

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA GEOLOGICA, MINERA Y METALÚRGICA



EVALUACIÓN DEL CIRCUITO DE DOBLE CICLONEO EN REMOLIENDA PARA LA RECUPERACIÓN DE ORO

**INFORME DE SUFICIENCIA
PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE
INGENIERO METALURGISTA**

ELABORADO POR:

JUAN CARLOS DÍAZ SÁNCHEZ

ASESOR:

Ing. MARIA FLOR SUÁREZ SÁNCHEZ

LIMA – PERU

2013

DEDICATORIA

Dedico el presente trabajo a mis padres por su paciencia, su apoyo incondicional y confianza. Como parte de mi formación académica a la Universidad Nacional de Ingeniería y a los amigos que siempre están en cualquier momento, a los ingenieros y compañeros de trabajo.

RESUMEN

El presente informe se basa en pruebas industriales y desarrolla el tema de la evaluación del proceso de cianuración modificando variables y equipos en el circuito, el trabajo se divide en cuatro capítulos; en el primer capítulo se describen los objetivos específicos y su justificación; en el segundo capítulo se realiza el marco teórico, en donde se definen los antecedentes, teorías y principios fundamentales sobre la metalurgia del oro haciendo un enfoque general de la cianuración de oro, físico – química de la cianuración del oro, cinética de reacción, variables que influyen en el proceso de cianuración, dimensionamiento de ciclones y bombas; el tercer capítulo está referido al proceso y operaciones metalúrgicas, descripción de las operaciones y procesos de la planta de beneficio, cambios actuales del proceso y balances metalúrgicos; en el cuarto capítulo se realiza un análisis de los resultados obtenidos en donde uno puede estudiar los criterios de cambios de parámetros, basándose en alternativas de cambios en el proceso y se finaliza el informe con conclusiones relacionados al tema en estudio.

ABSTRACT

This paper is based on industrial tests and develops the theme of evaluation of cyanide process and equipment in the circuit by modifying variables. The research is divided into four chapters: the first chapter describes the specific objectives and their justification; the second chapter is the theoretical framework, which defines the background, theories, and fundamental principles on the metallurgy of the gold by following a general approach to the cyanidation of gold, physical-chemistry of the gold cyanidation, reaction kinetics, variables that influence the cyanide process and the sizing of pumps and cyclones; the third chapter is referred to the process and metallurgical operations, description of the operations and processes of the plant of benefit, current changes of the metallurgical process and balance sheets; the fourth chapter analyzes the results obtained where one can study criteria for changing parameters according to the changes in the alternative process. This paper concludes by stating the findings related to the subject under study.

ÍNDICE

	Pág.
INTRODUCCIÓN	10
CAPITULO I	11
ASPECTOS GENERALES.....	11
1.1. Descripción del Problema	11
1.2. Objetivos	11
1.2.1. Objetivo General.....	11
1.2.2. Objetivos específicos	12
1.3. Justificación.....	12
1.4. Importancia.....	12
CAPITULO II.....	13
MARCO TEORICO.....	13
2.1. Fundamento Teórico de la Cianuración del Oro	13
2.1.1. Química de las Soluciones Cianuradas	13
2.1.2. Cinética de la Reacción.....	18
2.1.3. Variables que Influyen en el Proceso de Cianuración	21
2.2. Selección de Bombas centrífugas para pulpas	32
2.3. Dimensionamiento y Selección de Hidrociclones	35
CAPITULO III	37
PROCESOS Y OPERACIONES METALURGICOS	37
3.1. Descripción de la Planta.....	37
3.1.1. Sección Chancado.....	37
3.1.2. Sección Molienda y Flotación	40
3.1.3. Sección Cianuración	44
3.2. Balance Metalúrgico	49
CAPITULO IV	54
CAMBIOS EN EL CIRCUITO DE REMOLIENDA Y ANALISIS DE	
RESULTADOS	54
4.1. Cambio en el Circuito de Remolienda – Clasificación – Cianuración	54

4.2. Análisis de Resultados	56
4.3. Evaluación del Ciclón KREBS.....	61
4.4. Evaluación Económica.....	67
CONCLUSIONES	71
BIBLIOGRAFIA	73
ANEXOS.....	74

INDICE DE FIGURAS

Figura 2. 1: Diagrama de especies del cianuro y cianuro de hidrógeno en soluciones acuosas como una función del pH	14
Figura 2. 2: Diagrama Eh – pH para el sistema $\text{CN}^- - \text{H}_2\text{O}$ a 25°C	17
Figura 2. 3: Representación esquemática de la celda de corrosión local a una superficie de oro en contacto con una solución de cianuro que contiene oxígeno: $i_a =$ corriente anódica; $i_c =$ corriente catódica	19
Figura 2. 4: Diagrama de Evans para la lixiviación del oro en soluciones de cianuro	20
Figura 2. 5: Datos electroquímicos para la oxidación anódica de la plata y el oro y la reducción catódica del oxígeno sobre la plata y el oro, calculado de acuerdo a los modelos cinéticos mixtos	21
Figura 2. 6: Efecto de la concentración de cianuro en la velocidad de disolución del oro y la plata	23
Figura 2. 7: Velocidad de disolución del oro en la concentración y agitación del oxígeno	24
Figura 2. 8: Efecto de la temperatura en la velocidad de disolución del oro en una solución aireada de 0.25% de KCN	26
Figura 2. 9: Diagrama de equilibrio potencial – pH para el sistema $\text{Au} - \text{H}_2\text{O} - \text{CN}^-$ a 25°C	27
Figura 3. 1: Flow sheet del Circuito de Chancado	39
Figura 3. 2: Flow sheet del Circuito de Molienda	41
Figura 3. 3: Flow sheet del Circuito de Flotación	43
Figura 3. 4: Flow sheet del Circuito de Remolienda – Clasificación - Cianuración ..	45
Figura 3. 5: Flow sheet del Circuito de Agitación y Lavado contracorriente (CCD).	48
Figura 4. 1: Flow sheet del Anterior Circuito de Remolienda con simple cicloneo ...	55
Figura 4. 2: Flow sheet del Circuito de Remolienda con doble cicloneo	57
Figura 4. 3: TMS/día de Concentrado vs. Relave de Cianuración	58
Figura 4. 4: Tratamiento en Planta de Cianuración TMS/día v. Relave de Cianuración	59
Figura 4. 5: Malla de corte (-m400) vs. Relave de Cianuración	60

Figura 4. 6: Malla de corte (-m400) vs. Relave de Cianuración Promedio Anual	60
Figura 4. 7: Distribución Granulométrica del Alimento, Rebose y Descarga del Hidrociclón KREBS D10 de la 1 ^{ra} Evaluación	62
Figura 4. 8: Curva de Partición de la 1 ^{ra} Evaluación	62
Figura 4. 9: Distribución Granulométrica del Alimento, Rebose y Descarga del Hidrociclón KREBS D10 de la 2 ^{da} Evaluación	64
Figura 4. 10: Curva de Partición de la 2 ^{da} Evaluación.....	64
Figura 4. 11: Distribución Granulométrica del Alimento, Rebose y Descarga del Hidrociclón KREBS D10 de la 3 ^{ra} Evaluación	66
Figura 4. 12: Curva de Partición de la 3 ^{ra} Evaluación	66
Figura 4. 13: TMS producidas de concentrados vs. Factor de producción	69

INDICE DE TABLAS

Tabla 2. 1: Propiedades de Componentes Simples del Cianuro.....	13
Tabla 2. 2: Concentración de equilibrio del oxígeno disuelto (conteniendo 21% de O ₂) en agua a diferentes temperaturas y altitudes (valores en mg/L)	22
Tabla 2. 3: Efecto del oxígeno sobre la velocidad de disolución de oro	30
Tabla 3. 1: Balance Metalúrgico Enero - Junio 2012.....	50
Tabla 3. 2: Balance Metalúrgico Julio - Diciembre 2012	51
Tabla 3. 3: Balance Metalúrgico Enero - Mayo 2013.....	52
Tabla 4. 1: Balance y Parámetros Metalúrgico.....	58
Tabla 4. 2: Balance y Parámetros Metalúrgico del Promedio Anual.....	59
Tabla 4. 3: 1 ^{ra} Evaluación Granulométrica del Alimento, Rebose y Descarga del Hidrociclón KREBS D10 – Eficiencia de Clasificación.....	61
Tabla 4. 4: 1 ^{ra} Evaluación Parámetros del Hidrociclón KREBS D10	61
Tabla 4. 5: 2 ^{da} Evaluación Granulométrica del Alimento, Rebose y Descarga del Hidrociclón KREBS D10 – Eficiencia de Clasificación.....	63
Tabla 4. 6: 2 ^{da} Evaluación Parámetros del Hidrociclón KREBS D10	63
Tabla 4. 7: 3 ^{ra} Evaluación Granulométrica del Alimento, Rebose y Descarga del Hidrociclón KREBS D10 – Eficiencia de Clasificación.....	65
Tabla 4. 8: 3 ^{ra} Evaluación Parámetros del Hidrociclón KREBS D10	65
Tabla 4. 9: Costo unitario Directo Enero – 12 hasta Abril – 12.....	67
Tabla 4. 10: Costo unitario Directo Mayo – 12 hasta Setiembre – 12.....	68
Tabla 4. 11: Costo unitario Directo Octubre – 12 hasta Diciembre – 12.....	68
Tabla 4. 12: Costo unitario Directo Enero – 13 hasta Marzo – 13	68
Tabla 4. 13: Costo unitario Directo Abril – 13 hasta Mayo – 13	69
Tabla 4. 14: Factor producción Promedio 2012 y 2013.....	70

NOMENCLATURA

UNIDAD	SIMBOLO
Metro	m
Centímetro	cm
Mililitros	ml
Milímetro de Mercurio	mm de Hg
Micras	μm
Revoluciones por minuto	rpm
Tonelada métrica seca	TMS
Temperatura (Celsius)	$^{\circ}\text{C}$
Litro	L
Gramo	g
Miligramo	mg
Pulgada	in
Hora	h
Cantidad de sustancia (moles)	mol
KiloJoule	KJ
KiloPascal	kPa
Constante de acidez	pK_a
Concentración de Hidrógeno	pH
Potencial redox	Eh
Potencial mixto	E_m
Corriente anódica	i_a
Corriente catódica	i_c
Miliamperios	mA
Velocidad de reacción	$j(\text{CN}^-), j(\text{O}_2)$
Espesor de la capa límite de Nernst	δ
Coefficientes de difusión	$D_{\text{CN}^-}, D_{\text{O}_2}$
Voltio	V
Potencia	HP
Tamaño de producto por el que pasa el 80% en micras	P_{80}
Tamaño de partículas en micras cuyo 50% en peso debería ser retenido y el 50% en peso pasaría	d_{50}
Eficiencia	n_1, n_2 y n
Viscosidad	USS
Porcentaje	%

INTRODUCCIÓN

MARSA es una empresa de minería subterránea. El yacimiento conocido como "Cerro El Gigante", que viene explorando y explotando sostenidamente hace 30 años se encuentra ubicado en el "Batolito de Pataz", que forma parte del complejo geológico del Marañón, rico en concentraciones de oro y plata. MARSA, está ubicada a 3900 msnm en el anexo de Llacuabamba, distrito de Parcoy, provincia de Pataz, departamento de La Libertad; en el flanco oeste de la Cordillera de los Andes.

La empresa hoy en día tiene una planta de 1800 TMS/día de capacidad instalada. A inicios del 2011 la planta tenía una capacidad de tratamiento de 1550 TMS/día, la compañía en busca de utilizar la capacidad máxima de la planta optó por aumentar la producción debido al favorable precio del oro. Este incremento de producción trajo consigo que los relaves de flotación y de cianuración aumentarán; por lo tanto se trabajó en nuevos proyectos. En el año 2012, el circuito de remolienda consistía en un circuito cerrado con dos molinos de 5'x10' y tres ciclones Gmax D10 (dos en uso y uno en stand by); actualmente a inicios del año 2013 se decidió cambiar el circuito para mejorar la clasificación por lo que se optó por agregar una bomba centrífuga, dos ciclones y se realizaron cambios en las tuberías que transportan la pulpas.

El doble cicloneo se está utilizando para mejorar el trabajo de los ciclones en el deslamado cada uno de estos de manera independiente analizando el comportamiento de estos dentro del circuito de remolienda. Una de las etapas más relevantes fue la adecuada selección de los equipos industriales involucrados en el proceso productivo, ya que los costos estimados para el proyecto pueden diferir en gran medida con respecto a los reales en función de la selección de la maquinaria a utilizar.

CAPITULO I

ASPECTOS GENERALES

1.1. Descripción del Problema

El método de extracción de oro más importante y empleado en la actualidad es la cianuración, pero no siempre es posible aplicarlo exitosamente en forma directa sino se tiene en cuenta las características del mineral o concentrado. Las dificultades del tratamiento se presentan principalmente en minerales donde el oro está finamente diseminado en minerales sulfurados, sea que este se presente como oro libre o como oro encapsulado. La sola presencia de impurezas de hierro, arsénico, antimonio, bismuto, etc. hacen difícil su tratamiento por cianuración convencional. En general, desde el punto de vista operativo, se podrían clasificar las operaciones de cianuración, dependiendo si el material sólido es sometido a movimiento o no. No siempre el trabajo de un hidrociclón es realizar una separación de partículas sólidas en gruesos y finos. Se expone en la realidad, con frecuencia lejana de la fría teoría como una consecuencia lógica a ser encasillados por ecuaciones. Para evitar estos problemas se han realizado estudios previos donde se obtienen y determinan los parámetros que se van a utilizar para el proceso.

1.2. Objetivos

1.2.1. Objetivo General

Establecer la relación que existe entre la recuperación de oro con las variables en estudio y la influencia del cambio de proceso de un circuito cerrado con un solo cicloneo por el de doble cicloneo para obtener un tamaño de partícula $95\% \leq$ -malla 400 (38 μ m).

1.2.2. Objetivos específicos

- a. Optimizar y mejorar la Cianuración de la Unidad de Producción San Andrés (Planta de Cianuración) de la Compañía Minera MARSÁ, mediante el cambio del circuito a cicloneo doble.
- b. Presentar una aplicación práctica real y desarrollar un esquema de estudio que sea aplicado con mejor ventaja en la optimización del proceso de cianuración.

1.3. Justificación

Las empresas mineras que procesan minerales sulfurados auríferos en la actualidad tienen problemas en la recuperación de oro por cianuración, siendo una alternativa el cambio del circuito de remolienda del cicloneo simple a cicloneo doble para dar una solución viable, además de recomendar otras alternativas.

Motivo por el cual se consideró realizar un proyecto en el propio circuito de Remolienda – Clasificación – Cianuración, de manera que los circuitos posteriores puedan extraer la mayor cantidad de oro. La aplicación del doble ciclones a la cianuración es con la finalidad de optimizar el proceso, debiéndose de implementarse entre la remolienda y la cianuración. Para poder lograr resultados económicos y metalúrgicos favorables.

1.4. Importancia

El problema de la cianuración de minerales sulfurados es que estos o los productos de su descomposición pueden reaccionar con el cianuro causando un excesivo consumo del citado reactivo o pueden reaccionar con el oxígeno de la solución de cianuro y desde luego reducir la velocidad de disolución de los minerales de oro. Corregidas las deficiencias encontradas y realizando ajustes de parámetros en el proceso se vio reflejado en la recuperación de oro. Los efectos negativos ocasionados al medio ambiente pueden ser disminuidos de manera considerable si se aplican procedimientos simples y alternativas tecnológicas.

CAPITULO II

MARCO TEORICO

2.1. Fundamento Teórico de la Cianuración del Oro

2.1.1. Química de las Soluciones Cianuradas

Las sales simples de cianuro (como el sodio, potasio, y cianuro de calcio) se disuelven y ionizan en agua para formar los respectivos cationes de metal e iones de cianuro libres, como se muestra en:



Tabla 2. 1: Propiedades de Componentes Simples del Cianuro

Componente	Cianuro disponible (%)	Solubilidad en agua a 25°C (g/100 ml)
NaCN	53.1	48
KCN	40.0	50
Ca(CN) ₂	56.5	Se descompone

La solubilidad y contenido relativo del cianuro de las diversas sales de cianuro se presentan en el Tabla 2.1. Las tres sales han sido utilizadas eficazmente a escala comercial como fuentes de cianuro para la lixiviación del oro. El cianuro de sodio y el cianuro de potasio son más fácilmente solubles que el cianuro de calcio y por lo general, están disponibles en una forma más pura lo cual tiene ventajas para la manipulación y distribución del reactivo en los sistemas de lixiviación. El cianuro de sodio líquido (es decir, en soluciones acuosas), evita la necesidad de disolver el reactivo in situ, reduciendo así los requerimientos del proceso.

De esta manera, la elección del tipo de cianuro depende del método de aplicación, costo y su disponibilidad. Los iones de cianuro se hidrolizan en agua para formar iones moleculares de cianuro de hidrógeno (HCN) y también de hidroxilo (OH^-), con el correspondiente incremento en pH.



El cianuro de hidrógeno es un ácido débil que no se disocia por completo en agua de la siguiente manera:



Donde:

$$K_a(25^\circ\text{C}) = 6.2 \times 10^{-10}; \quad pK_a = 9.31$$

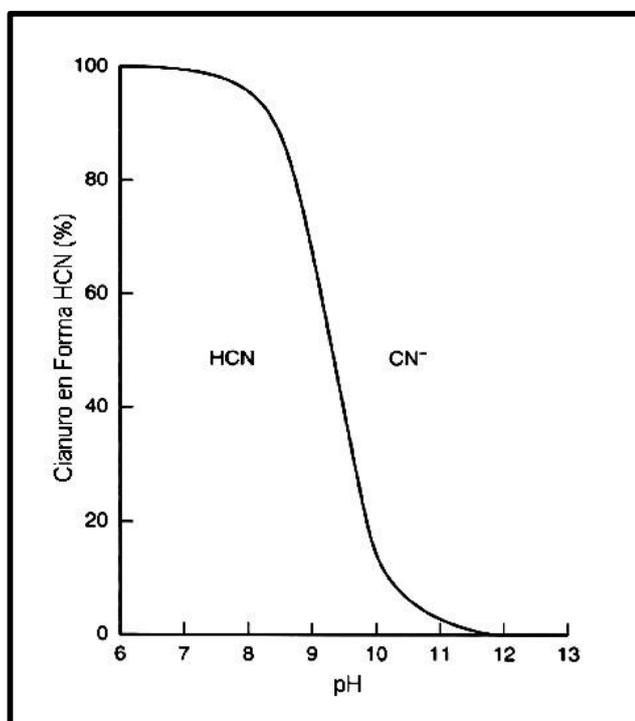


Figura 2. 1: Diagrama de especies del cianuro y cianuro de hidrógeno en soluciones acuosas como una función del pH [1]

La Figura 2.1 muestra el alcance de dicha reacción de disociación en equilibrio

como una función del pH. En una escala aproximada de pH 9.3, la mitad del cianuro total existe como cianuro de hidrógeno, y la otra mitad, como iones de cianuro libre. A un pH mayor a 10.2 el 90% del cianuro total está presente como cianuro libre (CN^-), mientras que a un pH menor de 8.4 el 90% existe como cianuro de hidrógeno.

Esto es importante debido a que el cianuro de hidrógeno tiene una presión de vapor relativamente alta (100 kPa a 26°C); por consiguiente, se volatiliza muy fácilmente en la superficie líquida en condiciones ambientales, causando una pérdida de cianuro de la solución. La velocidad de volatilización depende de la concentración de cianuro de hidrógeno (una función de la concentración de cianuro total y pH), área de la superficie y profundidad del líquido, la temperatura, y el fenómeno de transferencia asociado con la mezcla. Como resultado, la mayoría de sistemas de lixiviación con cianuro se operan a un pH que minimice la pérdida de cianuro, por lo general, por encima de pH 10; aunque los efectos adversos pueden causar un pH excesivamente alto.

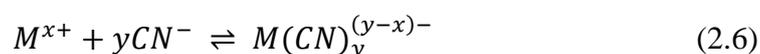
Tanto el cianuro de hidrógeno como el cianuro libre pueden oxidarse a cianato en presencia del oxígeno, y bajo las condiciones de oxidación adecuadas, como se muestra en el diagrama Eh – pH para el sistema $\text{CN}^- - \text{H}_2\text{O}$, dado en la Figura 2.2. Las reacciones más importantes son:



Estas reacciones son indeseables durante la lixiviación ya que reducen la concentración de cianuro libre; además, las especies de cianato formadas no disuelven el oro. La Figura 2.2 indica que la oxidación del cianuro a cianato debe producirse espontáneamente con oxígeno; pero la reacción es muy lenta y, en la práctica, se requieren agentes oxidantes fuertes como el ozono (O_3), peróxido de hidrógeno (H_2O_2) o ácido hipocloroso (HOCl) para que la reacción proceda a

una velocidad considerable. En soluciones cianuradas aireadas, la reacción es extremadamente baja, pero puede acelerarse mediante la acción de la luz ultravioleta, el calor, las bacterias y catalizadores como el dióxido de titanio, óxido de zinc y sulfuro de cadmio. Algunas de estas reacciones oxidantes son importantes para la destrucción o degradación del cianuro.

El cianuro libre forma complejos con muchas especies de metal, principalmente metales en transición, los cuales varían ampliamente en estabilidad y solubilidad:



Donde:

$$K \rightleftharpoons \frac{[M^{x+}] \cdot [CN^{-}]^y}{M(CN)_y^{(x-y)-}}$$

Los complejos pueden agruparse en tres categorías principales, basadas en su estabilidad:

- Cianuro libre (HCN, CN⁻)
- Complejos de cianuro disociable en ácido débil (WAD, por sus siglas en inglés)
- Complejos fuertes de cianuro

Dichas categorías son usadas ampliamente en el análisis de soluciones de proceso, debido a que ayudan a describir el comportamiento de las especies de cianuro presentes, mientras que evitan la necesidad de proporcionar información analítica detallada de cada complejo cianurado presente, simplificando ampliamente los procedimientos analíticos. Este modo de agrupar es frecuentemente útil para la evaluación y optimización del rendimiento metalúrgico o cuando se trabaja en química ambiental. Los complejos metal-

cianuro pueden formar sales dobles con una serie de cationes, por ejemplo de sodio, potasio, calcio, amonio, y muchos otros iones metálicos.

Por ejemplo, el complejo cianuro de hierro (II); $\text{Fe}(\text{CN})_6^{4-}$, que es común en todos los circuitos de lixiviación del oro, forma un amplio número de sales de diferente solubilidad. De estos, la sal Fe(III): $\text{Fe}_4(\text{Fe}(\text{CN})_6)_3$, es comúnmente encontrada en los efluentes del proceso, que aparece como el precipitado “Azul de Prusia”. La formación y solubilidad de dichas sales es una consideración importante en la disposición y tratamiento de efluentes.

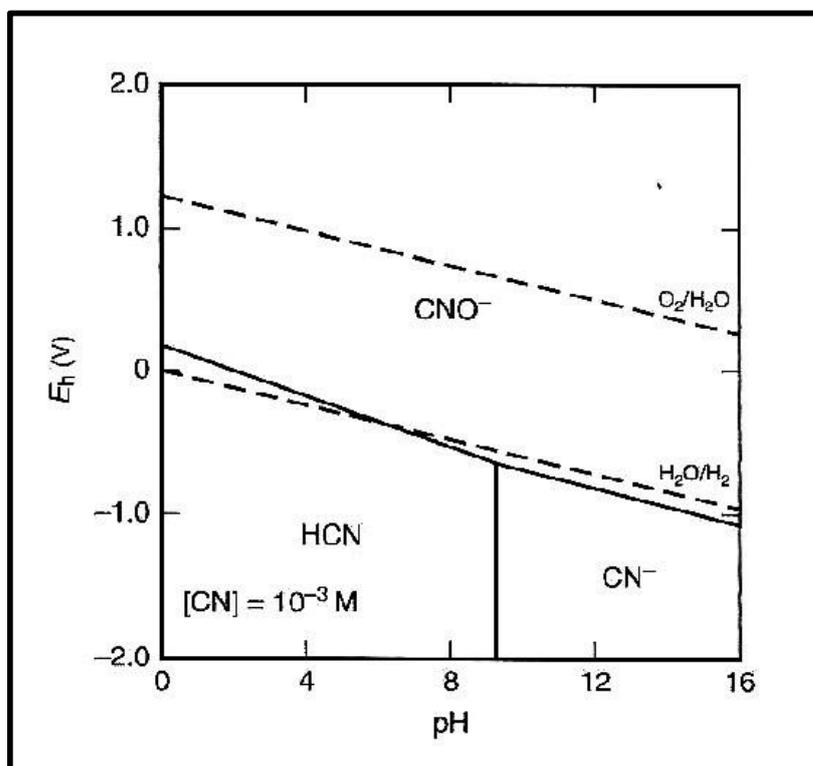
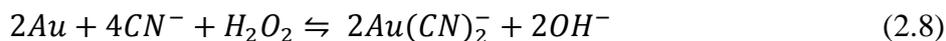


Figura 2. 2: Diagrama Eh – pH para el sistema $\text{CN}^- - \text{H}_2\text{O}$ a 25°C [1]

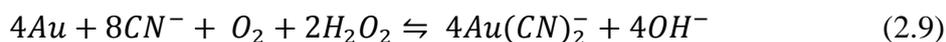
Reacción de disolución total

La lixiviación del oro en soluciones cianuradas alcalinas aireadas, considerando tanto semi-reacciones anódicas como catódicas, se describen a continuación precisamente mediante las siguientes reacciones:





La principal reacción es la ecuación propuesta por Elsner:



Es estequiométricamente correcta, pero no describe completamente las reacciones catódicas asociadas a la disolución.

