el tipo de mineral, y apilado en forma conveniente sobre un piso impermeabilizado (pad) que tiene una pendiente apropiada (2-5%) para la recolección de la solución. La pila es rociada con solución de cianuro por medio de aspersores, esta solución percola a través del mineral apilado disolviendo los valores de oro y plata, y es recuperada como solución pregnant (rica) en el pad y luego en una poza de recolección; de allí se envía al sistema de recuperación, que puede ser convencional con polvo de zinc o columna de carbón activado (CIC); la solución barren (pobre) se regenera el contenido de cianuro, cal y se recircula a lixiviación.

Para la aplicación del método de lixiviación en pilas el mineral debe ser adecuado y reunir características como porosidad (los minerales oxidados son los más usuales), contenido de oro libre (asequible por la solución de cianuro a través de los poros) y naturalmente un bajo contenido de impurezas y cianicidas (especialmente impurezas como la pirrotita que consumen el oxígeno de la solución, el cual es menos abundante en la percolación de pilas de mediano y gran tamaño)

El contenido de finos en el mineral, evidentemente nocivo al proceso por la formación de zonas impermeables durante la lixiviación y fenómenos de canalización de la solución, merece actualmente una descripción aparte. Se acostumbra homogeneizar el mineral (gruesos y finos) con agua o solución de cianuro a manera de curado, antes de la carga de la pila de mineral (más de 5% de finos se consideraba nocivo);

pero en la actualidad se ha disminuido considerablemente este problema por aglomeración o peletización del mineral con cal y cemento Portland (3-40 kg./TM según el tipo de mineral) con lo que se logra formar trozos compactos y resistentes al apilamiento, pero a la vez permeables a la solución; existen por lo tanto en la actualidad un mayor número de minerales dóciles a este tipo de tratamiento, y hasta es posible el tratamiento de relaves sin necesidad de separar las fracciones finas previamente.

Debido a la eliminación de etapas costosas como la molienda, agitación y espesamiento, el método heap-leaching es sustancialmente más económico que los métodos tradicionales de tratamiento continuo, y si bien las recuperaciones no son tan altas (60 a 80%) los costos de operación pueden ser tan bajos como \$5/TM en minerales adecuados; de esta manera es posible el tratamiento de grandes tonelajes de mineral (hasta 10,000 TM/día en USA) de baja ley (0.03 -0.10 onz./TC).

**Diseño del Pad.-** El pad de lixiviación debe ser impermeable a la solución de cianuro. Debe ser construido de manera que la solución que percal a través de la pila sea colectada en un punto central, de donde luego fluye al primero de los 3 tanques (repertorios) de almacenamiento de solución. Los repertorios son conocidos como, repertorios de la solución impregnada, repertorio de la solución barren y repertorio del "Overflow".

Un pad impermeable es requerido para colectar la solución impregnada. Esto elimina la posibilidad de pérdida de soluciones de cianuro de oro y plata por la base que pueda contaminar algunas corrientes o agua del subsuelo.

La impermeabilización del pad es:

Los materiales usados para el pad impermeable incluye:

- 1) Plástico o jebe tendido en un área plana y cubierto con una capa de arena lavada y grava pequeña.
- 2) Residuos o relaves compactados con bentonita.
- 3) Asfalto colocado sobre grava compactada y cubierta con un sellador de asfalto.
- 4) Concreto reforzado.
- 5) Arcilla.

El procedimiento, paso por paso para la construcción del pad, para una operación de lixiviación en pilas se describe a continuación:

- 1) Seleccionar el lugar para el pad sobre un terreno firme.
- 2) Nivelar el lugar dando la gradiente respectiva usando material apropiado.
- 3) Con un nivelador, compactar el área del pad tanto como sea posible. A un lado del pad, acondicionar el respectivo drenaje de al menos 1 pie a 3 pies por 100 pies de longitud de pad.
- 4) Al lado del pad donde ha sido provisto el drenaje preparar 3 reservorios de almacenamiento. Cada uno debería tener 20 pies por 40 pies por 10 pies de profundidad. El primer reservorio (solución impregnada) debería ser ubicado a una altura 10 pies de la base del pad, sobre el lado donde el drenaje ha sido provisto. El segundo reservorio (solución barren) debería estar a 10 pies del primer reservorio y el tercer reservorio (solución overflow) debería estar a 10 pies del segundo reservorio.
- 5) Cubrir el área del pad con 4 - 6" de arena fina y grava pequeña. También en forma similar cubrir cada uno de los reservorios, esto evita que se haga hueco la hoja de plástico requerida.
- 6) Tallar el pad en una línea diagonal central de ese modo se prepara una senda para drenar las soluciones hacia el lado del drenaje del pad.
- 7) Preparar una berma de aproximadamente 2 pies de alto que encierre al pad completamente.
- 8) Una vez que la base del pad ha sido compactada y tenga la inclinación o pendiente adecuada, se cubre con un plástico hypalon. Se instala un tubo de drenaje a través del plástico y ya hacia el reservorio de solución impregnada.
- 9) Cubrir el plástico que está en la base del pad con 4 - 6" de área. Esto evita que se perfore las hojas de plástico con mineral grueso y de forma angular que pueda ser apilado sobre el plástico.
- 10) Cubrir las bases y lados de los 3 reservorios con plástico hypalon.
- 11) Desde que se usa una solución de cianuro. El área entera de lixiviación es cercada para restringir el acceso, avisos de advertencias alrededor del pad y todos los reservorios serán colocados.

Después del último paso, el pad estará listo para ser cargado el mineral. Un diseño detallado del pad es presentado en la página sgte.

Además del pad y los reservorios de solución, las operaciones de lixiviación requieren un sistema de alimentación de solución lixivante y una serie de columnas de carbón (Sí el método de adsorción con carbón activado de recuperación de oro / plata es usado).

### **Preparación del Mineral**

La mayor parte de minerales requieren una preparación especial antes de ser lixiviados en pila. Algunos son naturalmente permeables a las soluciones de lixiviación, pero la mayoría no lo son y tienen que ser chancados o triturados antes de ser colocados en el pad. Generalmente cuanto más fino se tritura el mineral mayor será la extracción de oro y plata durante la lixiviación. Algunas pilas se impermeabilizan cuando el mineral se tritura a fino. Durante el chancado se debe agregar y mezclar cal. Un alimentador de reactivo secos (tales como los fabricados por la Denver Equipment Co; Baternan Ltd, FMC, Corp. Etc.) es un medio muy eficiente de agregar cal mientras se está moliendo el mineral. La cal debe ser agregada al mineral antes de descargarlo sobre la cama de lixiviación y no debe agregarse en capas, pues esto podría impermeabilizar el mineral.

Las pruebas de mineral deben revelar la cantidad de cal necesaria para el control de pH. Generalmente se requiere de 3 a 5 libras de cal /TM de mineral. Si no se agrega cal mientras se chanca el mineral, debe prepararse una solución de lechada de cal y circularlos a través de la cama antes de disolver el cianuro en la solución. Esto se hace para prevenir que la solución se vuelva ácida por el mineral.

Para preparar la solución de cal, se usa un tambor de 55 galones con un hueco cortado aproximadamente a 2/3 partes de distancia del fondo. Si se desea, pueda insertarse una manguera dentro del hueco. 100 libras de cal se colocan en el fondo del barril el cual luego se llenan con agua. Una vez que el cianuro está suelto, se agrega directamente al tanque de solución estéril. La cantidad requerida de cianuro se determina durante la prueba de laboratorio.

La manipulación y el uso del cianuro pueden ser peligrosos para la salud. Los trabajadores que manipulen cianuro deben de ser entrenados para enfrentar los peligros mientras manipulen el cianuro, el polvo puede ser ingerido y sólo 20 g. de cianuro de sodio pueden ser mortales para el ser humano. La oficina de impresos del gobierno de los Estados Unidos distribuye una publicación titulada "Criteria Ford

Recommended Standard Occupational Exposure to Hydrogen Cyanide and Cyanide Salts" la cual se recomienda a todos los que están expuestos a estos productos.

Algunos de los minerales más difíciles de tratar con éxito con los métodos de lixiviación en pilas son los que contienen arcillas o finos que a veces se generan durante el chancado. Estos constituyentes demoran la percolación de las soluciones de lixiviación, pueden causar canalización o producir áreas no lixiviadas; pueden causar dentro de la pila extracción pobre o en caso de los extremos; en escurrimientos a los lados de la pila.

La aglomeración del mineral chancado para producir un material poroso y uniforme es un método potencialmente factible para tratar los problemas mencionados anteriormente. La aglomeración consiste en:

- 1) Chancar el mineral.
- 2) Añadir cemento Portland de 10 a 15 lb/TM del mineral y mezclar bien.
- 3) agregar agua o soluciones de cianuro a la mezcla en cantidad suficiente para producir el aglomerado del mineral (es decir aproximadamente 10% de agua por peso).
- 4) El mineral aglomerado se debe someter a un periodo de curado durante 24 a 48 horas.

### **Carguio del Mineral**

El carguío del mineral es controlado en su mayor parte, por la naturaleza del mineral. Básicamente, una pila de mineral parece una pirámide truncada de 10 - 30 pies de altura. Una pila (montón) puede comprender menores variaciones y el lecho de lixiviación no tiene que ser construida sobre la superficie del terreno.

El tonelaje del mineral que va a ser lixiviado puede variar entre 5000 y 2000000 toneladas. La altura de la pila depende de factores tales como permeabilidad fuerza de cianuro y contenido de oxígeno. El oxígeno disuelto debe permanecer en la solución de lixiviación hasta que haya percolado al fondo de la pila. Cuando la pila es demasiado alta o demasiado gruesa, el oxígeno disuelto puede ser consumido antes de que la solución pueda penetrar a las secciones más bajo. Así mismo la altura de la pila depende usualmente de la máxima altura alcanzada por la cuchara de un cargador frontal.

Se recomienda un cargador frontal con llantas de caucho o un

camión volquete para cargar el mineral chancado sobre el lecho de lixiviación en pila. El mineral cargado de esta manera permanece homogéneo. Sin embargo, cuando se carga el mineral sobre el lecho con transportador, puede ocurrir una clasificación natural del mismo. Los finos tienden a concentrarse en los declives inferiores y en la base de la pila. Con mineral cargado con un transportador, la solución de lixiviación tiende a localizarse en las áreas que tienen buenas características filtrantes (es decir el material grueso); así, la solución puede penetrar en áreas de mala permeabilidad (es decir los finos).

Después de que el mineral molido ha sido cargado sobre el lecho de lixiviación, se nivelan las pilas de mineral. Para una pila grande, puede usarse un buldozer con rastrillo para nivelar las cimas de las pilas. Para una pila pequeña el mineral puede nivelarse a mano con pala y rastrillo.

### **Sistema de Rociado**

Una vez que el mineral ha sido nivelado se instala un sistema de rociado para distribuir la solución de cianuro sobre la pila. Por medio del rociado, el oxígeno necesario penetra en la solución.

El sistema de rociado puede consistir en un tubo de PVC con huecos perforados en él, o en regaderas, rociadores de plástico, o rociadores tipos de agua, no se debe usar equipos de cobre o bronce porque son corroídos por el cianuro. En algunos casos, especialmente cuando la percolación a través de la pila es lenta se forman lagunas encima de las pilas para distribuir la solución de lixiviación. Las velocidades típicas para aplicación del lixivante van de 4 a 75 galones /pie cuadrado de área de superficie por día. Una vez que el sistema de rociado, los tres tanques de solución y las columnas de carbón han sido construido, se prueba todo el circuito de lixiviación llenando los tanques de solución estéril con agua y bombeándola sobre la pila, permitiendo que fluya dentro del tanque de solución fértil, atraviase las columnas de carbón y regrese al tanque de solución estéril. Si hay fugas en el sistema, deberán repararse y hacerse otra prueba con agua. Después que el sistema ha sido revisado, puede comenzar la verdadera operación de lixiviación en pila.

## 2.3 Recuperación del Oro de las Soluciones Lixiviantes

Los procesos que se emplean para recuperar el oro de las soluciones cosecha, son:

- Con polvo de Zinc (Merrill Crowe)
- Columnas de Carbón Activado (CIC)

A continuación se detallan estos procesos:

### 2.3.1 Método del Polvo de Zinc (Merrill Crowe)

El fundamento del uso del zinc como precipitante se basa en que el oro y la plata se encuentran en el extremo opuesto al zinc en la serie electromotriz, y son por tanto desplazados electroquímicamente por éste de las soluciones cianuradas.

Adicionalmente la formación del complejo  $\text{Zn}(\text{CN})_4^{=4}$  ocurre con gran facilidad, permitiendo la completa sustitución del oro y la plata de sus complejos cianurados.



En ella se pueden diferenciar las etapas de reemplazamiento electroquímico del oro por el zinc.



La disolución del zinc por acción del cianuro:



La reacción explica perfectamente los siguientes hechos, observados en la practica:

1. Incremento de la alcalinidad después de la precipitación y evolución del hidrógeno gaseoso.
2. La presencia de cianuro libre favorece la precipitación.
3. La presencia de oxígeno disuelto disminuye la eficiencia de precipitación.

En el proceso de Merrill Crowe las soluciones son previamente clarificadas, para luego ser desoxigenadas en un tanque de vacío e inmediatamente precipitados con polvo de zinc (100% - 200 mallas) y filtradas para recuperar el precipitado que es posteriormente fundido y refinado de las impurezas como cobre, plomo, antimonio, bismuto, arsénico, telurio y el zinc residual.

El uso de sales de plomo en la precipitación es también benéfico, ya que la formación de un activo par galvánico plomo-zinc acelera la precipitación y eleva la eficiencia del proceso.

### **2.3.2 Columnas de Carbón Activado (CIC)**

La aplicación de las columnas de carbón activado es recomendable cuando se obtiene oro en soluciones claras de cianuro de procesos de Heap Leaching, o donde se emplean espesados. La aplicación de las columnas de carbón depende de la cantidad de plata disuelta que se tiene en solución, si la proporción es menor a 2:1 con respecto al oro, se emplea las columnas, de lo contrario no es recomendable ya que las columnas se saturarían de plata reduciéndose la eficiencia de adsorción del oro. El diseño del número de columnas a emplearse depende de la ley del mineral de cabeza y del porcentaje de extracción del oro en la cianuración, normalmente se considera que la relación del diámetro de la columna a la altura debe de 3:1 considerándose un 20% como porcentaje de vacío.

La instalación de las columnas se debe realizar en lo posible aprovechando la gravedad para el desplazamiento de las soluciones a alimentarse o del contrario se debe instalar una bomba, para servir de apoyo a las columnas de carbón activado.

## **3. Métodos de Desorción del Carbón Activado Cargado**

La desorción consiste en la extracción del oro y la plata absorbida sobre el carbón activado. Hay varios métodos de desorción y a continuación mencionamos las más importantes:

- 1. Método Zadra.** Utiliza como eluente una solución de cianuro alcalino (1.0% NaOH + 0.10% NaCN) caliente (90 a 93°C) a presión atmosférica, el oro y la plata son eluidos satisfactoriamente en 50 horas

aproximadamente dependiendo de la carga del carbón.

**2. Método Zadra Modificada.** Utiliza como eluente la misma solución anterior diferenciándose en que este proceso necesita una presión de 75 lb/pulg cuadrada y una temperatura mayor (110 - 180°C), reduciéndose el tiempo de tratamiento a 8 horas.

**3. Método de Hein (Alcohol).** Establece una modificación del fluente de cianuro alcalino (1,0% NaOH + 0.1% NaCN) por la adición de 20% en volumen de alcohol (etano, metanol) soluble en agua. Los resultados muestran la eficiencia de la desorción de oro y plata, 99% de estos valores puede ser eluido en 6.8 horas a 80°C, comparando a las 50 horas sin la adición de alcohol.