2.1.2. Cinética de la Reacción

Los principales factores que afectan la velocidad de disolución del oro, concretamente las concentraciones de cianuro y oxígeno, temperatura, pH, área de la superficie del oro expuesto, grado de agitación y transferencia de masa, pureza del oro y la presencia de otros iones en solución.

Concentración de Cianuro y Oxígeno Disuelto

Considerando la reacción general de disolución del oro en la ecuación (2.7), es evidente que una mol de oro requiere la mitad de una mol de oxígeno y dos moles de cianuro para la disolución; dependiendo de la efectividad de la reducción del peróxido de hidrógeno y la reacción principal es un proceso de dos electrones (Figura 2.3).

La condición limitada por la velocidad se produce cuando las velocidades de difusión del cianuro y el oxígeno son iguales; es decir, cualquier especie con una velocidad de difusión baja proporcionará el factor limitado por la velocidad. A un potencial mixto (E_m), la corriente que surge de las reacciones catódicas (i_c) es igual y opuesta a la corriente anódica (i_a), como se muestra en la Figura 2.4. Al sistema a una condición limitada por la velocidad, donde $j(CN^-)$ es igual a $j(O_2)$, se produce lo siguiente:

$$\frac{(0.5D_{CN^-} \cdot [CN^-])}{\delta} = \frac{(2D_{O_2} \cdot [O_2])}{\delta}$$

Que se simplifica a:

$$D_{CN^-} \cdot [CN^-] = 4D_{O_2} \cdot [O_2]$$

Los valores de los coeficientes de difusión D_{CN^-} y D_{O_2} , han sido estimados a 1.83×10^{-9} y 2.76×10^{-9} , respectivamente. Este da la relación:

$$\frac{[CN^-]}{[O_2]} = 6$$

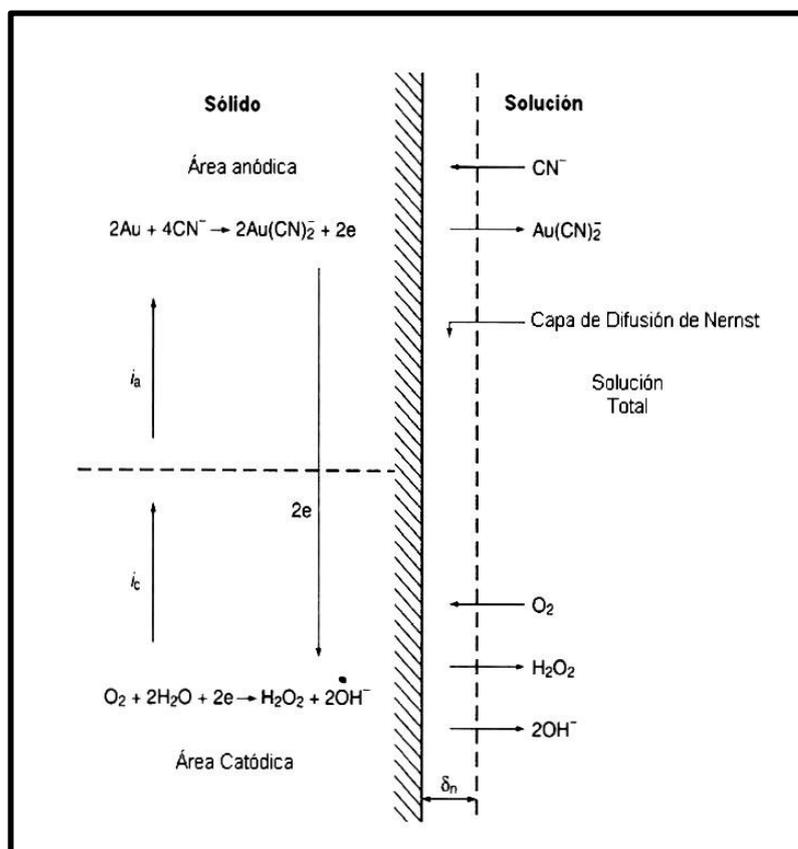


Figura 2. 3: Representación esquemática de la celda de corrosión local a una superficie de oro en contacto con una solución de cianuro que contiene oxígeno:

i_a = corriente anódica; i_c = corriente catódica [5]

Que se ha encontrado que concuerda estrechamente con los valores experimentales y prácticos observados. Las investigaciones que utilizan

electrodos de disco de oro rotatorio y de oro – plata han indicado un rango de relaciones molares óptimas observadas de aproximadamente 4:1 hasta 7:1.

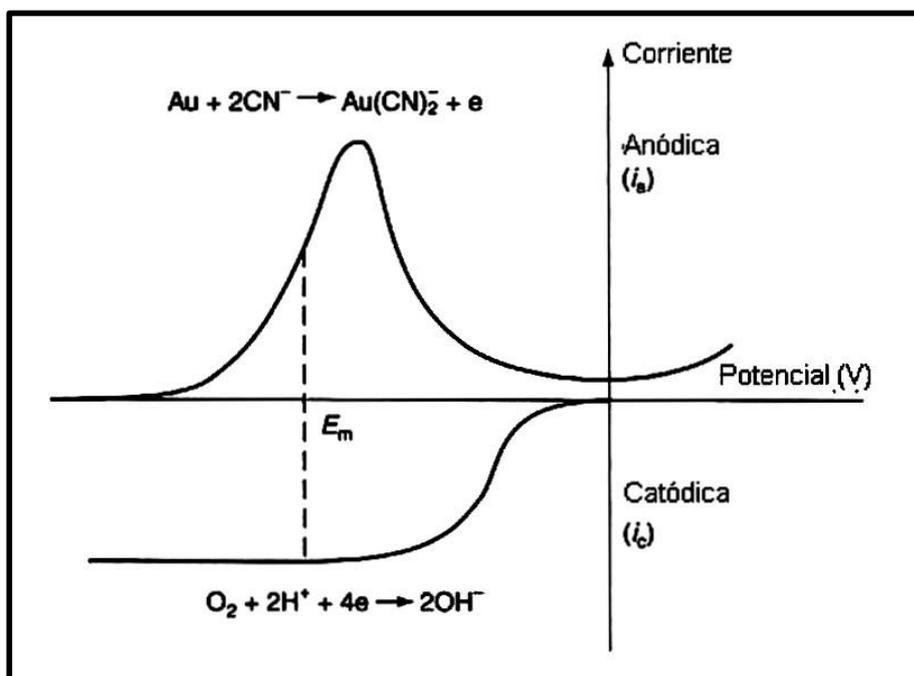


Figura 2. 4: Diagrama de Evans para la lixiviación del oro en soluciones de cianuro [4]

En la práctica, las relaciones mayores a 6:1 son empleadas típicamente para asegurar que la concentración de cianuro no sea un factor limitado por la velocidad. La Figura 2.5 muestra las curvas corriente-potencial anódicas y catódicas, originalmente proporcionadas por el caso simple en la Figura 2.4, superpuestas en una escala de corriente común (es decir, utilizando valores absolutos para corrientes catódicas y anódicas) para el oro y la plata en varias concentraciones de cianuro.

Esto muestra las condiciones bajo las cuales la velocidad de disolución es limitada por transferencia de masa del cianuro, oxígeno y una combinación de ambos. En soluciones cianuradas alcalinas aireadas, la velocidad de disolución es normalmente controlada por transferencia de masa, con valores de energía de activación de 8 a 20 kJ/mol registrados y depende de la velocidad de difusión

del cianuro, oxígeno o ambos a la superficie del oro.

2.1.3. Variables que Influyen en el Proceso de Cianuración

Efectos de la Concentración de Cianuro sobre la Velocidad de Disolución

Según J. S. Maclaurin, la velocidad de disolución de oro en soluciones de cianuro logra un máximo, pasando desde una solución concentrada a soluciones diluídas.

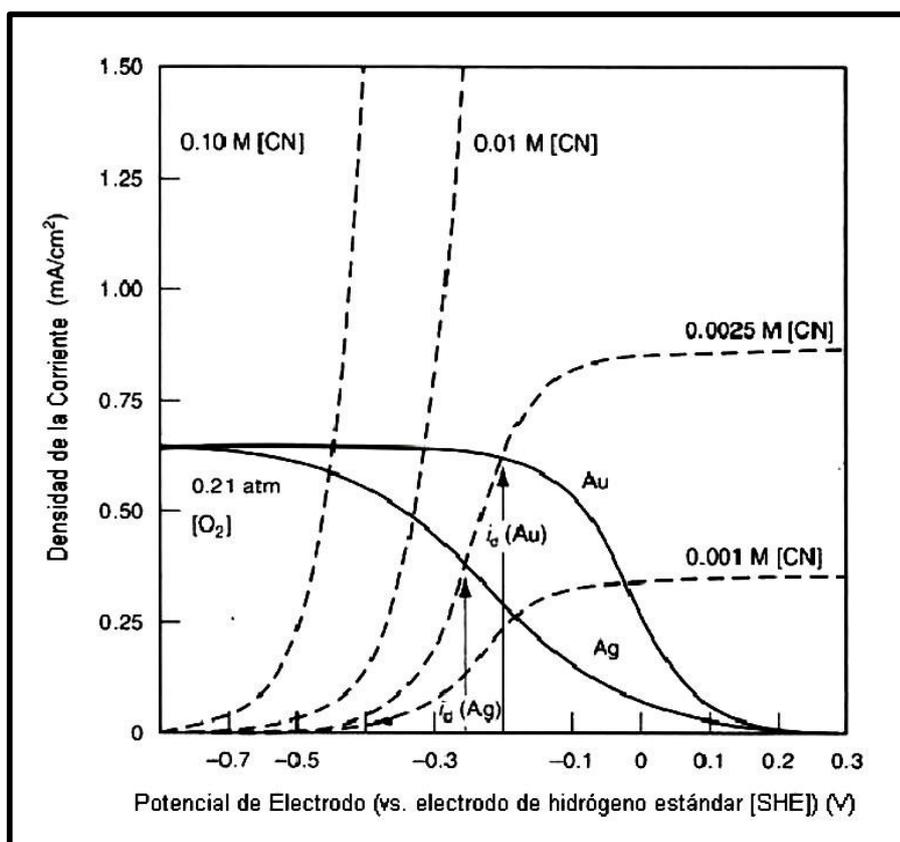


Figura 2. 5: Datos electroquímicos para la oxidación anódica de la plata y el oro y la reducción catódica del oxígeno sobre la plata y el oro, calculado de acuerdo a los modelos cinéticos mixtos [1]

Su trabajo muestra que este valor máximo es alcanzado utilizando una solución con concentración de 0.25% de NaCN. Según Christy, para todos los propósitos prácticos, las soluciones más débiles que 0.001% de KCN no disuelven oro. Julián y Smart encontraron que la velocidad de disolución de oro aumentó rápidamente con el aumento en la fuerza de la solución hasta 0.1% de KCN.

White encontró que la velocidad máxima es de 0.027% de KCN o 0.020% de NaCN, cuando la solución de cianuro es saturada con oxígeno. La fuerza de la solución encontrada por Barsky Swainson y Hedley para la más rápida disolución fue de 0.05% de NaCN.

La causa de las amplias variaciones en las fuerzas de las soluciones encontradas por investigadores para dar una velocidad máxima de disolución de oro, probablemente está en la variedad de técnicas empleadas en la determinación de estos valores. Estas variaciones incluyen factores como el radio de volumen de solución a superficie de oro, velocidad de agitación y velocidad de aereación. Si se usa un volumen grande de solución de cianuro y si la agitación es suficientemente intensa para remover los productos de la reacción a partir de la superficie de oro tan rápidamente como ellos son formados, entonces el factor controlante que gobierna la velocidad de disolución del oro debería ser la concentración de oxígeno de la solución en contacto con el oro.

Tabla 2. 2: Concentración de equilibrio del oxígeno disuelto (conteniendo 21% de O₂) en agua a diferentes temperaturas y altitudes (valores en mg/L)

Temperatura	Nivel del mar (760 mm Hg)	Altitud de 914m (680 mm de Hg)	Altitud de 1,828 (610 mm de Hg)
0	14.6	13.1	11.7
5	12.8	11.4	10.3
10	11.3	10.1	9.1
15	10.1	9.0	8.1
20	9.1	8.2	7.3
25	8.3	7.3	6.6
30	7.5	6.7	6.1
35	7.0	6.2	5.6
40	6.5	5.7	5.2
45	6.0	5.3	4.8
50	5.6	4.9	4.5
60	4.8	4.2	3.8
70	3.9	3.4	3.0
80	2.9	2.4	2.0
90	1.7	1.1	0.7
100	0	0	0

La concentración de cianuro es relativamente fácil de controlar mediante la adición de la solución cianurada concentrada o un compuesto de cianuro sólido.

Controlar la concentración del oxidante (oxígeno disuelto) no es tan fácil debido a la baja solubilidad del oxígeno en agua bajo condiciones atmosféricas. Por consiguiente, la velocidad máxima de disolución del oro para los procesos que utilizan aire para proveer oxígeno en solución está determinada por las condiciones de temperatura y presión, bajo las que opera el proceso.

A nivel del mar y a 25°C, la concentración saturada del oxígeno disuelto en solución es 8.2 mg/L. Este valor disminuye con el aumento de la altitud y la temperatura. La correspondiente concentración de cianuro, que brinda una velocidad de disolución máxima del oro en esta concentración de oxígeno, es aproximadamente 0.005% ó 0.002 M equivalente a 0.01% o 0.05 g/L de NaCN.

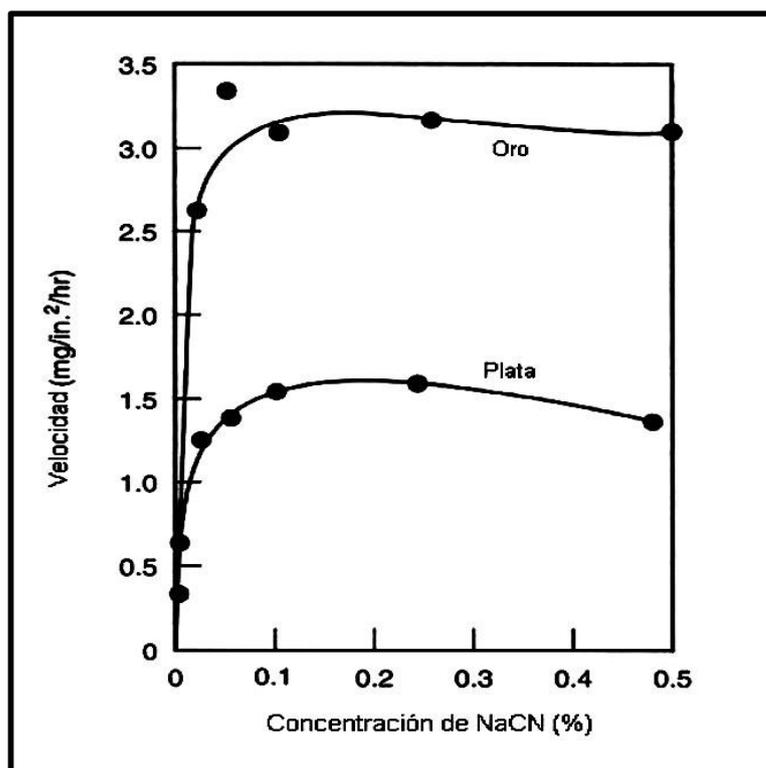


Figura 2. 6: Efecto de la concentración de cianuro en la velocidad de disolución del oro y la plata [1]

Esto está sustentado por observaciones prácticas, como se observa en la Figura 2.6, donde cerca a la velocidad de disolución de oro máxima (3 mg/in²/h) se alcanza a 0.02% o 0.10 g/L de NaCN. En sistemas de lixiviación de mineral, se

requieren mayores niveles de cianuro debido a la competencia de otras especies por el cianuro.

En la práctica, las concentraciones de cianuro se mantienen frecuentemente por encima de aquellas con un incremento en la extracción, aunque el interés ambiental usualmente establece que las concentraciones de cianuro deben mantenerse tan bajas como sea posible.

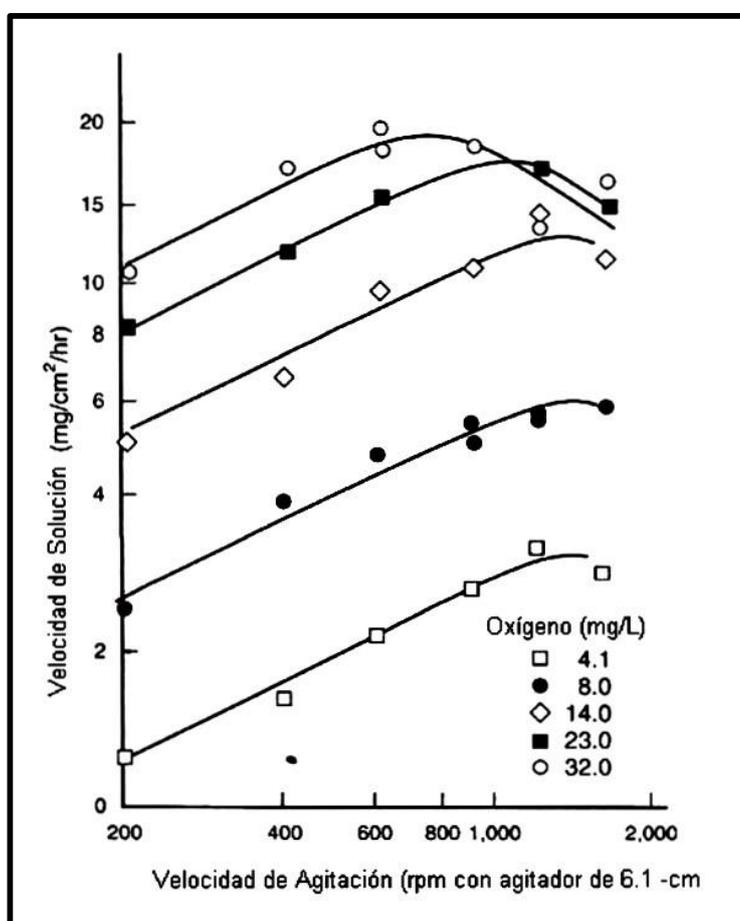


Figura 2. 7: Velocidad de disolución del oro en la concentración y agitación del oxígeno [1]

El efecto de la concentración de oxígeno disuelto en la velocidad de disolución de los discos de oro se muestra en la Figura 2.7. En este caso, las crecientes concentraciones de oxígeno disuelto aumentaron la velocidad de disolución hasta un máximo de 32 mg/L aplicado en las pruebas y en presencia de un exceso

de cianuro libre.

La concentración de oxígeno disuelto depende principalmente del contenido de oxígeno de la fase del gas en contacto con la pulpa o solución lixiviada, temperatura y altitud. En la Tabla 2.2 se muestra el equilibrio en la concentración de oxígeno disuelto en agua a varias temperaturas y a tres altitudes diferentes (nivel del mar 914m y 1828m).

Esto demuestra que las concentraciones de oxígeno disponibles en la mayoría de operaciones de lixiviación del oro varían de 5mg/L aproximadamente a una gran altitud (1828m) en un clima caliente a más de 10 mg/L a nivel del mar en temperaturas frescas (es decir 15°C). En la práctica, existen dos métodos para incrementar la concentración de oxígeno disuelto por encima de la condición saturada de equilibrio:

- Operación bajo presión, utilizando el aire como oxidante
- Uso de oxígeno puro, aire enriquecido con oxígeno, peróxido de hidrógeno u otras fuentes de oxígeno para complementar o reemplazar el aire en la fase gaseosa.

Ambos métodos son costosos y frecuentemente solo pueden justificarse para el tratamiento de minerales que contienen cantidades importantes de especies consumidoras de oxígeno. Se ha sugerido que las altas concentraciones de oxígeno disuelto (p.e. >20 mg/L) pueden causar la pasivación de la superficie del oro debido a la formación de capas de óxido.

En algunas condiciones, se ha demostrado que la pasivación puede producirse en concentraciones de oxígeno disuelto tan bajas de hasta 7 mg/L en sistemas pobremente agitados. No obstante, se considera poco probable en la práctica, debido al alto potencial de solución que se requeriría; además, existe poca evidencia de esto en la mayoría de investigaciones y experiencias prácticas en el área.

Se han propuesto una serie de oxidantes alternativos para incrementar la cinética de la disolución del oro en las soluciones cianuradas alcalinas, incluyendo oxidantes sólidos como los peróxidos de bario, sodio, potasio, calcio y manganeso (cada uno con diferente solubilidad y contenido de oxígeno), clorato de potasio, permanganato de potasio, bicromato de potasio y ferricianuro de potasio. En general, el alto costo de estos reactivos impide su uso, y ninguno de estos ha sido aplicado comercialmente de manera significativa.

Temperatura

Como resultado de las actividades y velocidades de difusión incrementadas de las especies reactivas, la velocidad de disolución del oro se incrementa con la temperatura, hasta un máximo de 85°C aproximadamente (Figura 2.8). Por encima de esta temperatura, la disminución de la solubilidad del oxígeno superaba los beneficios de la actividad iónica y velocidades de difusión incrementadas. Considerando el ejemplo mostrado en la Figura 2.8, se puede observar que solo se ha alcanzado un incremento de 20% a 25% en la velocidad de disolución, mediante el aumento de la temperatura de 25°C a 85°C.

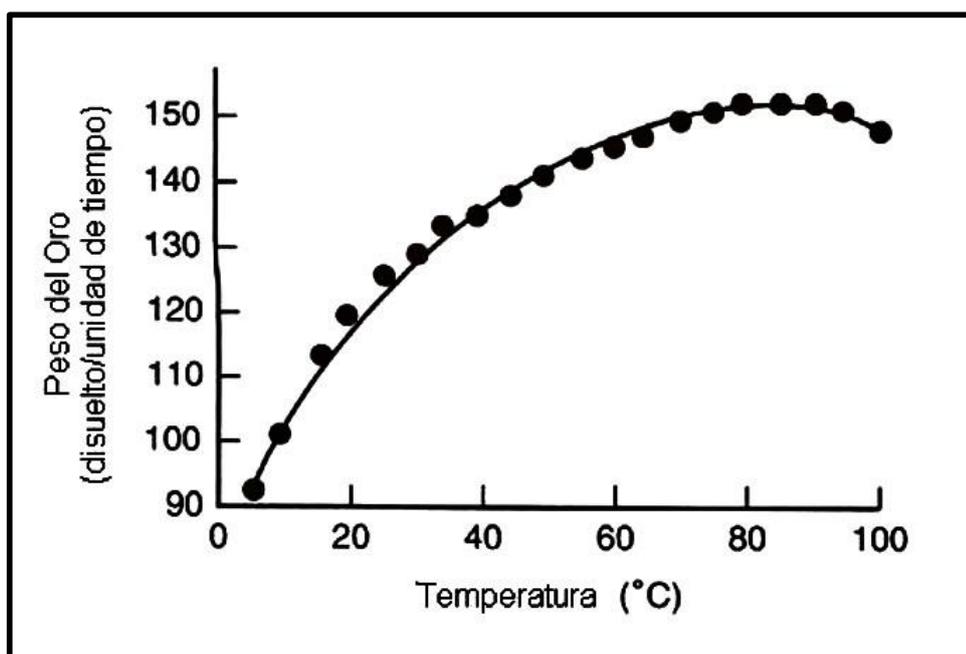


Figura 2. 8: Efecto de la temperatura en la velocidad de disolución del oro en una solución aireada de 0.25% de KCN [1]

pH

El diagrama Eh – pH para el sistema oro–cianuro (Figura 2.9) indica que la fuerza motriz electroquímica para la disolución, es decir la diferencia de potencial entre las líneas que representan las reacciones de oxidación del oro y reducción del oxígeno, es maximizada a niveles pH entre 9.0 y 9.5 aproximadamente.