**4. Método del sulfuro de sodio.** Esta técnica no es aplicable a carbones que contienen plata como el sulfuro de plata insoluble es precipitado en los poros del carbón y es también retenido. El oro puede ser eluido eficientemente con la solución caliente de sulfuro de sodio a 93°C.

Hay varios métodos más que no se mencionan en este trabajo.

Las unidades de desorción y electrodeposición trabajan por lo general en circuito cerrado, en la que la solución del efluente es bombeada de abajo hacia arriba del lecho del carbón cargado, y el eluente conteniendo el oro y la plata va a las celdas electrolíticas adecuadas que tiene ánodo de acero inoxidable y un cátodo permeable que contiene lana de acero. El oro y la plata eluidos son removidos del eluente por electrodeposición tan rápidamente como ellos son desorbidos desde el carbón, el eluente barren es reciclado al circuito de desorción. Finalmente el oro y la plata son recuperados por fusión de la lana a bullón.

## DESORCION PRACTICA

La selección del método de desorción del carbón depende de las condiciones de la plata. En plantas pequeñas la desorción atmosférica es buena, requiere menos equipos con bajo capital y costo de operación. En cambio en plantas donde el tonelaje sea grande, se requiere que el tiempo de tratamiento sea corto (6 -10 horas) la desorción a presión con cianuro cáustico, alcohol o la angloamericana son las adecuadas. Cuando uno se decide por el sistema del alcohol se debe tener especial cuidado en el diseño para la recuperación del vapor y sistemas de control por los peligros de incendio y accidentes.

Durante la desorción a veces es necesario sangrar la solución para evitar que suba las concentraciones de los iones metálicos tales como cobre, zinc y otros. De allí la importancia del control de las soluciones de reextracción para su regulación de tal manera que no interfiera en la electrólisis.

### **4. Electrodeposición**

Las celdas Zadra se han usado en las primeras plantas son eficientes cuando son instaladas adecuadamente, el oro y la plata son depositada en el cátodo cilíndrico de lana de acero.

Las celdas rectangulares fueron desarrolladas para pequeñas operaciones, requieren de menor espacio en el piso y los cátodos pueden ser movidos sin parar el circuito. Estas celdas tienen un problema por la fácil ocurrencia de corto circuitos.

La densidad de los cátodos de lana de acero varía de 0.5 - 1.0 lb/pie<sup>3</sup> . La electrorefinición de oro se efectúan a partir de ánodos fundidos con los bullones obtenidos de los procesos anteriores.

El proceso Wohlwill es el método más conocido para la electrorefinación del oro, en este caso se emplean ánodos que

contengan 94% Au como mínimo, siendo la mayor parte del resto, es decir, 6% contenido por Ag. Si la plata es superior a esta cantidad es mejor refinarla por el proceso Moebias o por el Thum.

El proceso Wohlwill se basa fundamentalmente en la electrólisis de ánodos de oro impuro en una solución ácida caliente de cloruro de oro. El oro, cobre plomo, platino y paladio se disuelven anódicamente, mientras que la plata, iridio, sodio y selenio permanecen en los lodos.

En la electrorefinación de la plata en las celdas tipo Moebius la plata se deposita en cátodos verticales de acero inoxidable en forma de cristales poco adherentes, mientras que el oro se recoge en los lodos anódicos. Los ánodos se introducen en bolsas de lana con él objeto de que los lodos no contaminen la plata depositada. El electrólito está constituido por una solución de nitrato de plata que tiene una concentración de 15 a 60 g/l de  $\text{AgNO}_3$  y 40 g/l de Cu.

Entre los ánodos y los cátodos se encuentran raspadores mecánicos que agitan el electrólito y desprenden los cristales de plata depositados. En las bolsas se recogen los lodos que contienen Au, Pt y otros. Estos lodos se lavan, se secan, se funden en ánodos y se refinan por el proceso Wohlwill.

Las celdas de THUM o BALBACH, que son el otro proceso para la electrofinación de plata. Están constituidas por un cátodo de plancha de grafito o de carbón que recubre horizontalmente el fondo de la celda. Encima del cátodo en un soporte tipo cesto descansan horizontalmente los ánodos de bullón, el cesto y debajo de los ánodos se coloca una lona que hace de diafragma y evita que los lodos caigan sobre la plata depositada en el cátodo. La plata depositada se separa periódicamente con un raspador. En general el proceso Moebius requiere menor superficie y una cantidad inferior de energía por unidad de plata producida, además de consumir menos ácido nítrico que el Thum: En la

celda de Thum los ánodos se consumen totalmente

## 5. FLOTACIÓN DE MINERALES DE ORO

Del total de las reservas de minerales metálicos no ferrosos del territorio peruano, una proporción mayoritaria corresponde a yacimientos de sulfuros que contienen metales básicos como el Cu, Pb, Zn, y elementos secundarios (aunque no siempre menos valiosos) como la plata, el bismuto, arsénico, antimonio, cobalto, molibdeno, **oro**, selenio, telurio y otros.

La aplicación de estrategias adecuadas para la obtención de concentrados colectivos (bulks) o individuales de los minerales de oro extraídos de estos yacimientos debe apoyarse en un adecuado conocimientos de los fundamentos básicos del beneficio de minerales por flotación.

### MENAS DE ORO

En general las menas de oro pueden ser divididas en tres clases principales:

1. Menas de oro en las cuales la oxidación de los sulfuros ha progresado hasta el punto en que prácticamente todo el oro está libre, esto son liberadas de la ganga. Esta clase de mena es generalmente muy baja de sulfuros.
2. Menas de oro en las cuales una parte del oro se encuentra libre bien sea en forma metálica o como un telururo, estando el resto asociado con sulfuros tales como piritita. La mayoría de las menas de oro pertenecen a esta clase.

3. Menas cuyas componentes más valiosos son minerales de metales básicos tales como plomo, zinc y cobre. Generalmente estas menas son consideradas como menas de metales básicos, pero en ciertos casos puede haber suficiente oro presente como para que su aprovechamiento entre los demás productos del molino tenga importancia en la aplicación de los reactivos.

En la flotación de menas de las clases 1 y 2, es muy empleada una combinación de reactivos consistente en promotor AEROFLOAT 208 y Xanto Aéreo 301, junto con Promotor Aerofloat 15 o Promotor Aerofloat 25 como espumante. Las cantidades de cada uno de estos reactivos dependen de las características de la mena, pero generalmente son de aproximadamente 0.025 a 0.050 kg. de Promotor Aerofloat 208 y Xanto Aero 301 por toneladas métricas de mena y de 0.025 a 0.075 kg. de Promotor Aerofloat 15 por tonelada de mena, de acuerdo con los requerimientos específicos de dicha mena. El Aerofloat 208 sirve como promotor para el oro metálico liberado.

Otra combinación de reactivos muy usada para menas de oro de las dos primeras clases, incluye el Promotor Aero 404 y el Promotor Aerofloat 242. El Promotor Aero 4040 actúa como promotor principal, mientras que las funciones del Aerofloat 242 son las de espumante y promotor a la vez.

Para la flotación de pirita, arsenopirita, pirrotita y otros sulfuros con los cuales es probable que el oro se encuentre asociado, el Xanto Aero 301 es un promotor poderoso y no selectivo. En particular, resulta efectivo en la flotación de sulfuros parcialmente oxidados. El Xantato Aero 350 es también un excelente promotor para este tipo de flotación y ocasionalmente es usado en combinación con el promotor Aerofloat 208.

El aceite de pino y el ácido cresílico son espumantes comúnmente usados, bien sea solos o en combinación con el Aerofloat 15. Sin embargo, se ha encontrado en muchas plantas que es muy conveniente la combinación del Promotor Aerofloat 242 y un espumante alcohólico de cadena larga, tal como alguno de los espumantes Aerofroth. Una mezcla de 30% en peso de Promotor Aerofloat 25 y 75% en peso de espumante Aerofroth 70 ha dado buenos resultados como combinación espumante, particularmente para el tratamiento de menas que contengan lamas de ganga indeseables.

Los telururos de oro, por lo general, flotan fácilmente con el Xantato Aero 301 y un espumante tipo alcohólico tal como alguno de los espumantes Aerofroth o con aceite de pino.

En el tratamiento de menas de oro conteniendo parte de sus valores como oro metálico libre, deberá evitarse el uso de un circuito alcalino por que la cal casi siempre actúa como depresor de oro metálico. Generalmente, no se requiere ningún regulador de pH en el tratamiento de menas de la clase 1 y 2, pero a veces el carbonato sódico, en cantidades apropiadas, es beneficioso para la flotación de sulfuros de hierro parcialmente oxidados.

En general, las partículas limpias de oro metálico de menos de 65 mallas flotan fácilmente con los reactivos anteriormente mencionados. Las partículas cuyo tamaño es mayor de 65 mallas son más difíciles de flotar y generalmente se recuperan con mayor facilidad por amalgamación o bien por el método de concentración por gravedad.

Cuando la alimentación a la flotación contiene oro libre y solamente una pequeña cantidad de sulfuros, como en el caso de menas

de la clase 1, generalmente es aconsejable flotar la pulpa en una densidad relativamente alta, quizá de 30 a 35% de sólidos.

Cuando la arsenopirita está presente en cantidades apreciables y se desea flotar dicho mineral, resulta casi siempre benéfica una combinación de aditivos consistente en sulfato de cobre y carbonato de sódico. Generalmente es suficiente usar de 0.025 a 0.500 kg. de sulfato de cobre por tonelada de alimentación. La cantidad de carbonato sódico requerida dependerá, por supuesto, de la acidez de la mena; pero generalmente no excederá de 0.500 kg. a 0.750 kg. por tonelada. En el caso de las menas de la clase 3, es también aconsejable usar carbonato sódico en lugar de cal como regular del pH. Se encontrarán mas detalles concernientes a la flotación de este tipo de menas bajo la descripción de menas de plomo - zinc y cobre.

Ocasionalmente se encuentra menas de oro que pertenecen parcialmente a la clase 1 y parcialmente a la clase 2, esto es, que la pirita aurífera se encuentra parcialmente oxidada. El problema entonces consiste en flotar el oro libre y la pirita parcialmente oxidada.

Aunque el oro flota fácilmente con la combinación usual de los reactivos xantato Aéro 301 y promotor Aerofloat 208, la pirita parcialmente oxidada es siempre algo difícil de flotar y requiere un tratamiento especial.

Para la flotación de tales piritas el Promotor Aero 404 ha dado excelentes resultados. Generalmente se obtienen mejores recuperaciones si la pulpa es acondicionada con sulfuro de sodio en cantidades de 0.025 hasta 1.000 kg. por tonelada de mena, antes de añadir el Promotor Aero 404. Siendo el sulfuro de sodio un depresor del oro libre, es recomendable flotar primero éste con el xantato Aero 301 y el Aerofloat 208 y posteriormente flotar la pirita oxidada usando sulfuro

de sodio y Promotor Aero 404.

A veces puede ser conveniente usar el Xantato Aero 301 o el Xantato Aero 350 junto con el Promotor Aero 4040 par asegurar la máxima recuperación de la pirita parcialmente oxidada.

Para el tratamiento de menas de oro conteniendo ganga carbonosa los depresores Aero de la serie 600 encuentran gran aplicación. El depresor Aero 620 y el depresor Aero 633 son particularmente útiles para este objeto. Además, el depresor Aero 610, el depresor Aero 620 y el depresor Aero 633 han sido también usados eficazmente como depresores para minerales de ganga de tipo talcoso. Debe recordarse, sin embargo, que únicamente deberán añadirse las cantidades óptimas de los depresores de la serie 600 a causa de su tendencia a deprimir el oro libre y ciertos sulfuros, si se usan en exceso.

El Aerofloat 208 es un promotor no - espumante. Su mayor aplicación es la flotación de menas de oro, plata y cobre. Este reactivo, ya sea solo o combinado con el xantato Aero 301, constituye un promotor ideal para menas de oro es muy usado para este objeto, este promotor es el más eficiente que se ha encontrado para la flotación de oro fino metálico que ha sido liberado de sulfuros y ganga.

El Xantato Aero 301 es un promotor fuerte para la flotación "bulk" de todos los minerales sulfurosos y es también muy eficiente para menas de metales oxidados básicos después de la sulfurización. **En combinación con el promotor Aerofloat 208, el Xantato Aero 301 es muy usado en la flotación de menas piríticas de oro.** A menudo se emplea la combinación promotor espumante formada por Xantato Aero 301 y Promotor Aerofloat 15.

El Xantato Aero 301 es usado eficientemente para la flotación de arsenopirrita, sulfuros de níquel y cobalto y otros minerales sulfuros

difíciles de flotar. **Es especialmente efectivo para la flotación de pirita aurífera gruesa.**

El Aerofloat 15 es un promotor efectivo para sulfuros de plata, cobre, plomo y zinc, cuya flotación promueve selectivamente, en presencia de sulfuros de hierro en un circuito alcalino. También es valiosos como **promotor secundario y espumante primario en la flotación de menas de oro.**

El promotor Aero 404 puede ser empleado como colector de carbonato de plomo sin requerir el uso de agente sulfurizante. También es usado en la flotación de minerales de vanadio. Es un promotor excelente para la **flotación de pirita aurífera y oro fino libre.** En muchas operaciones donde el oro y la plata son tratados por flotación, se obtienen mejores resultados con el uso del promotor Aero 404 ya sea solo o en combinación con el promotor Aerofloat 242.

Nota. El Aerofloat 242 después de un almacenamiento prologando este reactivo se vuelve más transparente a causa del asentamiento de una pequeña porción de materias en suspensión. Esto no afecta su efectividad.

Los depresores Aero de la serie 600 fueron originalmente manufacturados en el laboratorio de metalurgia de la American Cynamid Company para la **depresión de ganga carbonos en la flotación de minerales de oro.**

Esta ganga carbonosa aparece a menudo en concentrados auríferos en tal cantidad que hace imposible la cianuración de dichos concentrados, debido a la acción precipitante del diluyente de la ganga carbonosa.

Su uso, muy extendido en los molinos, ha demostrado concluyentemente que una gran porción de la ganga carbonosa y algunas otras gangas flotables que constituyen en las mismas, puede ser deprimidas por los depresores Aero de la serie 600. En algunos casos, la metalurgia mejora a tal grado que la proporción de la concentración se ha más que duplicado debido a la eliminación de ganga. Esto a su vez resulta en una notable reducción del contenido de humedad en los concentrados mejorando notablemente las operaciones de espesamiento y filtración.

Los depresores de la serie 600 incluyen el depresor Aero 610, el depresor Aero 615, el depresor Aero 620 y el depresor Aero 633. La experiencia en varios distritos mineros de todo el mundo, donde se encuentran minerales carbonosos, ha demostrado que el depresor Aero 633 es el más efectivo para deprimir la ganga carbonosa.

Depresor Aero 610 sólo en combinación con el depresor Aero 633, en la depresión de talco, sericita y otros minerales foliados de silicato ferromagnesiano. El depresor Aero 620 también promete como depresor de ganga esquisto-talcosa.

En una planta de flotación de oro en Canadá, el uso de 0,050 kg. de depresor Aero 620 por toneladas métricas de mena molida, redujo el contenido de oro en las colas finales de 40 a 20 gramos por toneladas y aumento la proporción de concentración de aproximadamente 10:1 a 14,5:1.

El depresor Aero 610 también ha resultado muy efectivo en los circuitos de flotación de zinc. Numerosas plantas han obtenido concentrados con mayor contenido de zinc y menor de insolubles al usar

este reactivo.

## FORMULAS PARA EL USO DE REACTIVOS DE FLOTACIÓN

1. Para reactivos secos.

$$\frac{(\text{gr. del reactivo/mi}) (1440 \text{ min./día})}{\text{Toneladas métricas/día}} = \frac{\text{gr. reactivo}}{\text{TM}}$$

2. Para reactivos líquidos.

$$\frac{(\text{mil de reactivo/min.}) (\text{g esp. del reactivo}) (1440 \text{ min./día})}{\text{Toneladas métricas de mineral/día}}$$

$$= \frac{\text{gramos de reactivo}}{\text{Toneladas métricas de mineral}}$$

3. Para reactivos en solución

$$\frac{(\text{mil de sol./min.}) (\text{g de reactivo/lit de sol.}) (1440 \text{ min./día})}{(\text{Toneladas métricas de mineral/día})(400)}$$

$$= \frac{\text{gramos de reactivo}}{\text{Tonelada métrica de mineral}}$$

Nota :

$$\frac{1 \text{ gramo}}{\text{Tonelada métrica}} = \frac{0,002 \text{ lb}}{\text{Tonelada métrica}}$$

- Los Xantatos son completamente solubles en agua, y relativamente estables. Normalmente presentan un olor característico y su color puede fluctuar desde blanquecino hasta amarillo profundo, sin alteración de sus propiedades colectoras.
- Por regla general no se recomienda almacenarlos por lapsos mayores de un año, procurando mantenerlos herméticamente cerrados en un lugar fresco y seco.
- Bajo condiciones favorables, son promotores excelentes para

todos los minerales sulfurados. En ausencia de agentes modificadores, su acción es esencialmente no selectiva.

- Xantatos Isopropílicos de Sodio: Z.11, ha llegado a ser el más ampliamente usado de todos los xantatos debido a su bajo costo y elevado poder colector.
- La flotación generalmente se lleva a cabo en una pulpa alcalina, aunque en algunos casos suelen usarse pulpas ligeramente ácidas. Los xantatos tienden a descomponerse en soluciones con un pH muy inferior a 6,0.
- Las personas que manejan físicamente los xantatos o las soluciones de estos, deben tomar ciertas precauciones. Debe evitarse la llama viva o el fuego. Los xantatos en sí arden en forma similar al azufre puesto que los xantatos y algunos de los productos de descomposición son combustibles.
- La experiencia ha demostrado que el uso combinado de xantatos y ditiofosfatos o formulaciones de ditiofosfatos, frecuentemente producen recuperaciones y velocidades de flotación mayores y una mejor selectividad comparados con el uso de cualesquiera colectores grasos. Algunas de las combinaciones de colectores más exitosamente usadas son el xantato isopropílico o amílico junto con los ditiofosfatos AR-1238 y AR1404.

## **ANEXO II**

# **PRUEBAS EXPERIMENTALES**

## PRUEBAS EXPERIMENTALES

### 1. CARACTERIZACIÓN DEL MINERAL

#### 1.1 Mineralogía

Los minerales que conforman las estructuras de interés económico son:

**Macroscópicamente.-** Cuarzo lechoso abundante, pirita en algunas zonas se observa pequeñas cantidades de galena, esfalerita, arsenopirita, también se observa oro nativo en el cuarzo, en la pirita, en la zona de espejos de falla.

**Microscópicamente.-** A continuación se nombra el orden decreciente de abundancia de los minerales hipogénicos según informe del estudio mineragráfico del Ing. Luis Angel de Montrevil Díaz (20-02-90).

1. Cuarzo ( $\text{SiO}_2$ ) es el componente predominante
2. Pirita ( $\text{FeS}_2$ )
3. Calcita ( $\text{CaCO}_3$ )
4. Sericita ( $\text{KAl}_2(\text{AlSi}_3\text{O}_{10})(\text{OH})_2$ )
5. Arsenopirita ( $\text{FeAsS}$ )
6. Galena ( $\text{PbS}$ )
7. Esfalerita ( $\text{Zn,FeS}$ )
8. Calcopirita ( $\text{CuFeS}_2$ )
9. Oro Nativo ( $\text{Au}$ )
10. Esfena o Tetanita ( $\text{CaTiSiO}_3$ )
11. Pirrotita ( $\text{FeS}_{1-x}$ )
12. Cerusita ( $\text{PbCO}_3$ )
13. Covelita ( $\text{CuS}$ )
14. Limonita (Goethita)  $\text{Fe}_2\text{O}_3+\text{NH}_2\text{O}$
15. Bornita ( $\text{Cu}_3\text{FeS}_4$ )

## 1.2 Análisis químico

A continuación, se presentan los análisis químicos de las muestras utilizadas para el estudio minerográfico.

MUESTRA	Au ppm	Ag ppm	Hg ppm	Sb ppm	Cl ppm	Cu (%)	As (%)	Pb (%)	Zn (%)	Fe (%)	S (%)
SECTOR 6	10-16	5-10	-	-	-	0.001	0.001	0.01	0.01	5-9	4.00

## 1.3 Gravedad específica

Para determinar la gravedad específica del relave se empleo el método del Picnometro.

**Gravedad específica = 2.63 gr/cc**

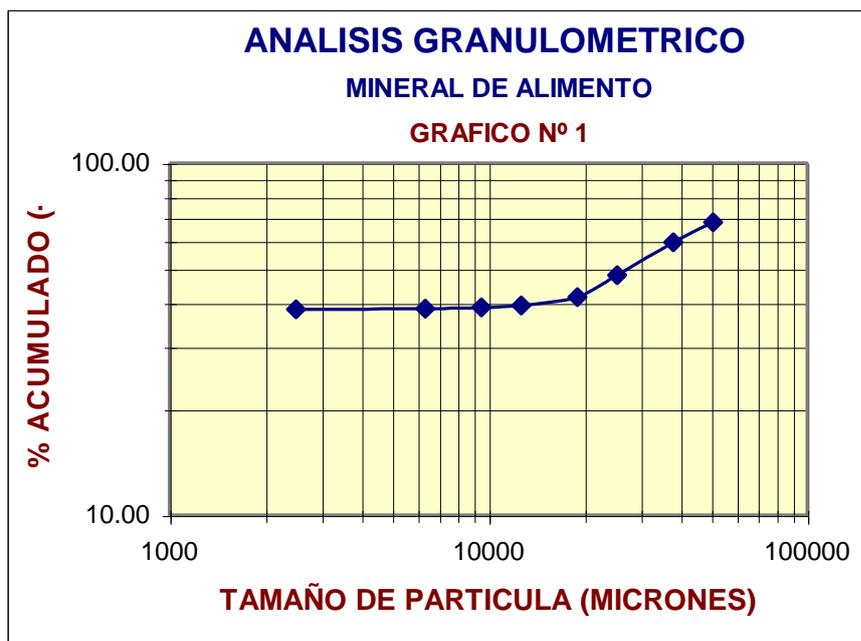
## 2. ANALISIS GRANULOMETRICOS

### 2.1 Mineral de Cabeza

El cuadro Nº 1 y gráfico Nº 1, nos muestran los resultados del análisis granulométricos.

**Cuadro Nº 1**  
Análisis Granulométrico del mineral de Cabeza

MALLA	TAMAÑO DE PARTICULA (micrones)	% PESO	% Acumulado (+)	% Acumulado (-)
+ 2"	50800	32.07	32.07	67.93
+ 1.5"	38100	8.52	40.59	59.41
+ 1"	25400	11.38	51.97	48.03
+ 3/4"	19050	6.36	58.33	41.67
+ 5/8"	12700	2.34	60.67	39.33
+ 3/8"	9525	0.49	61.16	38.84
+ 1/4"	6350	0.26	61.42	38.58
+ 4M	2500	0.17	61.59	38.41
- 4M		38.41	100.00	0.00
<b>TOTAL</b>		<b>100.00</b>		



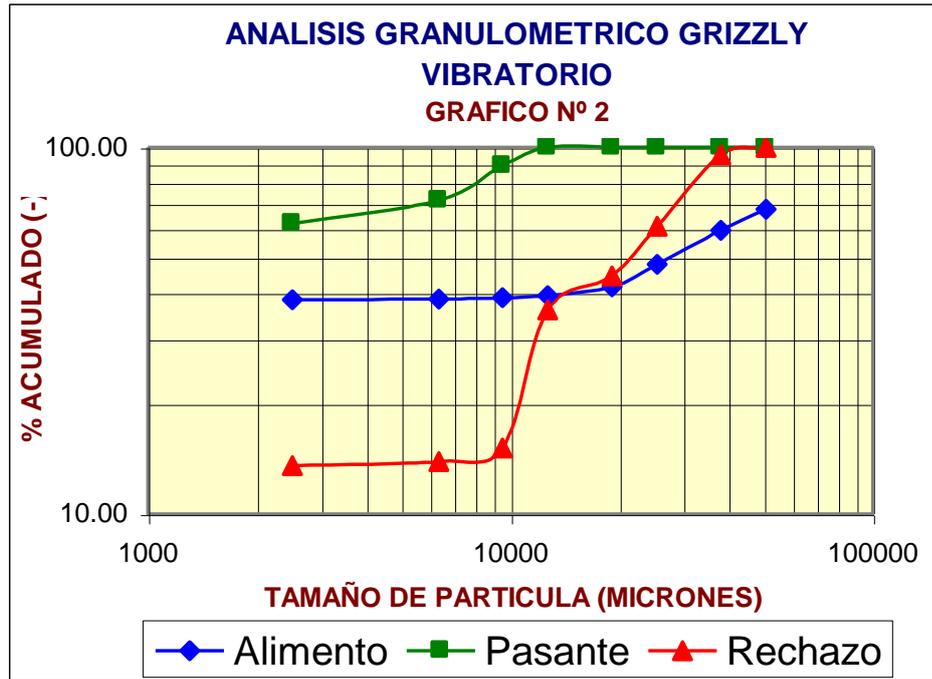
## 2.2 Grizzly Vibratorio 4´x8´

El cuadro N° 2 y gráfico N° 2, nos muestran los resultados del análisis granulométricos.

### Cuadro N° 2

Análisis Granulométrico - Grizzly Vibratorio 4´x8´

MALLA	Tamaño de Partícula (u)	Mineral de Mina (6.21% H <sub>2</sub> O)			Pasante deck N° 2 (7.15% H <sub>2</sub> O)			Rechazo deck N° 2 (2.37% H <sub>2</sub> O)		
		% Peso	% Acum (+)	% Acum (-)	% Peso	% Acum (+)	% Acum (-)	% Peso	% Acum (+)	% Acum (-)
+ 2"	50800	32.07	32.07	67.93	0.00	0.00	100.00	0.00	0.00	100.00
+ 1.5"	38100	8.52	40.59	59.41	0.00	0.00	100.00	4.71	4.71	95.29
+ 1"	25400	11.38	51.97	48.03	0.00	0.00	100.00	34.29	39.00	61.00
+ 3/4"	19050	6.36	58.33	41.67	0.00	0.00	100.00	16.37	55.37	44.63
+ 5/8"	12700	2.34	60.67	39.33	0.00	0.00	100.00	8.56	63.93	36.07
+ 3/8"	9525	0.49	61.16	38.84	10.97	10.97	89.03	20.95	84.88	15.12
+ 1/4"	6350	0.26	61.42	38.58	17.33	28.30	71.70	1.23	86.11	13.89
+ 4M	2500	0.17	61.59	38.41	9.81	38.11	61.89	0.35	86.46	13.54
- 4M		38.41	100.00	0.00	61.89	100.00	0.00	13.54	100.00	0.00
<b>TOTAL</b>		<b>100.0</b>			<b>100.0</b>			<b>100.0</b>		



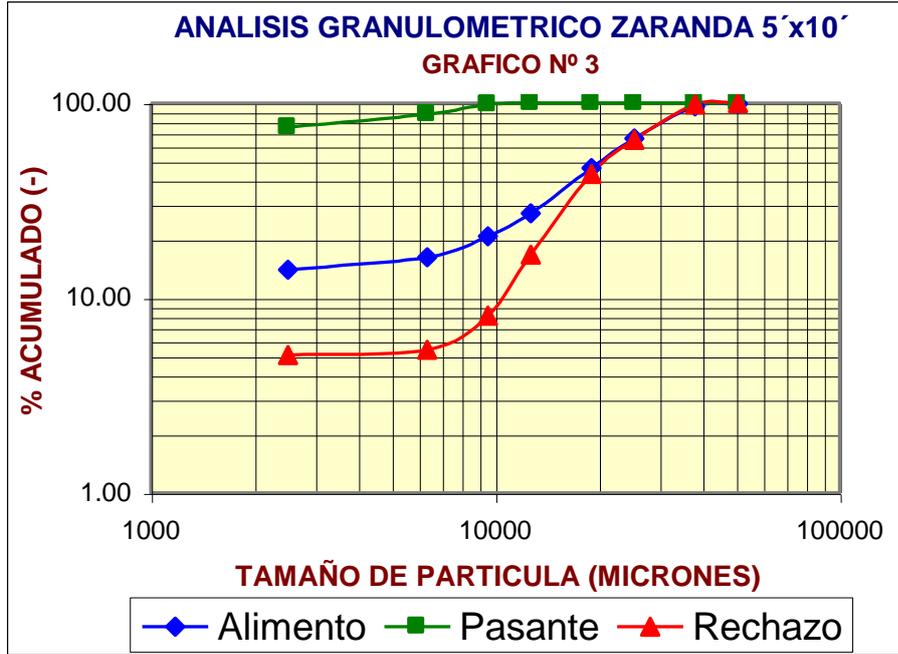
### 2.3 Zaranda Vibratoria 5´x 10´

El cuadro N° 3 y gráfico N° 3, nos muestran los resultados del análisis granulométricos.

#### Cuadro N° 3

Análisis Granulométrico -Zaranda 5´x10´

MALLA	Tamaño de Partícula (u)	Alimento (2.11% H <sub>2</sub> O)			Pasante deck N° 2 (2.50% H <sub>2</sub> O)			Rechazo deck N° 1- N° 2 (1.82% H <sub>2</sub> O)		
		% Peso	% Acum (+)	% Acum (-)	% Peso	% Acum (+)	% Acum (-)	% Peso	% Acum (+)	% Acum (-)
+ 2"	50800	0.58	0.58	99.42	0.00	0.00	100.00	0.00	0.00	100.00
+ 1.5"	38100	3.26	3.84	96.16	0.00	0.00	100.00	1.90	1.90	98.10
+ 1"	25400	30.27	34.11	65.89	0.00	0.00	100.00	33.50	35.40	64.60
+ 3/4"	19050	19.53	53.64	46.36	0.00	0.00	100.00	21.18	56.58	43.42
+ 5/8"	12700	19.20	72.84	27.16	0.13	0.13	99.87	26.76	83.34	16.66
+ 3/8"	9525	6.42	79.26	20.74	1.06	1.19	98.81	8.53	91.87	8.13
+ 1/4"	6350	4.57	83.83	16.17	11.41	12.60	87.40	2.69	94.56	5.44
+ 4M	2500	2.19	86.02	13.98	12.08	24.68	75.32	0.36	94.92	5.08
- 4M		13.98	100.00	0.00	75.32	100.00	0.00	5.08	100.00	0.00
<b>TOTAL</b>		<b>100.0</b>			<b>100.0</b>			<b>100.0</b>		



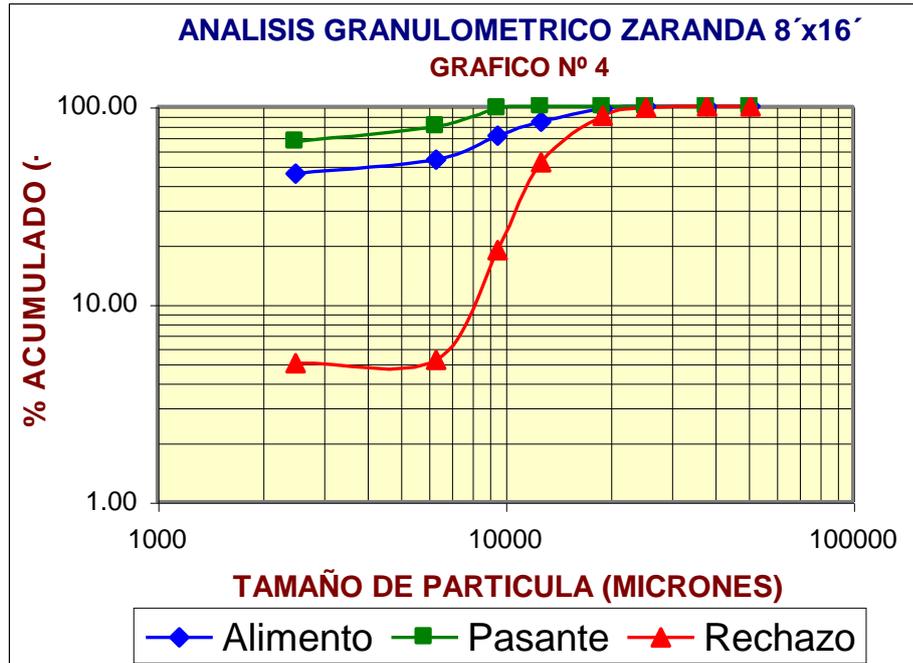
**2.4 Zaranda Vibratoria 8'x 16'**

El cuadro N° 4 y gráfico N° 4, nos muestran los resultados del análisis granulométricos.