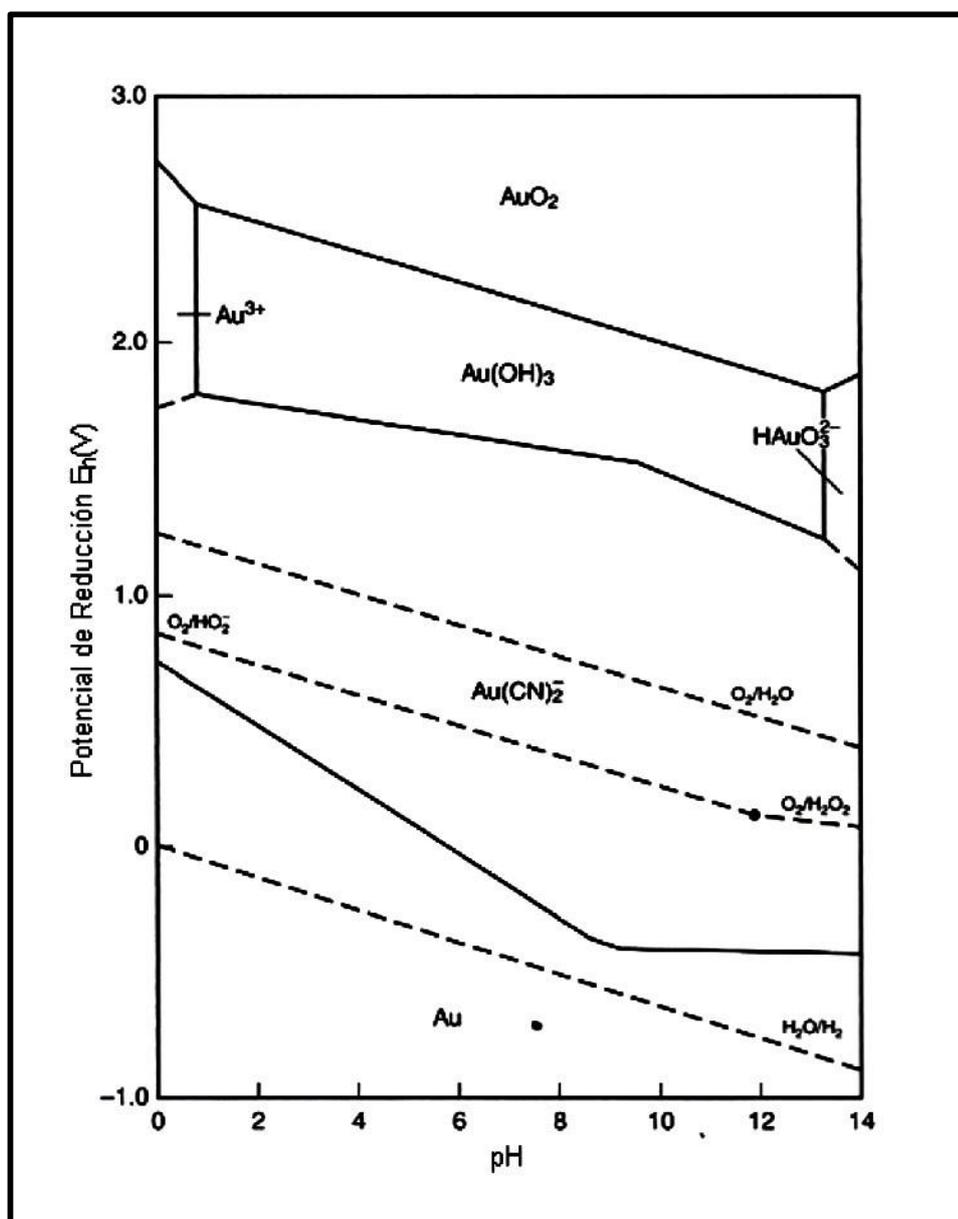


Figura 2. 9: Diagrama de equilibrio potencial – pH para el sistema Au – H₂O – CN⁻ a 25°C [5]

Por lo general, la lixiviación con cianuro se realiza en niveles de pH mayores a

9.4 para prevenir la pérdida excesiva del cianuro mediante hidrólisis. La lixiviación con cianuro a pH menores a 9.0 ha sido investigada como medio para reducir el consumo de cal (o álcali) y reducir las incrustaciones. Sin embargo, como el pH disminuye, se incrementa la proporción del cianuro presente en solución como cianuro de hidrógeno (Figura 2.1); un sistema cerrado de lixiviación debe utilizarse para prevenir la pérdida excesiva de cianuro mediante la volatilización de HCN.

La consideración de la termodinámica indica que el HCN debe poder lixiviar el oro; sin embargo, investigaciones han demostrado que el HCN no lixiviar el oro a una velocidad lo suficientemente rápida para competir con la cinética de la lixiviación con CN^- . En algunos casos, a pH menores de 9.0 puede utilizarse ya sea para reducir las concentraciones de cianuro en los efluentes de sistemas lixiviados como para reducir la velocidad y el alcance de otras reacciones secundarias indeseables (p.e. disolución de antimonio y minerales con contenidos de arsénico).

En estos casos, deben determinarse las condiciones óptimas mediante una prueba metalúrgica sobre el material de interés. El efecto del pH en la velocidad de disolución del oro por encima de pH 9.5 es reducida y depende de la presencia de otras especies de soluciones y componentes minerales, así como el tipo de álcali utilizado para la modificación de pH. En algunos casos, la velocidad puede disminuir considerablemente con el aumento del pH, debido al incremento en la velocidad de las reacciones de interferencia, como la disolución de sulfuros y otras especies reactivas. Estos efectos generalmente son más severos con hidróxido de calcio que con hidróxido de sodio o hidróxido de potasio debido a la baja solubilidad de muchas sales formadas. En la práctica otros factores de procesos frecuentemente determinan las condiciones actuales de pH aplicadas, por ejemplo:

- Velocidad de disolución de otros componentes minerales (cobre, hierro, telurio, antimonio y minerales de arsénico) que pueden afectar

negativamente la lixiviación del oro

- Propiedades de sedimentación de la pulpa
- Viscosidad de la pulpa
- Costo de la modificación de pH
- Precipitación de especies de solución (calcio y hierro)

Por consiguiente, el pH óptimo para la lixiviación depende del número de factores relacionados, y debe derivarse independientemente de cada tipo de mineral y sistema de lixiviación.

Efecto del tamaño de partícula sobre la Velocidad de Disolución

Cuando el oro grueso y libre se encuentra en los minerales, la práctica usual es recuperarlo por medio de Jigs, mantas, etc. antes de la cianuración. De otro modo, estas partículas gruesas no podrían ser completamente disueltas en el tiempo adecuado para la cianuración. Otra práctica que reduce el tamaño de las partículas de oro que va a la cianuración es la molienda y la clasificación de minerales de oro en circuitos cerrados.

Esta práctica mantiene en recirculación las partículas de oro más pesadas a la molienda hasta que ellas sean lo suficientemente pequeñas o delgadas para rebozar el clasificador en el circuito de cianuración. Barsky, encontró que la velocidad máxima de disolución de oro fue de $3.25 \text{ mg/cm}^2/\text{h}$. los cálculos muestran que esto es igual a una penetración de 1.68 micrones en cada lado de una partícula plana de oro una reducción total en espesor de 3.36 micrones por hora. Así, una pieza de oro de 44 micrones de espesor (malla 325) tomaría no menos que 13 horas y una pieza de 1.19 micrones de espesor (malla 100) no mayor que 44 horas para disolver. La plata metálica del mismo espesor, como el oro, tomaría dos veces más de tiempo para disolverse.

Efecto del Oxígeno sobre la Disolución de Oro

El uso del oxígeno o un agente oxidante es esencial para la disolución de oro bajo condiciones normales de cianuración. Tales agentes oxidantes, como el

peróxido de sodio, permanganato de potasio, bromo o cloro, han sido usados con aceptable éxito en el pasado; pero, debido al costo de estos reactivos y las complicaciones para manipularlos, han caído en desuso.

Además, un mayor entendimiento de las reacciones incluídas en la cianuración y un conocimiento más completo de los efectos que causan los constituyentes indeseables en los minerales, han mostrado que una aereación adecuada bajo condiciones correctas frecuentemente dará tan buenos resultados como oxidantes químicos.

Barsky, Swainson y Hedley determinaron la velocidad de disolución del oro en 0.10% de NaCN usando nitrógeno, oxígeno y mezclas de nitrógeno y oxígeno. Las pruebas fueron conducidas sobre volúmenes de 100 ml de solución de cianuro a 25°C y con volúmenes iguales de gas para cada prueba, ver tabla 2.3. A partir de estos resultados, puede observarse que la velocidad de disolución del oro fue directamente proporcional al contenido de oxígeno. A partir de estos, los experimentos sugieren que la velocidad de disolución del oro en soluciones de cianuro es directamente proporcional a la presión parcial del oxígeno.

Tabla 2. 3: Efecto del oxígeno sobre la velocidad de disolución de oro

%Oxigeno (en 100 ml de solución de cianuro a 25° C)	Velocidad de disolución mg/cm²/h)
0	0.04
9.0	1.03
20.9	2.36
60.1	7.62
99.5	12.62

Efectos de Impurezas

La presencia de elementos consumidores de cianuro en la disolución de oro ocasionan una pérdida del mismo por la formación de complejos estables de cianuro y consecuentemente producirá una disminución en la eficiencia de la cianuración de oro; así tenemos elementos tales como el cobre, el zinc, el hierro, el arsénico, el antimonio, el mercurio, etc.

Hierro: Las soluciones de cianuro tienen poco efecto o reaccionan débilmente con el hierro metálico y con la mayoría de sus minerales, de otro modo el proceso de cianuración sería impracticable. Algunas sales de hierro son solubles y reaccionan con el cianuro formando complejos ferrocianuros y ferrocianuros causando consumo de oxígeno y cianuro, así pues los minerales de pirita, marcasita y pirrotita son oxidados a sulfatos solubles consumiendo el oxígeno de la solución, los cuales reaccionan posteriormente con el cianuro libre.

Los minerales oxidados de hierro tales como hematita, la magnetita, la limonita, la siderita y minerales silicosos no son atacados por soluciones de cianuro y su presencia no representa ningún tipo de problema en la lixiviación.

Zinc: Su solubilidad en los sistemas de lixiviación es generalmente de poca importancia. El comportamiento del zinc y sus especies de solución son de considerable interés. El complejo cianurado de zinc interfiere con la técnica de titulación del nitrato de plata para el análisis de cianuro libre de manera similar que el cobre, pero el efecto es más severo para las especies de zinc.

Esto debido a que las constantes de estabilidad de los complejos de zinc y cianuro de plata son mucho más cercanas juntas que los de complejos de cobre y plata. Por otra parte, el cianuro de zinc cede más fácilmente su cianuro para el acomplejamiento con oro, si es que está disponible un cianuro libre inadecuado. Por consiguiente, las especies de zinc generalmente presentan menos de un problema durante la cianuración, en comparación al cobre.

Cobre: Casi la totalidad de minerales de cobre son solubles en soluciones de cianuro, siendo los más nocivos ya que consumen cianuro libre y retardan la disolución del metal precioso. Es importante indicar que la alcalinidad no protege al cianuro de la acción cianicida del cobre. Forma el compuesto $\text{Cu}(\text{CN})_2$ que con el calor y el tiempo se descompone para formar CuCN , el cual es un cianicida insoluble en agua. En forma de carbonatos, el cobre es fácilmente disuelto con el cianuro, siendo el carbonato de cobre un cianicida muy enérgico.

La calcosita, la bornita, la covelita, la enargita, la azurita, la malaquita, la cuprita, la tenorita y el cobre metálico son también fácilmente atacados por el cianuro; si están presentes en proporciones que excedan el 0.3% Cu, es conveniente eliminarlos por flotación o lixiviación ácida, La calcopirita, la Tetraedrita y la crisocola son atacados con menos facilidad por el cianuro, pero conviene eliminarlas si excede del límite de 0.3% Cu.

Arsénico y Antimonio: Los minerales de oro y plata que contienen sulfuros de arsénico y antimonio tales como: oropimente, rejalgar, estibina y arsenopirita generalmente son muy difíciles y a veces imposibles de cianurar. Esto se debe a que parte del arsénico y de antimonio se disuelven con el cianuro formando complejos compuestos de acción reductora que retarda o inhibe la disolución de oro.

Materia Carbonácea: La presencia de materia carbonácea en el mineral ocasiona una precipitación prematura del oro disuelto y por consiguiente extracciones bajas. Entre ellos tenemos el grafito, restos orgánicos etc.

2.2. Selección de Bombas centrífugas para pulpas

Generalmente el bombeo de pulpas de minerales se realiza empleando bombas centrífugas que tiene sus partes en contacto con la pulpa revestida de materiales especiales: así se tiene bombas metálicas y forradas en jebe. La selección de tipo de bombas centrífugas a emplearse debe hacerse en forma muy cuidadosa ya que depende de varios factores. Se pueden clasificar en:

- a) Bombas que tienen las partes en contacto con la pulpa de un metal adecuado resistente a la abrasión (Hard Metal End)
- b) Bombas que tienen sus partes en contacto con la pulpa forradas en jebe blando (SRL) y pueden ser de impulsor abierto o cerrado.

El jebe usado en las bombas Denver SRL, es un jebe especialmente fabricado para resistir la abrasión y tiene una dureza adecuada para darle una durabilidad de 3 a 7

veces mayor que la de cualquier metal, según el tipo de metal a bombear.

Parámetros de selección

Los parámetros que influyen en la selección de las bombas para pulpas son las siguientes:

- **Capacidad:** Para seleccionar es necesario conocer la máxima velocidad que debe tener la pulpa en la descarga de las bombas. Esta velocidad es fundamental para la duración de las partes de desgaste y la correcta fluidez de la pulpa.
- **Cabeza de Bombeo:** Las bombas centrífugas para pulpas se aplican generalmente para trabajos contra cabezas de bombeo hasta 350 pies por etapa. El factor limitante es la duración de las partes de desgaste, que en función directa de la velocidad periférica del impulsor. Es ampliamente conocido que el desgaste es proporcional a la relación de velocidades elevada a la potencia 2.5; en términos prácticos significa que a la mitad de velocidad las partes de desgaste duran 5.7 veces más. En la mayoría de las aplicaciones del bombeo de pulpas, la velocidad periférica no debe exceder los valores recomendados por tablas.
- **Dimensionamiento de las partículas y su forma:** La selección de los materiales de construcción adecuados para las bombas de pulpas está en función de la granulometría del material. Las bombas tienen mayor eficacia y duración cuando tratan pulpas con un tamaño de sólidos de $\leq 1/4$ " mientras más finos y redondeados sea el material se conseguirá mayor duración de las partes de desgaste. Estas bombas son adecuadas para bombear partículas finas, existen ciertas aplicaciones que no es recomendable su uso, tales como cuando nos encontramos con temperaturas altas, alto porcentaje de sólidos, con pulpas que contienen aceites y otros.
- **Abrasión de los sólidos:** La dureza de los sólidos tiene gran efecto en la selección de los materiales adecuados. Partículas de mayor tamaño, duras y de forma angular causan mayor desgaste en las partes del jebe que en las partes metálicas e inversamente partículas duras de menor tamaño causan mayor desgaste en las partes metálicas que en las partes del jebe.

- **Porcentaje de sólidos por volumen:** La eficiencia de las bombas para pulpas que se muestran en las curvas de performance están basadas en el que el fluido a bombear es el agua. Como es sabido, las pulpas no tienen las mismas características que el agua y cada pulpa tiene sus propias características. La velocidad de la bomba debe ser tan baja como sea posible para aumentar la duración a las partes del desgaste. Para el caso de bombear hacia ciclones una sobre velocidad decrece la vida útil de las partes de desgastes y hace que los cajones sumideros trabajen sin carga y el bombeo de la pulpa sea intermitente; los ciclones trabajan eficientemente cuando la alimentación de la pulpa es uniforme.
- **Viscosidad:** Su efecto se refleja en un sustancial incremento en la potencia al freno y la reducción en la cabeza y capacidad de bombeo; por este motivo es necesario tener en consideración algunos factores de corrección cuando se manipulan líquidos o pulpas que tengan una viscosidad superior de 200 SSU. Para pulpas que estamos considerando (producidas en las plantas concentradoras) no es necesario considerar factores de corrección por viscosidad salvo en casos muy especiales que se deberán tratar específicamente.
- **Corrosión:** Se puede manejar ya que existen materiales que se pueden manipular eficientemente. Sin embargo es dificultoso escoger un material que efectivamente pueda cumplir con las condiciones de corrosión y abrasión a la vez.
- **Temperatura:** Este factor es muy importante para seleccionar el tipo de bomba y sus materiales adecuados. Como por ejemplo para las bombas forradas con jebe es recomendable que la temperatura de la pulpa a bombear no exceda de los 70°C; cuando mayor sea la temperatura se debe seleccionar elastómeros tales como neopreno, poliuretano, etc.
- **Aire Entrapado (Espumas):** Cuando se bombea pulpas con aire atrapado, la eficiencia disminuye enormemente afectando su capacidad de bombeo (produciéndose derrames en los cajones de las bombas); para determinar las condiciones de operación con este tipo de pulpas es necesario considerar un factor de espumación adecuado.
- **Cabeza Neta Positiva de Succión (NSPH):** Es la presión neta requerida en la brida de succión de la bomba. En la mayoría de las aplicaciones del bombeo de pulpa, la cabeza de succión es siempre positiva, careciendo de influencia el NSPH

en el dimensionamiento de la bomba. Para que las bombas trabajen bien, el disponible $NSPH_A$ debe ser mayor o igual al requerido $NSPH_R$.

- **Velocidad de la pulpa en la tubería:** Debe ser lo suficientemente alta como para evitar el asentamiento de los sólidos dentro de las tuberías y la mínima fricción posible. La velocidad de la pulpa depende de la gravedad específica de los sólidos, su granulometría y porcentaje de sólidos por peso.
- **Factor de fricción de las pulpas:** Todas las tablas hidráulicas nos proporcionan los factores de fricción considerando como fluido el agua. Es necesario ajustar factores relacionados al porcentaje sólidos por volumen.

2.3. Dimensionamiento y Selección de Hidrociclones

Por muchos años los hidrociclones han sido referidos simplemente como ciclones y son ampliamente utilizados para hacer la clasificación de partículas. El rango de trabajo de los ciclones está entre 40 a 400 micrones, son muy pocas las aplicaciones en tamaños más finos que $5\mu\text{m}$ más gruesos que $1000\mu\text{m}$. Los ciclones se usan con gran ventaja en circuitos de molienda primaria, secundaria y de remolienda.

Como es sabido la utilización industrial del hidrociclón data de mediados de siglo, y desde esas fechas hasta ahora han sido numerosos los investigadores que han estudiado este equipo. De aquellos que llegaron a ecuaciones con posibilidades de utilización industrial citaremos a los principales, por orden cronológico: Dahlstrom (1.949), Yoshioka & Hotta (1.955), Lilge (1.962), Bradley (1.965), Trawinski (1.976, Plitt (1.976), Lynch (1.977), Mular & Jull (1.978), Arterburn (1.982).

De todos los investigadores mencionados tan solo dos de ellos, Lilge y Bradley, llegaron a sus conclusiones partiendo de una base teórica, Trawinski semiteórica y el resto totalmente empíricos. Todos ellos se basaron en estudios previos de Kelsall, Rietema y Tarjan sobre las corrientes en el hidrociclón. Los modelos desarrollados para la determinación del caudal tienen numerosas coincidencias a pesar de la distinta procedencia. Todos aceptan la influencia de la presión con exponente $+0.5$, con la excepción de Plitt que utiliza $+0.56$, y todos recogen uno o varios diámetros del hidrociclón de forma que el conjunto de ellos quede elevado a un exponente cercano a

+2.00 (1.59 – 2.00). Finalmente todas las ecuaciones precisan de un coeficiente K que recoge las experiencias del investigador, el modelo de hidrociclón utilizado y al mismo tiempo concilia las unidades empleadas.

Un ciclón “estándar” se define como aquel en el cual existe relación adecuada y geométrica entre el diámetro del ciclón, área de ingreso, tubo de vórtex, orificio apex y la longitud suficiente que provee el suficiente tiempo de retención para la clasificación apropiada de las partículas. El parámetro más importante es el diámetro de ciclón. Esto es el diámetro interno de la cámara cilíndrica que recibe la alimentación. El siguiente parámetro en importancia es el área de tubo de ingreso, este es generalmente un orificio rectangular con la dimensión mayor paralela al eje del ciclón. El área básica se considera generalmente como 0.05 veces al cuadrado del diámetro del ciclón.

El otro parámetro de importancia que el vórtex, por donde descarga el rebose de partículas finas. Se sabe que la función primaria de este tubo de vórtex es el control de la separación y el flujo que abandona el ciclón. El vórtex debe ser extendido hasta debajo de la entrada de alimentación para prevenir al “cortocircuito” de material directamente hacia el rebose. El tamaño del vórtex igual a 0.35 veces al diámetro del ciclón. La sección cilíndrica es otra parte importante, está entre la cámara de alimentación y la sección cónica, tiene el mismo diámetro que la cámara de alimentación, su función es incrementar el tiempo de retención. Para un ciclón estándar la longitud debe ser igual al diámetro.

Luego, la sección cónica que tiene un ángulo generalmente entre 10° - 20° su función es similar a la sección cilíndrica proveer tiempo de retención. La sección cónica termina en el orificio apex que tiene como dimensión crítica el diámetro interno de dicho punto de descarga, debe ser lo suficientemente amplio para evitar que el ciclón se obstruya. El tamaño normal del apex mínimo es de 10% del diámetro del ciclón y puede ser tan grande como 35%. Por lo anterior, si hallamos el diámetro del ciclón, tendríamos determinadas las dimensiones básicas geométricas de sus partes.

CAPITULO III

PROCESOS Y OPERACIONES METALURGICOS

3.1. Descripción de la Planta

La Planta de Beneficio cuenta con una capacidad de procesamiento de mineral de 1800 TMS/día, procesa el mineral ininterrumpidamente 24 horas al día, 365 días al año.

3.1.1. Sección Chancado

La operación chancado se inicia con la recepción de mineral procedente de mina en la cancha de mineral de 5000 TM de capacidad formándose con este pequeños stock pile, para luego ser trasladados con una pala mecánica a una parrilla de abertura de 7", la cual se encuentra en la parte superior de dos tolvas de gruesos en forma de paralelepípedo truncado por un plano inclinado en el fondo con una capacidad de 159.27 TM cada una.

El mineral antes de ser chancado es sometido a una clasificación previa para separar el producto de $-1/2''$ que acompañará al mineral de tolva de gruesos proveniente de la mina. El rechazo de la clasificación, es decir el material mayor a $1/2''$ se tritura en una chancadora primaria de quijadas de 15"x24" y luego se complementa el chancado en dos chancadoras cónicas de 48 FC y 36 FC hasta obtener un producto fino que pasa la malla $-1/2''$.

Subsecuentemente el mineral es descargado mediante dos alimentadores reciprocantes de bandejas a la primera faja del circuito (Faja A), esta seguidamente descarga en la Faja I y esta descarga en la Faja J la que

continuamente alimenta a la Zaranda vibratoria Allis LHDD 7'x16', de la cual se obtienen: oversize +2'' y undersize -2" (segunda alimentación), oversize +1/2" y undersize -1/2". El circuito de chancado se realiza en dos etapas:

En el chancado primario, el oversize +2" alimenta continuamente a la chancadora primaria de mandíbulas 15"x24" la cual tiene un set de 2", el producto de esta más el undersize -2" de la Zaranda vibratoria Allis LHDD 7'x16' descargan en la Faja B, que a su vez alimenta a la zaranda vibratoria Allis LHSD 7'x16' de donde se obtienen el undersize -1/2" y oversize +1/2" el cual es transportado por la Faja C.

En el chancado secundario, lo transportado por la Faja C alimenta con un distribuidor en forma de V invertida a dos chancadoras secundarias cónicas Telsmith 36FC y Telsmith 48FC las cuales tienen un set de 3/8", descargando ambas chancadoras en la Faja B, completándose así el chancado primario y secundario, obteniéndose un circuito cerrado de la operación chancado.

El undersize -1/2" de la Zaranda vibratoria Allis LHDD 7'x16' descarga en la Faja K y esta a su vez en la Faja G al cual se suma el undersize -1/2" de la Zaranda vibratoria Allis LHSD 7'x16', para ser finalmente ambos productos de las dos zarandas descargados en la tolva de finos N° 1 con capacidad de 789,16 TM, también se descarga en la tolva de finos N° 2 uniendo la descarga la Faja G con una pequeña Faja E, esta descarga en la tolva de finos N° 2 con una capacidad de 683,71 TM; el descargar en la tolva de finos N° 1 o N° 2 depende de su nivel de llenado.

También para evitar paradas intempestivas en las chancadoras y por seguridad de los equipos se tienen instalados; dos electroimanes en la Faja C y un electroimán auto limpiante de faja en la Faja I, así se evita el ingreso de materiales metálicos (como fierros, parte metálicas de combas, etc) a las chancadoras, en la Figura 3.1 se muestra el circuito de chancado.