**Cuadro N° 4**

Análisis Granulométrico -Zaranda 8'x16'

MALLA	Tamaño de Partícula (u)	Alimento (0.92% H <sub>2</sub> O)			Pasante (1.82% H <sub>2</sub> O)			Rechazo (0.81% H <sub>2</sub> O)		
		% Peso	% Acum (+)	% Acum (-)	% Peso	% Acum (+)	% Acum (-)	% Peso	% Acum (+)	% Acum (-)
+ 2"	50800	0.00	0.00	100.00	0.00	0.00	100.00	0.00	0.00	100.00
+ 1.5"	38100	0.00	0.00	100.00	0.00	0.00	100.00	0.00	0.00	100.00
+ 1"	25400	0.00	0.00	100.00	0.00	0.00	100.00	1.20	1.20	98.80
+ 3/4"	19050	2.24	2.24	97.76	0.00	0.00	100.00	9.35	10.55	89.45
+ 5/8"	12700	14.31	16.55	83.45	0.00	0.00	100.00	37.49	48.04	51.96
+ 3/8"	9525	12.54	29.09	70.91	2.10	2.10	97.90	33.27	81.31	18.69
+ 1/4"	6350	16.92	46.01	53.99	18.80	20.90	79.10	13.48	94.79	5.21
+ 4M	2500	8.14	54.15	45.85	12.79	33.69	66.31	0.19	94.98	5.02
- 4M		45.85	100.00	0.00	66.31	100.00	0.00	5.02	100.00	0.00
<b>TOTAL</b>		<b>100.0</b>			<b>100.0</b>			<b>100.0</b>		



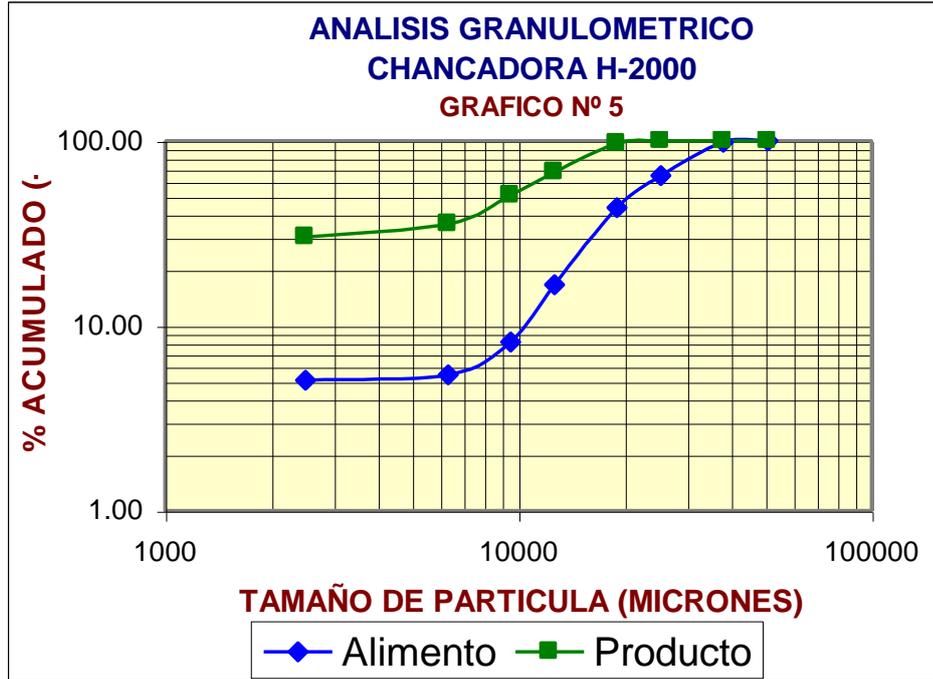
## 2.5 Chancadora H - 2000

El cuadro N° 5 y gráfico N° 5, nos muestran los resultados del análisis granulométricos.

### Cuadro N° 5

Análisis Granulométrico -Chancadora H - 2000

MALLA	Tamaño de Partícula (u)	Alimento (1.82% H <sub>2</sub> O)			Producto (1.58% H <sub>2</sub> O)		
		% Peso	% Acum (+)	% Acum (-)	% Peso	% Acum (+)	% Acum (-)
+ 2"	50800	0.00	0.00	100.00	0.00	0.00	100.00
+ 1.5"	38100	1.90	1.90	98.10	0.00	0.00	100.00
+ 1"	25400	33.50	35.40	64.60	0.00	0.00	100.00
+ 3/4"	19050	21.18	56.58	43.42	3.53	3.53	96.47
+ 5/8"	12700	26.76	83.34	16.66	28.67	32.20	67.80
+ 3/8"	9525	8.53	91.87	8.13	17.11	49.31	50.69
+ 1/4"	6350	2.69	94.56	5.44	15.14	64.45	35.55
+ 4M	2500	0.36	94.92	5.08	5.26	69.71	30.29
- 4M		5.08	100.00	0.00	30.29	100.00	0.00
<b>TOTAL</b>		<b>100.0</b>			<b>100.0</b>		

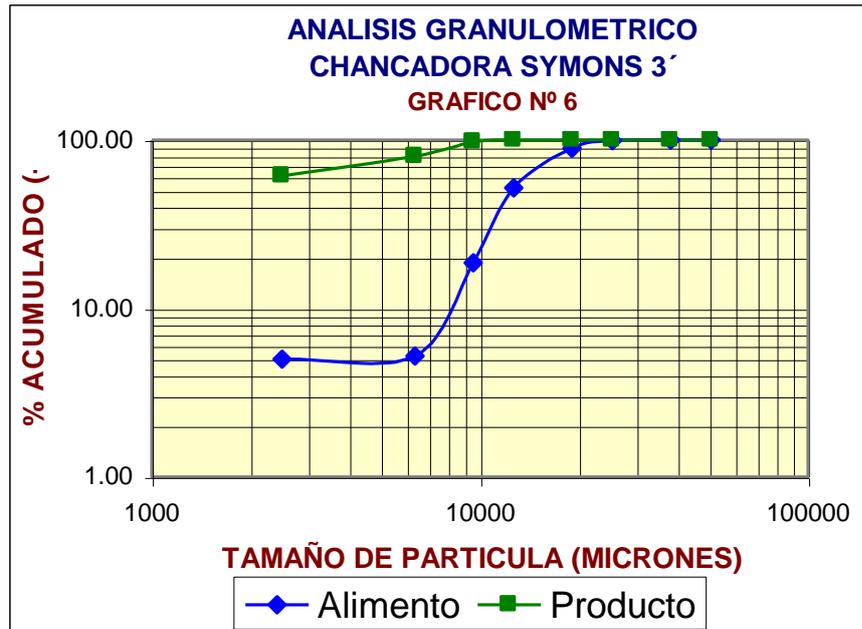


**2.6 Chancadora Symons 3´**

El cuadro N° 6 y gráfico N° 6, nos muestran los resultados del análisis granulométricos.

**Cuadro N° 6**  
Análisis Granulométrico -Chancadora Symons 3´

MALLA	Tamaño de Partícula (u)	Alimento (0.81% H <sub>2</sub> O)			Producto (0.78% H <sub>2</sub> O)		
		% Peso	% Acum (+)	% Acum (-)	% Peso	% Acum (+)	% Acum (-)
+ 2"	50800	0.00	0.00	100.00	0.00	0.00	100.00
+ 1.5"	38100	0.00	0.00	100.00	0.00	0.00	100.00
+ 1"	25400	1.20	1.20	98.80	0.00	0.00	100.00
+ 3/4"	19050	9.35	10.55	89.45	0.00	0.00	100.00
+ 5/8"	12700	37.49	48.04	51.96	0.00	0.00	100.00
+ 3/8"	9525	33.27	81.31	18.69	2.86	2.86	97.14
+ 1/4"	6350	13.48	94.79	5.21	17.51	20.37	79.63
+ 4M	2500	0.19	94.98	5.02	18.20	38.57	61.43
- 4M		5.02	100.00	0.00	61.43	100.00	0.00
<b>TOTAL</b>		<b>100.0</b>			<b>100.0</b>		

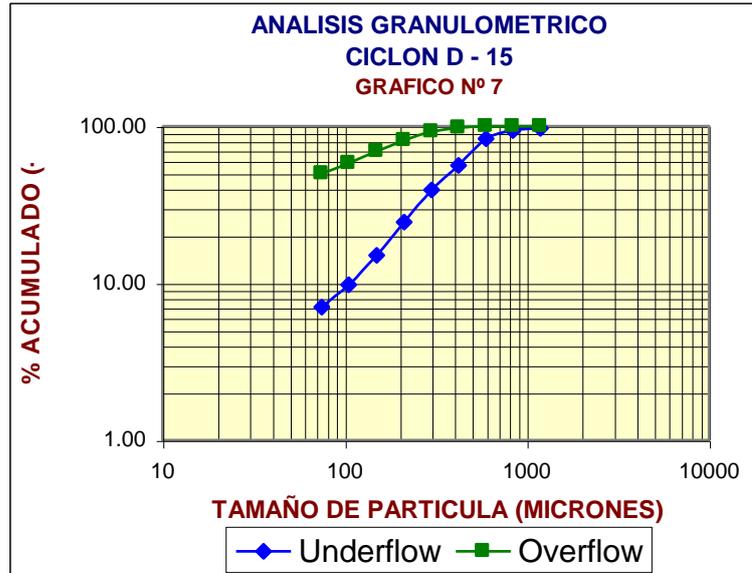


## 2.7 CICLÓN D-15

El cuadro N° 7 y gráfico N° 7, nos muestran los resultados del análisis granulométrico.

**Cuadro N° 7**  
Análisis Granulométrico -Ciclón D-15

MALLA	Tamaño de Partícula (u)	UNDER FLOW			OVER FLOW		
		% Peso	% Acum (+)	% Acum (-)	% Peso	% Acum (+)	% Acum (-)
<b>+ 6M</b>	1184	3.22	3.22	96.78	0.00	0.00	100.00
<b>+ 10M</b>	840	2.99	6.21	93.79	0.00	0.00	100.00
<b>+ 20M</b>	596	10.91	17.12	82.88	0.00	0.00	100.00
<b>+ 35M</b>	423	26.62	43.74	56.26	2.25	2.25	97.75
<b>+ 50M</b>	300	16.97	60.71	39.29	5.52	7.77	92.23
<b>+ 70M</b>	212	14.89	75.60	24.40	11.08	18.85	81.15
<b>+ 100M</b>	150	9.36	84.96	15.04	11.75	30.60	69.40
<b>+ 150M</b>	105	5.27	90.23	9.77	11.11	41.71	58.29
<b>+ 200M</b>	75	2.72	92.95	7.05	8.31	50.02	49.98
<b>- 200M</b>		7.05	100.00	0.00	49.98	100.00	0.00
<b>TOTAL</b>		<b>100.0</b>			<b>100.0</b>		



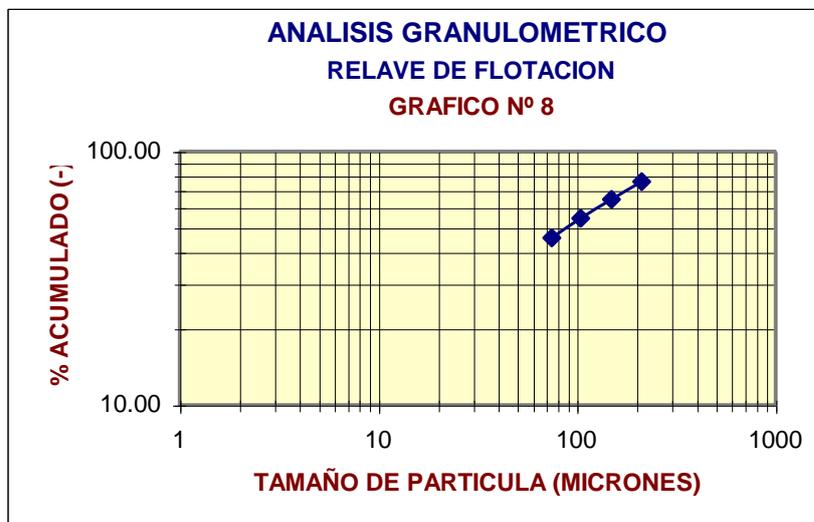
## 2.8 RELAVE DE FLOTACION

El cuadro N° 8 y gráfico N° 8, nos muestran los resultados del análisis granulométrico.

### Cuadro N° 8

Análisis Granulométrico del Relave de Flotación

MALLA	TAMAÑO DE PARTICULA (micrones)	% PESO	% Acumulado (+)	% Acumulado (-)
+ 70M	212	24.12	24.12	75.88
+ 100M	150	11.24	35.36	64.64
+ 150M	105	10.22	45.58	54.42
+ 200M	75	9.04	54.62	45.38
- 200M		45.38	100.00	0.00
<b>TOTAL</b>		<b>100.00</b>		



### 3. Pruebas Metalúrgicas

#### 3.1 Pruebas de cianuración por Agitación sin adición de oxígeno

La prueba de cianuración se realizó en condiciones normales sin adicionar oxígeno. Los resultados se muestran en el cuadro N° 9 y gráficos N° 9 y N° 10.

Equipo: Agitador 6´x 6´  
 Muestra: Pulpa, U/F espesador cianuración - 1  
 Condiciones:

Oxígeno, disuelto,mg/lt	0,87
Densidad, gr/lt	1,43
% NaCN	0,13
pH	11,5
G.E.	3,8
% Sólidos	40,81
Solución, m <sup>3</sup>	3,59
Sólido, TMS	2,47
Vol, total, m <sup>3</sup>	4,24

**CUADRO N° 9**  
**BALANCE METALURGICO**

TIEMPO (hr)	LEYES			EXTRACCION (%) Au	
	Sólido (gr/TM)		Solución (gr/m <sup>3</sup> )	Sólido	Solución
	Analizado	Calculado			
0	119,00	119,00	9,52	0,00	0,00
4	80,25	81,68	35,20	32,56	31,36
8	62,22	62,35	48,50	47,71	47,61
12	48,35	49,12	57,60	59,37	58,72
16	30,20	31,78	69,53	74,62	73,29
24	21,30	21,91	76,32	82,10	81,59
48	8,30	8,92	85,26	93,03	92,50
72	6,00	7,07	86,53	94,96	94,06
Total Au, gr	293,93				

#### 3.2 Pruebas de cianuración por Agitación con adición de oxígeno

Esta prueba de cianuración se realizó con inyección de oxígeno al tanque de agitación. Los resultados se muestran en el cuadro N° 10 y gráficos N° 9 y N° 10.

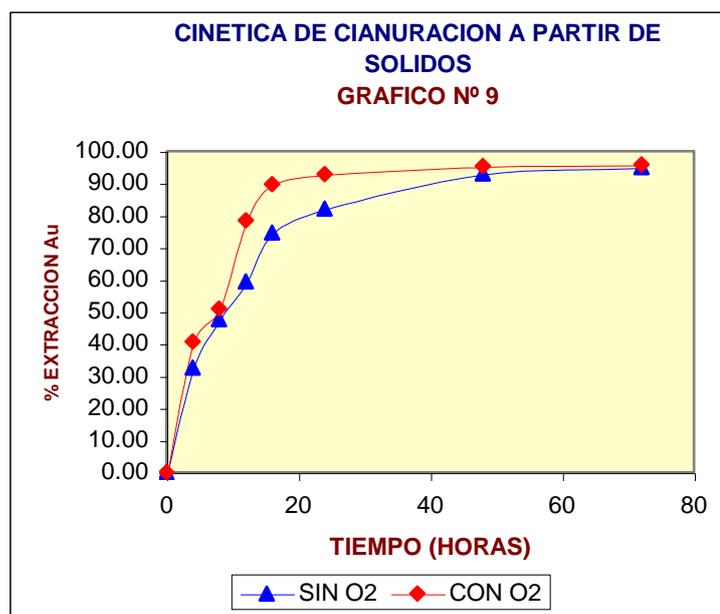
Equipo: Agitador 6´x 6´  
 Muestra: Pulpa, U/F espesador cianuración - 1

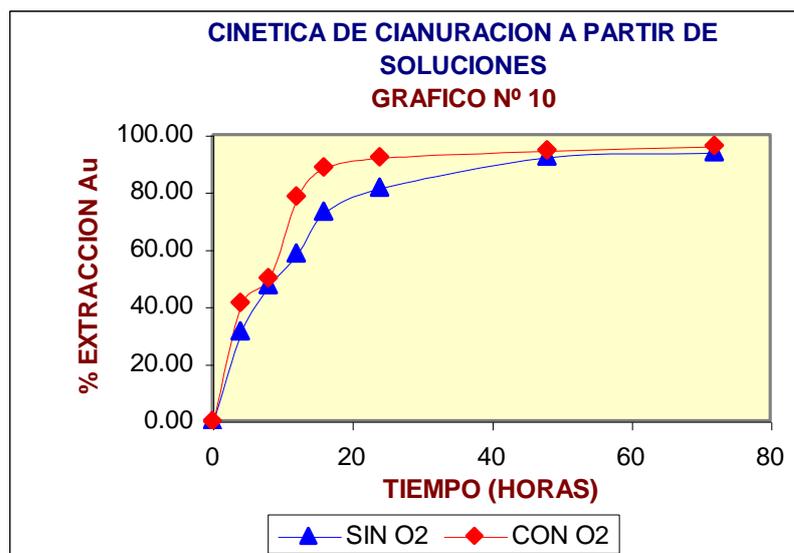
Condiciones:

Oxígeno, disuelto, mg/lt 6,5  
 Densidad, gr/lt 1,42  
 % NaCN 0,13  
 pH 11,5  
 G.E. 3,8  
 % Sólidos 40,14  
 Solución, m<sup>3</sup> 3,6  
 Sólido, TMS 2,42  
 Vol, total, m<sup>3</sup> 4,24

**CUADRO N° 10**  
**BALANCE METALURGICO**

TIEMPO (hr)	LEYES			EXTRACCION (%)	
	Sólido (gr/TM)		Solución (gr/m <sup>3</sup> )	Sólido	Solución
	Analizado	Calculado			
0	119	119	9,45	0,00	0,00
4	70,5	69,75	42,56	40,76	41,39
8	58,24	59,39	49,52	51,06	50,09
12	25,63	25,41	72,36	78,46	78,64
16	12,25	13,31	80,5	89,71	88,82
24	8,53	9,21	83,25	92,83	92,26
48	5,5	6,22	85,26	95,38	94,77
72	5	4,35	86,52	95,80	96,34
<b>Total Au, gr</b>	<b>287,98</b>				





### 3.3 Prueba de cianuración por Agitación a nivel piloto N° 1 con adición de oxígeno

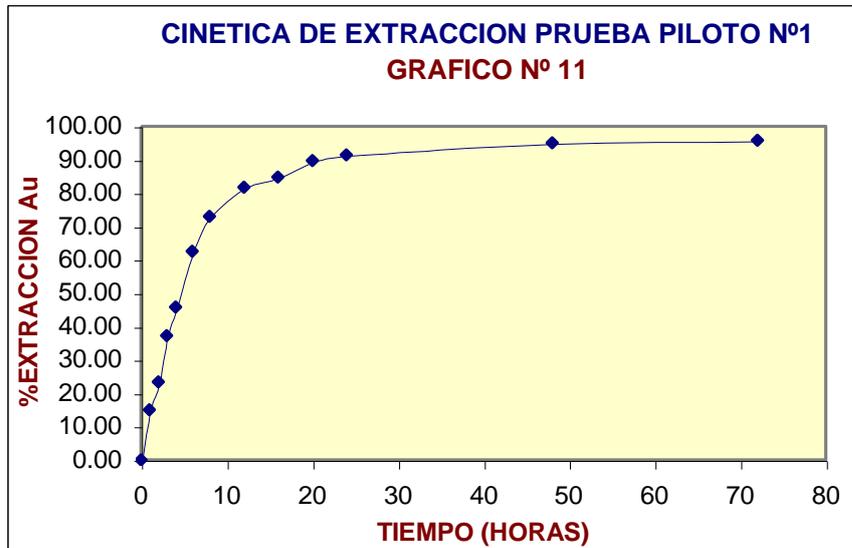
Esta prueba de cianuración se realizó con inyección de oxígeno a nivel piloto. Los resultados se muestran en el cuadro N° IV - 11 y gráfico N° N° IV – 11.

Equipo: Agitador 6´x 6´  
Muestra: Pulpa, U/F espesador cianuración - 1  
Condiciones:

Oxígeno, disuelto	6,5
Densidad, gr/lt	1,395
% NaCN	0,115
pH	11,5
G.E.	3,8
% Sólidos	38,428
Solución, m <sup>3</sup>	3,728
Sólido, TMS	2,327
Vol, total, m <sup>3</sup>	4,34

**CUADRO N° 11**  
**BALANCE METALURGICO**

TIEMPO (hr)	LEYES			EXTRACCION (%)	
	Sólido (gr/TM)		Solución (gr/m <sup>3</sup> )	Sólido	Solución
	Analizado	Calculado			
0	120,50	120,50	6,84	0,00	0,00
1	102,30			15,10	
2	92,36	90,45	25,60	23,35	24,94
3	75,60	74,97	35,26	37,26	37,78
4	65,32	66,48	40,56	45,79	44,83
6	45,23	44,53	54,26	62,46	63,05
8	32,56	31,57	62,35	72,98	73,80
12	22,10	21,00	68,95	81,66	82,58
16	18,25	17,31	71,25	84,85	85,63
20	12,35	10,90	75,25	89,75	90,95
24	10,23	9,30	76,25	91,51	92,28
48	6,02	5,12	78,86	95,00	95,75
72	5,00	4,82	79,05	95,85	96,00
Total Au, gr	280,40				



### 3.4 Prueba de cianuración por Agitación a nivel piloto N° 2 con adición de oxígeno

Esta prueba de cianuración se realizó con inyección de oxígeno a nivel piloto, donde se realizara un control en forma continua la presencia de

oxígeno y su consumo. Los resultados se muestran en los cuadros N° 12 y N° 13 y gráficos N° 12 y N° 13.

Equipo: Agitador 6´x 6´  
 Botella de oxígeno AGA con regulador  
 Oxímetro de laboratorio, marca WTW, modelo profiline OXI-197-S

Condiciones:

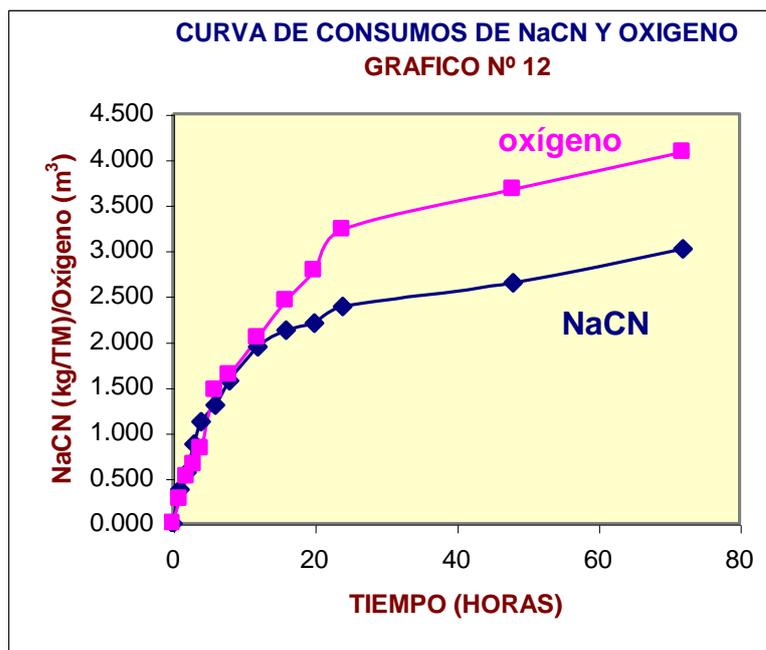
Oxígeno, disuelto,mg/lit 6,5  
 Densidad, gr/lit 1405  
 % NaCN libre 0,12  
 pH 11,4  
 G.E. 3,78  
 % Sólidos 39,12  
 Solución, m<sup>3</sup> 3,87  
 TMS conc. 2,85

4,52

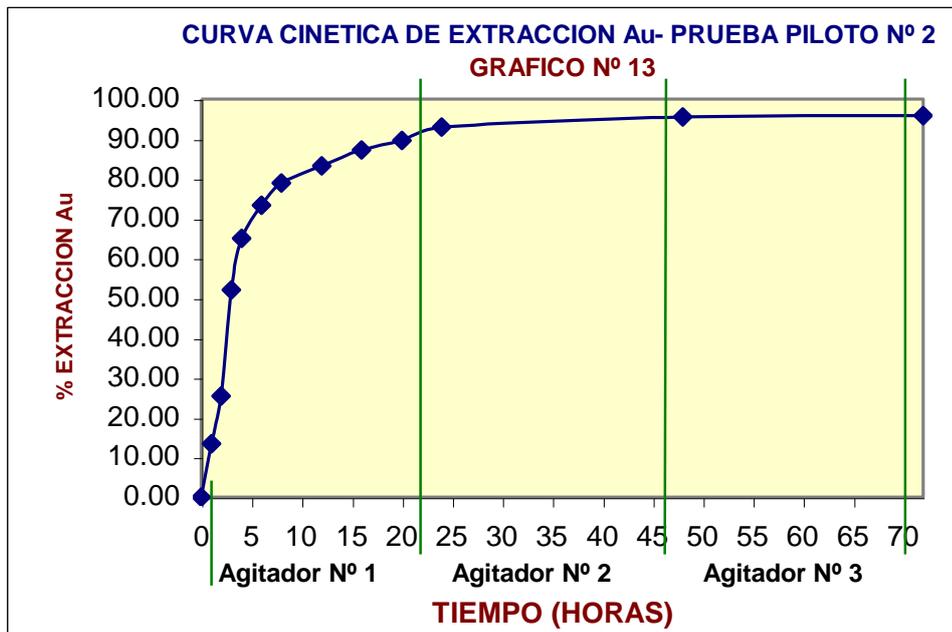
Vol, total, m<sup>3</sup>

### CUADRO N° 12

TIEMPO (hr)	NaCN (%)	CONSUMO NaCN Acum. (kg/TM)	CONSUMO O <sub>2</sub> Acum. (m <sup>3</sup> )	Lectura PSI
0	0,120	0,000	0,00	2650
1	0,110	0,372	0,27	2570
2	0,105	0,559	0,51	2500
3	0,110	0,872	0,65	2460
4	0,090	1,118	0,82	2410
6	0,115	1,304	1,46	2220
8	0,113	1,565	1,63	2170
12	0,110	1,938	2,04	2050
16	0,115	2,124	2,45	1930
20	0,118	2,199	2,78	1830
24	0,115	2,385	3,23	1700
48	0,113	2,646	3,67	1570
<b>72</b>	0,110	<b>3,019</b>	<b>4,08</b>	<b>1450</b>

**CUADRO N° 13**

<b>TIEMPO (hr)</b>	<b>LEY SOLIDOS (gr Au/TM)</b>	<b>FINOS Au (gr)</b>	<b>% EXTRACCION Au</b>
0	121,50	346,275	0,00
1	105,20	299,820	13,42
2	90,56	258,096	25,47
3	58,32	166,212	52,00
4	42,50	121,125	65,02
6	32,50	92,625	73,25
8	25,60	72,960	78,93
12	20,30	57,855	83,29
16	15,60	44,460	87,16
20	12,60	35,910	89,63
24	8,50	24,225	93,00
48	5,50	15,675	95,47
<b>72</b>	<b>5,00</b>	<b>14,250</b>	<b>95,88</b>



### 3.5 Prueba de Adsorción con Carbón activado con pulpa del relave de cianuración

La mayor extracción de oro en remolienda por los cambios efectuados, el incremento de la cinética de cianuración en agitación por el posible uso de oxígeno, nos conduce a replantear el circuito de cianuración, en donde la pulpa saliente del último espesador N° 3 ingresaría al agitador N° 4 y N° 5, convertidos en pachuca para captar la pequeña cantidad de oro que quede en la solución, para luego ser considerada esta pulpa como relave de cianuración. La cual se empleo para realizar una prueba a nivel piloto con Carbón Activado.

Equipo usado : Agitador 6´x 6´

#### Condiciones

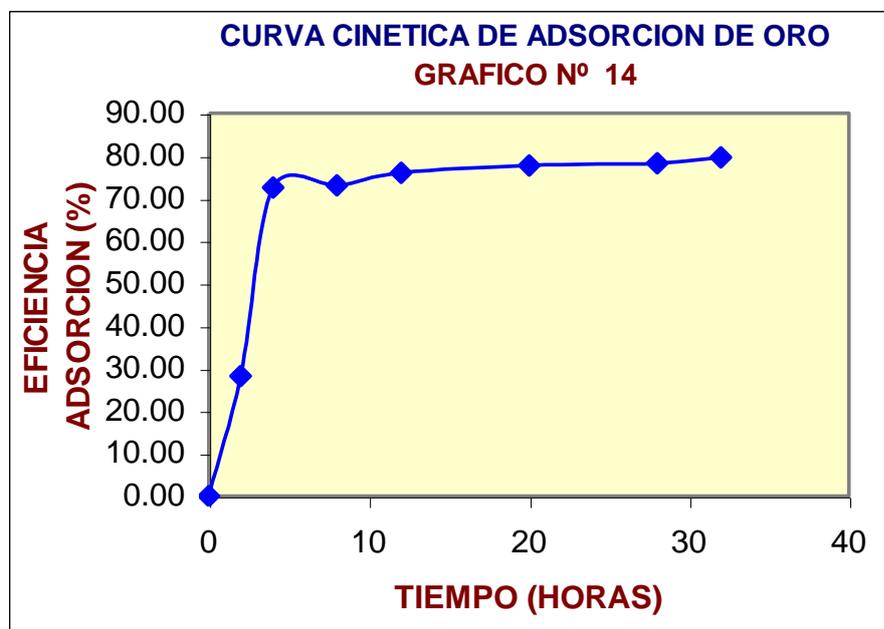
% NaCN : 0.046  
 Densidad de pulpa, gr/lit : 1380  
 Volumen de pulpa, m<sup>3</sup> : 4.52

Carbón Activado, gr/lt pulpa : 30  
 Peso de carbón, kg : 135.7

El cuadro N° 14 nos presenta el balance metalúrgico y el gráfico N° 14, nos muestra la curva cinética de Adsorción del carbón activado.