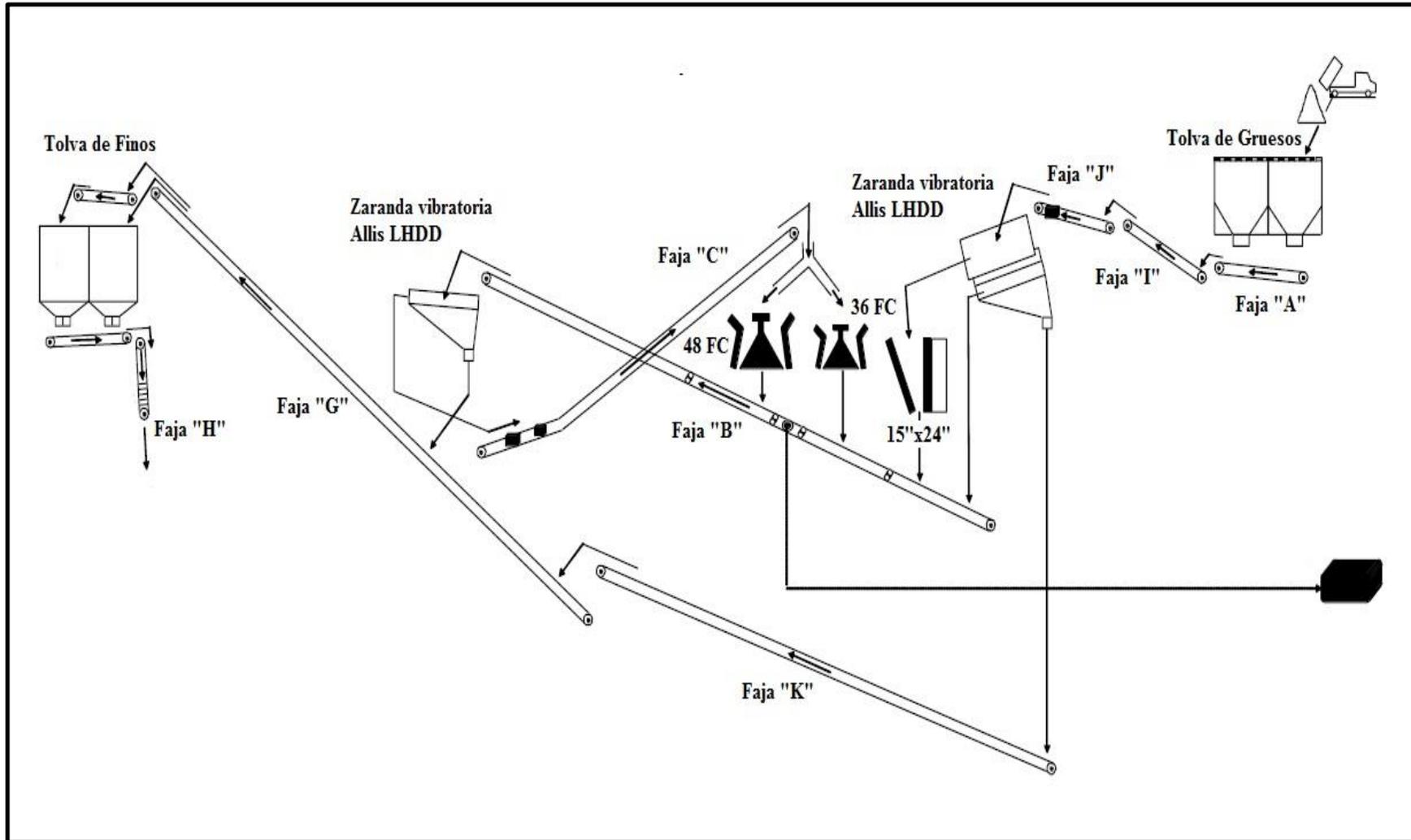


Figura 3. 1: Flow sheet del Circuito de Chancado

3.1.2. Sección Molienda y Flotación

Molienda

El mineral es alimentado y transportado a través de dos fajas; de la tolva de finos descarga el mineral a la Faja “H” para que luego este descargue el mineral en la Faja “N” el cual alimenta al molino primario con mineral fresco.

La molienda primaria del mineral de $-\frac{1}{2}$ " se realiza en un molino de bolas de 9'x8' N° 1 cuya potencia de trabajo nominal es de 600HP, con descarga por parrillas, manteniéndose un nivel de carga de bolas de 45 % y usándose bolas de 4 y 3 pulgadas.

La molienda secundaria del mineral es complementado en un circuito con tres molinos de bolas: 9'x8' cuya potencia de trabajo nominal es de 450HP, con descarga por parrillas, manteniéndose un nivel de carga de bolas de 35 % y usándose bolas de 3 y 2 pulgadas. También se trabaja con dos molinos 5'x5' N° 1 y N° 2 con descargas por rebose, para cubrir las metas mensuales de producción de finos.

El producto descargado por todos los molinos es dirigido a dos bombas GIW N° 1 y N° 2 (uno en uso y el otro en stand by) bombas de considerable vida útil, potencia de trabajo nominal de 75 HP, de gran caudal, energía y otros costos. Estas bombas transportan la pulpa para que se clasifiquen en dos hidrociclones KBREBS de 20"Ø (uno en uso y el otro en stand by) que operan en circuito cerrado con los molinos.

El producto obtenido del underflow (fracción gruesa) del hidrociclón es distribuido en todos los molinos mencionados anteriormente en la molienda primaria y molienda secundaria. El rebose del hidrociclón (fracción fina) es el producto final de la molienda que corresponde al alimento al circuito de flotación y que alcanza un tamaño promedio de 50% –malla 200 (75µm), en la Figura 3.2 se muestra el circuito de molienda primaria y molienda secundaria.

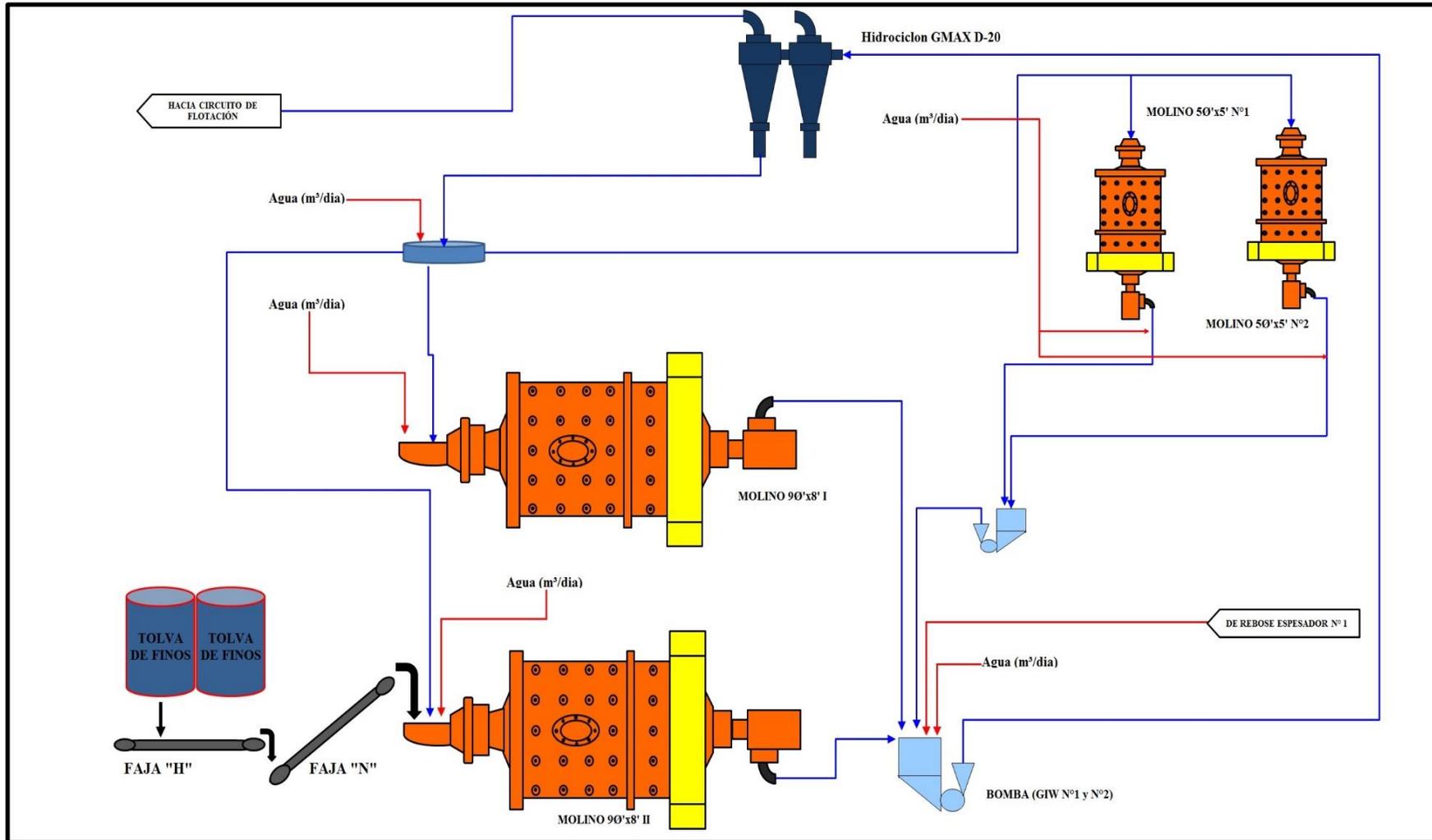


Figura 3. 2: Flow sheet del Circuito de Molienda

Flotación

Es un proceso físico-químico de tres fases (sólido-líquido-gaseoso) que tiene por objetivo la separación de especies minerales mediante la adhesión selectiva de partículas minerales a burbujas de aire. Es la segunda etapa de recuperación de Au, tanto libre como asociado a las piritas aplicando el proceso físico-químico de “Flotación por Espumas”. Esta etapa está orientado principalmente a la recuperación de valores finos (tamaños menores a 200 mallas).

El circuito de flotación recibe como alimento el rebose de los hidrociclones de 20"Ø y está compuesto por tres bancos en serie de celdas Wemco A, B y C modelo 120 de 300 pies³ que proporcionan un tiempo total de retención de 31 minutos. El reactivo colector utilizado es el Xantato Amílico de Potasio (Z-6) y como espumante el MT-346. Se trabaja a un pH natural de 7.0 – 8.0.

La etapa de limpieza se hace en tres etapas: una primera en 04 celdas Denver Sub A21 y la segunda en 02 celdas Denver Sub A 21. En esta sección para su ampliación la tercera etapa se ha considerado la instalación de un banco de limpieza para mejorar la calidad del concentrado y evitar sobredimensionar los circuitos posteriores de espesamiento y cianuración.

La etapa de lavado del concentrado es necesario para minimizar la concentración de los reactivos de flotación que puede interferir en el posterior proceso de cianuración. El concentrado bulk primeramente es clasificado en un hidrociclón de 10"Ø. La fracción gruesa alimenta directamente al filtro 9'x6' y el rebose alimenta al espesador de 30'x10' denominado espesador N° 1.

El rebose de este espesador de 30'x10', conteniendo restos de reactivos de flotación retornan al circuito de molienda en el cajón de las bombas GIW y la descarga del espesador alimenta al filtro 9'x6'. La torta se repulpa y alimenta al molino de remolienda y el líquido retorna al espesador N° 1. La Figura 3.3 muestra el circuito de flotación actualmente.

3.1.3. Sección Cianuración

Es el proceso más comúnmente utilizados para la extracción de oro. Debido a la naturaleza venenosa del cianuro, el proceso es muy controvertido y su uso está controlado en el proceso. La cianuración se aplica al concentrado bulk obtenido en la planta de concentración, cuyo volumen representa aproximadamente la octava parte del total de mineral alimentado. Las etapas que comprende el proceso de cianuración son:

- Remolienda y Clasificación
- Lixiviación
- Clarificación
- Lavado de sólidos residuales

Remolienda y Clasificación

El concentrado de flotación es remolido para alcanzar la liberación adecuada que permita una mejor etapa de lixiviación y extracción del oro; para ello se considera el circuito de remolienda del concentrado bulk se realiza en tres molinos 6'x6' y dos molinos 5'x10' N° 1 y N° 2.

El molino 5'x10' N° 2 recibe como alimento la torta repulpada del filtro 9'x6' con solución cianurada al 15% de concentración y alcalinizada con cal viva a un pH entre 11.5–12.0. La descarga de este molino es transportada a un hidrociclón KREBS de 10"Ø que efectúa la primera etapa de clasificación del cual el overflow es dirigido por gravedad a un cajón de bombas centrifugas N° 53 y N° 54; el underflow alimenta al molino 6'x6'.

El molino 6'x6' y el molino 5'x10' N° 1 operan en serie y en circuito cerrado con un hidrociclón Gmax de 10"Ø (2 en operación y uno en stand by). Los gruesos de este hidrociclón retornan al molino 5'x10' N° 1 y N° 2; esta constituye la segunda etapa de clasificación y el rebose constituye el producto final de la remolienda. La Figura 3.4 muestra el circuito de Remolienda – Clasificación – Cianuración.

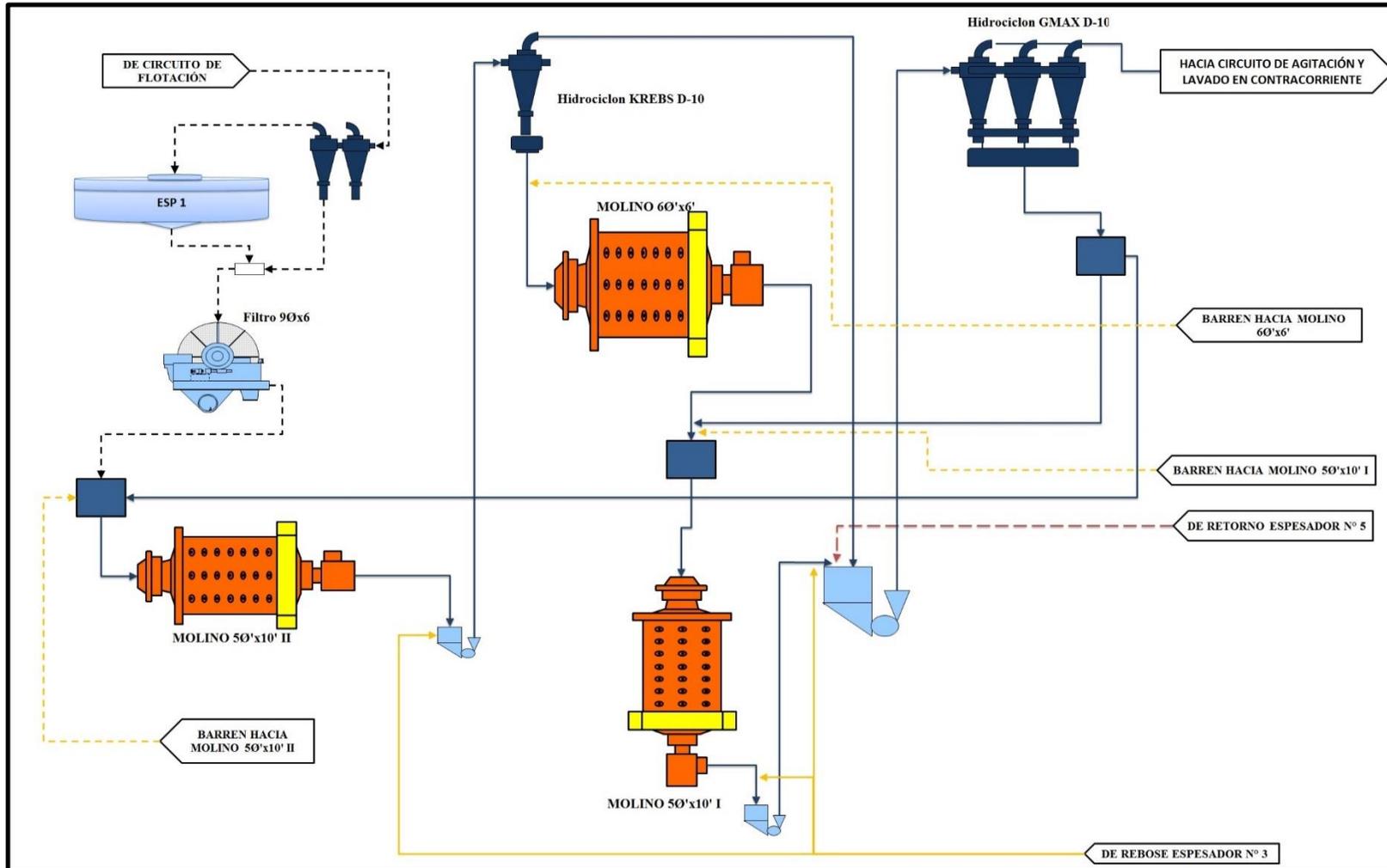


Figura 3. 4: Flow sheet del Circuito de Remolienda – Clasificación - Cianuración

Lixiviación

Comprende la etapa de agitación a que es sometido el producto espesado del espesador N° 5 por un período de 48 horas aproximadamente en 4 tanques de 20'x20' con agitación mecánica y neumática a 1300.0 g/lit de densidad.

Clarificación

Es la etapa de separación sólido – líquido del producto del rebose del nido de hidrociclones Gmax de 10"Ø y se realiza en el espesador N° 5 de 13 metros de diámetro. El rebose de este espesador constituido por un líquido claro con sólidos en suspensión se denomina “Solución Rica” porque contiene todo el oro disuelto. El rebose de los hidrociclones Gmax de 10"Ø son enviados por gravedad al espesador principal nuevo N° 5 de tamaño 13.0 m de diámetro de tal manera que el rebose de este espesador es enviado por gravedad a un tanque alto de 2.0 m de diámetro y de allí es bombeado al nuevo clarificador Pin Bed de 5.0 metros de diámetro x 11.0 metros de alto el rebose de este ingresa a un tanque N° 5 para luego ser enviado a la sección de Merrill Crowe. El clarificador tiene una bomba de reciclaje de pulpa para espesar del tipo peristáltica SPX65 y una bomba SPX15 para descarga del sólido al proceso al agitador N° 1.

Lavado de Sólidos Residuales

Esta etapa se refiere al lavado en contracorriente (CCD) de los sólidos lixiviados en dos espesadores de 30'Øx10' N° 3 y N° 4 respectivamente, con solución empobrecida o “Barren” que proviene de la planta de precipitación (Merrill Crowe). La solución de lavado, retorna al circuito de remolienda.

Merrill Crowe

Es el proceso aplicado para recuperar los valores disueltos de Au y comprende 4 etapas:

- **Filtración de Solución Rica:** Se realiza en dos filtros prensa, donde se eliminan la presencia de sólidos en la solución rica. Cada filtro clarificador cuenta con 29 paneles de clarificación, cubiertos con una tela filtrante y

mediante un sistema de precoat con la diatomita, una tierra inerte forma una cama filtrante sobre la superficie de los filtros que hace retener los sólidos en suspensión, produciendo una solución altamente clarificada.

- **Desaereación de Solución Rica:** Se realiza en una torre desaereada con una bomba de vacío. La solución clarificada ingresa a la torre de vacío por la parte superior en donde es atomizada, liberando el oxígeno disuelto y mediante una bomba de vacío el oxígeno es removido de la solución.
- **Contacto de Zinc en Polvo:** Se realiza inmediatamente después de la desaereación. La solución clarificada y desoxigenada es precipitada con polvo de zinc para recuperar los metales preciosos de oro y plata. La dosificación de zinc se regula de acuerdo a la ley de oro y plata, disuelta en solución. El zinc es adicionado a línea de precipitación, mediante un cono ubicado entre la torre de deareación y la bomba de precipitación de alimentación a Filtros Prensa.
- **Filtración del Precipitado:** Se realiza en dos filtros prensa. El precipitado es un Cemento de Cianuro Áurico de zinc y viene a ser el producto final. La solución empobrecida denominada “Barren” retorna a la etapa de lavado de los sólidos lixiviados. El equipamiento del proceso Merrill Crowe alcanza una operación automática y cuenta con analizador de oxígeno y turbidímetro para garantizar una alta calidad y eficiencia del proceso. La Figura 3.5 muestra el circuito de Agitación y Lavado contracorriente (CCD).

El proceso Merrill Crowe es quizás la práctica más común en la Metalurgia Extractiva del oro y plata y por consiguiente, también el tratamiento de los precipitados provenientes de estas plantas. Los principales objetivos de la fundición de estos precipitados es poder obtener lingotes de doré mediante el control adecuado de varios parámetros con el fin de lograr altos contenidos de Oro y Plata en las barras y mínimas cantidades de valiosos en las escorias formadas.

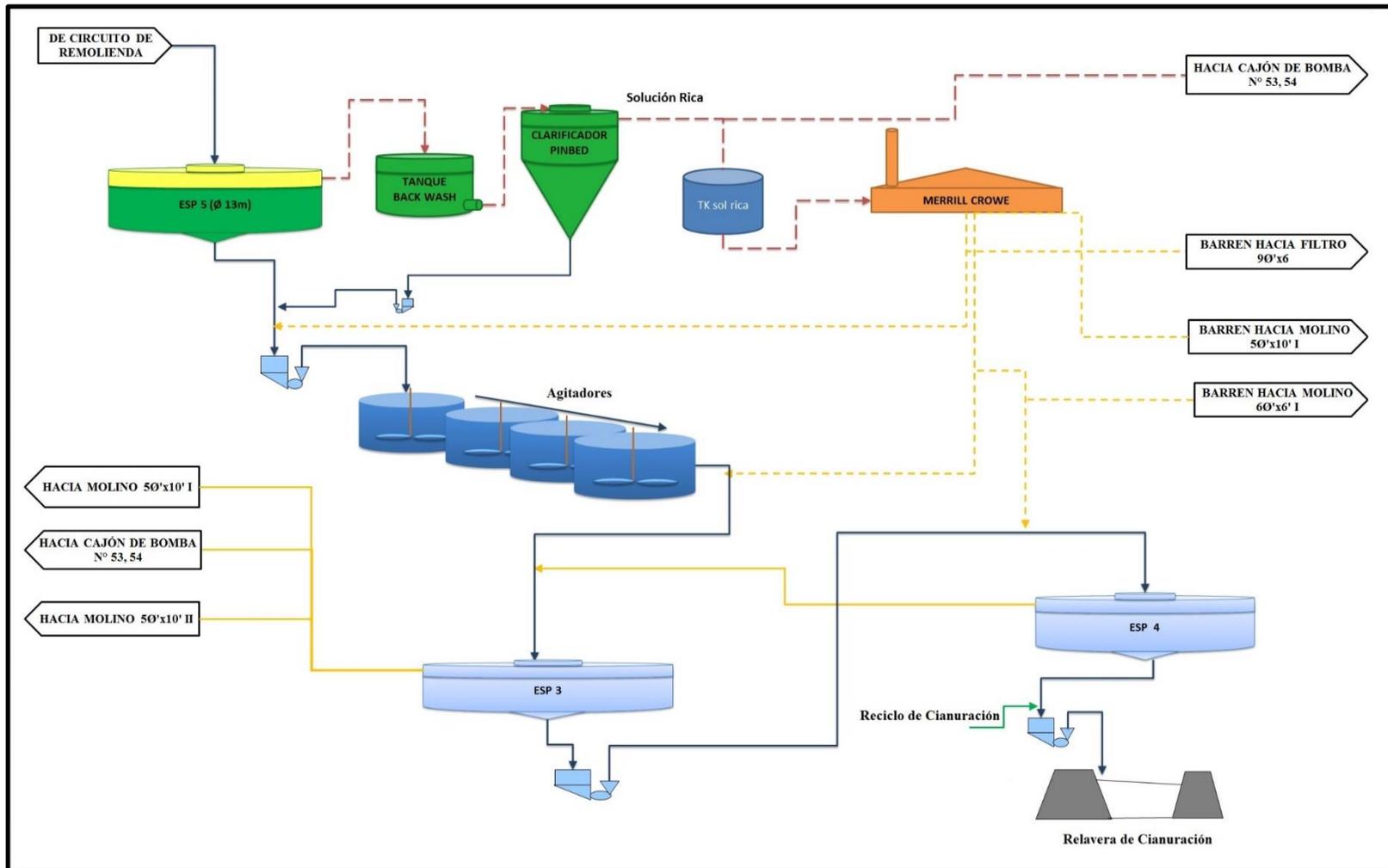


Figura 3. 5: Flow sheet del Circuito de Agitación y Lavado contracorriente (CCD)

3.2. Balance Metalúrgico

Los diagramas de flujo se han confeccionado siguiendo el desarrollo de las operaciones actuales, con la introducción de los nuevos equipos dentro de la planta de beneficio. El Balance Metalúrgico es un sistema de información análogo a un Balance Másico de minerales para cualquier empresa dedicada a la concentración de minerales realizando la captura de información directamente pasando por los procesos iniciales intermedios hasta el producto final, determinando así los resultados de interés para cualquier empresa, trabajando en la prontitud de la información es el principio básico, proporcionando al personal de dirección de índices y estándares, contribuyendo a que estos determinen acciones de desarrollo o producción.