**CUADRO N° 14**  
**BALANCE METALURGICO**

TIEMPO (hr)	NaCN (%)	LEY SOLUCION (gr/m3)	FINOS Au (gr)	EFICIENCIA DE ADSORCION (%)
0	0.045	0.270	1.22040	0.00
2	0.040	0.194	0.87688	28.15
4	0.040	0.074	0.33448	72.59
8	0.038	0.073	0.32996	72.96
12	0.038	0.065	0.29380	75.93
20	0.035	0.060	0.27120	77.78
28	0.032	0.059	0.26668	78.15
32	0.030	0.055	0.24860	79.63



### 3.6 Balance de Productos en el circuito de Flotación

Condiciones:

Muestreo durante 08 horas

Con operación de 01 JIGS N° 1 y con el 100% CC.

Los resultados del Balance se muestran en el cuadro N° 15

#### CUADRO N° 15

#### BALANCE DE PRODUCTOS EN EL CIRCUITO DE FLOTACION

PRODUCTOS	TMS/DIA	LEY Au (gr/TM)	FINOS Au (gr)	RECUPERACION Au (%)	RATIO
CABEZA CC -1	988.5	11.62	11486.37	100.00	
CONCENTRADO CC1	67.43	129.23	8713.98	75.86	14.66
RELAVE CC1	921.07	3.01	2772.42		
CONCENTRADO CC2	14.5	74.92	1086.34	9.46	68.17
RELAVE CC2	906.57	1.86	1686.22		
CONCENTRADO CC3	4.19	51.43	215.49	1.88	235.92
RELAVE CC3	902.39	1.63	1470.90		
CONCENTRADO CC4	5.05	38.97	196.80	1.71	195.74
RELAVE CC4	897.34	1.42	1274.22		
CONCENTRADO CC5	4.85	29.04	140.84	1.23	203.81
RELAVE CC5	892.49	1.27	1133.46		
CONCENTRADO WEMCO 1	3.35	25.17	84.32	0.73	295.07
RELAVE WEMCO 1	889.14	1.18	1049.19		
CONCENTRADO WEMCO 2	56.39	7.53	424.62	3.70	17.53
RELAVE WEMCO 2	832.75	0.75	624.56	5.44	

Concentrado total a remolienda, TM	99.37
Ley Calculada de Concentrado, Au (gr/TM)	105.04
Ratio de concentración	9.95

### 3.7 Cinética de Flotación en el Circuito

TMS/día	:	988.50
Caudal, (m <sup>3</sup> /hr)	:	87.37
Densidad de pulpa (gr/lt)	:	1300
% sólidos	:	36.26

El siguiente cuadro nos muestra los tiempos de residencia por celda

CELDA	CC N° 1	CC N° 2	CC N° 3	CC N° 4	CC N° 5	W 1,2	W 3,4,5,6
VOL, M3	16.37	16.37	28.51	28.51	16.37	16.99	33.98
T(resid, min)	11.24	12.10	21.35	21.45	12.38	12.92	25.94
T(resid, min),acum.	11.24	23.34	44.69	66.14	78.52	91.44	117.38

El Balance Metalúrgico se presenta en el cuadro N° 16.

### CUADRO N° 16

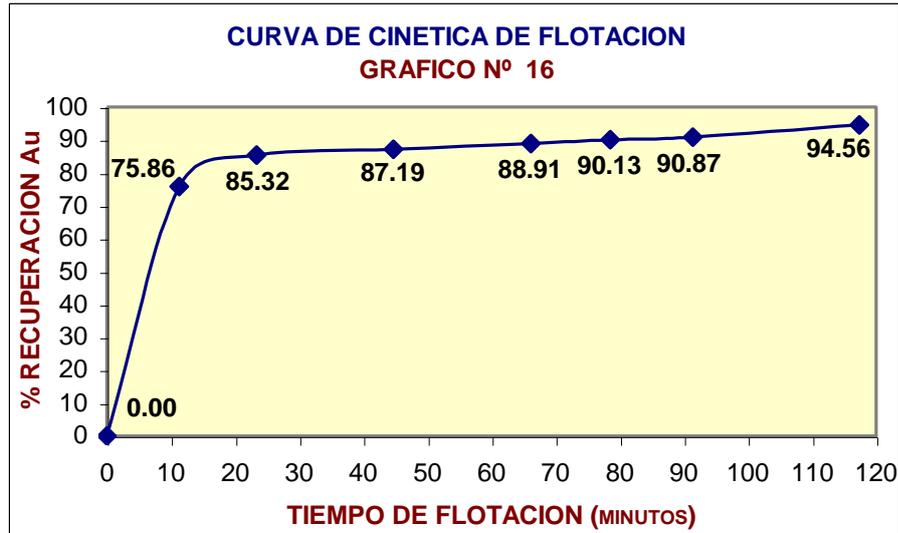
#### BALANCE METALURGICO

DESCRIPCION	Tiempo Acum. (min.)	Leyes Au (gr/TM)		Recuperación Acum. Au (%)
		Conc. Acum.	Relave	
Cabeza a Flotación	0.00		11.62	0.00
CC N° 1, 10'x 10'	11.24	129.23	3.01	75.86
CC N° 2, 10'x 10'	23.34	119.62	1.86	85.32
CC N° 3, 12'x 12'	44.69	116.30	1.63	87.19
CC N° 4, 12'x 12'	66.14	112.02	1.42	88.91
CC N° 5, 10'x 10'	78.52	107.83	1.27	90.13
Celdas wemco 1,2	91.44	105.05	1.18	90.87
Celdas wemco 3,4,5,6	117.38	69.74	0.75	94.56

El gráfico N° 15, nos muestra la variación de la ley de cabeza durante la flotación en el circuito.



El gráfico N° 16, nos muestra la curva cinética de flotación en el circuito.



### 3.8 Pruebas de Flotación Flash con descarga (relave) de los Jigs

Condiciones:

Densidad : 1740 gr/lt  
 Muestra : 2.3 lt por prueba  
 Ley de mineral de cabeza : 13.95 gr Au/TM

#### 3.8.1 Prueba N° 1

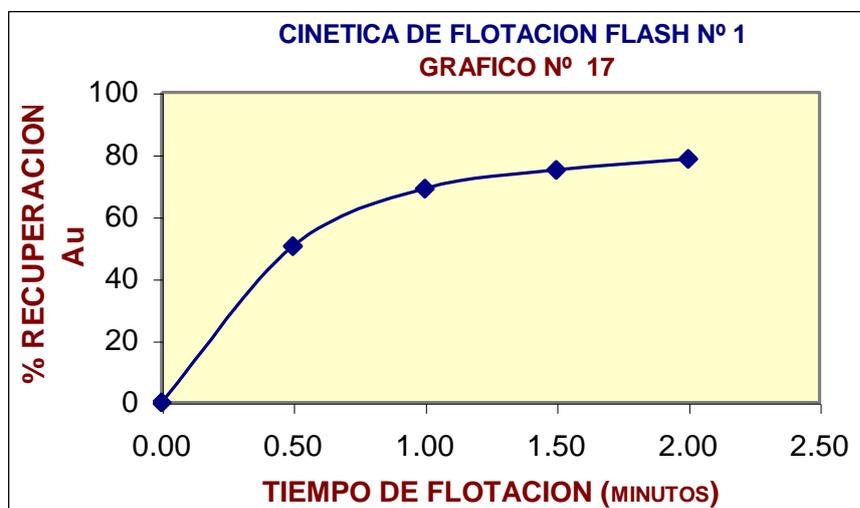
Se adiciono 1 gota de MIBC, a 1.5 minutos, a los 2 minutos se adiciono 9.6 gr Z-6 por tonelada de mineral  
 El cuadro N° 17, nos muestra el Balance Metalúrgico.

### CUADRO N° 17

#### BALANCE METALURGICO

Muestra	Tiempo (min)	Peso (gr)	% Peso	Ley Au (gr/TM)		Recuperación Au (%)	
				Parcial	Acum.	Parcial	Acum.
	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Conc. I	0.50	146.77	5.67	165.66	165.66	50.50	50.50
Conc. II	1.00	72.90	2.82	121.67	151.06	18.42	68.92
Conc. III	1.50	71.00	2.74	41.33	124.26	6.09	75.02
Conc. IV	2.00	61.24	2.37	28.05	107.52	3.57	78.59
Relave		2236.41	86.40	4.61	18.60	21.41	100.00
<b>Cabeza Calc.</b>		<b>2588.32</b>	<b>100.00</b>	<b>18.60</b>		<b>100.00</b>	

El gráfico N° 17, nos muestra la curva cinética de la prueba de flotación.



### 3.8.2 Prueba N° 2

Se adiciono 1 gota de MIBC y 23.8 gr Z-6 por tonelada de mineral

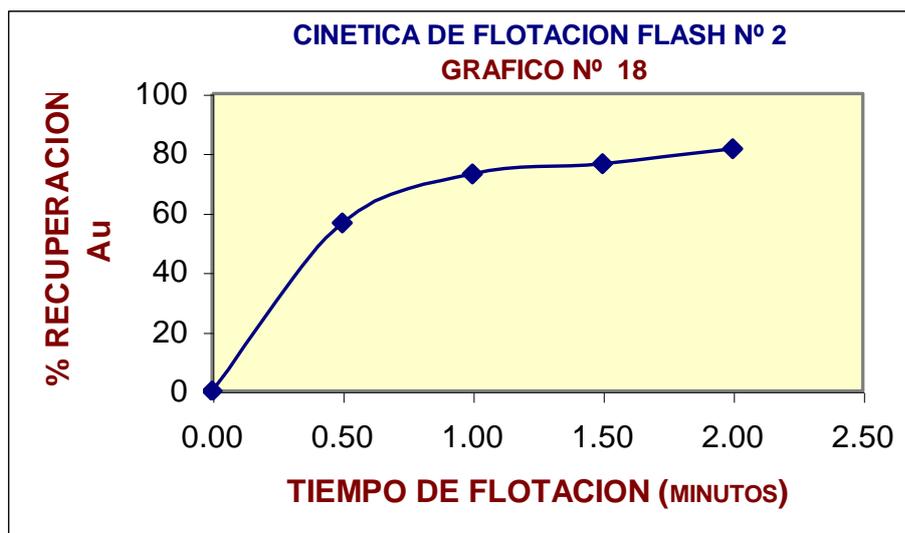
El cuadro N° 18, nos muestra el Balance Metalúrgico.

### CUADRO N° 18

#### BALANCE METALURGICO

Muestra	Tiempo (min)	Peso (gr)	% Peso	Ley Au (gr/TM)		Recuperación Au (%)	
				Parcial	Acum.	Parcial	Acum.
	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Conc. I	0.50	135.37	6.44	164.45	164.45	56.56	56.56
Conc. II	1.00	51.90	2.47	124.31	153.33	16.39	72.95
Conc. III	1.50	21.98	1.05	63.39	143.88	3.54	76.49
Conc. IV	2.00	22.15	1.05	87.43	138.48	4.92	81.41
Relave		1870.88	88.99	3.91	18.72	18.59	100.00
<b>Cabeza Calc.</b>		<b>2102.28</b>	<b>100.00</b>	<b>18.72</b>		<b>100.00</b>	

El gráfico N° 18, nos muestra la curva cinética de la prueba de flotación.



### 3.8.3 Prueba N° 3

A un minuto se adiciono 1 gota de MIBC y 21.9 gr Z-6 por tonelada de mineral.

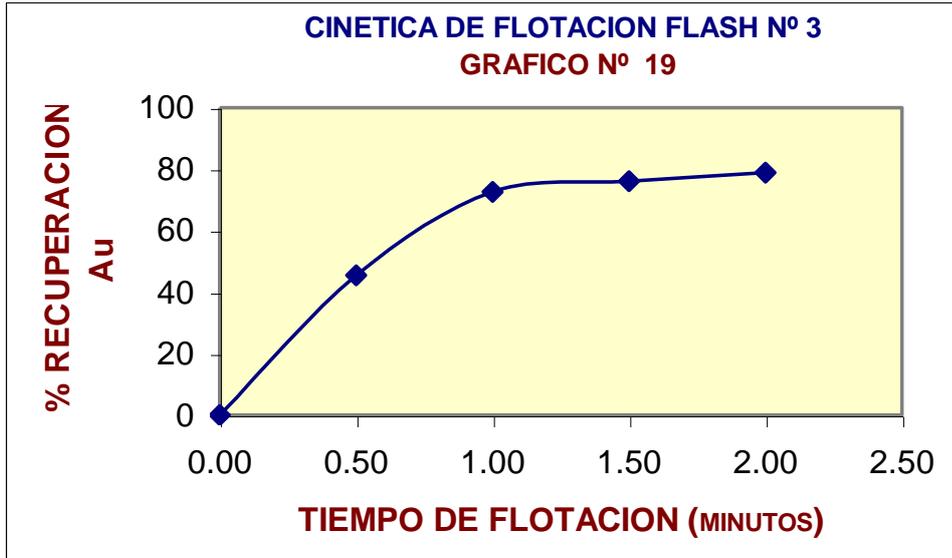
El cuadro N° 19, nos muestra el Balance Metalúrgico.

### CUADRO N° 19

#### BALANCE METALURGICO

Muestra	Tiempo (min)	Peso (gr)	% Peso	Ley Au (gr/TM)		Recuperación Au (%)	
				Parcial	Acum.	Parcial	Acum.
	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Conc. I	0.50	129.65	5.68	164.26	164.26	45.47	45.47
Conc. II	1.00	89.16	3.91	142.26	155.30	27.08	72.55
Conc. III	1.50	21.36	0.94	76.31	148.27	3.48	76.03
Conc. IV	2.00	29.11	1.28	45.55	137.17	2.83	78.86
Relave		2012.28	88.20	4.92	20.53	21.14	100.00
<b>Cabeza Calc.</b>		<b>2281.56</b>	<b>100.00</b>	<b>20.53</b>		<b>100.00</b>	

El gráfico N° 19, nos muestra la curva cinética de la prueba de flotación.



### 3.9 Pruebas de Flotación a diferentes granulometrías

En coordinación con el Ing. Fernando Zamora. R y los Ing. de la Firma Consultora AMEC. Se plantea ejecutar pruebas de flotación con muestra de alimentación al molino 8' x 10' de Planta de Beneficio a diferente granulometría, con la finalidad de evaluar la influencia del tamaño de partícula en la recuperación de Au.

Las granulometrías consideradas para las pruebas de flotación son: 50, 55, 60, 65, 70, 75, 80, 85, 90 % - m200.

#### 1.- Dosificación de reactivos utilizados.

Reactivo	Molienda (gr./ton)	Flotación (gr./ton)
Xantato Z-6	24.23	16.15
Ditiofosfato AR-1404	6.02	4.02
Ditiofosfato AR-1208	6.02	4.02
MIBC	9.22	6.15

## 2.- Condiciones de la pulpa para la prueba

Las condiciones de las pruebas fueron iguales para todas las pruebas a excepción de la granulometría que es lo que se quiere evaluar

Densidad de molienda, gr./lt	:	1800
Densidad de flotación, gr./lt	:	1270
Tiempo de flotación, min	:	9
Ley de cabeza analizada:	:	11.78

### 3.9.1 Prueba de Flotación Nº 1

La prueba Nº 1, se realizó a 50% - 200 mallas. En el cuadro Nº 20, se muestra el Balance Metalúrgico.