Diseñar e implementar un sistema de información que procese datos precisos y pertinentes del Balance Metalúrgico los cuales nos permiten realizar informes o reportes. El nuevo sistema permite manipular la información con mayor confiabilidad y oportunamente para el personal a cargo de realizar la toma de decisiones, coadyuvando así al mejor entendimiento del comportamiento del sistema, considerando que la información es prácticamente registrada de los procesos que representan. Todo sistema diseñado para cumplir con un fin o necesidad, está sujeto a cambios así como cambian los sistemas reales. Es así, que de presentarse una situación de cambio o renovación de objetivos o parámetros, deben colocarse en mesa todos los objetivos para los cuales fue diseñado este sistema, y así estudiar que toda nueva alternativa, puede conllevar una reingeniería del proyecto.

En las siguientes tablas 3.1, 3.2 y 3.3 se muestran los balances respectivos de todo el año 2012 con cicloneo simple en la sección de remolienda y el balance metalúrgico actual 2013 con los cambios para el doble cicloneo en el circuito de remolienda. La calidad del desarrollo metalúrgico reduce el riesgo asociado al desarrollo del proyecto Además de predecir el impacto del comportamiento metalúrgico en la evaluación del proceso y luego en la planificación estratégica a corto, mediano y largo plazo. Consideraciones económicas que incluyen el costo de diferentes operaciones comparados contra el valor de las recuperaciones de oro para cada año con variaciones de 90.94% hasta 92.30 %.

Tabla 3. 1: Balance Metalúrgico Enero - Junio 2012

	PRODUCTO	TMS	Au (g/TMS)	% Rec.	PRODUCTO	TMS	Au (g/TMS)	% Rec.	% Rec. Total
ENERO	Cabeza General	52,467.650	10.240	100.000	Cabeza Cianuración	6,016.860	87.220	100.000	92.170
	Concentrado	6,016.860	87.220	97.720	Extracción			94.470	
	Relave Flotación	46,450.790	0.263	2.280	Relave Cianuración			4.823	
FEBRERO	Cabeza General	49,398.480	9.800	100.000	Cabeza Cianuración	6,244.900	75.720	100.000	91.440
	Concentrado	6,244.900	75.720	97.710	Extracción			93.580	
	Relave Flotación	43,153.580	0.257	2.290	Relave Cianuración			4.859	
MARZO	Cabeza General	52,186.430	9.280	100.000	Cabeza Cianuración	6,231.600	75.900	100.000	91.360
	Concentrado	6,231.600	75.900	97.630	Extracción			93.580	
	Relave Flotación	45,954.830	0.250	2.370	Relave Cianuración			4.874	
ABRIL	Cabeza General	52,557.790	9.960	100.000	Cabeza Cianuración	6,779.610	75.320	100.000	91.110
	Concentrado	6,779.610	75.320	97.580	Extracción			93.370	
	Relave Flotación	45,778.180	0.277	2.420	Relave Cianuración			4.992	
MAYO	Cabeza General	51,770.690	10.270	100.000	Cabeza Cianuración	6,342.880	81.880	100.000	91.610
	Concentrado	6,342.880	81.880	97.690	Extracción			93.780	
	Relave Flotación	45,427.810	0.271	2.310	Relave Cianuración			5.091	
JUNIO	Cabeza General	51,652.690	9.970	100.000	Cabeza Cianuración	6,311.870	79.540	100.000	91.360
	Concentrado	6,311.870	79.540	97.540	Extracción			93.660	
	Relave Flotación	45,340.820	0.280	2.460	Relave Cianuración			5.04	

Tabla 3. 2: Balance Metalúrgico Julio - Diciembre 2012

	PRODUCTO	TMS	Au (g/TMS)	% Rec.	PRODUCTO	TMS	Au (g/TMS)	% Rec.	% Rec. Total
JULIO	Cabeza General	52,265.710	9.640	100.000	Cabeza Cianuración	6,231.360	78.770	100.000	91.170
	Concentrado	6,231.360	78.770	97.450	Extracción			93.550	
	Relave Flotación	46,034.350	0.278	2.550	Relave Cianuración			5.078	
AGOSTO	Cabeza General	53,309.900	10.280	100.000	Cabeza Cianuración	6,595.120	81.130	100.000	91.510
	Concentrado	6,595.120	81.130	97.620	Extracción			93.740	
	Relave Flotación	46,714.780	0.279	2.380	Relave Cianuración			5.080	
SEPTIEMBRE	Cabeza General	51,096.520	9.850	100.000	Cabeza Cianuración	6,576.720	74.650	100.000	90.940
	Concentrado	6,576.720	74.650	97.570	Extracción			93.210	
	Relave Flotación	44,519.800	0.275	2.430	Relave Cianuración			5.069	
OCTUBRE	Cabeza General	52,546.530	9.930	100.000	Cabeza Cianuración	6,163.100	82.460	100.000	91.260
	Concentrado	6,163.100	82.460	97.410	Extracción			93.670	
	Relave Flotación	46,383.430	0.291	2.590	Relave Cianuración			5.219	
NOVIEMBRE	Cabeza General	50,788.250	10.360	100.000	Cabeza Cianuración	6,213.960	82.610	100.000	91.400
	Concentrado	6,213.960	82.610	97.570	Extracción			93.670	
	Relave Flotación	44,574.290	0.286	2.430	Relave Cianuración			5.231	
DICIEMBRE	Cabeza General	53,121.800	10.400	100.000	Cabeza Cianuración	5,880.680	91.510	100.000	91.840
	Concentrado	5,880.680	91.510	97.450	Extracción			94.250	
	Relave Flotación	47,241.120	0.298	2.550	Relave Cianuración			5.263	

Tabla 3. 3: Balance Metalúrgico Enero - Mayo 2013

	PRODUCTO	TMS	Au (g/TMS)	% Rec.	PRODUCTO	TMS	Au (g/TMS)	% Rec.	% Rec. Total
ENERO	Cabeza General	52,999.480	9.800	100.000	Cabeza Cianuración	5,995.070	84.630	100.000	91.750
	Concentrado	5,995.070	84.630	97.640	Extracción			93.980	
	Relave Flotación	47,004.410	0.261	2.360	Relave Cianuración		5.098	6.020	
FEBRERO	Cabeza General	48,801.390	9.560	100.000	Cabeza Cianuración	5,900.130	77.120	100.000	91.380
	Concentrado	5,900.130	77.120	97.570	Extracción			93.650	
	Relave Flotación	42,901.260	0.264	2.430	Relave Cianuración		4.899	6.350	
MARZO	Cabeza General	53,108.270	10.150	100.000	Cabeza Cianuración	6,617.430	79.650	100.000	91.660
	Concentrado	6,617.430	79.650	97.730	Extracción			93.790	
	Relave Flotación	46,490.840	0.263	2.270	Relave Cianuración		4.949	6.210	
ABRIL	Cabeza General	51,631.060	10.360	100.000	Cabeza Cianuración	6,068.380	86.440	100.000	92.280
	Concentrado	6,068.380	86.440	97.830	Extracción			94.330	
	Relave Flotación	45,562.680	0.256	2.170	Relave Cianuración		4.902	5.670	
MAYO	Cabeza General	51,751.270	10.180	100.000	Cabeza Cianuración	6,076.630	84.710	100.000	92.300
	Concentrado	6,076.530	84.710	97.730	Extracción			94.450	
	Relave Flotación	45,674.740	0.262	2.270	Relave Cianuración		4.705	5.550	

La decisión de realizar “Liberación del mineral” depende exclusivamente de la evaluación económica del mineral a procesar. Si bien es cierto se requiere al oro totalmente libre para aplicar cualquiera de los procesos elegidos, esta “liberación” pasa por una evaluación de costo – beneficio. Para poder regular el proceso y costo se realiza el balance metalúrgico mostrados en las tablas 3.1, 3.2 y 3.2 para datos requeridos en funciones administrativas y de gerencia, se requiere de un conocimiento exacto y continuo de las operaciones de la planta de beneficio. La toma de muestras y análisis de éstas son la parte clave de todas las operaciones del proceso y se deben de realizar de manera adecuada.

Para llevar a cabo el balance metalúrgico y así poder calcular los beneficios de la planta es necesario monitorear constantemente, para conocer la concentración de oro y plata en la solución que llega a la planta de beneficio, además conocer la eficiencia con la que se está operando planta de beneficio. Con estos datos podemos obtener un estimado de lo que se obtendrá en la planta de beneficio, también podremos observar cómo se comportan las operaciones, que tan eficientes son y qué variables tenemos que tomar en cuenta para una buena recuperación del oro. En la tabla 3.3 se observa que el relave de cianuración a principios de enero del 2013 es de 5.098 g Au/TMS la malla de corte con la doble clasificación logró reducir el contenido de oro en el relave de cianuración hasta 4.705 g Au/TMS.

CAPITULO IV

CAMBIOS EN EL CIRCUITO DE REMOLIENDA Y ANALISIS DE RESULTADOS

4.1. Cambio en el Circuito de Remolienda – Clasificación – Cianuración

Desde inicios del 2013 el circuito de remolienda en donde el concentrado de flotación es remolido para alcanzar la liberación adecuada. El concentrado bulk se remolía en un circuito en serie y cerrado en dos molinos 5'x10' N° 1 y N° 2; se completa el circuito con tres hidrociclones Gmax D10 (dos en operación y uno en stand by).

El molino 5'x10' N° 2 recibe como alimento la torta repulpada del filtro 9'x6' con solución cianurada al 15% de concentración y alcalinizada con cal viva a un pH entre 11.5 – 12.0. La descarga de este molino es transportada como alimento para el molino 5'x10' N° 1 operando en serie y en circuito cerrado con un hidrociclón Gmax de 10"Ø (dos en operación y uno en stand by).

Los gruesos (under flow) del hidrociclón Gmax D10 retornan al molino 5'x10' N° 2; esta constituye la etapa de clasificación y el rebose del hidrociclón constituye el producto final de la remolienda. La Figura 4.1 muestra el circuito anterior de Remolienda – Clasificación – Cianuración.

Tratando de mejorar la clasificación en la etapa de Remolienda – Clasificación - Cianuración se optó por cambiar el circuito de simple cicloneo por el de doble cicloneo. Para ello se considera en el circuito de remolienda del concentrado bulk que se realiza en tres molinos 6'x6' y dos molinos 5'x10' N° 1 y N° 2. Adicionalmente se realiza la instalación de una bomba y cambios en las

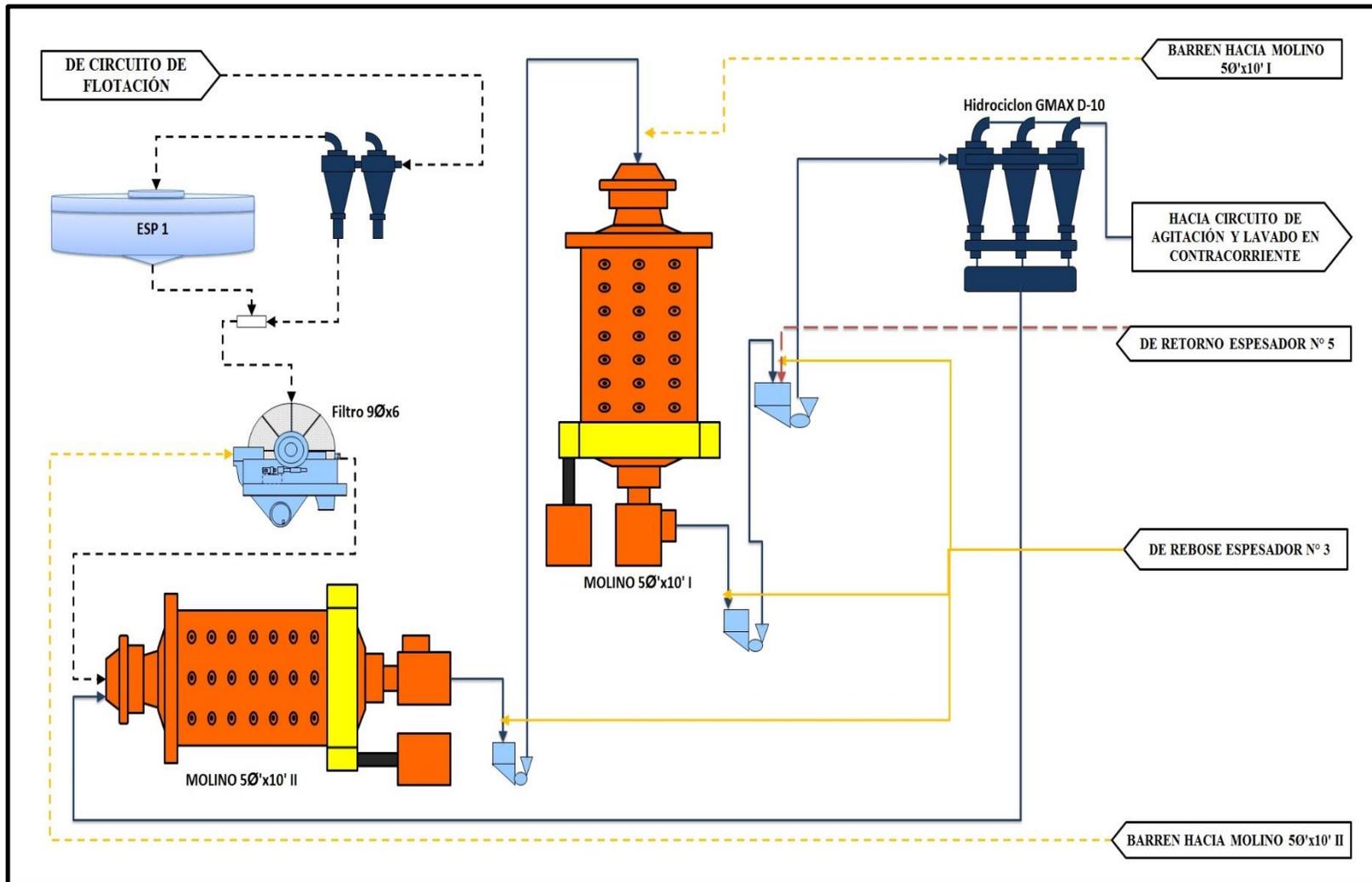


Figura 4. 1: Flow sheet del Anterior Circuito de Remolienda con simple cicloneo

tuberías que distribuyen la pulpa por el circuito de remolienda.

El molino 5'x10' N° 2 recibe como alimento la torta repulpada del filtro 9'x6' con solución cianurada al 15% de concentración y alcalinizada con cal viva a un pH entre 11.5 – 12.0.

La descarga de este molino es diluída con rebose del espesador N° 3 y a través de una bomba centrífuga **SRL – PUMP 4x3x10** la pulpa es transportada a un hidrociclón **KREBS de 10"Ø** (uno en operación y uno en stand by) cuyo vórtex y ápex son 2.5, 3" y 1" respectivamente los cuales efectúan la primera etapa de clasificación del cual el overflow es dirigido por gravedad al cajón de bombas centrifugas N° 53 y N° 54; el underflow alimenta al molino 6'x6'.

El molino 6'x6' y el molino 5'x10' N° 1 operan en serie y en circuito cerrado con un hidrociclón Gmax de 10"Ø (2 en operación y uno en stand by). Los gruesos de este hidrociclón retornan al molino 5'x10' N° 1 y N° 2; esta constituye la segunda etapa de clasificación y el rebose constituye el producto final de la remolienda. La Figura 4.2 muestra el Actual circuito de Remolienda – Clasificación – Cianuración.

4.2. Análisis de Resultados

De acuerdo a los trabajos industriales, se ha visto que es posible mejorar la clasificación con un doble cicloneo. El mejorar el porcentaje de la malla 400 por encima del 95% trajo consigo el disminuir el relave de cianuración, como se observa en la tabla 4.1.

En la siguiente figura 4.3 se muestra la relación entre el tonelaje de tratamiento versus sus respectivos relaves en cada proceso en planta de beneficio, los datos son tomados del 2012 e inicios del 2013 cuando se realizó el cambio del circuito de remolienda del cicloneo simple a cicloneo doble.

Tabla 4. 1: Balance y Parámetros Metalúrgico

Mes	CIRCUITO MOLIENDA			CIRCUITO CIANURACION		
	TMS/DIA	%-m200	Relave Flotación (Au g/tn)	TMS/DIA	%-m400	Relave Cianuración (Au g/tn)
Ene-12	1694.85	52.31	0.263	191.41	96.08	4.823
Feb-12	1741.55	50.94	0.257	218.96	95.56	4.859
Mar-12	1733.53	50.31	0.250	206.00	94.22	4.874
Abr-12	1803.91	49.86	0.277	232.78	93.87	4.992
May-12	1717.94	58.08	0.271	209.54	96.92	5.091
Jun-12	1759.64	48.66	0.280	214.49	96.24	5.040
Jul-12	1743.40	48.20	0.278	207.35	94.88	5.078
Ago-12	1772.07	48.04	0.279	218.77	95.53	5.080
Set-12	1749.35	52.00	0.275	224.21	96.30	5.069
Oct-12	1744.28	50.85	0.291	204.02	95.21	5.080
Nov-12	1747.55	49.85	0.286	213.51	94.48	5.231
Dic-12	1764.60	49.81	0.298	194.81	95.39	5.263
Ene-13	1753.26	48.69	0.261	197.78	96.98	5.098
Feb-13	1790.88	51.87	0.264	215.61	96.67	4.899
Mar-13	1786.40	50.94	0.263	221.89	95.48	4.949
Abr-13	1782.30	52.01	0.256	208.73	96.41	4.902
May-13	1732.26	52.65	0.262	202.76	96.43	4.705

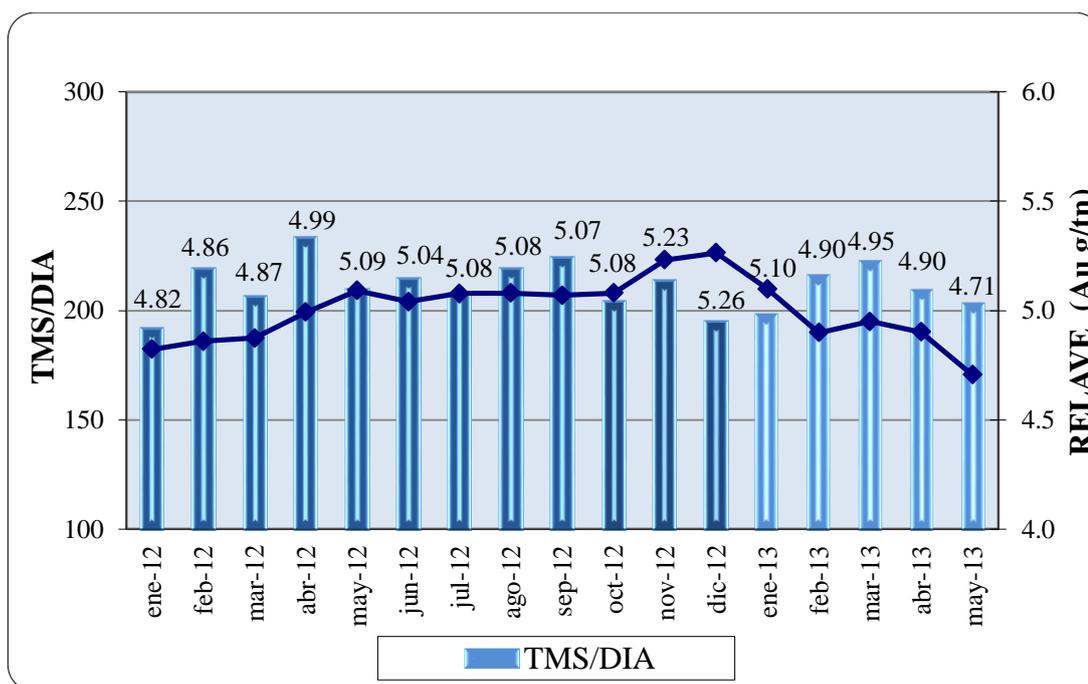


Figura 4. 3: TMS/día de Concentrado vs. Relave de Cianuración

En la siguiente tabla se observa el promedio anual en el balance metalúrgico con respecto al parámetro estudiado referente a la granulometría del mineral el cual se está mejorando a través de la clasificación o doble cicloneo realizado por el cambio en el circuito de Remolienda – Clasificación – Cianuración:

Tabla 4. 2: Balance y Parámetros Metalúrgico del Promedio Anual

Mes	CIRCUITO DE CIANURACION		
	TMS/DIA	%-m400	Relave Cianuración (Au g/tn)
Promedio-2010	160.90	96.60	4.647
Promedio-2011	192.25	94.69	4.764
Promedio-2012	211.32	95.39	5.040
Promedio-2013	209.35	96.39	4.911

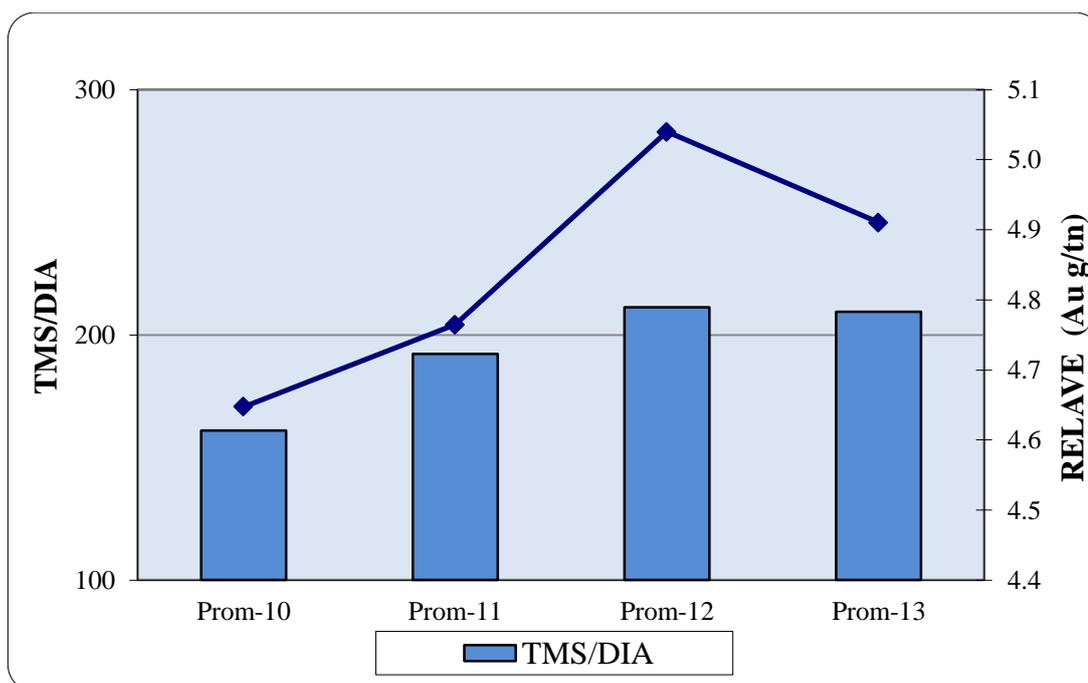


Figura 4. 4: Tratamiento en Planta de Cianuración TMS/día v. Relave de Cianuración

Dos etapas de clasificación pueden ser modeladas con un solo conjunto de valores de selectividad si las selectividades individuales de cada uno de los clasificadores son conocidas. En principio, esta configuración elimina finos adicionales del flujo grueso y pueden ser utilizadas cuando la combinación de los rebales da productos que cumplen especificaciones que no se logran de otra forma.

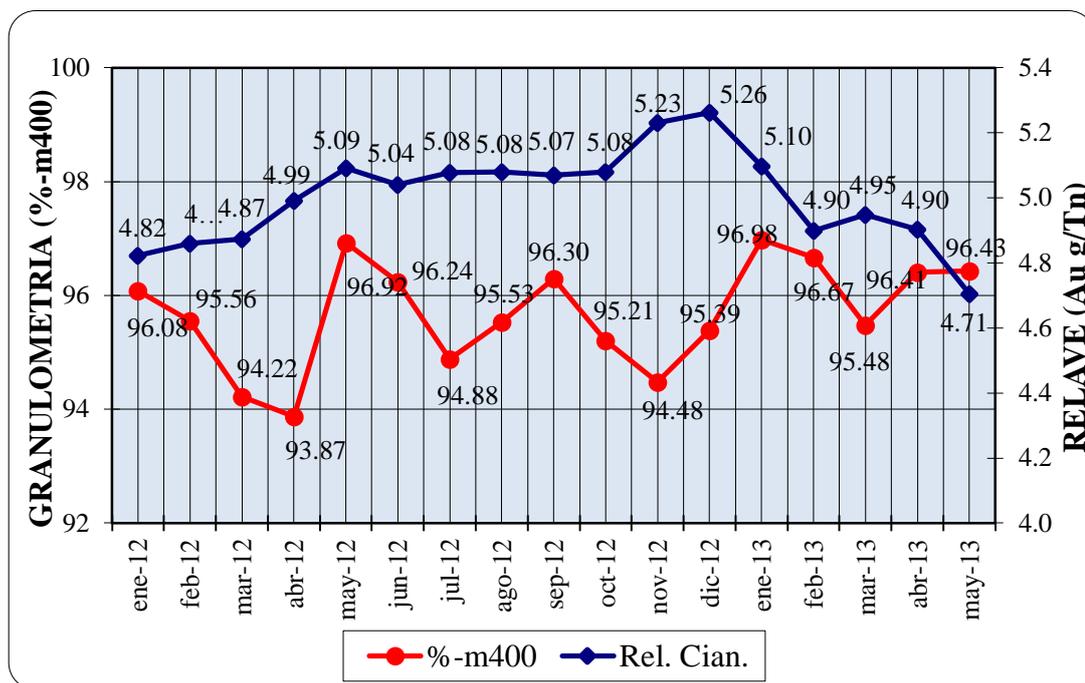


Figura 4. 5: Malla de corte (-m400) vs. Relave de Cianuración

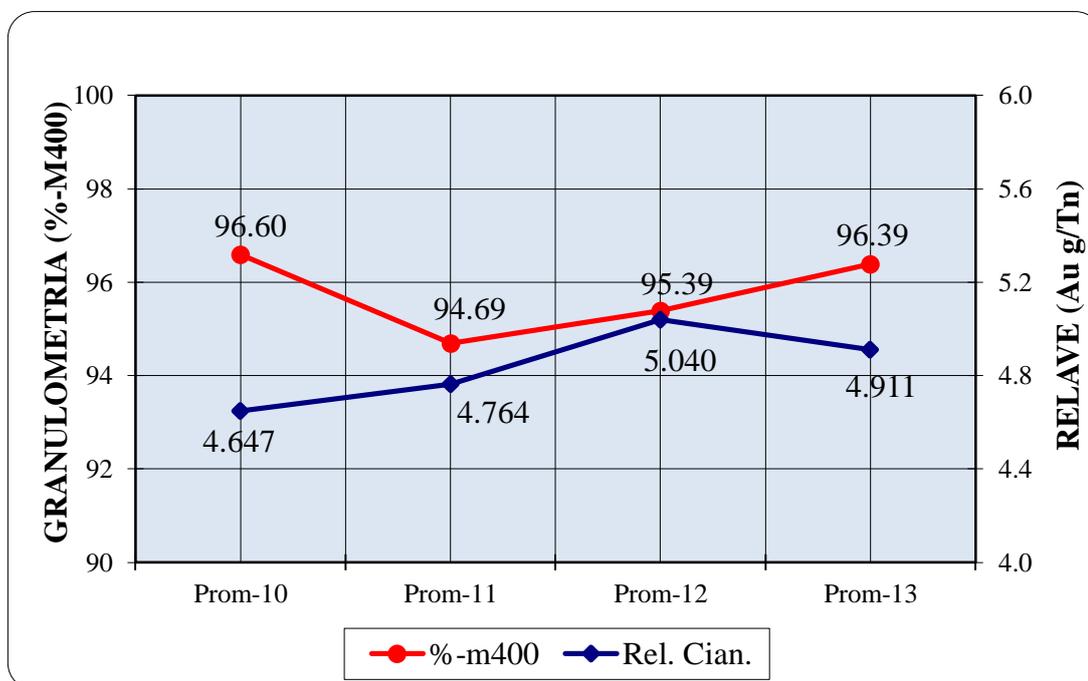


Figura 4. 6: Malla de corte (-m400) vs. Relave de Cianuración Promedio Anual

De todo este análisis se deduce que es posible mejorar la malla de corte con la doble clasificación de tal manera que se pueda disminuir el contenido de oro en el relave.

4.3. Evaluación del Ciclón KREBS

1^{ra} EVALUACION DEL HIDROCICLON KREBS D10

Tabla 4. 3: 1^{ra} Evaluación Granulométrica del Alimento, Rebose y Descarga del Hidrociclón KREBS D10 – Eficiencia de Clasificación

MALLA	Abertura (μm)	ALIMENTO	U/F	O/F	EC(U/F)	EC(O/F)
		%Ac(-)	%Ac(-)	%Ac(-)		
+m50	300	100.00	100.00	100.00	100.00	0.00
+m70	212	100.00	100.00	100.00	100.00	0.00
+m100	150	100.00	100.00	100.00	100.00	0.00
+m140	106	100.00	100.00	100.00	100.00	0.00
+m200	75	92.37	85.09	97.53	92.83	7.17
+m270	53	84.32	70.79	93.46	88.15	11.85
+m325	45	77.50	59.79	89.18	84.30	15.70
+m400	38	68.07	43.75	81.92	82.14	17.86
+m450	32	61.86	35.22	74.29	68.95	31.05
+m500	25	47.93	21.99	58.01	60.91	39.09
+m635	20	34.88	14.78	46.61	53.85	46.15
-m635	10	0.00	0.00	0.00	32.51	67.49

Tabla 4. 4: 1^{ra} Evaluación Parámetros del Hidrociclón KREBS D10

% Sólidos		% Passing del D_{50}		Eficiencia de Clasificación	
% S o	40.44	Fo(d_{50})	13.0	n1	0.95
% S u	76.68	Fu(d_{50})	4.5	n2	0.36
% S f	48.26	Ff(d_{50})	9.0	n	34.16
Carga Circulante = 52.19 %					
P_{80}	36.00	d_{50}	12.05		
% -m400	81.92	$d_{50} c$	19.87		
By Pass	20.79	$d_{50} c$ (Plitt)	18.67		

Los problemas para obtener máximos rendimientos en el circuito se produjeron: en la fase de diseño, cuando tiene que ser seleccionado el esquema de flujo óptimo con respecto al tipo, número y dimensiones del equipo; en la etapa operativa, cuando los valores correctos tienen que ser seleccionados para aquellas variantes que pueden ser alteradas mientras que el circuito no trabaja en línea, pero que tienen que ser

mantenidas cuando el circuito trabaja en línea; bajo condiciones de trabajo continuo.

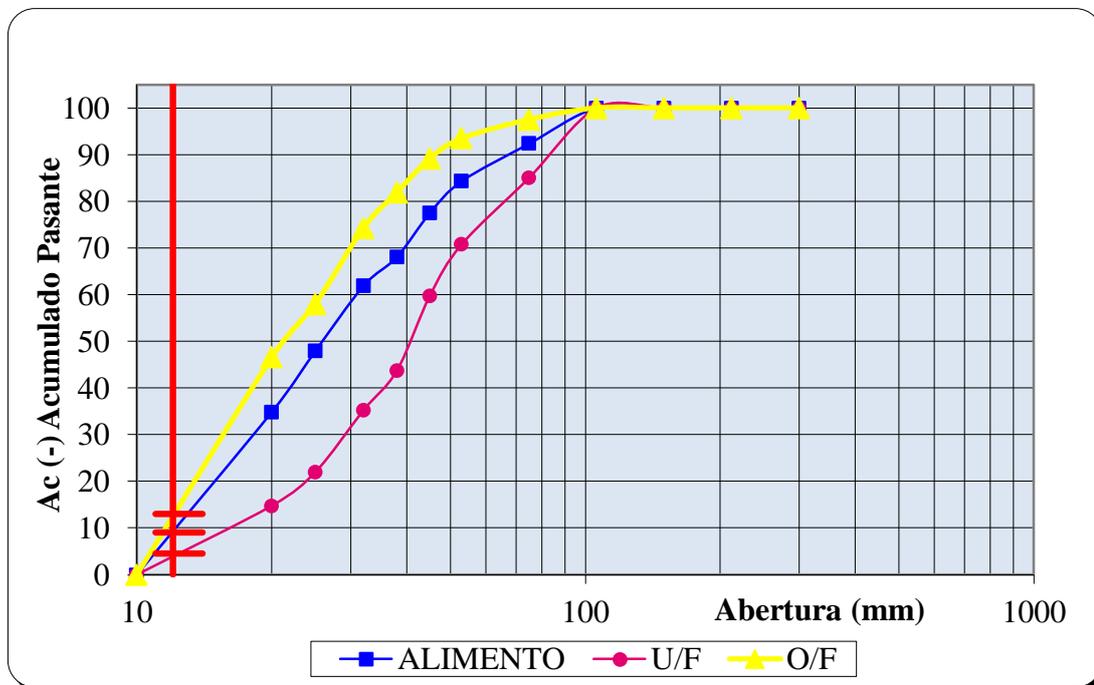


Figura 4. 7: Distribución Granulométrica del Alimento, Rebose y Descarga del Hidrociclón KREBS D10 de la 1ª Evaluación

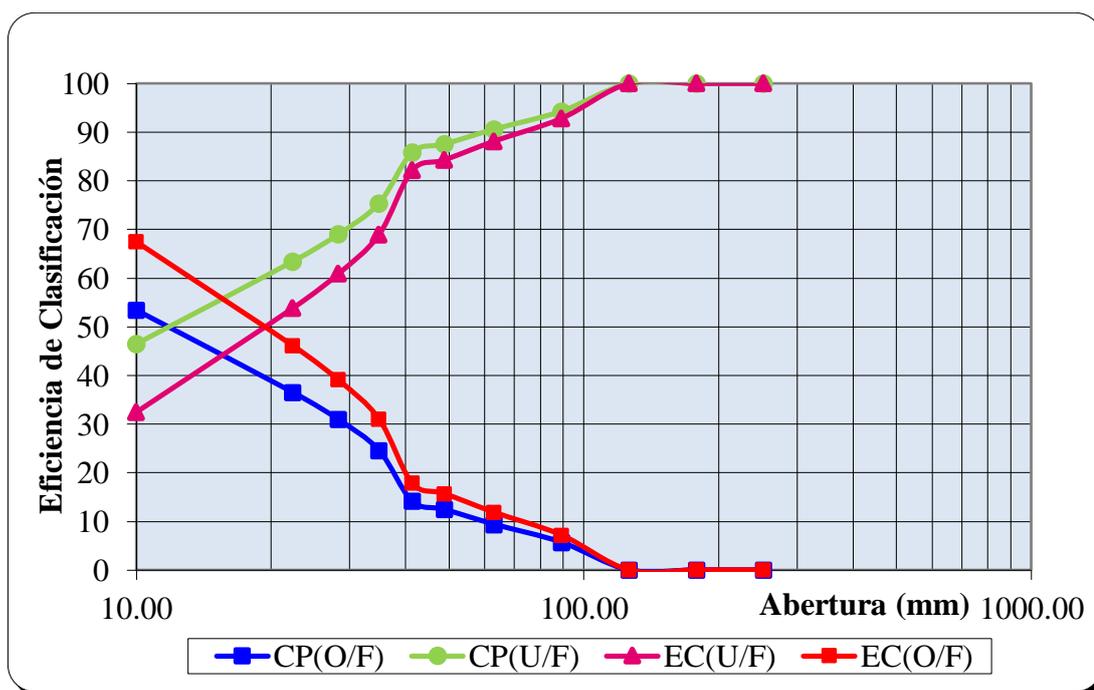


Figura 4. 8: Curva de Partición de la 1ª Evaluación

Cuando los cambios en la alimentación al circuito tienen que ser compensados, ya que de otra forma pueden producirse cambios no deseables en producto mismo del circuito.

2^{da} EVALUACION DEL CICLON KREBS D10

Tabla 4. 5: 2^{da} Evaluación Granulométrica del Alimento, Rebose y Descarga del Hidrociclón KREBS D10 – Eficiencia de Clasificación

MALLA	Abertura (μm)	ALIMENTO	U/F	O/F	EC(U/F)	EC(O/F)
		%Ac(-)	%Ac(-)	%Ac(-)		
+m50	300	100.00	100.00	100.00	100.00	0.00
+m70	212	100.00	100.00	100.00	100.00	0.00
+m100	150	100.00	100.00	100.00	100.00	0.00
+m140	106	100.00	100.00	100.00	100.00	0.00
+m200	75	92.11	78.12	99.09	96.36	3.64
+m270	53	84.22	62.06	96.49	86.78	13.22
+m325	45	78.71	52.25	93.98	80.13	19.87
+m400	38	72.20	42.26	90.35	73.25	26.75
+m450	32	68.55	37.23	88.03	67.73	32.27
+m500	25	61.47	29.03	82.24	55.78	44.22
+m635	20	54.98	22.76	76.32	46.35	53.65
-m635	10	0.00	0.00	0.00	1.71	98.29

Tabla 4. 6: 2^{da} Evaluación Parámetros del Hidrociclón KREBS D10

% Sólidos		% Passing del D ₅₀		Eficiencia de Clasificación	
% S o	32.33	Fo(d ₅₀)	61.0	n1	0.85
% S u	69.70	Fu(d ₅₀)	17.5	n2	0.57
% S f	51.33	Ff(d ₅₀)	43.5	n	48.73
Carga Circulante = 64.04 %					
P₈₀	23.00	d₅₀	16.82		
% -m400	90.35	d_{50 c}	24.62		
By Pass	31.42	d_{50 c (Plitt)}	33.59		

Los dos primeros problemas están relacionados con la optimización y la última con el control en el circuito de remolienda. Un hidrociclón es inflexible una vez que está en operación, ya que su rendimiento satisfactorio continuado requiere de una

alimentación estable, una alteración puede producir un cambio de comportamiento que agrava el efecto.

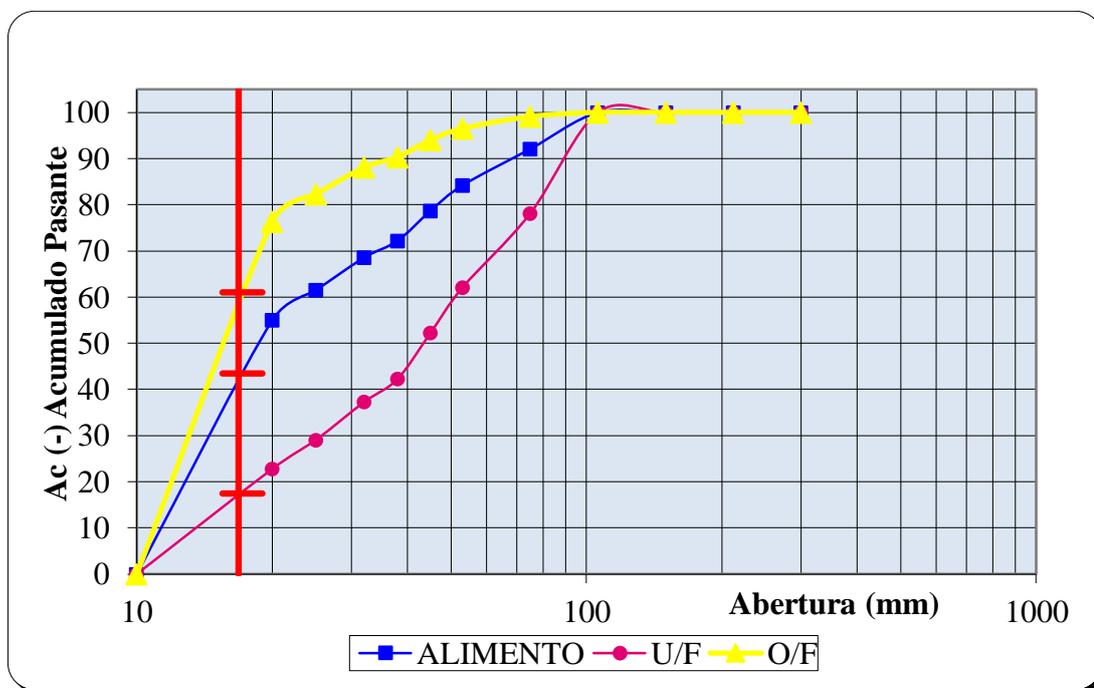


Figura 4. 9: Distribución Granulométrica del Alimento, Rebose y Descarga del Hidrociclón KREBS D10 de la 2^{da} Evaluación

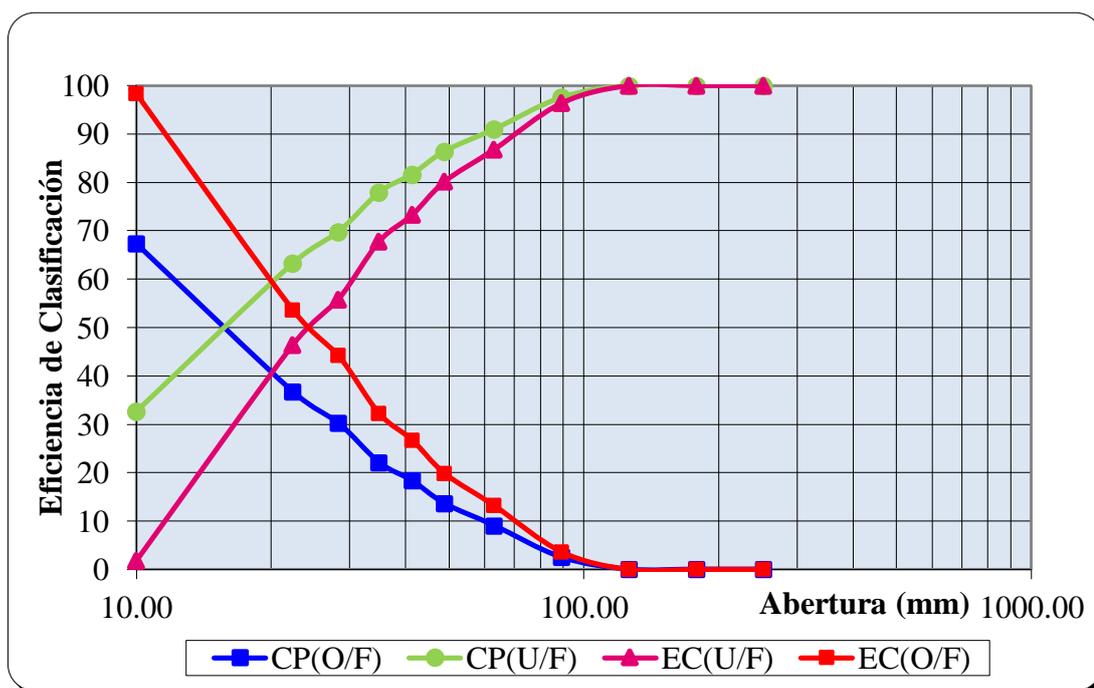


Figura 4. 10: Curva de Partición de la 2^{da} Evaluación

3^{ra} EVALUACION DEL CICLON KREBS D10

Tabla 4. 7: 3^{ra} Evaluación Granulométrica del Alimento, Rebose y Descarga del Hidrociclón KREBS D10 – Eficiencia de Clasificación

MALLA	Abertura (μm)	ALIMENTO	U/F	O/F	EC(U/F)	EC(O/F)
		%Ac(-)	%Ac(-)	%Ac(-)		
+m50	300	100.00	100.00	100.00	100.00	0.00
+m70	212	100.00	100.00	100.00	100.00	0.00
+m100	150	100.00	100.00	100.00	100.00	0.00
+m140	106	100.00	100.00	100.00	100.00	0.00
+m200	75	92.00	85.55	99.08	95.32	4.68
+m270	53	82.05	68.97	96.65	89.67	10.33
+m325	45	76.40	59.01	94.85	87.45	12.55
+m400	38	69.47	47.94	91.75	81.39	18.61
+m450	32	66.43	42.16	90.48	85.01	14.99
+m500	25	58.90	32.15	85.96	72.06	27.94
+m635	20	51.60	24.09	80.30	60.69	39.31
-m635	10	0.00	0.00	0.00	5.44	94.56

Tabla 4. 8: 3^{ra} Evaluación Parámetros del Hidrociclón KREBS D10

% Sólidos		% Passing del D ₅₀		Eficiencia de Clasificación	
% S o	27.70	Fo(d ₅₀)	40.0	n1	0.72
% S u	64.82	Fu(d ₅₀)	12.0	n2	0.62
% S f	48.35	Ff(d ₅₀)	27.0	n	44.63
C.C. = 104.36					
P ₈₀	20.00	d ₅₀	14.07		
% -m400	91.75	d _{50 c}	20.96		
By Pass	33.84	d _{50 c} (Plitt)	26.38		

Esto se puede observar en las Tablas 4.3, 4.5 y 4.7 de las evaluaciones de las granulometrías, conforme se controlaba mejor operativamente esto daba mejores resultados en el producto con malla de corte de +m400 en la 1^{ra} evaluación con 81.92%, en la 2^{da} evaluación con 90.35% y en la 3^{ra} evaluación con 91.75. También cada vez P₈₀ menores de 36 μm , 23 μm y por último de 20 μm de las Tablas 4.4, 4.6 y 4.8 respectivamente, mejorando la eficiencia de clasificación.

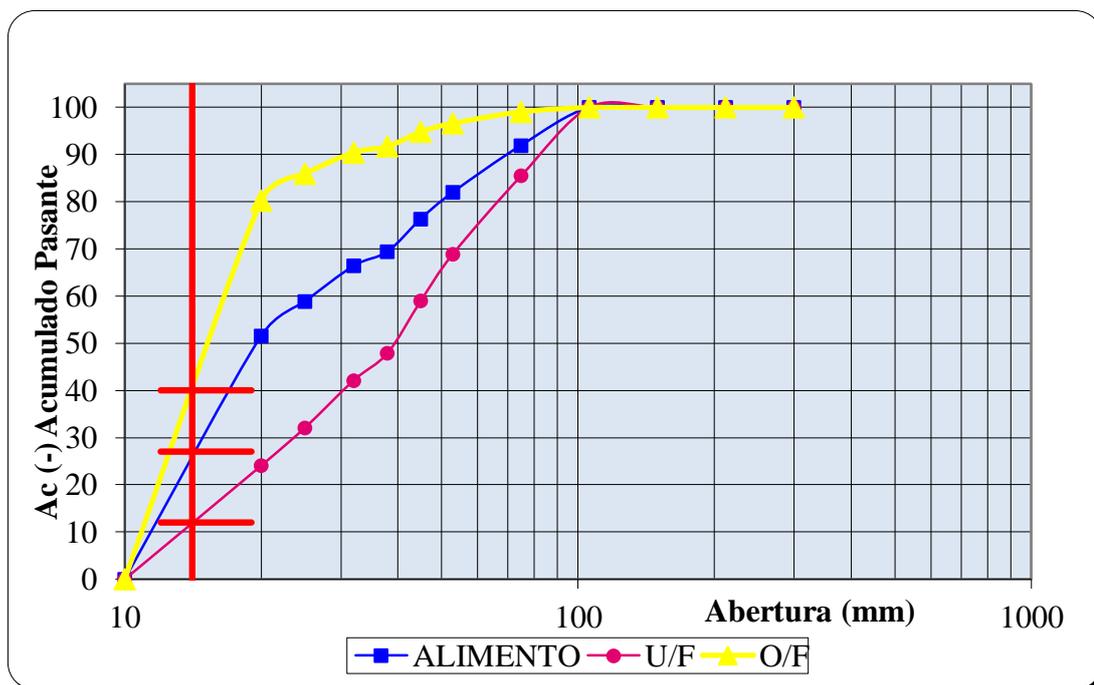


Figura 4. 11: Distribución Granulométrica del Alimento, Rebose y Descarga del Hidrociclón KREBS D10 de la 3^{ra} Evaluación

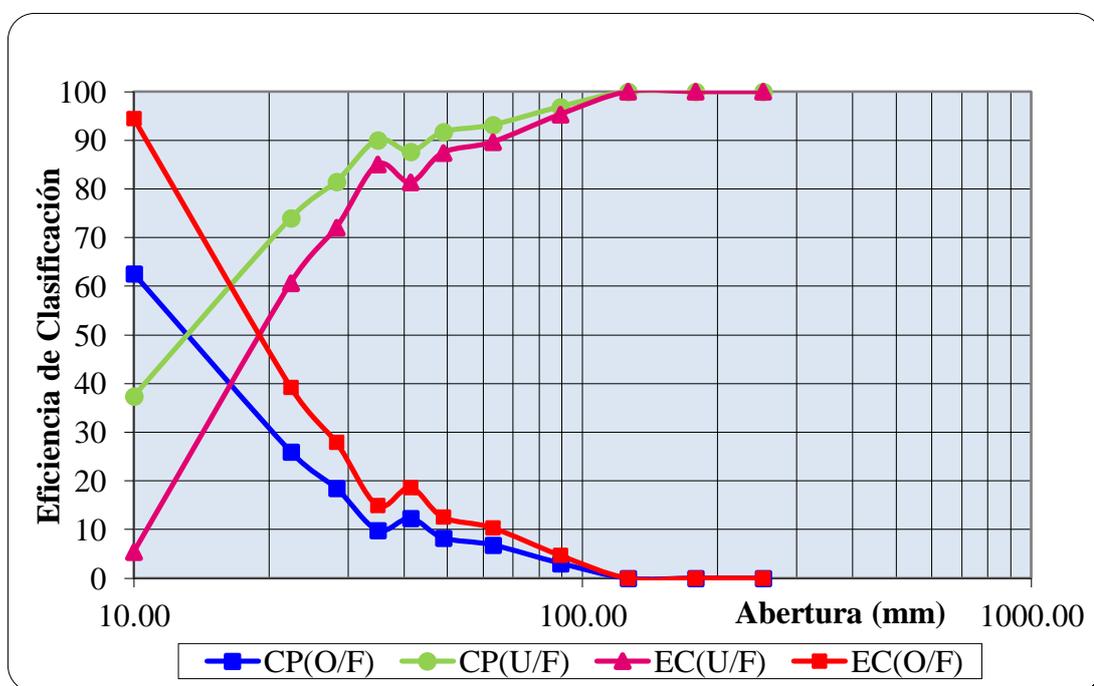


Figura 4. 12: Curva de Partición de la 3^{ra} Evaluación

Los menores costos de inversión de un hidrociclón en torno a su sencillez, su tamaño reducido y bajo costos en comparación con el equipo competitivo fueron

contrarrestados por la necesidad de una unidad de bombeo adicional de mayor capacidad.