**CUADRO Nº 20**

Producto	% Peso	Ley Au (g/TM)	% Recup.	Ratio
Concentrado	15.02	74.81	<b>93.96</b>	6.66
Relave	84.98	0.85	6.04	
Cabeza Calculada	100.00	11.96	100.00	
Cabeza ensayada		11.78		

### 3.9.2 Prueba de Flotación Nº 2

La prueba Nº 2, se realizó a 55% - 200 mallas. En el cuadro Nº 21, se muestra el Balance Metalúrgico.

**CUADRO Nº 21**

Producto	% Peso	Ley Au (g/TM)	% Recup.	Ratio
Concentrado	14.58	76.15	<b>94.00</b>	6.86
Relave	85.42	0.83	6.00	
Cabeza Calculada	100.00	11.81	100.00	
Cabeza ensayada		11.78		

### 3.9.3 Prueba de Flotación N° 3

La prueba N° 3, se realizó a 60% - 200 mallas. En el cuadro N° 22, se muestra el Balance Metalúrgico.

**CUADRO N° 22**

Producto	% Peso	Ley Au (g/TM)	% Recup.	Ratio
Concentrado	17.91	63.08	<b>94.57</b>	5.58
Relave	82.09	0.79	5.43	
Cabeza Calculada	100.00	11.94	100.00	
Cabeza ensayada		11.78		

### 3.9.4 Prueba de Flotación N° 4

La prueba N° 4, se realizó a 65% - 200 mallas. En el cuadro N° 23, se muestra el Balance Metalúrgico.

**CUADRO N° 23**

Producto	% Peso	Ley Au (g/TM)	% Recup.	Ratio
Concentrado	18.31	62.43	<b>95.11</b>	5.46
Relave	81.69	0.72	4.89	
Cabeza Calculada	100.00	12.02	100.00	
Cabeza ensayada		11.78		

### 3.9.5 Prueba de Flotación N° 5

La prueba N° 5, se realizó a 70% - 200 mallas. En el cuadro N° 24, se muestra el Balance Metalúrgico.

**CUADRO N° 24**

Producto	% Peso	Ley Au (g/TM)	% Recup.	Ratio
Concentrado	15.44	71.29	<b>94.01</b>	6.48
Relave	84.56	0.83	5.99	
Cabeza Calculada	100.00	11.71	100.00	
Cabeza ensayada		11.78		

### 3.9.6 Prueba de Flotación N° 6

La prueba N° 6, se realizó a 75% - 200 mallas. En el cuadro N° 25, se muestra el Balance Metalúrgico.

**CUADRO N° 25**

Producto	% Peso	Ley Au (g/TM)	% Recup.	Ratio
Concentrado	15.92	72.67	<b>93.92</b>	6.28
Relave	84.08	0.89	6.08	
Cabeza Calculada	100.00	12.31	100.00	
Cabeza ensayada		11.78		

### 3.9.7 Prueba de Flotación N° 7

La prueba N° 7, se realizó a 80% - 200 mallas. En el cuadro N° 26, se muestra el Balance Metalúrgico.

**CUADRO N° 26**

Producto	% Peso	Ley Au (g/TM)	% Recup.	Ratio
Concentrado	15.98	73.89	<b>93.67</b>	6.26
Relave	84.02	0.95	6.33	
Cabeza Calculada	100.00	12.61	100.00	
Cabeza ensayada		11.78		

### 3.9.8 Prueba de Flotación N° 8

La prueba N° 8, se realizó a 85% - 200 mallas. En el cuadro N° 27, se muestra el Balance Metalúrgico.

**CUADRO N° 27**

Producto	% Peso	Ley Au (g/TM)	% Recup.	Ratio
Concentrado	16.66	72.75	<b>93.57</b>	6.00
Relave	83.34	1.00	6.43	
Cabeza Calculada	100.00	12.95	100.00	
Cabeza ensayada		11.78		

### 3.9.9 Prueba de Flotación N° 9

La prueba N° 9, se realizó a 90% - 200 mallas. En el cuadro N° 28, se muestra el Balance Metalúrgico.

**CUADRO N° 28**

Producto	% Peso	Ley Au (g/TM)	% Recup.	Ratio
Concentrado	16.45	71.25	<b>93.10</b>	6.08
Relave	83.55	1.04	6.90	
Cabeza Calculada	100.00	12.59	100.00	
Cabeza ensayada		11.78		

### 3.9.10 Prueba de Flotación N° 10

La prueba N° 10, se realizó la repetición a 65% - 200 mallas. En el cuadro N° 29, se muestra el Balance Metalúrgico.

**CUADRO N° 29**

Producto	% Peso	Ley Au (g/TM)	% Recup.	Ratio
Concentrado	17.32	66.33	<b>95.14</b>	5.77
Relave	82.68	0.71	4.86	
Cabeza Calculada	100.00	12.08	100.00	
Cabeza ensayada		11.78		

### 3.9.11 Prueba de Flotación N° 11

La prueba N° 11, se realizó la repetición a 80% - 200 mallas. En el cuadro N° 30, se muestra el Balance Metalúrgico.

**CUADRO N° 30**

Producto	% Peso	Ley Au (g/TM)	% Recup.	Ratio
Concentrado	15.89	65.10	<b>94.03</b>	6.29
Relave	84.11	0.78	5.97	
Cabeza Calculada	100.00	11.00	100.00	
Cabeza ensayada		11.78		

### 3.9.12 Análisis de los resultados de las pruebas de flotación

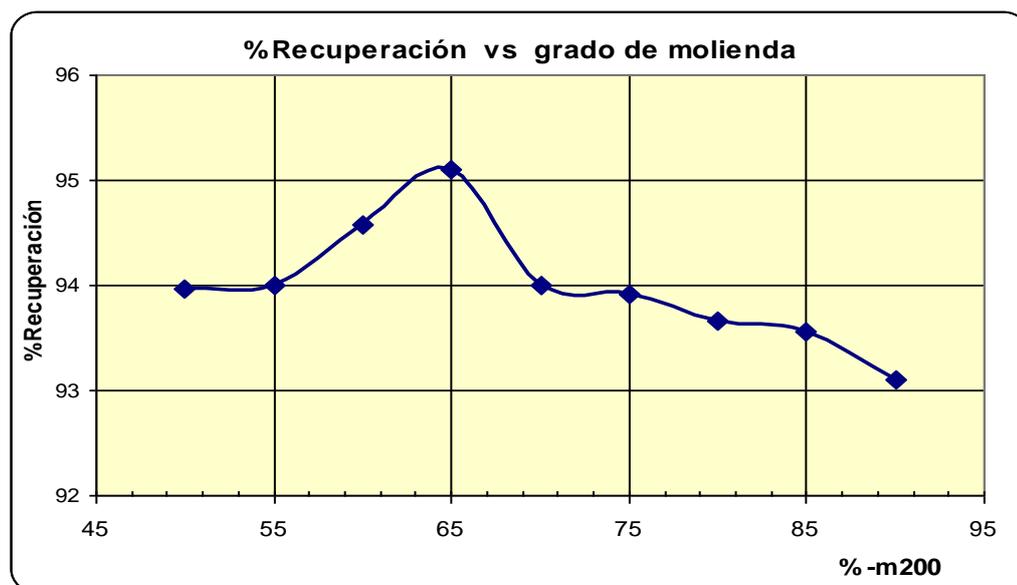
La más alta recuperación se obtiene flotando el mineral a **65 % - 200 mallas**.

Las recuperaciones para cada malla se dan en el cuadro N° 31 y gráfico N° 20.

**CUADRO N° 30**

% -200m	%Recup.
50	93.96
55	94.00
60	94.57
<b>65</b>	<b>95.11</b>
70	94.01
75	93.92
80	93.67
85	93.57
90	93.10

**GRAFICO N° 20**

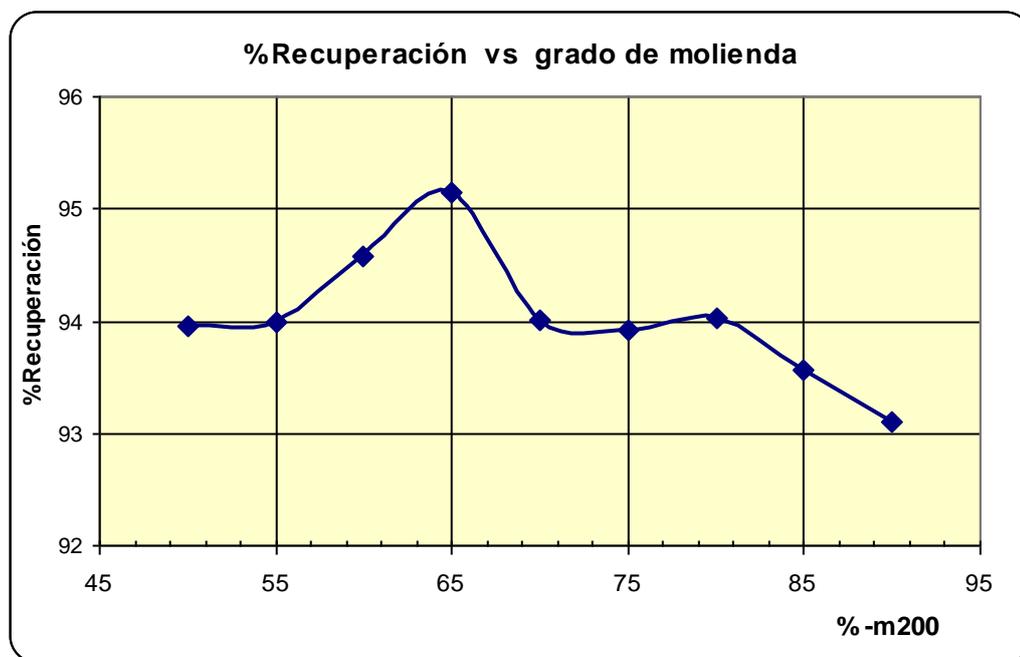


Se repite las pruebas de flotación con granulometría 65 y 80% -m200 para confirmar resultados, los que se dan en el cuadro N° 31 y el gráfico N° 21 muestra como varia la curva cuando se introduce el nuevo resultado en el gráfico N° 20.

**CUADRO N° 31**

<b>% -200m</b>	<b>%Recup.</b>
65	95.11
80	93.67

**GRAFICO N° 21**



## **ANEXO III**

**PROCESO DE DETOXIFICACION EN PLANTA DE BENEFICIO  
CIA. CONSORCIO MINERO HORIZONTE S.A.C**

## PROCESO DE DETOXIFICACION EN PLANTA DE BENEFICIO CIA. CONSORCIO MINERO HORIZONTE S.A.C

### 1. INTRODUCCION

La industria del procesamiento hidrometalúrgico que involucra transformación por acción de agentes químicos, generan contaminantes durante el proceso los que se desplazan hasta el producto final de descarte.

CMHSA, utiliza el método de lixiviación por cianuración para la extracción de los elementos valiosos, donde también se lixivian otros elementos metálicos como Zn, Cu, Fe, As contenidos en las diferentes especies mineralógicas de la mena. Después del proceso extractivo y recuperado los elementos valiosos, la solución barren excedente es necesario descartarla, para lo cual es necesario que esta solución tenga un tratamiento de modo que cumpla con los estándares que el Ministerio de Energía y Minas estipula en este caso.

El relave de cianuración previo lavado en dos espesadores bajo el sistema en contracorriente se envía a la relavera de Chilcapampa con una densidad promedio de pulpa de 1400 g/l, mediante una tubería de polietileno, allí el material sólido es almacenado en la cancha impermeabilizada y el líquido claro se transporta por gravedad a los tanques de degradación en los cuales se efectúa el proceso de detoxificación

Planta de Beneficio de CMHSA, utiliza el método combinado de detoxificación mediante el uso de Peróxido de Hidrógeno como reactivo principal, acompañado de sulfato de cobre, los cuales son adicionados conforme avanza el proceso.

El proceso de detoxificación se realiza durante 03 horas, distribuido en 03 etapas y se realiza en 03 tanques de 28 m<sup>3</sup> cada uno, esto de capacidad útil por cada uno.

### 2.- Esquema del procedimiento:

#### **Etapas - 1.-**

**CATALIZACION.-** Se agrega Sulfato de cobre pentahidratado ( $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ ) en una proporción de 1 Kg/28 m<sup>3</sup> de solución.

#### **Etapas - 2**

**OXIDACION.-** Destrucción de cianuros libres y dissociables en ácido débil por acción oxidante del  $\text{H}_2\text{O}_2$  utilizando como catalizador  $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$   
Se usa una proporción de  $\text{H}_2\text{O}_2$  al 50% a Cianuro Wad de 7:1

#### **Etapas - 3**

##### **PRECIPITACION.-**

Precipitación de los ferrocianuros como ferrocianuros de cobre usando sulfato de cobre y precipitación de arsénico usando sulfato ferroso  
Precipitación de Arsénico con sulfato Ferroso

**Etapa - 4****SEDIMENTACION DE PRECIPITADOS.-**

En la etapa de precipitación se producen sólidos (ferrocianuros y precipitados de arsénico), esto debe pasar por pozas de decantación en las cuales se debe quedar el sólido y seguir pasando la solución.

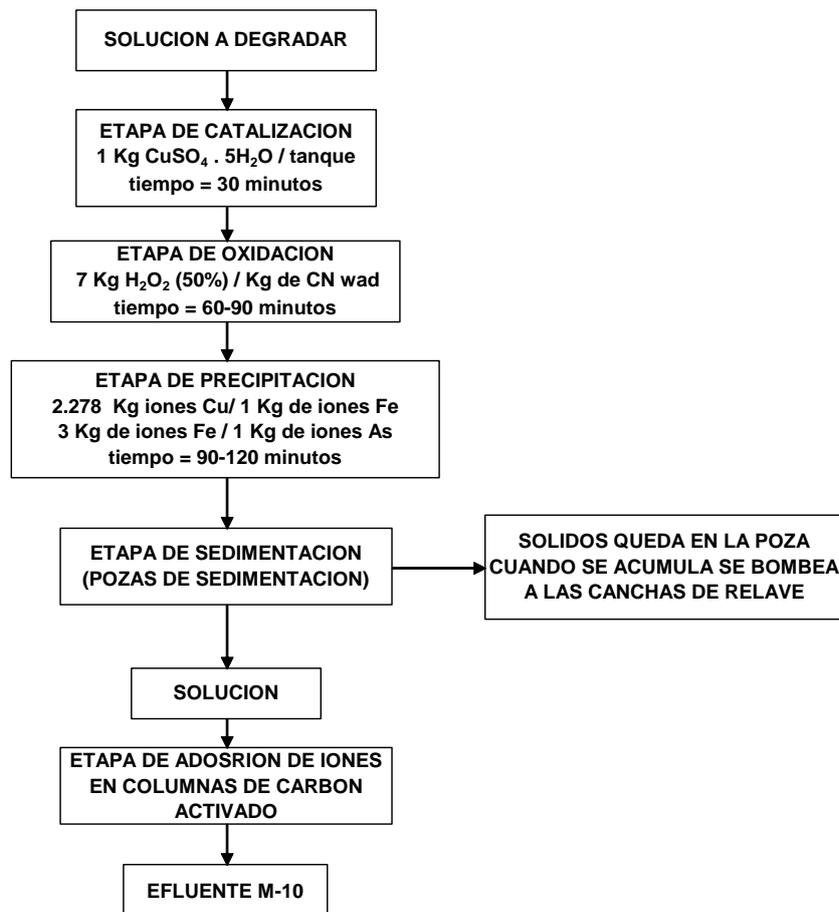
**Etapa - 5****ADSORCION CON CARBON ACTIVADO.-**

En esta etapa se pasa la solución de las pozas por columnas de carbón activado se requiere de soluciones filtradas y también porque el efluente final no debe contener sólidos en suspensión.