4.4. Evaluación Económica

El costo por operación y mantenimiento han sido calculados y se considera lo siguiente:

- Servicios a Terceros
- Bolas Acero y Reactivos Planta
- Gastos Generales:
 - Repuestos de Equipos
 - Mantenimiento – Reparación
 - Suministro – Energía
 - Depreciación

En las Tablas 4.9, 4.10 y 4.11 se muestran los detalles mensuales de costos unitario directo del año 2012 resaltando la tendencia al incremento, son gastos necesarios para mantener el proyecto, línea de procesamiento o un equipo en funcionamiento.

Tabla 4. 9: Costo unitario Directo Enero – 12 hasta Abril – 12

CIANURACION	Ene-12	Feb-12	Mar-12	Abr-12
Concentrado (TMS)	6,017.0	6,244.9	6,231.6	6,780.0
Servicios Terceros	0.11	0.17	0.15	0.13
Bolas Acero y Reactivos Planta	2.59	2.44	2.89	3.00
Gastos Generales				
Repuestos de Equipos	0.18	0.06	0.05	0.27
Mantenimiento-Reparación	0.20	0.21	0.20	0.21
Suministro-Energía	0.37	0.39	0.36	0.34
Depreciación	0.14	0.15	0.14	0.14
Costo Unitario Directo (US\$/TMS)	3.59	3.42	3.80	4.09

Tabla 4. 10: Costo unitario Directo Mayo – 12 hasta Setiembre – 12

CIANURACION	May-12	Jun-12	Jul-12	Ago-12	Sep-12
Concentrado (TMS)	6,343.0	6,312.0	6,231.0	6,595.1	6,576.7
Servicios Terceros	0.17	0.17	0.19	0.18	0.16
Bolas Acero y Reactivos Planta	3.33	3.28	3.35	3.53	3.88
Gastos Generales					
Repuestos de Equipos	0.05	0.26	0.24	0.07	0.28
Mantenimiento-Reparación	0.21	0.20	0.21	0.20	0.21
Suministro-Energía	0.37	0.37	0.39	0.39	0.37
Depreciación	0.14	0.14	0.15	0.15	0.16
Costo Unitario Directo (US\$/TMS)	4.27	4.44	4.53	4.52	5.06

Tabla 4. 11: Costo unitario Directo Octubre – 12 hasta Diciembre – 12

CIANURACION	Oct-12	Nov-12	Dic-12	PROMEDIO	%
Concentrado (TMS)	6,163.1	6,213.9	5,881.0		
Servicios Terceros	0.16	0.16	0.19	0.16	3.92%
Bolas Acero y Reactivos Planta	4.12	3.64	4.09	3.34	74.23%
Gastos Generales					
Repuestos de Equipos	0.33	0.23	0.32	0.19	3.94%
Mantenimiento-Reparación	0.21	0.21	0.20	0.21	5.11%
Suministro-Energía	0.39	0.39	0.40	0.38	9.22%
Depreciación	0.15	0.16	0.16	0.15	3.58%
Costo Unitario Directo (US\$/TMS)	5.36	4.80	5.36	4.44	100.00%

Tabla 4. 12: Costo unitario Directo Enero – 13 hasta Marzo – 13

CIANURACION	Ene-13	Feb-13	Mar-13
Concentrado (TMS)	5,995.07	5,900.13	6,617.43
Servicios Terceros	0.16	0.16	0.16
Bolas Acero y Reactivos Planta	4.13	4.27	4.41
Gastos Generales			
Repuestos de Equipos	0.28	0.23	0.23
Mantenimiento-Reparación	0.21	0.21	0.21
Suministro-Energía	0.45	0.51	0.56
Depreciación	0.16	0.17	0.16
Costo Unitario Directo (US\$/TMS)	5.39	5.56	5.73

El costo unitario a inicios del 2013 está relacionado al sector tecnológico, es decir; el molino 6'x6' costo en energía y bolas de acero, el hidrociclón KREBS D10 y la Bomba SRL – PUMP. Este costo debe ser mantenido tan bajo como sea posible y eliminados los innecesarios. El costo de energía y equipos es el que incrementa el costo en la operación de la planta.

Tabla 4. 13: Costo unitario Directo Abril – 13 hasta Mayo – 13

CIANURACION	Abr-13	May-13	PROMEDIO	%
Concentrado (TMS)	6,038.38	6076.53		
Servicios Terceros	0.19	0.19	0.17	3.02%
Bolas Acero y Reactivos Planta	4.52	4.45	4.36	76.70%
Gastos Generales				
Repuestos de Equipos	0.32	0.31	0.27	4.69%
Mantenimiento-Reparación	0.20	0.20	0.21	3.71%
Suministro-Energía	0.51	0.49	0.50	8.98%
Depreciación	0.17	0.16	0.16	2.89%
Costo Unitario Directo (US\$/TMS)	5.91	5.80	5.68	100.00%

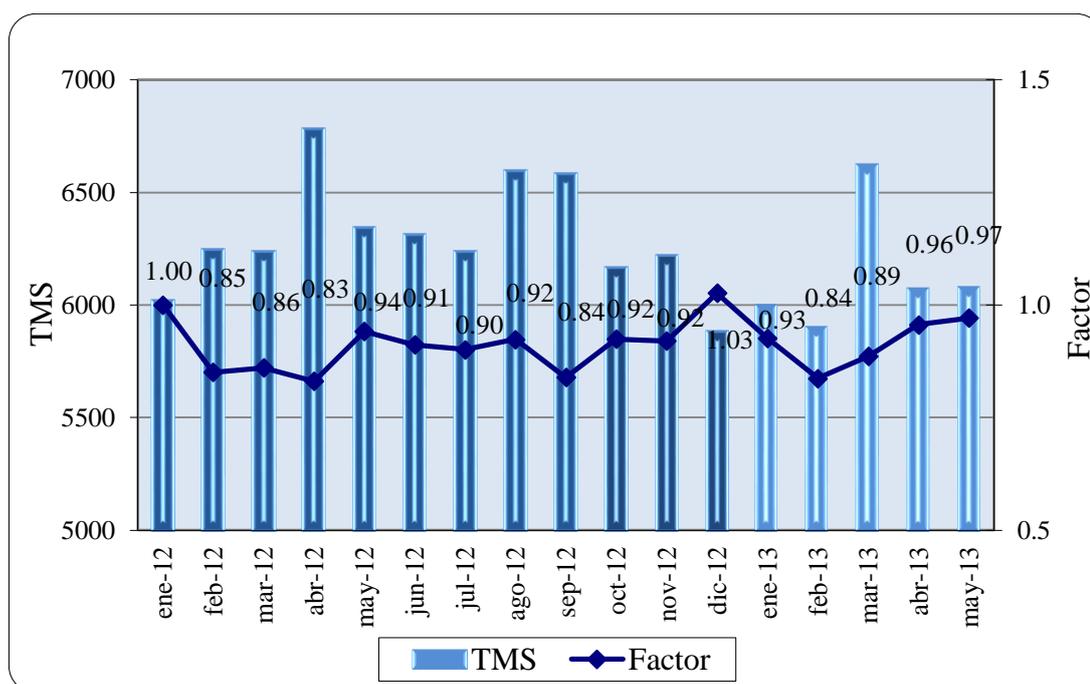


Figura 4. 13: TMS producidas de concentrados vs. Factor de producción

En las Tablas 4.12 y 4.13 se muestran los detalles mensuales de costos unitario directo del año 2013 (de enero hasta mayo) al igual que las demás tablas de costo de producción resaltando la tendencia al incremento. En la Figura 4.13 se muestra en detalle mensual el factor de producción con respecto a las TMS producidas de concentrados que ingresan al circuito de remolienda observándose que el ingreso de producción varía en un pequeño rango de 0.83 hasta 1.03.

La Tabla 4.14 muestra el factor de saldo de producción en 0.47% que representa un margen positivo promedio del presente año 2013 (de enero hasta mayo) respecto a promedio obtenido el año 2012.

Tabla 4. 14: Factor producción Promedio 2012 y 2013

Año	Costo Unitario Directo	Producción	Factor Saldo	%
Prom-2012	0.0011	1.0000	0.999	0.47
Prom-2013	0.0015	1.0051	1.004	

CONCLUSIONES

- La optimización del proceso metalúrgico es de mucha importancia para definir el mejor procesamiento del mineral. El fuerte incremento de los costes energéticos habido en los últimos años ha obligado a la búsqueda de nuevos sistemas más económicos y al reestudio de los sistemas existentes para optimizarlos. En concreto, en las plantas de preparación de minerales, en las fases de mayor consumo de energía se hace preciso un estudio a fondo para procurar obtener un mayor rendimiento, es decir, más toneladas de mineral molido por cada kilowatts empleado.
- Que los minerales por disolver, especialmente el oro, no tenga un tamaño (obtener un tamaño de partícula $95\% \leq -$ malla 400 ($38\mu\text{m}$)) tal que el tiempo necesario para disolverlo afecte el costo de la operación Si se tiene una mejoría de los ingresos por mejoramiento de los márgenes en el procesamiento metalúrgico, dado que este proceso es muy económico, entonces será posibles extraer de manera económica reservas minerales que actualmente no son aprovechadas.
- Los costos de producción unitarios se incrementaron debido al incremento de tonelaje, equipos (hidrociclón, molino y bomba) desde 3.59 hasta 5.91 US\$/TMS. El costo de energía y equipos es el que incrementa el costo en la operación de la planta. El estudio de viabilidad del esquema de flujo ha sido empleado para comparar las modificaciones de los diagramas de flujos, con la finalidad de ganar mayor conocimiento del proceso, de evaluar estrategias alternativas de control y la estimación del costo de producción.

- El factor de producción con respecto a las TMS producidas de concentrados que ingresan al circuito de remolienda prácticamente se mantiene en promedio haciendo solo una variación de 0.47%. Al final, el principal resultado de todas las acciones se vio reflejado en la recuperación ascendente del oro.

- Un medio relativamente económico y simple de reducir los costos de producción es mejorar la eficacia de la clasificación. Con bastante detalle se describe una selección preliminar de ciclones y una bomba utilizados en el circuito de remolienda. Primero se revisa la operación del circuito, luego se realizan los cálculos para el ciclón típico usando expresiones matemáticas disponibles en la literatura y finalmente, se hace la selección definitiva. Tanto para la selección de bombas como de ciclones, debe determinarse una serie de balances de materia del circuito en esquema. De cualquier modo el único medio de alcanzar una operación satisfactoria es mediante el control periódico y la necesaria evaluación de la operación del circuito en conjunto.

- Se recomienda la tecnología Isamill que es desarrollada e impulsada por la incapacidad de los molinos convencionales para tratar eficazmente los minerales de grano fino, alta eficiencia de consumo de energía, bajo consumo y no efectos del desgaste de piezas de aceros de medios de molienda inerte y clasificador interno cuyo producto sin usar clasificadores externos.

- Se están realizando en el laboratorio metalúrgico trabajos relacionados a la pre-aireación con el objetivo de reducir costos en cianuro y optimizar el uso de los equipos desde la salida del filtro 9'x6', debido a la granulometría del concentrado que tiene un promedio de tamaño de malla de 65 – 70 % (-malla 400).

BIBLIOGRAFIA

1. DOMIC MIHOVILOVIC, ESTEBAN MIGUEL. HIDROMETALURGIA Fundamentos, procesos y aplicaciones. Edición 2001, Editado Andros Impresores – Chile. Pág. 187 – 218.
2. ERROL G. KELLY, DAVID J. SPOTTISWOOD. Introducción al Procesamiento de Minerales. Primera Edición 1990. Editorial LIMUSA – México. Pág. 227 – 260.
3. HABASHI, F. A. Textbook of Hydrometallurgy. 2da Edition. Québec – Canada 1999. Pág. 193 – 206.
4. HAUNG, TWIDWEL Y MILLER. Hidrometalurgia. Pág. 43 – 69.
5. MISARI CHUQUIPOMA, FIDEL SERGIO. Metalurgia del Oro. Primero Edición 2010. Editorial San Marcos – Perú. Pág. 15 – 40.
6. MULAR, ANDREW L., HALBE, DOUG N. AND BARRATT, DEREK J. Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. SME. Volumen 1. Littleton, Colorado – USA 2002. Pág. 880 – 893.
7. MULAR, ANDREW L. AND N. A. JULL. The Selection of Cyclone Classifiers, Pump and Pump Boxes for Grinding Circuits, Mineral Processing Plant Design. SME. Littleton, Colorado – USA 1978. Pág. 376 – 403.
8. RUIZ, VICTOR Y BARRIOS, GODOFREDO. Selección Bombas Centrifugas para Pulpas. DENVER – FIMA.
9. SEPULVEDA, JAIME E., GUTIERREZ R., LEONEL. Dimensionamiento y Optimización de Plantas Concentradoras mediante Técnicas de Modelación Matemática. Pág. 143 – 184.
10. WARMAN Centrifugal Slurry Pumps. Slurry Pump Handbook. Primera Edición – Febrero 2009

ANEXOS

Anexo 1: Planilla de cálculos de ciclones

DIMENSIONAMIENTO DE CICLONES												
DATOS												
Ø Diámetro del Ciclón		Pulg.										
Ø Diámetro de Ingreso		Pulg.										
Ø Diámetro Vórtex Finder		Pulg.										
Ø Diámetro Ápex		Pulg.										
Altura (h)		Pulg.										
Presión (5 a 10 PSI)		PSI										
		Kpa										
mallá 200		µm										
PARAMETROS												
	Alimento	Descarga	Rebose									
Tonelaje				TMPH								
%Sólidos				%Peso								
G.e.												
Densidad				Kg/Lt								
Caudal				pies ³ /min m ³ /h gpm								
Φ												
%CC												
MODELO DE PLITT		MODELO KREBS										
Variables de Diseño Ao Ø Ciclón Ø Alimento Ø Vortex Ø Apex Altura Caudal $\exp(0.063 * \phi)$ $(ds - dl)^{0.5}$		Factores de Diseño C ₁ : corrección por efecto del % de sólidos en vol. alimentados al ciclón C ₂ : corrige el efecto de la caída de presión a través del ciclón C ₃ : corrige el efecto de la gravedad específica de los sólidos										
Cálculo d₅₀ Tamaño de corte d ₅₀ 166.2 µm		<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td colspan="2" style="text-align: center;">Factor %Ac.(-)</td> </tr> <tr> <td colspan="2" style="text-align: center;">FACTOR C₁</td> </tr> <tr> <td colspan="2" style="text-align: center;">FACTOR C₂</td> </tr> <tr> <td colspan="2" style="text-align: center;">FACTOR C₃</td> </tr> </table>			Factor %Ac.(-)		FACTOR C ₁		FACTOR C ₂		FACTOR C ₃	
Factor %Ac.(-)												
FACTOR C ₁												
FACTOR C ₂												
FACTOR C ₃												
		d₅₀ (Aplicación) y d₅₀ (base) <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td>d₅₀ de aplicación</td> <td style="text-align: right;">µm</td> </tr> <tr> <td>d₅₀ (base)</td> <td style="text-align: right;">µm</td> </tr> </table>			d ₅₀ de aplicación	µm	d ₅₀ (base)	µm				
d ₅₀ de aplicación	µm											
d ₅₀ (base)	µm											
		Ø Diámetro del Ciclón y Apex <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td>Ø Diámetro del Ciclón</td> <td style="text-align: right;">Pulg.</td> </tr> <tr> <td></td> <td style="text-align: right;">Pulg.</td> </tr> <tr> <td>Ø Diámetro Ápex</td> <td style="text-align: right;">Pulg.</td> </tr> <tr> <td></td> <td style="text-align: right;">Pulg.</td> </tr> </table>			Ø Diámetro del Ciclón	Pulg.		Pulg.	Ø Diámetro Ápex	Pulg.		Pulg.
Ø Diámetro del Ciclón	Pulg.											
	Pulg.											
Ø Diámetro Ápex	Pulg.											
	Pulg.											
		Número de Ciclones <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td>Caudal (Q)</td> <td style="text-align: right;">gpm</td> </tr> <tr> <td># Ciclones</td> <td style="text-align: right;">Ciclones - 10</td> </tr> </table>			Caudal (Q)	gpm	# Ciclones	Ciclones - 10				
Caudal (Q)	gpm											
# Ciclones	Ciclones - 10											

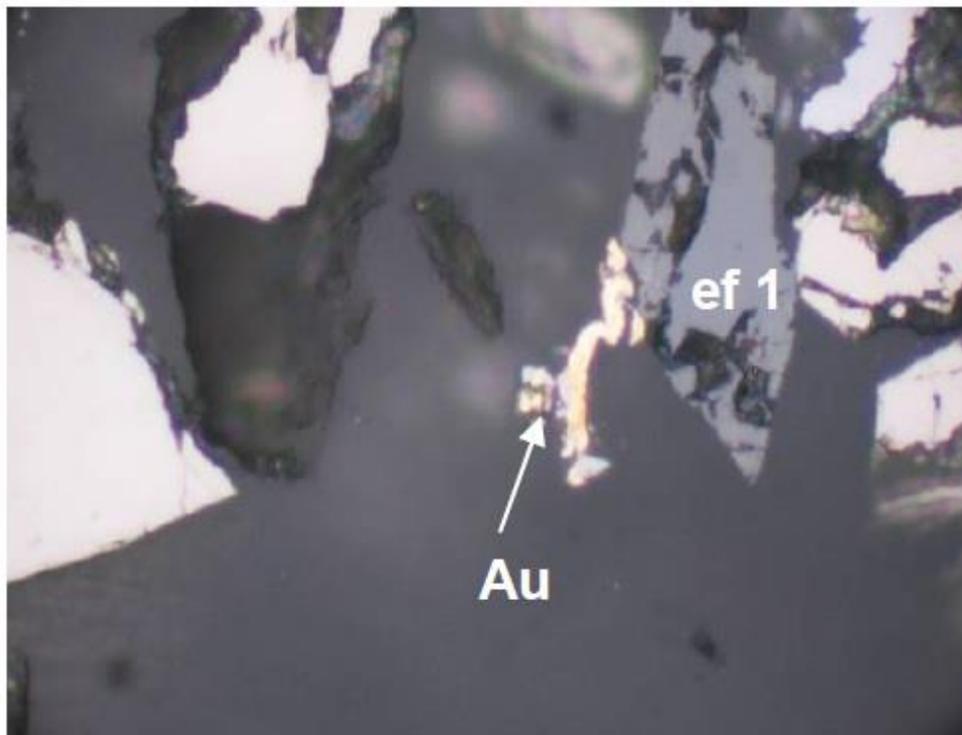
Anexo 2: Planilla de cálculos de Bombas

Tratamiento	TMS/día
Dp	g/l
G.e.	g/cc
%S	%
Longitud Tubería	ft
Altura	ft
Bomba SRL	x
Accesorios (línea de descarga)	
Presión	PSI
Q (Caudal) =	G.P.M.
Granulometría	µm
Uso de tablas para los factor y de la bomba	
1° Cálculo de la fricción	
a) Longitud equivalente:	
b) Factor de Fricción:	
c) factor de pulpa: (%Sv =)	
Factor	
Fricción	ft
Hp	ft
2° Cálculo de TDH	TDH (Altura dinámica total) ft
3° Factor Granulometría	Factor (CF1)
4° Factor por gravedad específica	Factor (CF2)
5° Cabeza total de Bombeo	TDHc (Altura dinámica total corregida) ft
Velocidad de la bomba =	RPM
a) Velocidad Periferica =	Ft/min
b) Velocidad de Descarga =	Ft/seg.
2° Cálculo de la Potencia del Motor	
Eficiencia	%
BHP =	HP
Considerando los siguientes factores:	
Factor por Pérdida de Potencia	= 1.1
Factor por Nivel del mar	= 0.94
Factor por paradas/arranques	= 1.15
Potencia =	HP

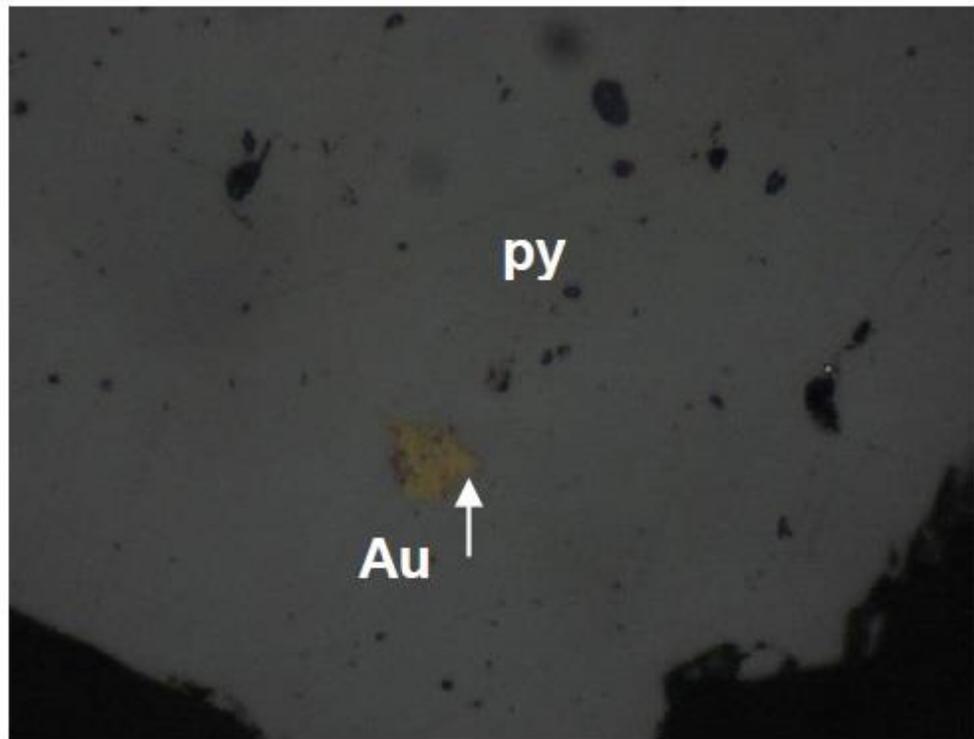
**Anexo 3: Análisis Mineralógicos del Concentrado de Flotación y Relave de
Cianuración**

Estudio Mineralógico por Microscopia Óptica del Concentrado de Flotación

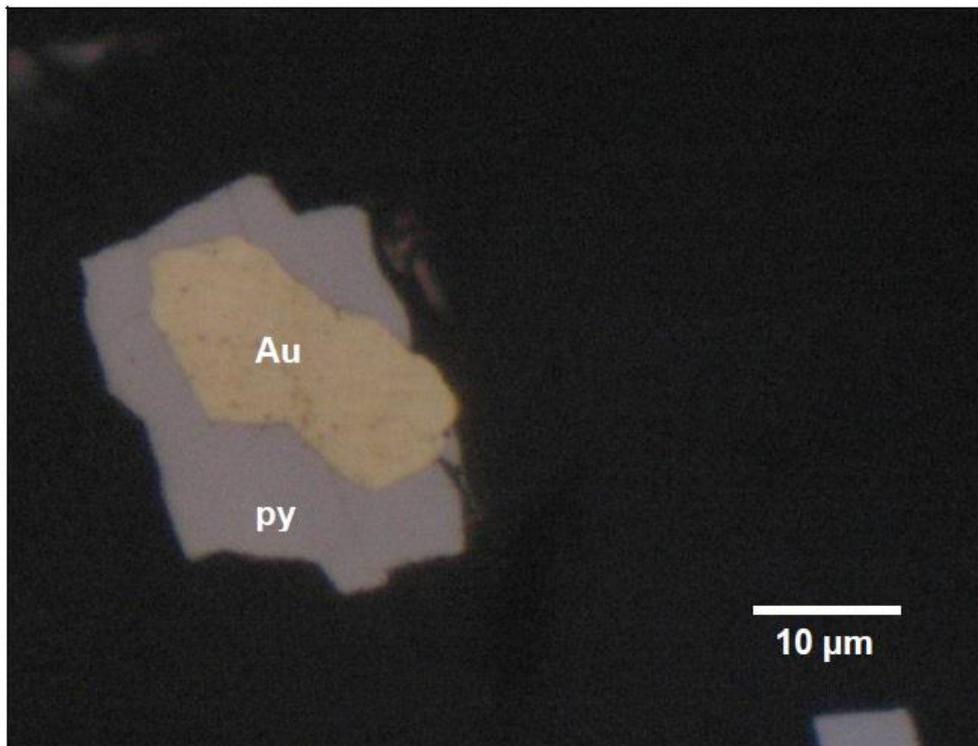
Minerales Libres	Porcentajes (%)
Gangas	20
Pirita	35
Arsenopirita	17
Esfalerita 1	5
Esfalerita 2	1
Galena	1
Calcopirita	1



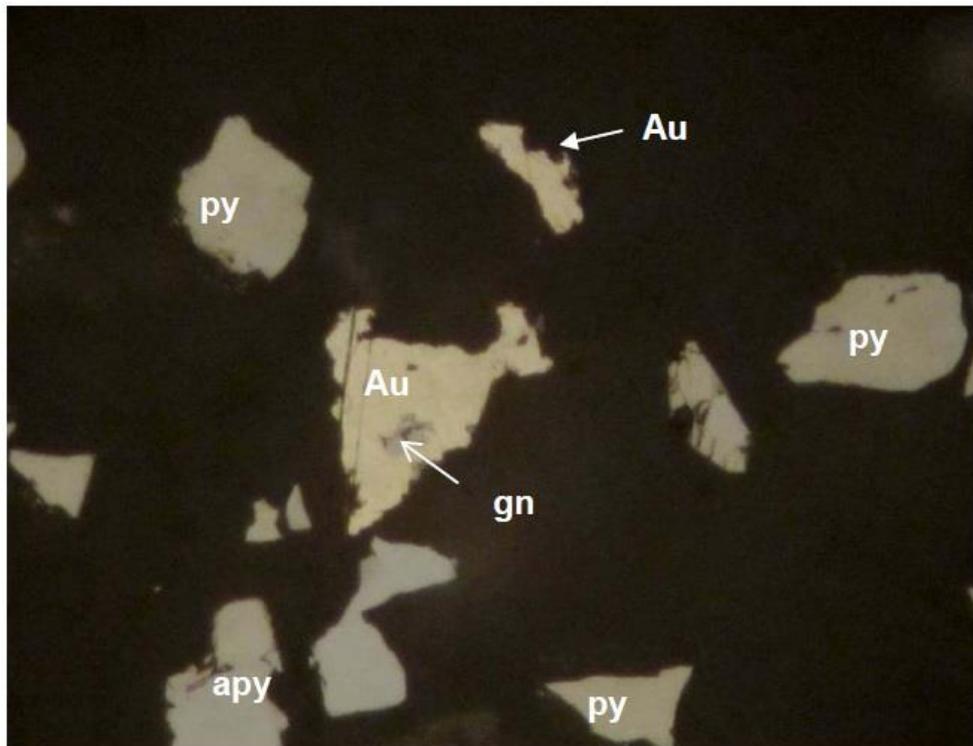
Fotomicrografía de grano libre de oro mide 26x3 μ m



Fotomicrografía de grano de oro como inclusión en la pirita (py) mide 10x8 μm



Fotomicrografía de grano mixto de pirita (py) y oro nativo mide 20x5 μm



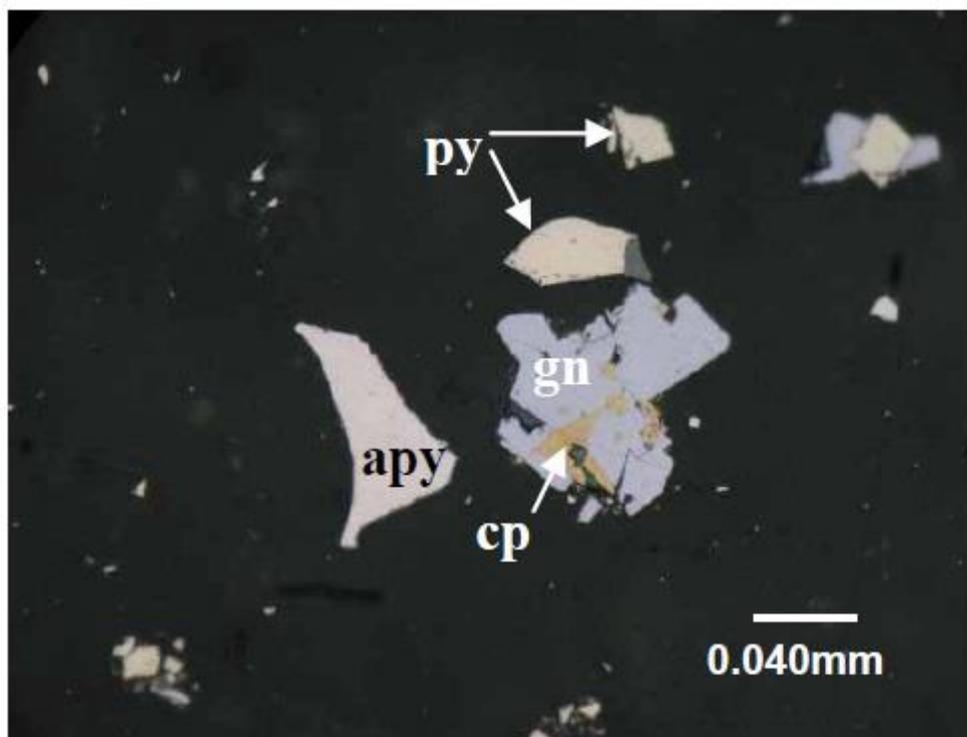
Fotomicrografía de grano de oro nativo con inclusiones de galena (gn). Los granos de oro miden 50x60 μm y 42x18 μm . Hay otros granos de pirita (py) y arsenopirita (apy)



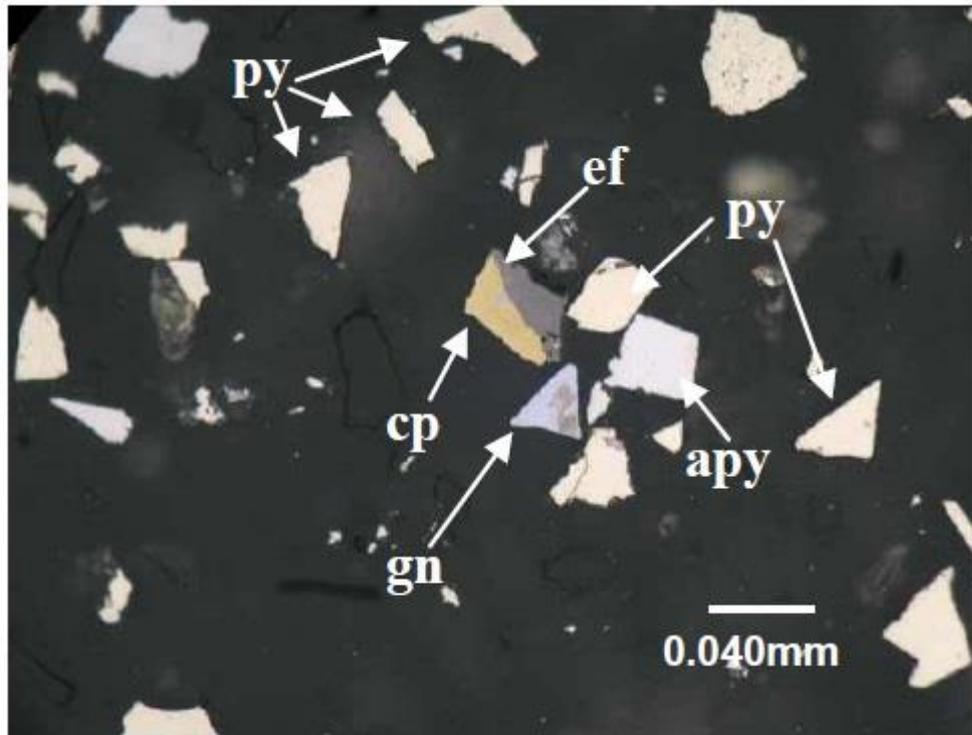
Fotomicrografía de grano de oro como inclusiones en la pirita (py) mide 4x3 μm

Estudio Mineralógico por Microscopía Óptica del Relave de Cianuración

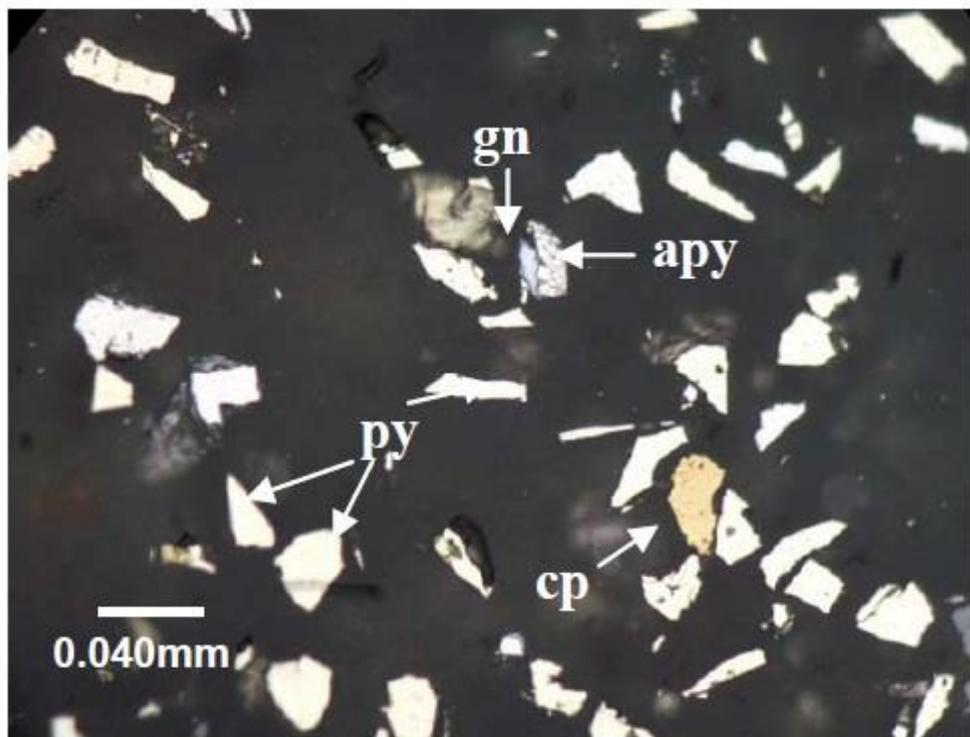
Minerales	Fórmula General	(%)
Pirita	FeS_2	26.98
Galena	PbS	13.95
Arsenopirita	FeAsS	21.24
Cuarzo	SiO_2	20.93
Albita	$\text{NaAlSi}_3\text{O}_8$	2.59
Ortoclasa	KAlSi_3O_8	4.37
Esfalerita	$(\text{Zn,Fe})\text{S}$	7.63
Calcita	CaCO_3	1.95
Calcopirita	CuFeS_2	0.38



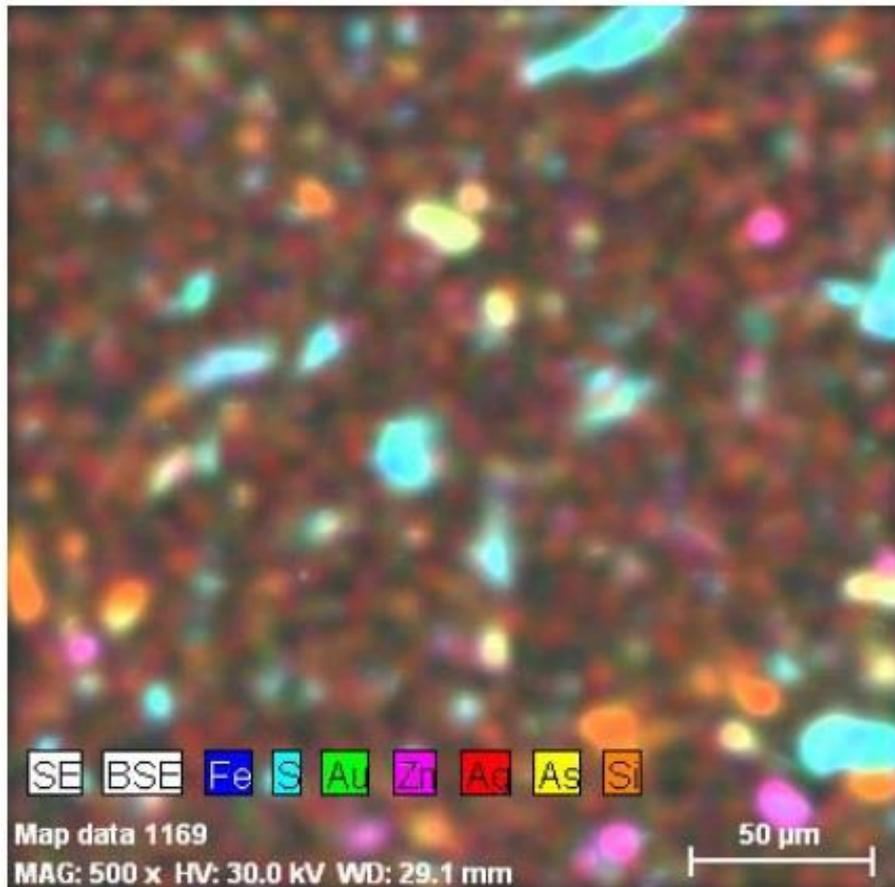
Fotomicrografía de galena (gn) asociada a calcopirita (cp), granos libres de arsenopirita (apy) y de pirita (py)



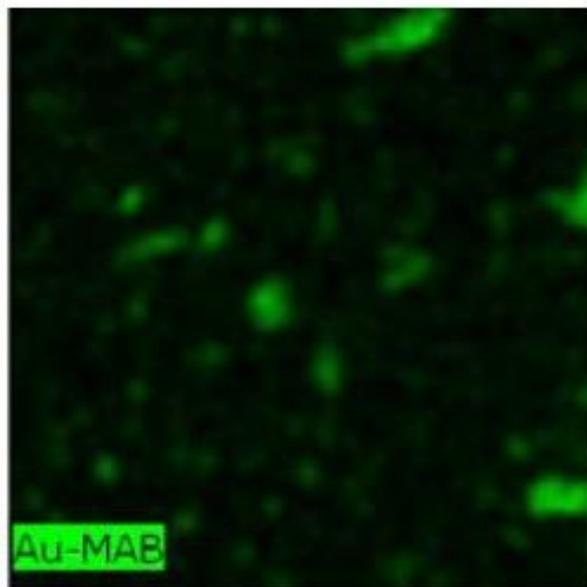
Fotomicrografía de granos mixtos de esfalerita (ef) asociada a calcopirita (cp), granos libres de galena (gn), arsenopirita (apy), pirita (py)



Fotomicrografía de grano mixto de galena (gn) y arsenopirita (apy), calcopirita (cp), de pirita (py)



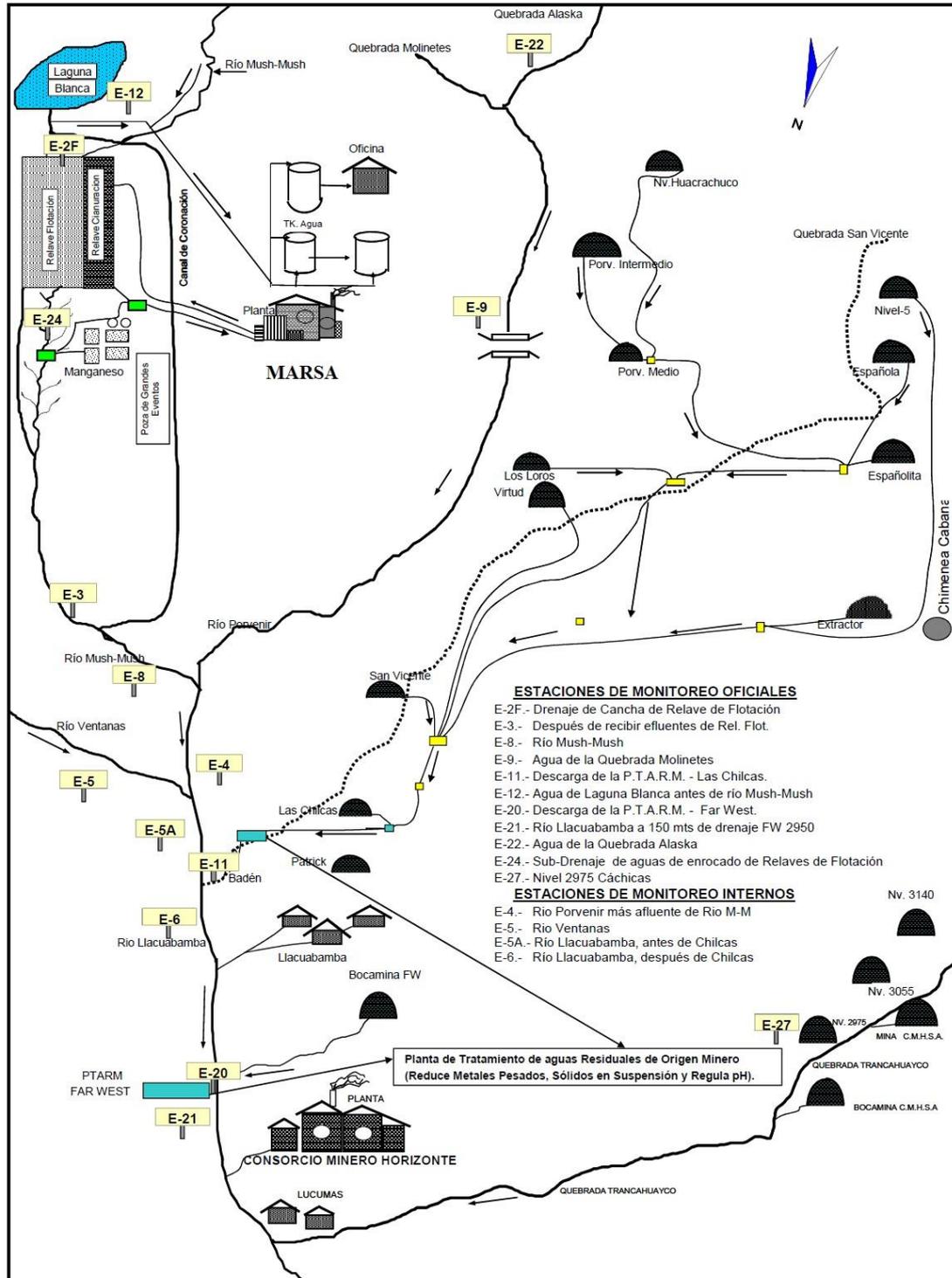
Análisis con el microscopio electrónico se observa la distribución de los elementos



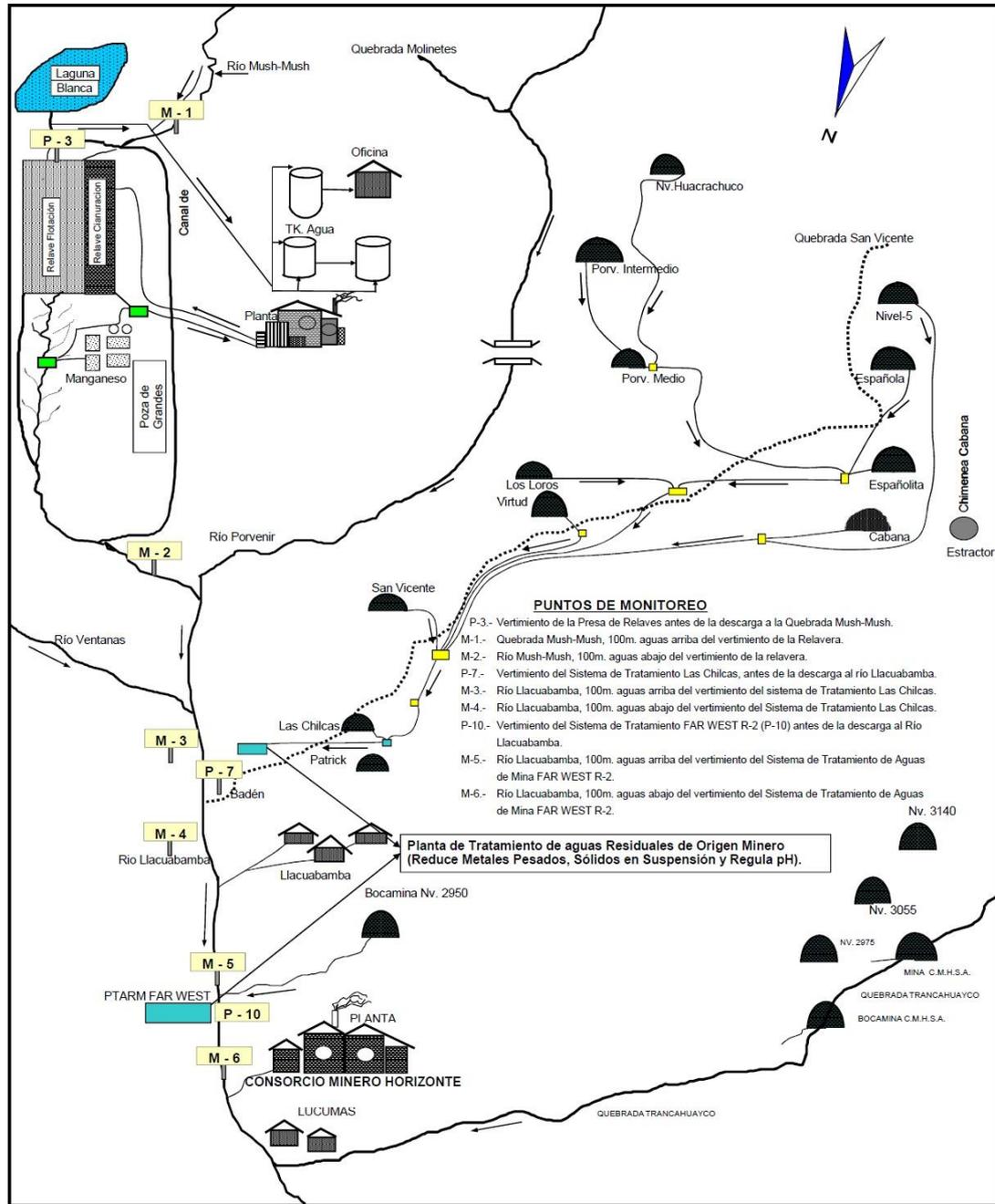
Mapeo para los elementos presentes, el oro está presente de color verde

Anexo 4: Monitoreo de Efluentes líquidos

Estaciones de monitoreo de efluentes líquidos - MEN



Estaciones de monitoreo de efluentes líquidos – DIGESA/ANA



Matriz de Control de Indicadores de Medio Ambiente

PROCESO	DOCUMENTO ASOCIADO	CONTROLES						
		NOMBRE INDICADOR	FRECUENCIA	LÍMITE CRÍTICO/CRITERIO ACEPTACIÓN/META	FRECUENCIA DE MONITOREO	REGISTRO		
Control y Supervisión de Medio Ambiente	Informe Mensual del PCSMA e Infomes a la Autoridad Competente	Características físico-químicas de calidad de agua	pH	Semanal/Mensual	< 6 – 9 >	Mensual (interno) / Trimestral (MEM)	PETS-MA-MA-5-F1 Monitoreo de calidad de agua de efluentes y cuerpos receptores	
			Conductividad	Semanal/Mensual	No Aplica			
			Oxígeno disuelto	Semanal/Mensual	>4 mg/L			
			Temperatura	Semanal/Mensual	No Aplica			
			Sólidos Totales en Suspensión	Semanal/Mensual	< 50 mg/L	Mensual (interno) / Trimestral (MEM)		
	Informe Mensual del PCSMA e Infomes a la Autoridad Competente	Características Químicas	Metales Disueltos y Totales	Semanal/Mensual	Valores establecidos en el rango de los LMP		Mensual (interno) / Trimestral (MEM)	Memorando Interno de Laboratorio Químico
			Cianuro Total	Quincenal	< 1 mg/L			
			Cianuro libre	Quincenal	< 0.022 mg/L			
			Cianuro WAD	Mensual	< 0.1 mg/L			
	Informe Mensual del PCSMA e Infomes a la Autoridad Competente	Concentración de Material Particulado	Partículas Totales en suspensión	Mensual	<100 mg/ m3	Mensual (interno) / Trimestral (MEM)	Reporte de Laboratorio SGS	
			Partículas Menores a 10 µm	Mensual	<50 µg / m3	Mensual (interno) / Trimestral (MEM)		
			Arsénico	Mensual	<6 µg / m3	Mensual (interno) / Trimestral (MEM)		
			Plomo	Mensual	<1.5 µg / m3	Mensual (interno) / Trimestral (MEM)		
	Informe Mensual del PCSMA e Infomes a la Autoridad Competente	Nivel de Ruido Ambiental	Mensual	80 Db Zona Industrial	Mensual	PETS-MA-MA-17-F1 Monitoreo de Ruido Ambiental		
	Plan de Manejo de Residuos Sólidos	Producción Percápita de residuos sólidos	Mensual	No Aplica	Mensual	PETS-MA-MA-13-F1 Declaración de residuos sólidos		
		% de tachos correctamente clasificados	Mensual	No Aplica	Mensual			
% de residuos reciclados		Mensual	No Aplica	Mensual				
% de residuos reutilizados		Mensual	No Aplica	Mensual				