Condiciones:

1. - Con carbón granulado de 6 - 20 M.
2. - Tiempo de residencia hidráulica 10 - 30 min.
3. - % de esponjamiento 25 %
4. - Densidad de carbón 25 - 35 lb / pie<sup>3</sup>

En estos momentos no se está pasando la solución por las columnas

**DIAGRAMA EN BLOQUES DE OPERACIÓN CHILCAPAMPA**

**3.- Detalles del procedimiento.** El proceso se resume en los siguientes pasos.

1. Determinar la cantidad de cianuro wad, y elementos metálicos como: Zn, Cu, Fe, en Kg que se encuentran presentes en el volumen a detoxificar, para lo cual es necesario analizar la solución de cabeza, por Cianuro wad y elementos metálicos, el Cianuro wad se determina en Laboratorio Metalúrgico y los demás elementos en Laboratorio Químico mediante absorción atómica. En función de estos resultados se determina la cantidad de reactivos que serán necesarios adicionar, de acuerdo como se desarrollen las etapas.

En estos momentos se determina en Chilcapampa Cianuro Libre por titulación con Nitrato de Plata, se le da un factor de 1,15 para Cianuro Wad, y no se analiza iones en tiempo real.

2. Se procede a llevar a efecto la primera etapa para lo cual se adiciona **1 Kg de Sulfato de Cobre Pentahidratado** por tanque a degradar, se tiene en agitación 30 minutos para disolver este. (Los iones cobre deben estar en una concentración entre 20-35 ppm).
3. En la segunda etapa se adiciona el peróxido de hidrógeno (50%) en una relación de **7 Kg H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> / Kg de CNwad**, a un pH de 11.0 a 11.20. Si no estariamos en este rango de pH se debe adicionar cal, hasta obtener este rango. Esta etapa toma un tiempo de 60-90 minutos. A los primeros 20–30 minutos se produce el primer precipitado de Zn. como Zn(OH)<sub>2</sub> y a los 50–80 minutos el segundo precipitado de Cu. como Cu(OH)<sub>2</sub>.

La reacción principal que se cumple es la sgte.



**Estequiométricamente:** 1.308 X H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> (100 %) / X CN wad

**Experimentalmente:** 4 X de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> (100 % de pureza)/ X de CN Wad

**En planta:** 7 Kg de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> (50 %) / Kg de CN Wad

4. La tercera etapa requiere el conocimiento de las leyes de Fe y As, y se divide en 02 fases:  
La primera, en la cual precipitan los ferrocianuros por la acción del el CuSO<sub>4</sub>.5 H<sub>2</sub>O y La segunda se precipita el arsénico con el sulfato férrico.

**La precipitación de los ferrocianuros se efectúa mediante las reacciones.**





**Estequiométricamente** : : 1 Fe / 2.278 Cu

El tiempo de reacción es instantáneo, pero puede usarse 10 minutos, y el pH de reacción está entre 8.9 - 9.4.

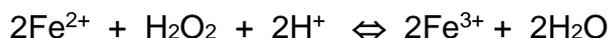
Como se usa sulfato de cobre granulada se le debe dar un mayor tiempo de agitación hasta disolver el reactivo.

La equivalencia de sulfato de Cobre para adicionar en esta etapa se la desarrolla con una pseudo-titulación, se prepara solución de sulfato de cobre pentahidratado al 0,5% usado en operación, se toma 25 ml de solución y se agrega con una bureta la cantidad necesaria hasta observar que ya no exista precipitación (coloración marrón). Se hace una equivalencia en Kg de sulfato de cobre y se agrega al tanque.

La agitación se debe considerar de 90 a 120 minutos debido a que se agrega sulfato de cobre granulada (esto hace más extenso el proceso).

Después de realizada esta reacción, seguidamente se adiciona el sulfato ferroso, para la precipitación del arsénico, la relación que se emplea para la dosificación es : Fe/As : 3/1, el rango del pH para la precipitación óptima es aproximadamente entre 4 a 7. algunas plantas pueden operar en un rango superior a 9 sobre todo si el efluente también está destoxificándose para el cianuro y/o hierros de cobre. Se efectúa aproximadamente en 60 minutos

**La precipitación de Arsénico (FeAsO<sub>4</sub>) se efectúa mediante la reacción.**

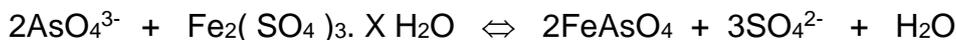


Una vez formado, esta especie reacciona con Fe<sup>3+</sup> que contiene iones que producen los núcleos de FeAsO<sub>4</sub> para la precipitación



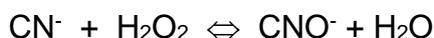
Debido a que no se tiene presencia de Arsénico se ha obviado este paso, pero si en caso hubiera tampoco se puede pudiera tener un valor exacto para agregar sulfato ferroso ya que en Lab. Químico no se analiza Arsénico.

Si se usa sulfato férrico la reacción sería de la siguiente manera:

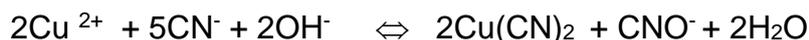


## TRATAMIENTO CON PEROXIDO DE HIDROGENO

En presencia de un catalizador de cobre, el peróxido oxida al cianuro y los complejos de metal cianuro Mediante la siguiente reacción.



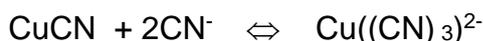
La adición del ión cuprico como catalizador en la ecuación principal oxidará al ion cianuro libre para producir complejo cianurado de cobre y cianato.



Al igual que los metales preciosos, el cobre forma complejos estables con el cianuro. Si bien se considera que el cobre tiene 02 estados de oxidación en solución, el ión cúprico es inestable en presencia de cianuro por lo que parte de este se reducirá, para luego precipitar como cianuro cuproso



Si existe suficiente cianuro en la solución, el ion cuproso no precipitará estabilizándose en la solución (predominantemente en concentraciones bajas) como el complejo triciano cuprito



La reacción de este complejo  $\text{Cu}(\text{CN})_3^{2-}$  con peróxido es:

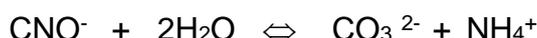


La precipitación de hidróxidos consume alcalinidad por lo que se debe adicionar más cal para controlar el pH.

El ión cúprico causará también la precipitación del ferrocianuro cúprico



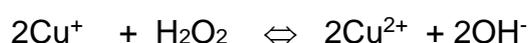
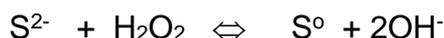
Y a su vez el cianuro formado por la oxidación del cianuro se hidroliza convirtiéndose en amoníaco y dióxido de carbono



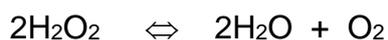
El proceso tiene un rango de óptimo de 9.5 a 10. La velocidad de reacción se incrementa rápidamente con la temperatura y con la concentración de cianuro cada vez mayor. Al incrementarse la dosificación del peróxido se incrementa la velocidad de reacción se reduce el tiempo de reacción tomando

como base la reacción principal la relación estequiométrica del peróxido de Hidrógeno y CN wad es **1,3/1**.

En la práctica el consumo de peróxido es considerablemente más alto debido a la oxidación de metales reducidos y de otras especies en solución. Ejemplo: la relación se incrementa a **1,5/1** para la relación del complejo cuprocianuro ya que la oxidación del ion cuproso consume más peróxido. Otras especies reducidas que aumentan el consumo de peróxido de Hidrógeno durante la oxidación son los sulfuros, tiocianato y los sulfitos.

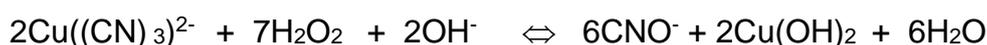
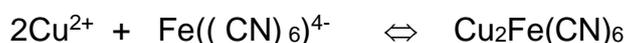


Así mismo se consume peróxido por descomposición del agua y oxígeno en la reacción en la que los metales y el sólido en suspensión hacen de catalizadores

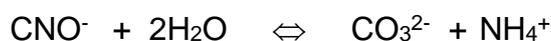


### **Comentarios sobre las reacciones en degradación.**

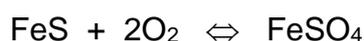
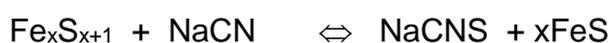
Con peróxido de hidrógeno, los complejos débiles de cianuro son rotos y son precipitados por el cobre como ferrocianuros insolubles estables. El exceso de ion cúprico es precipitado como un hidróxido insoluble.



El cianato es hidrolizado para formar iones carbonato de amonio, los cuales se generan naturalmente en el medio.



Halbe



## CLASIFICACION COMUN DE CIANUROS

<b>Cianuro libre ( CN f )</b>	HCN NaCN KCN Ca(CN) <sub>2</sub>
<b>Cianuro facilmente disociable ( CN wad )</b>	HCN NaCN KCN Ca(CN) <sub>2</sub> Ag((CN) <sub>2</sub> ) <sup>-</sup> Cu((CN) <sub>3</sub> ) <sup>2-</sup> Ni((CN) <sub>4</sub> ) <sup>2-</sup> Zn ((CN) <sub>4</sub> ) <sup>2-</sup>
<b>Cianuro Total ( CN t )</b>	HCN CN <sup>-</sup> Ag((CN) <sub>2</sub> ) <sup>-</sup> Cu((CN) <sub>3</sub> ) <sup>2-</sup> Ni(CN) <sub>4</sub> <sup>2-</sup> Zn((CN) <sub>4</sub> ) <sup>2-</sup> Au((CN) <sub>2</sub> ) <sup>-</sup> Fe((CN) <sub>6</sub> ) <sup>4-</sup>

## ESPECIES RELACIONADAS AL CIANURO

Anión cianuro	CN <sup>-</sup>
acido cianídrico	HCN
Complejos metal - cianuro	Metal - CN
Cyanato	CNO <sup>-</sup>
Thiocyanato	SCN <sup>-</sup>
Thiosulfato	S <sub>2</sub> O <sub>3</sub> <sup>2-</sup>
cación amonio	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>
Nitrato	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>

## REACCIONES COMUNES CON CIANUROS

Disociación	NaCN ⇌ Na <sup>+</sup> + CN <sup>-</sup>
	HCN ⇌ H <sup>+</sup> + CN <sup>-</sup>
Complejos	Zn <sup>2+</sup> + 4CN <sup>-</sup> ⇌ Zn (CN) <sub>4</sub> <sup>2-</sup>
Volatilización	HCN <sub>(aq)</sub> ⇌ HCN <sub>(g)</sub>
Oxidación	2CN <sup>-</sup> + O <sub>2</sub> ⇌ 2 CNO <sup>-</sup>
Fotólisis	Fe (CN) <sub>6</sub> <sup>4-</sup> ⇌ Fe <sup>+2</sup> + 6 (CN) <sup>-</sup>
Tiocianatos	S <sup>0</sup> + CN <sup>-</sup> ⇌ SCN <sup>-</sup>
Formación	S <sub>2</sub> O <sub>3</sub> <sup>2-</sup> + O <sub>2</sub> + 2CN <sup>-</sup> ⇌ 2SCN <sup>-</sup> + 2SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>
Hidrólisis	CNO <sup>-</sup> + 2H <sub>2</sub> O ⇌ NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> + HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>
Nitrificación	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> + 2O <sub>2</sub> <sup>-</sup> ⇌ NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> + 2H <sup>+</sup> + H <sub>2</sub> O

## METODOS DE ANALISIS DE CIANUROS

CN <sub>F</sub>	Electrodo ion selectivo, Titulación, Colorimétrico
CN <sub>WAD</sub>	Destilación a pH 4.5, después por titulación o Colorimetría
CN <sub>T</sub>	Destilación a pH 2.0, seguido por titulación o Colorimetría
CN <sub>ATC</sub>	Análisis por CN <sub>T</sub> -Clorinación-Análisis por CN <sub>T</sub>
CNO <sup>-</sup>	Se hidroliza a amonio y se analiza por amonio
SCN <sup>-</sup>	Complejos férricos seguidos por determinación colorimétrica

## ESTANDARES DE EMISION

PARAMETROS	CONCENTRACIONES (PPM)	
	En cualquier momento	Prom. Anual
PH	>6 y < 9	>6 y < 9
Sólidos en suspensión (mg/l)	50	25
Plomo (mg/l)	0,4	0,2
Cobre (mg/l)	1,0	0,3
Zinc (mg/l)	3,0	1,0
Fierro (mg/l)	2,0	1,0
Arsénico (mg/l)	1,0	0,5
Cianuro Total (mg/l)	1,0	1,0

## TOXICIDAD DE CIANUROS

HUMANOS	LD <sub>50</sub>	1 a 3 mg/Kg	(oral)
	LC <sub>50</sub>	100 a 300 ppm	(inhalación)
	LC <sub>50</sub>	100 mg/Kg	(absorción)
PATOS	LD <sub>50</sub>	2 a 4 mg/Kg	(oral)
	LC <sub>50</sub>	150 a 200 mg/L	(oral)
	LC <sub>1</sub>	~ 50 mg/L	(oral)
TRUCHAS	LC <sub>50</sub>	0.05 mg/L	(cianuro libre)

### Ventajas de usar el método de Peróxido de Hidrógeno

- Reduce relaves cianurados en CN Wad a < 5 mg/L
- Diseño y operación simple
- No se incrementa los sólidos disueltos durante el tratamiento
- Relativamente costos bajos en construcción

### Desventajas de usar el método de Peróxido de Hidrógeno

- Cianuros son oxidados a cianatos, Which kill hydrolyze to amonia and nitrate
- Cianatos, amonio y nitrato pueden ser toxicos para el agua
- Puede ser relativamente caro su operación
- Se aplica mejor a soluciones claras con relativamente bajas concentraciones de cianuro

## **ANEXO IV**

### **DIAGRAMAS DE FLUJO DE LA OPERACIÓN ACTUAL Y EL PROYECTO DE AMPLIACIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO**

**LOS DOS PLANOS SE ENCUENTRAN  
EN FORMA FISICA EN LA TESIS**

## **BIBLIOGRAFIA**

1. **Fidel Sergio Misari Ch. “ METALURGIA DEL ORO” - Vol I y Vol II**  
CEPECT Noviembre 1993
2. **Dr. De Mountrill “ESTUDIO MINERAGRAFICO EN SECCIONES PULIDAS”**
3. **Arthur F. Taggart “HANDBOOK OF MINERAL DRESSING” 1954**
4. **Pierre Blazy “EL BENEFICIO DE LOS MINERALES”** Editorial Rocas y Minerales – Madrid –33
5. **Errol G. Kelly – David J. Spottiswod “INTRODUCCION AL PROCESAMIENTO DE MINERALES”** Editorial Limusa – 1990
6. **Andreu L. Mular Roshan Bhappu “DISEÑO DE PLANTAS DE PROCESOS DE MINERALES”** Editorial Rocas y Minerales - 1985
7. **Iván Quiroz Núñez “OPERACIONES UNITARIAS EN PROCESAMIENTO DE MINERALES”** Cuzco – Setiembre de 1986
8. **Hong Young Sohn; Milton E. Wadsworth “CINETICA DE LOS PROCESOS DE LA METALURGIA EXTRACTIVA”** Editorial Trillas – 1986
9. **Fathi Habashi “A TEXT BOOK OF HIDROMETALLURGY”** Edition Marquis Limiteé – 1992

10. **Leonard G. Austin “DISEÑO Y SIMULACION DE CIRCUITOS DE MOLIENDA Y CLASIFICACION”** Editorial Taller Multimedia – Abril 1994
11. **Fernando Concha “MANUAL DE FILTRACIÓN Y SEPARACIÓN”**  
Editora Margarita Menéndez – Chile 2001
12. **Adrian Smith y Terry Mudde “TRATAMIENTO DE RESIDUOS DE CIANURACION”** Londres 1991